



Технологические расчеты установок переработки нефти

*Допущено Министерством высшего
и среднего специального образования СССР
в качестве учебного пособия для студентов вузов
по специальности «Химическая технология
переработки нефти и газа»*



МОСКВА
•ХИМИЯ•
1987

6П7.43

T384

УДК 665.63/67:9.001.2(075.8)

Авторы: М. А. ТАНАТАРОВ, М. Н. АХМЕТШИНА,
Р. А. ФАСХУТДИНОВ, Н. Д. ВОЛОШИН, П. А. ЗОЛОТАРЕВ

Рецензенты:

Зав. кафедрой химической переработки нефти и газа, проф.
М. Е. Левинтер (Куйбышевский политехнический ин-т), зав. сек-
тором ВНИПИнефть, канд. техн. наук С. Г. Рогачев.

*Марат Ахсанович Танатаров, Мунира Набиевна Ахметшина,
Риф Акрамович Фасхутдинов, Николай Дмитриевич Волошин,
Петр Артемьевич Золотарев*

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ УСТАНОВОК ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ

Редактор И. А. Захарьянц
Художественный редактор Н. В. Носов
Технический редактор О. В. Тюрина
Корректор Т. С. Васина

ИБ № 1668

Сдано в наб. 17.07.86. Подп. в печ. 08.12.86. Формат бумаги
60×90^{1/16}. Бумага тип. № 2. Гарнитура литературная. Печать
высокая. Усл. печ. л. 22. Усл. кр.-отт. 22. Уч.-изд. л. 23,06.
Тираж 7400 экз. Заказ № 407. Цена 1 р. 10 к. Изд. № 2631

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия».
107076, Москва, Стромынка, 21

Московская типография № 11 Союзполиграфпрома при Го-
сударственном комитете СССР по делам издательств, по-
лиграфии и книжной торговли.
113105, Москва, Нагатинская ул., д. 1

УДК 665.63/67:9.001.2(075.8)

Технологические расчеты установок переработки
нефти: Учеб. пособие для вузов/Танатаров М. А., Ах-
метшина М. Н., Фасхутдинов Р. А. и др. М.: Химия,
1987. 352 с.

Даны типовые методы расчета процессов переработки нефти и газа, основы выбора технологических схем, режимов и конструктивного их оформления, а также обоснование выбора оптимальных проектных решений. Приведены алгоритмы и программы расчета на ЭВМ физических и химических процессов нефтепереработки. Изложены методы расчета процессов, обеспечивающих охрану окружающей среды.

Предназначено для студентов нефтяных и химико-технологических вузов, специализирующихся в области химической технологии переработки нефти и газа. Может быть полезно инженерам и исследователям, работающим в области переработки нефти.

Табл. 82. Ил. 82. Библиогр. список: 86 назв.

2803020100-080
T 050(01)-87 80-87

© Издательство «Химия», 1987 г.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	6
Условные обозначения	8
Глава 1. Подготовка и первичная переработка нефти	10
1.1. Выбор параметров процесса обессоливания нефти	11
1.1.1. Место установки по подготовке нефти в общей схеме переработки. Требования по содержанию примесей	11
1.1.2. Параметры процесса ЭЛОУ	12
1.2. Электродегидраторы	20
1.2.1. Выбор конструкции и расчет объема электродегидратора	20
1.2.2. Требования к электрооборудованию установок ЭЛОУ	23
1.3. Влияние свойств нефти на технологию ее переработки и качество получаемых продуктов	24
1.3.1. Характеристика нефтей, поступающих на установки АВТ	24
1.3.2. Построение кривых ИТК и качества смеси нефтей	25
1.3.3. Ассортимент получаемой продукции. Материальный баланс установок	27
1.3.4. Обоснование и выбор схемы установки АВТ	31
1.3.5. Генеральный план установки АВТ	40
1.4. Расчет ректификационных колонн	43
1.4.1. Выражение состава нефти и ее фракций при расчете перегонки и ректификации	43
1.4.2. Расчет однократного испарения многокомпонентной углеводородной смеси	43
1.4.3. Расчет температур начала и конца однократного испарения многокомпонентной углеводородной смеси. Расчет температуры верха колонны	53
1.4.4. Расчет температур вывода бокового погона и низа отпарной колонны	57
1.4.5. Расчет колонн, работающих при избыточном давлении	58
1.4.6. Расчет колонн, работающих в вакууме	72
1.5. Гидравлический расчет тарелок и определение размеров ректификационной колонны	75
1.5.1. Выбор типа тарелок	76
1.5.2. Определение высоты колонны	81
1.5.3. Расчет колпачковых, ситчатых, струйных тарелок и тарелок с S-образными элементами	83
1.5.4. Расчет клапанных прямооточных тарелок	94
1.5.5. Расчет ситчатых тарелок с отбойными элементами	101
1.5.6. Расчет решетчатых провальных тарелок	104
1.5.7. Примеры расчета	105
1.6. Расчет и выбор технологического оборудования	109
1.6.1. Теплообменные аппараты	109
1.6.2. Холодильники и конденсаторы	118
1.6.3. Трубчатые печи	122
1.6.4. Расчет дымовой трубы	130
1.6.5. Выбор насосов	132
1.7. Сводные расходные показатели	136

Глава 2. Каталитические процессы нефтепереработки. Гидроочистка топлив	140
2.1. Расчет реакторного блока установки гидроочистки дизельного топлива	143
2.1.1. Выход гидроочищенного топлива	144
2.1.2. Расход водорода на гидроочистку	145
2.1.3. Потери водорода с отдувом	146
2.1.4. Материальный баланс установки	149
2.1.5. Расчет объема катализатора	149
2.1.6. Расчет потери напора в слое катализатора	156
2.2. Регенерация катализатора гидроочистки	157
Глава 3. Термодеструктивные процессы	160
3.1. Термический крекинг	160
3.1.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установки	161
3.1.2. Расчет реакционного змеевика	168
3.1.3. Расчет выносной реакционной камеры	177
3.2. Замедленное коксование нефтяных остатков	178
3.2.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установки	178
3.2.2. Кинетический и гидродинамический расчеты реакционных камер	181
3.2.3. График работы реакционных камер	183
3.2.4. Пример расчета реакционных камер установки замедленного коксования	184
3.3. Прокаливание нефтяного кокса	189
3.3.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установок прокаливания	189
3.3.2. Расчет барабанной прокалочной печи	194
3.3.3. Расчет прокалочной печи с вращающимся подом	204
3.4. Производство битумов	207
3.4.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима получения окисленных битумов	207
3.4.2. Технологический расчет окислительной колонны непрерывного действия	208
3.4.3. Пример расчета окислительной колонны непрерывного действия	210
Глава 4. Производство масел	212
4.1. Математическая модель экстракции процессов производства масел	212
4.1.1. Идеальные, реальные и регулярные растворы	214
4.1.2. Уравнение растворимости Гильдебранда и его совершенствование	216
4.2. Математическая модель процесса деасфальтизации в растворе пропана	219
4.2.1. Технологическая схема процесса деасфальтизации	219
4.2.2. Уравнение растворимости для деасфальтизации	220
4.2.3. Однократная экстракция бинарных и многокомпонентных систем	221
4.2.4. Противоточная экстракция многокомпонентных систем	230
4.2.5. Расчет процесса деасфальтизации на ЭВМ «Мир-1»	242
4.3. Математическая модель процесса фенольной очистки масел	245
4.3.1. Технологическая схема процесса фенольной очистки масел	245
4.3.2. Уравнение растворимости для фенольной очистки масел	247
4.3.3. Однократная экстракция фенолом бинарных и многокомпонентных смесей	250
4.3.4. Противоточный многоступенчатый процесс очистки масел фенолом	263
4.3.5. Расчет процесса фенольной очистки масел на ЭВМ «Мир-1»	278

Глава 5. Очистка технологических потоков и охрана окружающей среды 280

5.1. Расчеты по очистке и осушке газовых потоков	280
5.1.1. Абсорбенты для очистки газов	281
5.1.2. Расчет тарельчатых абсорберов	282
5.1.3. Осушка газов	286
5.1.4. Расчет адсорберов для осушки газов	286
5.1.5. Расчет цикла регенерации адсорбента	293
5.2. Расчеты элементов систем по охране воздушного бассейна	297
5.2.1. Выбросы из одиночного источника	299
5.2.2. Высота дымовой трубы	302
5.2.3. Элементы факельной системы	302
5.2.4. Каталитическое обезвреживание газовых выбросов	308
5.3. Расчеты элементов сооружений по очистке сточных вод	314
5.3.1. Сооружения механической очистки сточных вод	315
5.3.2. Биохимическая очистка сточных вод	320
5.3.3. Расчет необходимой степени очистки сточных вод	323

Литература 326

Приложения

1. Номограмма для определения вязкости нефтепродуктов в зависимости от температуры	330
2. Номограмма Молина — Гурвича для определения вязкости смесей нефтепродуктов	331
3. График Максвелла для нахождения давления насыщенных паров углеводородов и их смесей	332
4. График для определения энтальпии нефтяных паров и жидкостей	333
5. Давление насыщенного водяного пара	334
6. Основные характеристики ректификационных колонн действующих установок АВТ	334
7. Параметры колпачковых тарелок (однопоточных, разборных)	335
8. Параметры тарелок с S-образными элементами	336
9. Параметры струйных тарелок с отбойными элементами	337
10. Параметры решетчатых тарелок	337
11. Типоразмеры клапанных прямооточных тарелок при $t_1 = 50^\circ\text{C}$	338
12. График для определения критерия Нуссельта в трубном пространстве кожухотрубных аппаратов типа ТП, ХП, ТН и ХН ($d_n = 25$ мм)	339
13. График для определения Φ_k к коэффициенту теплоотдачи	340
14. График для определения критерия Нуссельта в межтрубном пространстве кожухотрубных теплообменников с плавающей головкой ($d_n = 25$ мм, расположения по квадрату)	341
15. Характеристика теплообменников с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)	342
16. Площадь проходного сечения по трубам в теплообменниках с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)	343
17. Площадь проходного сечения по межтрубному пространству в теплообменниках с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)	344
18. Характеристика аппаратов воздушного охлаждения зигзагообразных АВЗ (ОСТ 26-02-1521—77)	344
19. Характеристика аппаратов воздушного охлаждения горизонтальных АВГ (ОСТ 26-02-1522—77)	345
20. Климатические данные по некоторым пунктам СССР	346
21. Площадь свободного сечения аппаратов воздушного охлаждения перед секциями из оребренных труб	346
22. Полезная тепловая нагрузка трубчатых печей различных типов	347
23. Площадь сечения труб наиболее часто используемых диаметров	349
24. Расход рабочего пара и охлаждающей воды для пароежекторных вакуумных насосов	349
25. Зависимости энтальпии паров нефтепродуктов I от температуры t при различном давлении P	352

ПРЕДИСЛОВИЕ

В связи с переходом на интенсивные методы технологии и строительством укрупненных и комбинированных установок все большую роль играет повышение качества расчетов процессов и аппаратов нефтепереработки, оптимизации действующих и проектируемых технологических схем. Особое место отводится вопросам тщательного обезвоживания и обессоливания нефтей как основному условию повышения технико-экономических показателей производства за счет увеличения межремонтных пробегов технологических установок, снижения возможности отравления катализаторов, улучшения качества остаточных нефтепродуктов и т. д.

В Основных направлениях экономического и социального развития СССР на 1986—1990 годы и на период до 2000 года указана важнейшая проблема в нефтеперерабатывающей промышленности: «...обеспечить дальнейшее углубление переработки нефти и существенное увеличение выработки моторных топлив, а также сырья для химической, нефтехимической и микробиологической промышленности». Повышение эффективности использования нефти в процессе ее первичной и вторичной переработки прежде всего связано с углублением отбора нефтепродуктов от их потенциального содержания. Эта задача должна решаться преимущественно путем интенсификации и реконструкции действующих установок первичной и вторичной переработки нефти. Основой реконструкции являются прежде всего надежные проверочные расчеты, позволяющие уточнить оптимальные параметры того или иного процесса и определить запас по производительности имеющихся аппаратов и оборудования. Большое значение в обеспечении надежной работы технологических установок имеет подготовка газовых потоков (удаление сероводорода, осушка) для дальнейшей их переработки в качестве углеводородного сырья или использования в технологических процессах (например, циркулирующий водородсодержащий газ, инертный газ).

Увеличение мощностей нефтеперерабатывающих заводов требует повышения эффективности мер по охране природы. Успешное решение экологических проблем в значительной степени зависит от рационального проектирования и совершенствования таких технологических процессов, как системы факельного хозяйства, каталитического обезвреживания газовых выбросов и очистки производственных сточных вод.

В данном учебном пособии обобщен опыт руководства курсовым и дипломным проектированием в Уфимском нефтяном институте с учетом некоторых методов расчета, применяемых в проектных институтах.

Пособие включает пять глав, в каждой из которых имеется небольшое введение. Ограниченность пособия не позволила включить расчеты таких важных для нефтепереработки процессов, как каталитический крекинг и каталитический риформинг. Однако, авторы исходили из того, что по расчетам указанных процессов имеется учебное пособие: Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. «Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности» (изд. 2-е, пер. и доп. — Л.: Химия, 1974. — 344 с.).

Впервые приведены методы расчета узла прокаливания кокса, без которого невозможно получить нефтяной электродный кокс, соответствующий требованиям ГОСТ по ряду показателей (например, по содержанию летучих, плотности и др.).

Подход к расчету процессов очистки масляных фракций селективными растворителями осуществлен с совершенно новых позиций, что позволило отказаться от традиционных графических методов расчета процессов экстракции с помощью треугольных диаграмм и применить математические модели многоступенчатой экстракции. На основании составленных программ были выполнены расчеты на ЭВМ, которые показали удовлетворительную сходимость с практическими данными на действующих установках. Приведены методики расчета абсорберов моноэтаноламиновой очистки газов, адсорберов для осушки газов, расчета элементов факельных установок, систем каталитического обезвреживания газовых выбросов, а также расчеты основных элементов сооружений по механической и биохимической очистке производственных сточных вод.

Предисловие и глава 5 написаны кандидатом технических наук Р. А. Фасхутдиновым, главы 1 и 2 — профессором доктором технических наук М. А. Танатаровым и кандидатом технических наук М. Н. Ахметшиной, глава 3 — профессором доктором технических наук Н. Д. Волошиным, глава 4 — кандидатом технических наук П. А. Золотаревым.

Авторы считают своим долгом выразить глубокую благодарность рецензенту книги канд. техн. наук С. Г. Рогачеву и кафедре химической технологии переработки нефти и газа Куйбышевского политехнического института им. В. В. Куйбышева (зав. кафедрой проф. М. Е. Левинтер) за ценные замечания и советы, которые были по возможности учтены при окончательном редактировании пособия.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- B — ширина, м; выход продукта, % (масс.)
 C — содержание вещества, % (масс.), % (об.), кг/м^3 , г/м^3
 c_p — средняя удельная теплоемкость при постоянном давлении, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
 D, d — диаметр, м
 d_{20}^4 — плотность относительная
 E — энергия активации, Дж/моль , кДж/моль ; напряженность, В/м
 e — массовая доля отгона; основание натурального логарифма
 e' — мольная доля отгона
 f — коэффициент трения; летучесть, МПа
 G — расход, производительность, кг/ч , % (масс.); энергия Гиббса, кДж/моль
 G' — объемный расход, объемная производительность, $\text{м}^3/\text{ч}$
 ΔG — изменение энергии Гиббса, кДж/моль
 g — ускорение силы тяжести, м/с^2 ; удельный расход, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$
 H, h — геометрическая высота, м
 I — энтальпия, кДж/кг
 K — коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; характеризующий фактор
 K_p — константа фазового равновесия
 L, l — длина, м; расстояние, м
 M — молекулярная масса
 N — число тарелок, секций, аппаратов, ступеней; число единиц переноса
 n — частота вращения, с^{-1}
 n_D^{20} — коэффициент преломления
 P — давление в системе, аппарате, Па
 p_i — давление насыщенных паров компонента, Па
 p — парциальное давление, Па
 ΔP — перепад давления, гидравлическое сопротивление, Па
 Q — количество тепла, кДж/ч
 q — тепловой эффект реакции, кДж/моль , кДж/кг ; тепловой поток, Дж/ч ; интенсивность теплоизлучения, $\text{МДж/м}^2 \cdot \text{ч}$
 R — универсальная газовая постоянная, $\text{кДж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$; радиус, м
 S — поверхность, площадь, м^2 ; энтропия, Дж/К
 T — температура, К
 t — температура, $^{\circ}\text{C}$
 Δt — разность температур, $^{\circ}\text{C}$
 u — линейная скорость, м/с , м/ч
 V — объем аппарата, м^3
 V_m — мольный объем, $\text{м}^3/\text{моль}$, $\text{см}^3/\text{моль}$
 w — объемная скорость, $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$
 x_i — массовая доля компонента i в жидкости
 x_i' — мольная доля компонента i в жидкости
 x_{Fi} — массовая доля компонента i в сырье
 y_i — массовая доля компонента i в парах
 y_i' — мольная доля компонента i в парах
 z — коэффициент сжимаемости
 Z — расход пара, кг , кмоль
 α — коэффициент теплоотдачи, $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К})$
 γ — коэффициент активности
 ε — диэлектрическая проницаемость; порозность
 δ — толщина, мм
 λ — коэффициент теплопроводности, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
 μ — вязкость динамическая, $\text{Па} \cdot \text{с}$
 ν — вязкость кинематическая, $\text{м}^2/\text{с}$; $\text{мм}^2/\text{с}$
 Π — периметр, м
 ρ_i — плотность абсолютная при температуре t , кг/м^3
 σ — поверхностное натяжение, Н/м ; параметр растворимости

τ — время, продолжительность, ч
 Φ — теплонпряженность (поверхностная плотность теплового потока),
кДж/(м²·ч)
Ar — критерий Архимеда
Fo — критерий Фурье
Nu — критерий Нуссельта
Pr — критерий Прандтля
Re — критерий Рейнольдса

Индексы

возд — воздух;
в. п. — водяной пар;
кр — критическое значение
н. к — начало кипения
к. к — конец кипения
о — окружающая среда
ср — среднее значение
ст — стенка
D — дистиллят
F — сырье
l — произвольный компонент
j — номер секции, тарелки, ступени
W — остаток

ГЛАВА 1

ПОДГОТОВКА И ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕРАБОТКА НЕФТИ

Обеспечение потребности страны в топливе и энергии — одна из важнейших проблем дальнейшего развития народного хозяйства. Доля нефти и природного газа в общем объеме производства энергетических ресурсов по состоянию на 1980 г. составляла 70%. Оценка изменений в объемах и структуре производства энергетических ресурсов в СССР показывает, что добыча нефти и газового конденсата стабилизируется или незначительно возрастет, а их доля в общем производстве энергетических ресурсов сократится. В таких условиях важнейшей задачей развития нефтеперерабатывающей промышленности становится углубление переработки как основной фактор повышения эффективности использования нефти в народном хозяйстве. При увеличении глубины переработки нефти, как показывают расчеты, в 1,2—1,4 раза против современного уровня расход нефти может быть уменьшен на 20—35%. Решение подобной задачи возможно путем разработки гибких технологических схем глубокой переработки нефти на основе широкого применения термokatалитических процессов, а также путем оптимизации* качества моторных топлив с целью расширения их ресурсов за счет увеличения доли отбора от нефти при прямой перегонке. Установки подготовки и первичной переработки нефти — головные на нефтеперерабатывающих предприятиях и эффективность их работы во многом определяет технико-экономические показатели завода в целом.

Наличие в поступающей на переработку нефти хлоридов и воды способствует хлористоводородной коррозии оборудования, приводит к длительным простоям технологических установок, сокращает срок службы дорогостоящих катализаторов, используемых во вторичных процессах, ухудшает качество товарных нефтепродуктов. В связи с продолжающимся укрупнением нефтеперерабатывающих установок и широким применением вторичных процессов жестче становятся требования к содержанию хлоридов в нефти, поступающей на переработку. При снижении содержания хлоридов до 5 мг/л из нефти удаляются такие металлы, как железо, кальций и магний; содержание ванадия снижается более чем в два раза. В настоящее время на многих нефтеперерабатывающих заводах переработке подвергаются нефти с содержанием хлоридов не более 3 мг/л.

* В данном случае под оптимизацией следует понимать снижение запаса качества топлив.

1.1. ВЫБОР ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ОБЕССОЛИВАНИЯ НЕФТИ

1.1.1. Место установки по подготовке нефти в общей схеме переработки.

Требования по содержанию примесей

Глубокое обессоливание нефти обеспечивает снижение коррозии и уменьшение отложений в аппаратуре, увеличение межремонтных пробегов установок (особенно АВТ, висбрекинга, термического крекинга и коксования), улучшение качества сырья для каталитических процессов, а также товарных продуктов — топлива, битума и электродного кокса. С внедрением мощных комбинированных установок возрастают требования к надежности работы оборудования и, следовательно, необходимость более глубокой очистки нефти становится весьма актуальной.

Содержание солей в нефти $C_{с.н}$ (г/м³) определяется по формуле

$$C_{с.н} = C_{в.н} C_{с.в}, \quad (1.1)$$

где $C_{с.н}$ — содержание воды в нефти, м³/м³;

$C_{с.в}$ — содержание солей в пластовой воде, г/м³.

Вода с растворенными в ней солями находится в извлеченной из пласта нефти в виде мелких капель размером от 1,6 до 250 мкм. Капли соленой воды сорбируют на поверхности естественные эмульгаторы, содержащиеся в нефти, — нефтяные кислоты, асфальтено-смолистые вещества, микрорекристаллы парафинов, механические примеси. А это затрудняет слияние и укрупнение капель. В настоящее время подготовка нефтей к переработке проводится в два этапа: на промысле и непосредственно на нефтеперерабатывающем предприятии.

На промысле нефть подвергается обезвоживанию: при неизменной концентрации солей в воде (без разбавления пресной водой) содержание воды уменьшается с 5—50 до 0,5—10% (масс.). Как следует из уравнения (1.1), при этом пропорционально снижается и содержание солей в нефти. Нефть, поступающая с промыслов на нефтеперерабатывающие заводы, должна соответствовать нормативам, приведенным в табл. 1.1. В СССР более 60% нефтей соответствует группе I.

Таблица 1.1. Характеристика нефтей, поступающих с промыслов на НПЗ (ГОСТ 9965—76)

Примеси	Группа нефти		
	I	II	III
Хлориды, мг/л, не более	100	300	1800
Вода, % (масс.), не более	0,5	1,0	1,0
Механические примеси, % (масс), не более	0,05	0,05	0,05

На нефтеперерабатывающих заводах в результате подготовки нефти содержание в ней воды снижается до 0,1% (масс.) и содержание солей до 3—5 мг/л. При содержании воды 0,1% (масс.) и ниже в нефти остаются только мельчайшие капли воды размером менее $4,3 \cdot 10^{-4}$ см. Время осаждения таких капель велико, скорость осаждения их составляет $\approx 1,06 \cdot 10^{-7}$ м/с. Из-за низкой концентрации капель частота их столкновения и вероятность укрупнения весьма невелики. Указанное обстоятельство заставляет ограничиваться остаточным содержанием воды около 0,1% (масс.).

В случае, если на завод поступает нефть I группы — содержание солей 100 мг/л, воды 0,5% (масс.), — только обезвоживание до 0,1% (масс.) позволит снизить содержание солей лишь в пять раз — до 20 мг/л. Таким образом, для достижения концентрации солей в нефти менее 5 мг/л необходимо уменьшить также соленость воды примерно в пять раз за счет разбавления ее пресной водой.

Если допустить идеальное смешение воды, содержащейся в нефти, с добавляемой пресной водой, содержание солей в нефти после электрообессоливания C_n (мг/л) будет равно

$$C_n = \frac{C_{в.н}C_{с.в} + G_v C_{в.пр}}{C_{в.н} + G_v} \cdot \frac{C'_{в.н}}{C_{в.н}}, \quad (1.2)$$

где $C_{в.н}$, $C'_{в.н}$ — содержание воды в нефти, поступающей и уходящей с ЭЛОУ, % (масс.) на нефть;

G_v — расход пресной воды, добавляемой для промывки, % (масс.) на нефть;

$C_{с.в}$, $C_{в.пр}$ — содержание солей в пластовой и пресной воде, подаваемой на промывку, мг/л.

После ЭЛОУ в нефти снижается также содержание никеля и ванадия в 1,5—3 раза. Однако не отмечается пропорциональность между степенью удаления хлоридов и тяжелых металлов.

1.1.2. Параметры процесса ЭЛОУ

Типовая схема установки электрообессоливания (ЭЛОУ), используемой на НПЗ, представлена на рис. 1.1. Сырая нефть прокачивается через теплообменники 2, и с температурой 80—120 °С поступает в электродегидратор первой ступени 6. Перед насосом 1 в нефть вводится деэмульгатор, а после теплообменников — раствор щелочи, чтобы довести рН дренажной воды до 7,0—7,5. Подача раствора щелочи необходима для подавления сероводородной коррозии и нейтрализации неорганических кислот, попадающих в нефть при обработке скважин кислотными растворами. Расход щелочи для повышения рН дренажной воды на единицу составляет 10 г/т [1]. Насосом 8 подается свежая вода на первую и вторую ступени электрообессоливания. В инжекторном смесителе 3 нефть перемешивается с раствором щелочи и водой, и смесь подается в низ электродегидра-

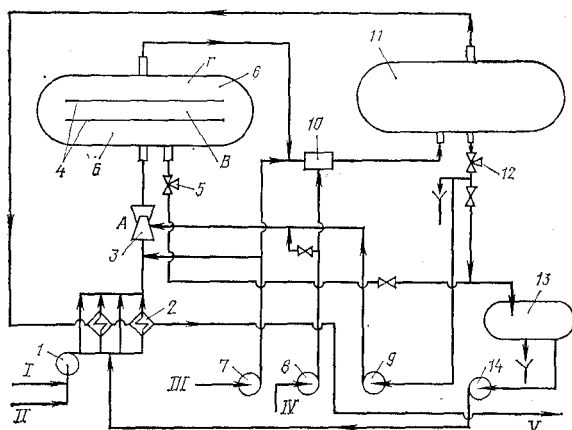


Рис. 1.1. Принципиальная схема ЭЛОУ:

1, 7, 8, 9, 14 — насосы; 2 — теплообменники; 3 — инжекторный смеситель; 4 — электроды; 5, 12 — клапаны автоматического сброса соленой воды; 6, 11 — электродегидраторы; 10 — диафрагмовый смеситель; 13 — отстойник; I — сырая нефть; II — деэмульгатор; III — раствор щелочи; IV — вода; V — обессоленная нефть; А, Б, В, Г — зоны обессоливания

тора 6 через трубчатый распределитель с перфорированными горизонтальными отводами.

Обессоленная нефть выводится из электродегидратора сверху через коллектор, конструкция которого аналогична конструкции распределителя. Благодаря такому расположению устройств ввода и вывода нефти обеспечивается равномерность потока по всему сечению аппарата. Отстоявшаяся вода отводится через дренажные коллекторы в канализацию или отстойник 13 (из отстойника вода возвращается в процесс). Из электродегидратора 6 сверху нефть, не полностью обезвоженная, поступает под давлением в электродегидратор второй ступени 11. Перед этим электродегидратором нефть смешивается со свежей водой в диафрагмовом смесителе 10. Вода для промывки предварительно подогревается до 65—70 °С. Обессоленная и обезвоженная нефть с верха электродегидратора 11 отводится с установкой.

В блоке электрообессоливания необходимо выделить четыре зоны обессоливания. В зоне А нефть смешивается с промывной водой и деэмульгатором. Интенсивность смешения должна быть таковой, чтобы промывная вода диспергировалась до такого же распределения капель, как и пластовая. При недостаточном диспергировании промывная вода будет оседать в первую очередь и эффект разбавления пластовой воды не будет достигнут. Обычно при расчетах принимают, что в этой зоне происходит полное смешение пластовой и промывной вод и концентрация хлоридов в каплях вновь образовавшейся эмульсии выравнивается согласно уравнению (1.2). Наибольшее распростране-

ние на установках ЭЛОУ получили смесители двух типов: инжектор и смесительный клапан. В качестве промывной воды используется речная вода или технологические конденсаты; содержание солей в промывной воде не должно быть более 300 мг/л [2].

В зоне *Б* происходит отстой наиболее крупных капель вновь образовавшейся эмульсии, а в зоне *В* под действием электрического поля интенсифицируется столкновение и слияние мелких капель. Укрупненные в этой зоне капли опускаются в зону *Б*. В зоне *Г* происходит дополнительный отстой капель, выведенных из зоны *В* поднимающимся потоком нефти. Следует отметить, что в зонах *Б* и *Г* крупные капли, опускающиеся вниз, сталкиваются с мелкими каплями, которые поднимаются с потоком нефти, и сливаются с ними.

Основными параметрами, расчет и оптимизация которых требуется при проектировании ЭЛОУ, являются следующие: температура, давление, тип и расход деэмульгатора, число ступеней, расход промывной воды и ее распределение между ступенями, конструкция и размер электродегидратора. Параметры электрообессоливания должны быть выбраны такими, чтобы максимально интенсифицировать три основные стадии процесса — столкновение, слияние (укрупнение) и осаждение капель воды. Рассмотрим основные параметры и их влияние на процесс электрообессоливания более подробно.

Температура. С повышением температуры уменьшается вязкость нефти, что ускоряет как столкновение и слияние, так и осаждение капель воды. Стабильность пленки, защищающей каплю, также снижается при повышении температуры, во-первых, за счет увеличения растворения и скорости диффузии естественных эмульгаторов в нефти и, во-вторых, за счет снижения вязкости и когезии, т. е. сцепления пленки. С увеличением температуры снижается и расход деэмульгатора.

Обычно температуру повышают до достижения вязкости 2—4 мм²/с. В справочниках [3] приведены вязкости нефтей при двух температурах, как правило, при 20 и 50 °С. Пользуясь номограммой Семенидо, можно определить температуру, при которой вязкость нефти будет в пределах 2—4 мм²/с.

Пример. Вязкость докосовской нефти, по данным [3], равна $\nu_{20}=19,5$ мм²/с и $\nu_{50}=7,75$ мм²/с. На номограмму *Приложения 1* наносим заданные точки. Значения известных вязкостей соединяем прямой и продолжаем линию до пересечения ее с линией вязкости, соответствующей, например, 4 мм²/с. Точка пересечения определяет температуру, соответствующую этой вязкости — 84 °С.

Повышение температуры более 120 °С нерационально, так как при этом увеличивается электрическая проводимость эмульсии и, соответственно, снижается напряженность электрического поля и повышается расход электроэнергии, что значительно осложняет условия работы проходных и подвесных изоляторов. Кроме того, растет давление насыщенных паров и, как результат, давление в аппаратах [4, 5]. Повышение температуры обуславливает также дополнительные затраты на охлаждение воды, дренируемой из электродегидраторов, перед сбросом ее в канализацию.

Давление. В процессе обессоливания давление в электродегидрататорах определяется давлением насыщенных паров нефти, перепадом давлений на каждой ступени ЭЛОУ и гидравлическим сопротивлением участков технологической схемы после блока ЭЛОУ. Оно не должно превышать давления, на которое рассчитаны электродегидрататоры.

Расчетное давление $P_{\text{расч}}$ определяют из условия начала однократного испарения нефти при принятой температуре

$$\sum_{i=1}^N K_i x'_{Fi} = \sum_{i=1}^N y'_i = 1. \quad (1.3)$$

Фактическое давление в электродегидрататоре равно

$$P_{\text{факт}} = 1,2 P_{\text{расч}}. \quad (1.4)$$

Расход и схема подачи промывной воды. При двухступенчатом электрообессоливании применяют две схемы подачи промывной воды — последовательную и противоточную:

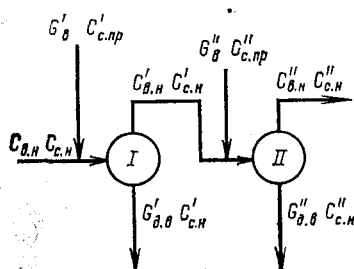


Схема 1

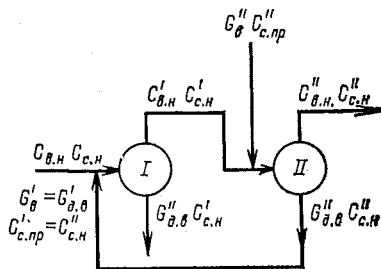


Схема 2

По первой схеме часть воды подается перед I ступенью электрообессоливания, а остальное количество — перед II ступенью. По второй схеме промывная вода подается только перед II ступенью, а дренажная вода II ступени подается в I ступень.

На схеме не указаны потоки нефти, деэмульгаторов, раствора щелочи и ингибиторов коррозии, поскольку для расчета расхода промывной воды необходима характеристика только водных потоков: $C_{в.н}$, $C'_{в.н}$, $C''_{в.н}$ — содержание воды в нефти, поступающей на ЭЛОУ, выходящей из I и II ступеней, соответственно, % (масс.) на нефть; $G'_{д.в}$, $G''_{д.в}$ — расход дренажной воды из I и II ступеней ЭЛОУ, % (масс.) на нефть; $G'_{в.н}$, $G''_{в.н}$ — расход воды на промывку в I и II ступени, % (масс.) на нефть; $C_{с.н}$ — концентрация солей в соответствующих потоках воды, г/м³ (мг/кг).

Обычно при проектировании задаются следующими параметрами:

- 1) производительность ЭЛОУ по сырью G (т/ч);
- 2) качество сырья перед ЭЛОУ — содержание воды в нефти $C_{в.н}$ (% масс.) и содержание солей в нефти $C_{с.н}$ (г/м³);

Таблица 1.2. Содержание хлоридов в товарных нефтях различных месторождений СССР, обезвоженных до 1% остаточной пластовой воды [5]

Нефть	$C_{с. н}, \text{ г/м}^3$	Нефть	$C_{с. н}, \text{ г/м}^3$
Ромашкинская	2000—2700	Котур-тепинская	1000—1200
Арланская	2500—3000	Озек-суатская	600—800
Гуймазинская девонская	2500—2800	Мангышлакская	500—1000
Бавлинская	2000—2300	Усть-балыкская	800—1000
Южно-пермская	1000—1200	Мегионская	800—1000
Мухановская	2000—2200	Гнединцевская	800—1200
Введенская	1600—1800	Глинско-розбышевская	1500—2000
Шкаповская	2200—2300	Кочановская	1750—2100
Серноводская	2000—2500	Самотлорская	150—250
Бугурусланская	2000—2700		

3) качество сырья после ЭЛОУ — содержание воды в нефти $C''_{в.н} \leq 0,20\%$ (масс.) и содержание солей в нефти $C''_{с.н}$ г/м³;

4) содержание солей в промывной воде $C_{с.пр}$ рекомендуется принимать не более 300 г/м³;

5) содержание воды в нефти после I ступени электрообессоливания $C'_{в.н} \leq 0,25\%$ (масс.).

Между содержанием солей в нефти $C_{с.н}$ (г/м³) и содержанием солей в промывной воде $C_{с.пр}$ (г/м³) существует такая зависимость:

$$C_{с.н} = 10^{-5} C_{с.пр} G_{в.н}, \quad (1.5)$$

где $G_{в.н}$ — расход промывной воды, % (масс.) на нефть;
 ρ_n — плотность нефти, кг/м³.

Для типовых товарных нефтей значение $C_{с.н}$ дано в табл. 1.2. В результате расчета необходимо определить расход промывной воды, а для схемы 1 и ее распределение между ступенями.

Расчет для схемы 1. При полном смешении промывной воды с содержащейся в нефти водной эмульсией можно записать так:

$$C'_{с.н} = \frac{C_{в.н} C_{с.н} + G_{в.н} C'_{с.пр}}{C_{в.н} + G_{в.н}}, \quad (1.6)$$

$$C''_{с.н} = \frac{C'_{в.н} C'_{с.н} + G_{в.н} C''_{с.пр}}{C'_{в.н} + G_{в.н}}. \quad (1.7)$$

Поскольку $C'_{в.н}$ и $C''_{в.н}$ много меньше $C_{с.н}$ и $C'_{с.н}$, то, пренебрегая слагаемыми $G'_{в.н} C'_{с.пр}$ и $G''_{в.н} C''_{с.пр}$ в уравнениях (1.6) и (1.7), можно записать

$$C'_{с.н} = C_{с.н} (1 + G_{в.н}' / C_{в.н})^{-1}, \quad (1.8)$$

$$C''_{с.н} = C'_{с.н} (1 + G_{в.н}'' / C'_{в.н})^{-1}. \quad (1.9)$$

Подставляя $C'_{с.н}$ в $C''_{с.н}$, получим

$$C''_{с.н} = C_{с.н} [(1 + G_{в.н}' / C_{в.н}) (1 + G_{в.н}'' / C'_{в.н})]^{-1}. \quad (1.10)$$

Если $G'_в = G''_в$, то

$$C_{с.н} C_{в.н} C'_{в.н} / C''_{с.н} = (C_{в.н} + G'_в) (C'_{в.н} + G'_в)$$

и

$$(G'_{в.н})^2 + (C_{в.н} + C'_{в.н}) G'_в + C_{в.н} C'_{в.н} - C_{с.н} C_{в.н} C'_{в.н} / C''_{с.н} = 0. \quad (1.11)$$

Аналогично для трехступенчатой схемы имеем

$$C'''_{с.н} = C_{с.н} [(1 + G'_в / C_{в.н}) (1 + G''_в / C'_{в.н}) (1 + G'''_в / C''_{в.н})]^{-1}. \quad (1.12)$$

Расчет для схемы 2. Содержание солей в нефти по ступеням равно

$$C'_{с.н} = \frac{C_{в.н} C_{с.н} + G'_в C''_{с.н}}{C_{в.н} + G'_{д.в}}, \quad (1.13)$$

$$C''_{с.н} = \frac{C'_{в.н} C'_{с.н} + G''_в C''_{с.пр}}{C'_{в.н} + G''_в}. \quad (1.14)$$

Пренебрегая слагаемым $G''_в C''_{с.пр}$ и полагая, что $G''_{д.в} \approx G''_в$, подставляем значение $C'_{с.н}$ в уравнение (1.14) и получаем

$$C''_{с.н} = \frac{C'_{в.н} (C_{в.н} C_{с.н} + G'_в C''_{с.н})}{(C'_{в.н} + G''_в) (C_{в.н} + G'_в)}, \quad (1.15)$$

$$\begin{aligned} & C'_{в.н} C_{в.н} C''_{с.н} + G'_в (C_{в.н} C'_{с.н} + C'_{в.н} C''_{с.н}) + \\ & + (G''_в)^2 C''_{с.н} - C'_{в.н} C_{в.н} C_{с.н} - C'_{в.н} G'_в C''_{с.н} = 0, \\ & (G'_в)^2 + C_{в.н} G'_в + C'_{в.н} C_{в.н} (C'_{в.н} - C_{с.н}) / C''_{с.н} = 0. \end{aligned} \quad (1.16)$$

Пример. Определить расход промывной воды при обессоливании нефти до остаточного содержания воды $C''_{с.н} = 0,2\%$ и солей $C''_{с.н} = 5 \text{ г/м}^3$.

Исходные данные:

плотность нефти $\rho_n = 900 \text{ кг/м}^3$, содержание воды в нефти, поступающей на ЭЛОУ, $C_{в.н} = 1\%$ (масс.) концентрация солей в пластовой воде $C_{с.н} = 1000 \text{ г/м}^3$ нефти. Принята двухступенчатая схема ЭЛОУ.

Решение. Пересчитаем содержание солей в пластовой воде $C_{с.в}$ и на выходе из ЭЛОУ $C''_{с.в}$ (г/м^3):

$$C_{с.в} = \frac{C_{с.н}}{10^{-5} C_{в.н} \rho_n} = \frac{1000}{10^{-5} \cdot 1 \cdot 900} = 111\,000 \text{ г/м}^3,$$

$$C''_{с.в} = \frac{C''_{с.н}}{10^{-5} C''_{в.н} \rho_n} = \frac{5}{10^{-5} \cdot 0,2 \cdot 900} = 2770 \text{ г/м}^3.$$

1. Подача промывной воды по схеме 1. При условии, что $G'_в = G''_в$ расчетное уравнение (1.11) решается как обычное квадратное уравнение, а именно:

$$M_{в.н} = \frac{b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a},$$

где $a = 1$; $b = (C_{в.н} + C'_{в.н})$ по 1.0,25 = 1,25.

$$c = C_{в.н} C'_{в.н} - \frac{C_{в.н} C'_{в.н} C_{с.н}}{C''_{с.н}} = 1 \cdot 0,25 - \frac{1 \cdot 0,25 \cdot 111\,000}{2770} = -9,75,$$

$$G'_в = \frac{-1,25 + \sqrt{1,25^2 - 4 \cdot 1 \cdot (-9,75)}}{2 \cdot 1} = \frac{-1,25 + 6,36}{2} = 2,55\%.$$

г. Сургут Тюменской области

Таким образом общий расход промывной воды равен $G_в = 2G'_в = 5,1\%$.

2. Подача промывной воды по схеме 2. При решении расчетного уравнения (1.16) как квадратного уравнения

$$(G_B'')^2 + C_{B,H} G_B'' + C'_{B,H} C_{B,H} (C''_{C,H} - C_{C,H}) / C''_{C,H} = 0,$$

$$a = 1; \quad b = C_{B,H} = 1;$$

$$c = C'_{B,H} C_{B,H} (C''_{C,H} - C_{C,H}) / C''_{C,H} = 0,25 \cdot 1 (2770 - 111\,000) / 2770 = -9,77,$$

$$G_B'' = \frac{-1 + \sqrt{1^2 - 4 \cdot 1 \cdot (-9,77)}}{2 \cdot 1} = \frac{-1 + 6,33}{2} = 2,66\%.$$

Как видно из расчетов, расход промывной воды при противоточной подаче по схеме 2 почти вдвое меньше расхода ее в схеме 1.

Деэмульгаторы. По сравнению с эмульгаторами деэмульгаторы обладают большей поверхностной активностью и вытесняют их из поверхностного слоя капель воды, образуя гидрофильный адсорбционный слой без структурно-механической прочности. На установках электрообессоливания применяют деэмульгаторы как водорастворимые, так и нефтерастворимые. Последние предпочтительнее, так как они в меньшей степени вымываются водой и не загрязняют сточные воды. Кроме того, нефтерастворимые деэмульгаторы легче попадают на поверхность раздела фаз разрушаемой эмульсии и в силу этого являются более эффективными.

Обычно деэмульгаторы подают в нефть только на первую ступень, на прием сырьевого насоса. При применении водорастворимых деэмульгаторов такая схема подачи не является оптимальной, так как деэмульгатор на каждой ступени частично растворяется в дренажной воде, и его содержание в нефти может оказаться недостаточным для разрушения эмульсии. В связи с этим для обеспечения нормальной работы всех ступеней деэмульгатор подают с большим избытком, что увеличивает затраты на обессоливание.

Водорастворимые деэмульгаторы применяют в виде 1—2%-х водных растворов. Нерастворимые в воде деэмульгаторы применяют в товарном виде и подают в нефть без разбавления. В табл. 1.3 приведены характеристики и расход применяемых на НПЗ деэмульгаторов. Поскольку при промывке нефти реагент частично переходит в воду, его концентрация в нефти уменьшается от первой к последующим ступеням. Степень «вымывания» реагента зависит от его природы, состава нефти, минерализации и содержания воды, режима обессоливания, но мало зависит от расхода деэмульгатора и можно принять, что коэффициент распределения реагента в эмульсии постоянен, независимо от его концентрации. Если расход деэмульгатора перед первой ступенью будет составлять G_d при коэффициенте пропорциональности k (k — число меньше единицы), характеризующем степень сохранения деэмульгатора в нефти после каждой ступени, то содержание деэмульгатора в нефти после I ступени, а следовательно, и в нефти, поступающей на II ступень, будет равно kG_d . Аналогично расход деэмульгатора в нефти

Таблица 1.3. Общая характеристика и расход деэмульгаторов, применяемых на НПЗ [2]

Деэмульгатор	Внешний вид	ρ_{20}^0 , кг/м ³	ν_{20}^0 , мм ² /с	ν_{50}^0 , мм ² /с	Раствори- мость в воде	$G_{д'}$ г/т
ОЖК	Пастообразная масса темно-корич- невого цвета	1050	—	50 (80°С)	Раствори- рим	20—58
Дипроксамин 157 (100%-й)	Прозрачная масля- нистая жидкость	1030	700	167	Плохо растворим	36
Дисольван 4411 (100%-й)	Светло-желтая жидкость	1050	1158	197	Раствори- рим	20—46
Прогалит (товар- ный)	То же	993	73	31	»	20—60
В-3670	Мутно-белая жид- кость	1050	1300	—	»	20—60
Х-2647 (100%-й)	То же	1020	961	208	»	—
Прохинон 2258 (товарный)	Темно-коричневая жидкость	970	239	82	Диспер- гируется	—
343 (товарный)	То же	970	62	29	Не раст- ворим	—

после II ступени составит $k^2 G_{д'}$, после ступени n — $k^n G_{д'}$. Отсюда выражения, определяющие количество деэмульгатора, оставшегося в нефти после каждой ступени, образуют геометрическую прогрессию.

При обессоливании, например, пашинской нефти с применением дисольвана 4411 степень вымывания деэмульгатора в каждой ступени составляет около 20%, а минимальное содержание реагента для стабильной работы последней ступени $G_{мин} = 8$ г/т. Коэффициент k определяется как

$$k = \sqrt[n]{G_{мин}/G_{д'}}. \quad (1.17)$$

Общий расход реагента при подаче его перед каждой ступенью по сравнению с подачей всего реагента перед I ступенью меньше на количество, необходимое для пополнения вымытого водой деэмульгатора. Например, для трех ступеней обессоливания при $G_{мин} = 8$ г/т, $k = 0,8$ и подаче деэмульгатора только перед I ступенью потребуется 12,5 г/т реагента: на I ступень поступает 12,5, на II ступень $(12,5 - 12,5 \cdot 0,8) = 10$, на III ступень $(10 - 10 \cdot 0,8) = 8$ г/т деэмульгатора. При подаче реагента по ступеням потребуется: на I ступень 8, на II ступень $(8 - 8 \cdot 0,8) = 1,6$, на III ступень $(8 - 8 \cdot 0,8) = 1,6$ г/т, т. е. всего необходимо $(8 + 1,6 + 1,6) = 11,2$ г/т.

В случае повторного использования дренажной воды для подачи в предыдущую ступень расход деэмульгатора будет равен $G_{мин}$. Из этого количества следует подавать перед I ступенью $k G_{мин}$ и перед последней $(1 - k) G_{мин}$, что применительно к при-

веденному выше примеру составит 6,4 и 1,6 г/т соответственно. Предполагается, что для большинства нефтей оптимальный расход деэмульгатора находится в пределах 5—10 г/т.

1.2. ЭЛЕКТРОДЕГИДРАТОРЫ

1.2.1. Выбор конструкции и расчет объема электродегидратора

В настоящее время наибольшее применение на установках электрообессоливания получили горизонтальные электродегидраторы. Преимущества их по сравнению с использовавшимися ранее вертикальными и шаровыми электродегидраторами следующие:

- 1) высокая удельная производительность;
- 2) более благоприятные условия осаждения, которые можно оценить отношением S/V (где S — средняя площадь горизонтального сечения, м^2 ; V — объем электродегидратора, м^3); чем больше S/V , тем лучше условия осаждения, так как снижается линейная скорость вертикального движения нефти и водяным каплям легче осаждаться;
- 3) меньшая стоимость за счет сравнительно небольшого диаметра электродегидраторов, способных работать при повышенных давлениях и температурах;
- 4) меньшее количество электрооборудования и более простая электрическая схема.

Таблица 1.4. Характеристика отечественных электродегидраторов [2]

Тип электродегидратора	$V, \text{м}^3$	$D, \text{м}$	$L(H), \text{м}$	$P_{\text{расч}}, \text{МПа}$	$t_{\text{раб}}, ^\circ\text{C}$	Число электродов	$G, \text{м}^3/\text{ч}$	$G/V, \text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$	S/V
Вертикальный	30	3,0	5,0	0,4 или 0,6	90	2	15—30	0,5—1,0	0,23
Шаровой	600	10,5	—	0,6 или 0,7	100	2	300—600	0,5—1,0	0,13
Горизонтальные									
2ЭГ160	160	3,4	18,6	1,8	160	2	240—480	1,5—3,0	0,4
1ЭГ160	160	3,4	18,6	1,0	110	2	240—480	1,5—3,0	0,4
2ЭГ160/3	160	3,4	18,6	1,8	160	3	240—480	1,5—3,0	0,4
2ЭГ160-2	160	3,4	18,6	1,8	160	3	240—480	1,5—3,0	0,4
2ЭГ160-2Р	200	3,4	23,4	1,8	160	3	240—480	1,5—3,0	0,4

Примечание. Зона ввода нефти: для вертикальных и шаровых — между электродами; для горизонтальных 2ЭГ160 — под электродами, 2ЭГ160-3 — между нижним и средним электродами, 2ЭГ160-2 — совместный между нижним и средним электродами и под электродами, 2ЭГ160-2Р — раздельный между нижним и средним электродами и под электродами.

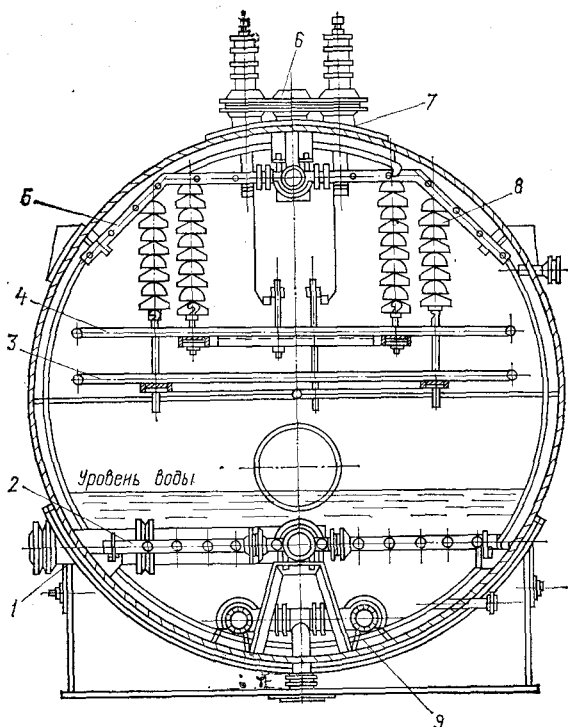


Рис. 1.2. Поперечный разрез горизонтального электродегидрататора 1ЭГ160:
1 — штуцер для ввода сырья; 2 — нижний маточник; 3, 4 — электроды; 5 — верхний маточник; 6 — вывод обессоленной нефти; 7 — проходной изолятор; 8 — подвесной изолятор; 9 — вывод отстаившейся воды

Характеристика отечественных электродегидрататоров, применяемых на ЭЛОУ нефтеперерабатывающих предприятий, приведена в табл. 1.4. Поперечный разрез горизонтального электродегидрататора 1ЭГ160 изображен на рис. 1.2.

Для эффективного отстоя должно соблюдаться соотношение

$$\tau \geq \tau_{ос}, \quad (1.18)$$

где τ — время пребывания нефти в электродегидрататоре, ч;
 $\tau_{ос}$ — время, необходимое для осаждения капелек воды, ч.

Время пребывания нефти в электродегидрататоре определяется по формуле

$$\tau = h_э / u_n, \quad (1.19)$$

где $h_э$ — высота слоя эмульсии, м;
 u_n — скорость движения нефти при нижней ее подаче, м/ч.

Время, необходимое для осаждения капель воды

$$\tau_{ос} = h_э / u_{факт} = h_э / (u_{пок} - u_n), \quad (1.20)$$

где $u_{пок}$, $u_{факт}$ — скорость осаждения капель воды в неподвижной среде и фактическая скорость осаждения капель воды в потоке поднимающейся нефти, м/ч.

Подставив формулы (1.19) и (1.20) в неравенство (1.18), получим

$$u_{\text{пок}} - u_n \geq u_n, \quad (1.21) \quad u_{\text{пок}} \geq 2u_n. \quad (1.22)$$

Таким образом, линейная скорость движения нефти в электродегидраторе должна быть как минимум в два раза меньше рассчитанной скорости осаждения капелек воды. Для гарантированного осаждения можно рекомендовать двухкратный запас, т. е. $u_{\text{пок}} \geq 4u_n$. (1.23)

Скорость осаждения капелек воды $u_{\text{пок}}$ в неподвижной среде при ламинарном характере движения (Re от 2 до 10^{-4}) определяется формулой Стокса:

$$u_{\text{пок}} = \frac{d^2 g (\rho_v - \rho_n)}{18 \nu_n \rho_n}, \quad (1.24)$$

где d — диаметр наименьших капелек воды, м;
 ρ_v и ρ_n — плотности воды и нефти соответственно при температуре отстоя, кг/м³;
 ν_n — кинематическая вязкость нефти при температуре отстоя, м²/с.

При использовании этой формулы для определения скорости осаждения капелек воды необходимо проверить значение Re по формуле

$$Re = u_{\text{пок}} d / \nu_n. \quad (1.25)$$

Должно соблюдаться условие $10^{-4} \leq Re \leq 0,4 \div 2,0$. (1.26)

При $Re > 500$ осаждаются относительно крупные капли ($d > 0,1$ мм), и скорость осаждения будет равна

$$u_{\text{пок}} = \sqrt{3,03 d g (\rho - \rho_n) / \rho_n}. \quad (1.27)$$

Зная $u_{\text{пок}}$, по уравнению (1.23) определим u_n и необходимое поперечное сечение электродегидратора $S = G / u_n$. (1.28)

Пример. Определить максимальную производительность электродегидратора для обессоливания нефти.

Исходные данные: производительность установки $G = 900$ м³/ч, температура в отстойнике $t = 100^\circ\text{C}$, плотность нефти при 100°C $\rho_n = 800$ кг/м³, плотность воды при 100°C $\rho_v = 958$ кг/м³, кинематическая вязкость нефти при 100°C $\nu_n = 2,9 \cdot 10^{-6}$ м²/с, диаметр наименьших капель воды, осаждающихся в отстойнике, $d = 2,2 \cdot 10^{-4}$ м.

Решение. Принимаем в качестве электродегидратора стандартный аппарат — горизонтальный цилиндрический отстойник типа 2ЭГ160 следующих размеров (см. табл. 1.4): $L = 18$ м; $D = 3,4$ м. Максимальная поверхность осаждения в таком аппарате равна: $S = 18 \cdot 3,4 = 61,2$ м². Пусть $Re < 0,4$. Тогда скорость осаждения в неподвижной среде (по формуле 1.24) составит

$$u_{\text{пок}} = \frac{(2,2 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 9,81 (958 - 800)}{18 \cdot 2,9 \cdot 10^{-6} \cdot 800} = 0,0018 \text{ м/с.}$$

Определяем значение критерия Re по формуле (1.25)

$$Re = 0,0018 \cdot 2,2 \cdot 10^{-4} / (2,9 \cdot 10^{-6}) = 0,136,$$

т. е. $Re < 0,4$, следовательно, использование формулы Стокса для определения $u_{\text{пок}}$ справедливо.

Для определения u_n из формулы (1.19) вычисляем $h_3 = 0,5D - h_1$. Расстояние от дна электродегидрататора до поверхности раздела фаз h_1 принимаем равным 1 м; время отстоя $\tau = 40$ мин $= 0,67$ ч. Тогда

$$u_n = 1,7 - 1,0/0,67 = 1,04 \text{ м/ч} = 0,0003 \text{ м/с}.$$

Фактическая скорость осаждения капелек воды в потоке поднимающейся нефти составит $u_{\text{факт}} = 0,0018 - 0,0003 = 0,0015 \text{ м/с}$.

Производительность аппарата $G = 0,0015 \cdot 61,2 = 0,092 \text{ м}^3/\text{с} = 330 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Число параллельно работающих электродегидрататоров $n = 900/330 = 2,72$.

Принимаем $n = 3$ шт.

1.2.2. Требования к электрооборудованию установок ЭЛОУ

Напряжение к электродам электродегидрататоров подводится с помощью проходных изоляторов. Electroды внутри аппарата поддерживаются на подвесных изоляторах.

Для изготовления проходных изоляторов используют эбонитовые втулки или фторопласт (типа 2ТИФ). Для дегидрататоров типа 2ЭГ применяют изоляторы типа 2ИПФ. Наиболее подходящим материалом в условиях высоких температур (до 250°C) является полимер тетрафторэтилена — фторопласт-4. Подвеска электродов осуществляется либо на эбонитовых тягах, либо на гирляндах из фарфоровых изоляторов (ПФ6-В, П-4,5) или стеклянных гирляндах (ПС-4,5). В электродегидрататоре 2ЭГ160, рассчитанном на повышенные рабочие параметры, применены подвесные изоляторы ПФ6-В. Питание электродов дегидрататоров на отечественных установках производительностью 6 млн. т в год осуществляется от двух трансформаторов типа ОМ-66/35 с номинальным напряжением 0,38/11-16,5-22 кВ. Мощность трансформатора в зависимости от напряжения составляет 40—50 кВт. При последовательном включении вторичных обмоток трансформаторов можно получить между электродами различное напряжение: 22, 27,5, 33, 38,5 или 44 кВ.

В большинстве случаев напряжение, подводимое к электродам, имеет промышленную частоту. Расстояние между электродами l составляет 10—40 см. При увеличении l объем обрабатываемой эмульсии увеличивается, но напряженность поля падает. Расстояние между электродами может быть изменено путем передвижения одного из электродов (например, нижнего) на тягах. Электрическая проводимость сырой нефти при $90\text{—}120^\circ\text{C}$ колеблется в пределах от $0,5 \cdot 10^8$ до $12 \cdot 10^8 \text{ Ом/см}$. Расход электроэнергии на таких установках составляет 2,5—5,0 кВт на 1000 м^3 переработанной нефти.

Взаимодействие между каплями воды можно увеличить, если повысить напряженность поля E , поскольку при этом растет поляризация капель и силы дипольного притяжения увеличиваются пропорционально E^2 . Однако при чрезмерном повышении напряженности поля возможно электрическое диспергирование капель. По мере роста E длина капли увеличивается и при до-

стижении критической напряженности происходит диспергирование на множество мельчайших капель радиусом 10^{-7} — 10^{-8} см ($0,1$ — $0,01$ мкм).

Напряженность поля E (В/см) в межэлектродном пространстве равна

$$E = U/l, \quad (1.29)$$

где U — напряжение, В;

l — расстояние между электродами, см.

Критическая напряженность поля $E_{кр}$ определяется по уравнению

$$E_{кр} = A \sqrt{2\sigma/(\epsilon d)}, \quad (1.30)$$

где $E_{кр}$ — критическая напряженность, В/см;

δ — коэффициент межфазного поверхностного натяжения, мН/м;

d — диаметр капли, см;

ϵ — диэлектрическая проницаемость эмульсии;

A — коэффициент пропорциональности (зависит от концентрации эмульсии): для одиночной капли $A=380$, а при концентрации эмульсии 5, 10 и 20% величина A соответственно равна 382, 391 и 403).

В электродегидраторе должно выполняться условие

$$E < E_{кр}, \quad (1.31)$$

в противном случае необходимо либо уменьшить напряжение на электродах, либо увеличить расстояние между ними. На промышленных дегидраторях напряженность поля составляет 800—2000 В/см.

1.3. ВЛИЯНИЕ СВОЙСТВ НЕФТИ НА ТЕХНОЛОГИЮ ЕЕ ПЕРЕРАБОТКИ И КАЧЕСТВО ПОЛУЧАЕМЫХ ПРОДУКТОВ

1.3.1. Характеристика нефтей, поступающих на установки АВТ

При проектировании атмосферно-вакуумных установок (АВТ) качество нефти является важнейшей характеристикой, поскольку именно оно определяет ассортимент продуктов и технологическую схему процесса, режим работы аппаратов и выбор конструкционных материалов, а также расход реагентов. Согласно технологической классификации нефтей, принятой в СССР (ГОСТ 912—66), класс нефти характеризует содержание серы, тип — выход моторных топлив, группа и подгруппа — выход и качество масел, вид — содержание парафина в нефти (качество нефтей месторождений, имеющих промышленное значение, дано в справочниках [8, 9], трудах исследовательских институтов, журнальных статьях в виде таблиц и графиков — см. далее рис. 1.4 и 1.5).

В нефтях присутствуют растворенные газы, вода и соли. Содержание газов колеблется от 1—2 до 4% (масс.). Эти колебания зависят в основном от типа нефти, условий ее стабилизации на промысле, вида транспортирования, типа емкостей хра-

нения на заводе, атмосферных условий и ряда других факторов. Удаляют газы обычно при стабилизации нефти на промыслах. В результате стабилизации получается ценное сырье для нефтехимической промышленности, достигается большая стабильность фракционного состава нефти, поступающей на установки АВТ. Оптимальной глубиной стабилизации нефтей считается дебутанизация — удаление газов до C_4 . Однако в некоторых случаях появляется необходимость извлекать из нефти часть пентановых фракций (40—80% от потенциального содержания их в нефти). Перед поступлением на установки первичной перегонки нефти следует, как было отмечено, тщательно обезвоживать и обессоливать (см. раздел 1.1).

1.3.2. Построение кривых ИТК и качества смеси нефтей

В том случае, когда на АВТ предусматривается переработка смеси нефтей*, до проведения технологического расчета для этой смеси определяют фракционный состав и другие показатели качества. Кривую истинных температур кипения (ИТК) смеси нефтей строят следующим образом. Кривую ИТК каждой нефти разбивают на 10—15 фракций. Температурные интервалы фракций для всех нефтей должны быть одинаковы. Определяют содержание каждой фракции в нефти. Содержание фракции $C_{фр}$ (% масс.) в смеси определяют по уравнению

$$C_{фр} = X_1 C_1 + X_2 C_2, \quad (1.32)$$

где X_1, X_2 — массовые доли каждой нефти в смеси;
 C_1, C_2 — содержание фракций в каждой нефти, % (масс.).

По содержанию всех фракций в смеси нефтей строят кривую ИТК для смеси нефтей.

Кривую плотности d_4^{20} смеси нефтей строят по плотностям соответствующих фракций каждой нефти, исходя из соотношения

$$d_4^{20} = \frac{X_1 C_1 + X_2 C_2}{X_1 C_1 / d_1 + X_2 C_2 / d_2}, \quad (1.33)$$

где d_1, d_2 — относительные плотности данной фракции для первой и второй нефтей.

Кривую молекулярной массы смеси нефтей строят также по молекулярным массам соответствующих фракций каждой нефти, используя формулу

$$M = \frac{X_1 C_1 + X_2 C_2}{X_1 C_1 / M_1 + X_2 C_2 / M_2}, \quad (1.34)$$

где M_1, M_2 — молекулярные массы данной фракции для первой и второй нефтей.

* Рекомендуется смешивать нефти, близкие по физико-химическим свойствам, иначе ценные свойства одного компонента теряются из-за низкого качества другого.

Если нет данных о молекулярной массе для исходных нефтей, молекулярные массы фракций определяют по эмпирическим формулам, исходя из других физических свойств. Например, при известной относительной плотности молекулярную массу можно определить по формуле Крэга

$$M = 44,29d_{15}^{15}/(1,03 - d_{15}^{15}). \quad (1.35)$$

При известной средней молекулярной температуре кипения смеси $T_{\text{ср}}(K)$ молекулярную массу можно определить по формуле Воинова

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K) T_{\text{ср}} + (0,0003K - 0,00245) T_{\text{ср}}^2. \quad (1.36)$$

Характеризующий фактор K , учитывающий химическую природу фракций, находится из формулы

$$K = \frac{1,126 \cdot (273 \cdot 2T_{\text{ср}})^{0,333}}{0,99486d_{15}^{20} + 0,009148}. \quad (1.37)$$

Кривую вязкости смеси масляных фракций двух нефтей строят по номограмме Молина — Гурвича (*Приложение 2*) в зависимости от содержания этих фракций в смеси $C'_{\text{фр}}$ и $C''_{\text{фр}}$ (% масс.)

$$C'_{\text{фр}} = \frac{X_1 C_1}{X_1 C_1 + X_2 C_2}, \quad C''_{\text{фр}} = 1 - C'_{\text{фр}}. \quad (1.38)$$

и их вязкостей ν_1 и ν_2 .

Кривые вязкости смеси фракций трех и более нефтей строят следующим образом. Вначале определяют вязкости фракций для смеси двух нефтей, затем вязкости смесей двух первых нефтей с третьей и т. д. Вязкость нефтяных фракций не подчиняется правилу аддитивности, поэтому для большей точности необходимо разбивать кривые вязкости на такие участки, чтобы изменение вязкости фракций в пределах н. к.—к. к. было незначительным.

Вязкость смеси по номограмме Молина — Гурвича определяют, используя объемное соотношение смешиваемых фракций. Поэтому при значительной разнице плотностей смешиваемых условных компонентов массовое содержание их необходимо перевести в объемное $C_{\text{фр}}^{\text{об}}$ (% об.), по формуле

$$C_{\text{фр}}^{\text{об}} = \frac{X_1 C_1 / \rho_1}{X_1 C_1 / \rho_1 + X_2 C_2 / \rho_2}. \quad (1.39)$$

Содержание серы во фракции смеси нефтей S равно

$$S = \frac{S_1 X_1 C_1 + S_2 X_2 C_2}{X_1 C_1 + X_2 C_2}, \quad (1.40)$$

где S_1, S_2 — содержание серы во фракциях исходных нефтей, % (масс.).

Аналогично для каждой фракции смеси (и всей смеси) можно рассчитать содержание смол, парафина, азота, металлов.

При определении других свойств нефтепродуктов из смеси нефтей по известным данным [3, 8, 9] необходимо иметь в виду, что некоторые свойства нефтепродуктов не подчиняются правилу аддитивности (например, октановое число, температура застывания, температура вспышки).

1.3.3. Ассортимент получаемой продукции.

Материальный баланс установки

Согласно перспективным схемам, рекомендуемым научно-исследовательскими и проектными организациями, на типовом НПЗ должна быть одна или две установки АВТ мощностью 6—12 млн. т в год по перерабатываемой нефти. Число и ассортимент получаемых фракций должны обеспечить сырьем все остальные установки завода.

Направление переработки нефти обычно выбирают с учетом народно-хозяйственных потребностей района, прилегающего к НПЗ, что позволяет уменьшить затраты на транспортирование полученной продукции. Наименьшее число фракций отбирается при чисто топливном варианте переработки. Это — бензин, керосин, дизельное топливо, вакуумный газойль — сырье для каталитического крекинга или гидрокрекинга, и остаток, добавляемый в котельное топливо либо используемый как сырье для установок коксования, гидрокрекинга, получения битума. Переработка нефти по топливному варианту может быть глубокой и неглубокой. При глубокой переработке стремятся получить максимальный выход суммы светлых, при неглубокой — котельных топлив. В последнем варианте установка первичной перегонки состоит только из атмосферной части.

По топливно-масляному варианту переработки в вакуумной колонне отбирают три-четыре масляные фракции. Как при топливном, так и при нефтехимическом вариантах переработки нефти в схему АВТ включают вторичную перегонку бензина с получением сырья для каталитического риформинга или для выделения бензолной, толуолной и ксилольной фракций.

В последнее время ставится задача углубления переработки нефти и повышения качества нефтепродуктов. Эта задача на установках АВТ решается путем организации мероприятий, направленных на увеличение отбора дистиллятных фракций как в атмосферной, так и в вакуумной колоннах и обеспечение их четкого выделения.

При выборе ассортимента продукции необходимо учитывать качество сырья. Например, получать узкие фракции для установки ароматизации особенно целесообразно при высоком содержании наftenов в бензиновых фракциях, масляные фракции — при высоком потенциальном содержании и большом индексе вязкости этих фракций. Однако учитывать специфику сырья можно только для относительно малотоннажных производств. При производстве же наиболее массовых продуктов —

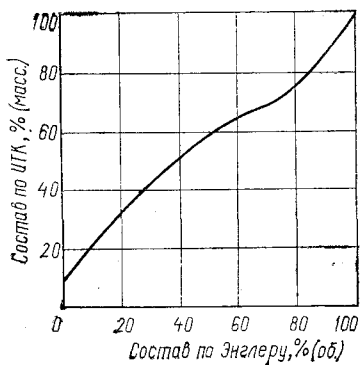


Рис. 1.3. График Скобло

бензинов, реактивных, дизельных и котельных топлив — задача ставится так: из любого сырья получать высококачественную товарную продукцию, используя вторичные процессы.

К большинству фракций, получаемых на АВТ, даже по фракционному составу нельзя предъявлять требований ГОСТ на товарные продукты. В этих случа-

ях качество отбираемых фракций определяется межцеховыми нормами. Последние должны быть составлены таким образом, чтобы качество товарных продуктов, получаемых из фракций АВТ после вторичного процесса, соответствовало требованиям ГОСТ, а выход их был максимальным. Например, дизельное топливо получается на заводе после гидроочистки соответствующей фракции, получаемой на АВТ. При гидроочистке температуры выкипания 50 и 90% (об.) продукта уменьшаются на 5—15°C (в зависимости от свойств катализатора и режима процесса). Следовательно, при отборе дизельной фракции на АВТ температуры кипения 50 и 90% (об.) фракции должны быть на 5—15°C выше, чем нормируется по ГОСТ [2]. В результате увеличивается отбор дизельной фракции на АВТ и после гидроочистки получается товарный продукт.

Такое однозначное решение возможно только в простейшем случае. Поскольку вторичные процессы можно проводить с разной глубиной и смешивать продукты разных процессов, вопрос о качестве отбираемых на АВТ фракций становится многовариантным и решается методом подбора.

При переработке высококачественных нефтей товарные продукты можно получать непосредственно на АВТ. В этом случае необходимо добиваться полного соответствия фракционного состава и других нормируемых свойств требованиям ГОСТ, изменяя пределы отбора фракций. По данным [3, 8, 9], подобным способом удается привести в соответствие с требованиями ГОСТ фракционный состав, содержание серы, вязкость, плотность, температуры застывания и вспышки.

Фракционный состав нефтяных фракций нормируется разгонкой по Энглеру (по ГОСТ 2177—82). Для пересчета кривых ИТК в выбранных пределах отбора фракций в кривые стандартной разгонки пользуются графиком Скобло (рис. 1.3).

Суммарный отбор светлых зависит не только от качества нефти, но и от ассортимента получаемых продуктов. Максимальный отбор дизельной фракции приводит к максимальному отбору светлых. С увеличением отбора керосиновой фракции

Рис. 1.4. Характеристика нефти

уменьшаются температуры выкипания 50 и 90% (об.) дизельной фракции (если ее отбирают в соответствии с требованиями ГОСТ) и общий отбор светлых.

При получении зимнего дизельного топлива основным показателем при выборе пределов отбора по кривой ИТК является температура застывания. При получении же масляных фракций главным показателем, определяющим пределы отбора по кривой ИТК, является вязкость. Для каждой фракции ее определяют в зависимости от того, какое масло предполагается получать на установке производства масла. Обычно кинематическая вязкость при 50 °С составляет (в мм²/с): первой масляной фракции — 4,5, второй — 12,5, третьей — 38,5 и четвертой 32,4 (при 70 °С).

Пример. Даны разгонка нефти и характеристика ее остатков (рис. 1.4 и 1.5). Нужно определить потенциальное содержание в ней бензина, топлива ТС-1 (ГОСТ 10227—62), дизельного топлива (ГОСТ 305—82), масляной фракции М-1 вязкостью 10 мм²/с при 50 °С и масляной фракции М-2 вязкостью 6,5 мм²/с при 100 °С. Дополнительное условие — максимальный выход дизельного топлива.

Решение. Вначале определяют потенциальное содержание в нефти дизельного топлива, так как в задании требуется обеспечить максимальный его отбор. В соответствии с требованиями ГОСТ 305—82 на дизельное топливо марки Л температура кипения 50% (об.) должна быть не выше 280 °С, 96% (об.) — не выше 360 °С, вязкость при 20 °С 3—6 мм²/с, температура вспышки не ниже 61 °С и температура застывания не выше —10 °С.

Температуре конца кипения дизельного топлива марки Л 360 °С соответствует 44% (масс.)

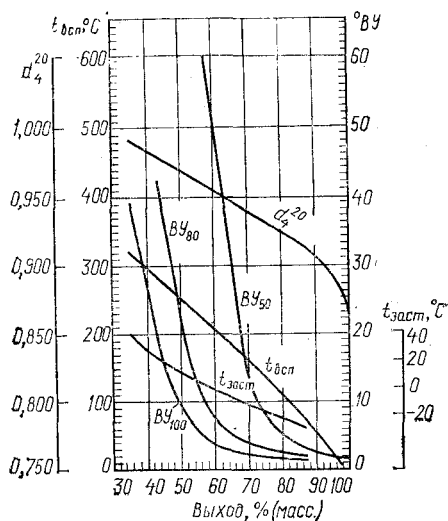
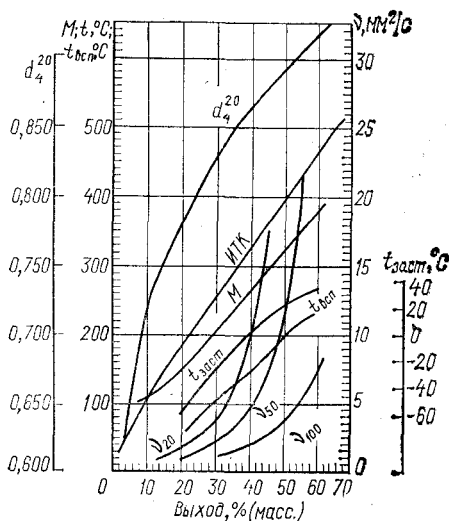


Рис. 1.5. Характеристика остатка нефти

выхода по кривой ИТК, остальные показатели определяют по температуре 50% (об.) отгона. Минимальная допустимая вязкость топлива — 3,0 мм²/с обеспечивается при выходе его 33% (масс.) по кривой ИТК. При этом температура вспышки равна 115 °С, что выше 61 °С (по ГОСТ), а температура застывания — 18 °С, т. е. ниже — 10 °С (по ГОСТ). Следовательно, максимальный возможный отбор топлива ДЛ составляет: 44—22=22% (масс.), где 22% (масс.) соответствуют температуре начала кипения ДЛ 200 °С по кривой ИТК.

Температура начала кипения топлива ДЛ является температурой конца кипения топлива ТС-1. Если добиваться максимального отбора топлива ТС-1, то плотность, определяемая по температуре кипения 50 (об.), должна быть выбрана минимально допустимой, т. е. 775 кг/м³, что соответствует выходу по кривой ИТК 18% (масс.). При этом вязкость при 20 °С равна 1,6 мм²/с (>1,25 мм²/с по ГОСТ), температура застывания — 60 °С (по ГОСТ не выше — 60 °С) и температуры вспышки 40 °С (по ГОСТ не ниже 28 °С). Следовательно, максимальный выход топлива ТС-1 при уже зафиксированном отборе топлива ДЛ составляет 22—14=8% (масс.), где 14% (масс.) соответствуют температуре начала кипения топлива ТС-1 150 °С по кривой ИТК.

Выход бензиновой фракции н.к. — 150 °С составляет 14% (масс.).

Температура конца кипения дизельного топлива (360 °С, 44% масс. по ИТК) является температурой начала кипения масляной фракции М-1. Заданной вязкости $\nu_{50}=10$ мм²/с соответствует по кривой ИТК 48% (масс.). Следовательно, отбор фракции М-1 составляет 52—44=8% (масс.). Температурные пределы отбора 360—415 °С.

Аналогично определяют выход масляной фракции М-2 при заданной вязкости $\nu_{100}=6,5$ мм²/с: 64—52=12% (масс.) и температурные пределы отбора 415—485 °С.

По кривой для остатков (см. рис. 1.5) при выходе остатка 100—64=36% (масс.) находят его характеристики: $d_{4,20}=0,99$, ВУ₁₀₀=22 °ВУ, $t=320$ °С, $t_{заст}=40$ °С. Для наиболее вязкого топочного мазута ВУ₁₀₀=6,5—9,5 °ВУ. Чтобы использовать остаток в качестве топочного мазута, нужно его разбавить или подвергнуть легкому термическому крекингу (висбрекингу).

Из-за нечеткости ректификации реальный отбор, особенно тяжелых фракций, ниже потенциального их содержания в нефти. На основании практических данных можно принять следующие значения отбора от потенциала: бензин — 0,99, керосин — 0,98, дизельное топливо — 0,95, вакуумные дистилляты — 0,80; весь недобор фракций приплюсовывают к остатку. Таким образом, фактический отбор остатка будет выше потенциального их содержания. Задавшись значением отбора от потенциала для каждой фракции, определяют фактический отбор фракций (табл. 1.5). Согласно действующим нормам технического проектирования, число рабочих дней в году составляет 340. На осно-

Таблица 1.5. Расчет фактического отбора фракций

Фракции	Потенциальное содержание, % (масс.)	Отбор от потенциала	Фактический отбор, % (масс.)
Бензиновая	14,0	0,99	13,86
Керосиновая	8,0	0,98	7,84
Дизельная	22,0	0,90	19,80
Масляная:			
М-1	8,0	0,80	6,40
М-2	12,0	0,70	9,60
Остаток	36,0	1,18	42,50
Σ	100,0	—	100,00

Таблица 1.6. Материальный баланс установки АВТ производительностью 6 млн. т в год

Показатели	d_{420}	М	Выход продукта			
			% (масс.)	т/ч	т/сут	10 ³ т в год
Взято						
Обезвоженная и обессо- ленная нефть	0,862	232	100,0	735,0	17640,0	6000,0
Вода	1,000	18	0,1	0,7	17,6	6,0
Σ			100,1	735,7	17657,6	6006,0
Получено						
Угледородные газы	—	—	1,5	11,00	262,0	90
Фракция:						
н. к. — 62	0,645	74	3,0	22,43	534,0	180
62—85	0,687	80	8,5	22,00	530,0	180
85—120	0,730	95	12,9	32,34	776,0	267
120—180	0,773	120	9,4	69,40	165,9	565
180—240	0,812	147	10,0	73,50	1762,0	600
240—290	0,840	173	9,0	66,00	1583,0	539
290—350	0,965	201	10,7	78,79	1890,0	642
350—420	0,898	330	10,7	78,50	1880,0	640
420—500	0,918	430	12,0	88,34	2118,0	871,9
500 — к. к., гудрон	1,0004	660	25,3	186,0	4470,0	1518
Вода	1,000	18	0,1	0,70	17,6	6,0
Потери	—	—	1,0	7,0	176,0	60,0
Σ	—	—	100,1	735,70	17657,6	6006,0

Взвешивая все приведенные выше данные материальный баланс установки АВТ производительностью 6 млн. т в год можно записать следующим образом (табл. 1.6).

1.3.4. Обоснование и выбор схемы установки АВТ

Технологическая схема установки АВТ должна обеспечивать получение выбранного ассортимента продуктов из заданного сырья наиболее экономичным способом. Ввиду большого разнообразия используемых нефтей и их качества, а также возможного ассортимента продуктов не всегда следует применять одну типовую схему. При выборе схемы АВТ необходимо определять: оптимальную мощность установки, возможность и целесообразность комбинирования АВТ с другими установками, оптимальную схему отдельных блоков установки, схему размещения оборудования на территории установки. Выбранная схема должна обеспечивать большую глубину отбора, четкость фракционирования, гибкость процесса, большой межремонтный пробег и высокие технико-экономические показатели. При составлении схе-

Таблица 1.7. Техничко-экономические показатели установок АВТ различной производительности (в расчете на 1 т нефти)

Показатели	Производительность, млн. т в год		
	1,0	2,0	3,0
Топливо жидкое, кг	38,50	30,7	27,7
Электроэнергия, 10 ⁶ Дж*	9,43	8,14	14,29
Вода, м ³	21,70	15,50	4,47
Водяной пар (со стороны), млн. кДж**	0,461	0,377	—
Расход металла на аппаратуру, кг	1,86	1,64	0,58
Эксплуатационные расходы, руб/год	1,00	0,79	0,44
Капитальные затраты, руб.	1,76	1,30	1,05
Производительность труда на 1 рабоче- го, тыс. т	33,30	66,70	66,70

* 1 кВт·ч=3,6·10⁶ Дж.
 **1 ккал=4,19 кДж.

мы следует учитывать и применять самые прогрессивные решения.

Оптимальная мощность установки. Для новых НПЗ характерно применение крупных технологических установок с минимальным числом их повторения. При повышении мощности технико-экономические показатели установок первичной перегонки нефти улучшаются (табл. 1.7). Так, при увеличении мощности АТ-6 на 33% в результате ее реконструкции по сравнению со строительством отдельной атмосферной установки производительность труда возрастает в 1,3 раза, удельные капитальные затраты снижаются на 25%, удельные эксплуатационные расходы — на 6,5%, годовой экономический эффект составляет 651,4 тыс. руб. и срок окупаемости капитальных вложений — 2,3 года. В связи с укрупнением возрастают требования к надежности работы оборудования.

Комбинирование АВТ с другими установками. В последнее время появилась тенденция сочетать технологически связанные процессы на комбинированных установках. Такое комбинирование имеет следующие преимущества: уменьшаются число индивидуальных установок, протяженность трубопроводов и число промежуточных резервуаров, более эффективно используются энергетические ресурсы самих процессов; значительно снижается расход электроэнергии, пара и воды на охлаждение, нагрев и перекачку промежуточных продуктов; более широко и эффективно используются современные средства контроля и автоматики; резко уменьшаются расход металла, площадь и обслуживающий персонал. В результате комбинирования резко сокращаются капитальные затраты и себестоимость продукции, увеличивается производительность труда.

В отечественной и зарубежной нефтеперерабатывающей промышленности наиболее часто применяют такие комбинации:

ЭЛОУ — АВТ, АВТ — вторичная перегонка бензинов и ЭЛОУ — АВТ — вторичная перегонка бензинов [9—11]. Комбинирование именно этих процессов объясняется близостью в технологии и одинаковой продолжительностью межремонтных пробегов. По данным [12], в результате комбинирования АВТ со вторичной перегонкой бензинов капитальные затраты уменьшаются на 25%, площади установки — на 30%, расход металла — на 20%, обслуживающего персонала — на 16 единиц, эксплуатационные расходы — на 30% и производительность труда повышается вдвое.

На одной установке можно комбинировать также атмосферно-вакуумную перегонку с коксованием, каталитическим крекингом, платформингом и гидроочисткой. На новых отечественных заводах работают комбинированные установки ЛК-бу, включающие секции ЭЛОУ — АТ, каталитического риформинга, гидроочистки реактивного и дизельного топлив и газофракционирования. Схема установки разработана для переработки нестабильной нефти типа ромашкинской с содержанием газа до 2,5% (масс.). Но в результате неодинаковой продолжительности межремонтного пробега нарушается ритмичность работы комбинируемых установок и затрудняется создание эффективной схемы теплообмена.

Выбор схемы атмосферного блока АВТ. В атмосферном блоке АВТ применяют три схемы разделения нефти: схема с одной сложной ректификационной колонной в атмосферном блоке (схема 1), схема с предварительным испарителем и ректификационной колонной (схема 2) и схема с предварительной отбензинивающей колонной и основной ректификационной колонной (схема 3).

Схему 1 применяют для стабилизированных нефтей, в которых содержание бензиновых фракций не превышает 2—10%. Установка проста и компактна. Совместное испарение легких и тяжелых фракций в колонне позволяет понизить температуру нагрева нефти в печи. Однако схема не обладает достаточной гибкостью и универсальностью. А эти факторы очень важны, так как в настоящее время благодаря хорошему развитию трубопроводного транспорта в нашей стране широко применяют нефти различных месторождений. Переработка нефтей с высоким содержанием растворенного газа и низкокипящих фракций по этой схеме затруднительна, так как повышается давление на питательном насосе до печи, наблюдается нестабильность температурного режима и давления в основной колонне из-за колебания состава сырья, невозможность конденсации легких бензиновых фракций, насыщенных газообразными компонентами, при низком давлении в воздушных конденсаторах. Повышение же давления в колонне уменьшает четкость фракционирования.

С применением схемы 2 уменьшается перепад давления в печных трубах. Пары из испарителя направляются в атмосферную колонну, поэтому не нужно устанавливать самостоятельные

конденсационные устройства и насосы для подачи орошения. Одновременная ректификация в одной колонне легких и тяжелых фракций несколько снижает необходимую температуру нагрева в печи. Однако при высоком содержании бензиновых фракций и растворенных газов атмосферная колонна чрезмерно перегружается по парам, что заставляет увеличивать ее диаметр. Все коррозионно-агрессивные вещества (хлорид водорода, сероводород, меркаптаны и др.) попадают вместе с парами из испарителя в колонну, т. е. испаритель не защищает атмосферную колонну от коррозии.

Схема 3 самая распространенная в отечественной практике. Она наиболее гибка и работоспособна при значительном изменении содержания бензиновых фракций и растворенных газов. Коррозионно-агрессивные вещества удаляются через верх первой колонны, таким образом основная колонна защищена от коррозии. Благодаря предварительному удалению бензиновых фракций в змеевиках печи и теплообменниках не создается высокого давления, что позволяет устанавливать более дешевое оборудование без усиления его прочности.

Но при работе по этой схеме следует нагревать нефть в печи до более высокой температуры, чем при однократном испарении, вследствие раздельного испарения легких и тяжелых фракций [9, 10]. Кроме того, установка оборудована дополнительной аппаратурой — колонной, насосами печными и для подачи орошения, конденсаторами-холодильниками и т. д.

Предварительная колонна в большинстве случаев простая, хотя и в ней фракционируются наиболее сложные по числу компонентов смеси. Имеются схемы, в которых легкий бензин выводится в виде паров через верх колонны, а тяжелый бензин — в виде бокового погона. Особенности работы предварительной колонны таковы:

невысокий выход ректификата-бензина (5—15% от загрузки колонны), в результате четкое выделение бензиновых фракций из нефти затруднительно;

чрезвычайно высокая нагрузка по жидкости в отгонной части колонны предварительного испарения из-за низкой паровой нагрузки и как результат — ухудшение условий отпаривания легких фракций от остатка под действием горячей струи;

относительно небольшая энтальпия сырья (нефть в теплообменниках нагревается до 200—220 °C), поэтому в колонне не создается достаточного для ректификации теплового потока и для ввода дополнительного тепла и создания парового орошения в низ отгонной части подается горячая струя; жидкостное орошение — холодное;

отбензинивание в присутствии газов, поступающих с нефтью, и водяных паров;

поддержание в колонне повышенного давления, чтобы обеспечить конденсацию водой в конденсаторах-холодильниках легких бензиновых фракций.

Некоторые авторы считают, что предварительная колонна должна быть суженной в верхней части и что следует применять тарелки специальных конструкций, осуществлять двойной ввод сырья [13] и наряду с горячей струей подавать в нижнюю часть колонны водяной пар (0,5—1,0% на отбензиненную нефть). В результате таких мероприятий уменьшится парциальное давление нефтяных паров в нижней части колонны, при том же количестве тепла горячей струи будет больше отгон легкокипящих фракций вниз колонны, выше паровое число и лучше четкость ректификации.

Основная атмосферная колонна (К-2) — сложная и состоит из 3—5 простых колонн (их число определяется числом выводимых дистиллятов). Верхний дистиллят — обычно бензиновый — выводится в виде паров, остальные дистилляты — жидкие боковые погоны — отводятся через отпарные секции.

В колонне К-2 все тепло, необходимое для ректификации, вносится потоком сырья, которое нагревается в печи до парожидкостного состояния. Поэтому для улучшения четкости разделения в этой колонне необходимо увеличивать долю отгона сырья [13], что достигается повышением температуры и снижением давления в зоне питания. Предпочтительно, чтобы доля отгона на 5—10% превышала сумму светлых дистиллятов, отбираемых в колонне.

Жидкостное орошение сверху колонны создается подачей холодного или циркуляционного орошения. Каждое из них имеет и преимущества, и недостатки. Обычно при выделении легких фракций применяют холодное орошение, при выделении более тяжелых — циркуляционное. Кроме верхнего орошения в сложной колонне применяют промежуточные циркуляционные орошения. Анализ фактических показателей работы атмосферных колонн АВТ показывает, что промежуточных циркуляционных орошений должно быть в колонне одно или два; третьи организовывать, как правило, нецелесообразно, так как при этом дополнительно регенерируется небольшое количество тепла, но в выше расположенных секциях снижаются флегмовое число и четкость разделения, а схема установки усложняется.

Количество тепла, отводимого верхним и нижним промежуточным циркуляционным орошениями, должно определяться требованиями к качеству получаемых дистиллятов и регулироваться по температуре паров под тарелками, с которых выводятся все дистилляты. Промежуточное циркуляционное орошение организуется в сечении колонны под тарелками вывода дистиллятов. Эти тарелки должны быть оснащены сливными устройствами, обеспечивающими нормальный переток жидкости на лежащую ниже тарелку.

Паровое орошение в основной колонне и в отпарных колоннах создается при помощи острого водяного пара (1,2—3,5% в колонне К-2 и 1,0% в отпарных колоннах), который понижает парциальное давление нефтяных паров. От эффективности

работы отпарных колонн в значительной степени зависит четкость разделения получаемых на установке продуктов. В отпарных секциях, работающих с вводом водяного пара, стекающая по тарелкам жидкость испаряется под действием своего тепла; его количество, а следовательно, и количество образующихся паров ограничено. Эффективность обычных тарелок в таких условиях низка (15—20%), поэтому необходимо применять специальные тарелки [13] с повышенным сопротивлением сухой тарелки. Из-за недостатка тепла дизельные фракции из мазута отгоняются неполностью, и в смежном продукте — вакуумном газойле содержится 20—30% (масс.) таких фракций.

Перегонка мазута в вакууме. В зависимости от типа нефти из остатка атмосферной перегонки (мазута) выделяют масляные дистилляты, которые направляются затем на маслоблок, или вакуумный газойль, являющийся сырьем установок каталитического крекинга. Для снижения температур кипения разделяемых компонентов и предотвращения термического разложения сырья мазут перегоняют в вакууме. С углублением вакуума температуры кипения компонентов снижаются более резко (особенно компонентов большой молекулярной массы). Вакуум создается барометрическими конденсаторами и вакуумными насосами (поршневыми, ротационными, эжекторными или струйными), которые можно включать в различной последовательности.

Барометрический конденсатор — эжектор. При этой схеме пары, отходящие с верха вакуумной колонны, мгновенно конденсируются в барометрическом конденсаторе и затем отсасываются вакуумным насосом (обычно паровым эжектором). Остаточное давление в барометрическом конденсаторе зависит от температуры отходящей воды, но оно не может быть ниже давления насыщенного водяного пара при данной температуре; следовательно, вакуум определяется температурой воды, отходящей из конденсатора.

Вода из барометрических конденсаторов смешения загрязнена нефтепродуктами и сернистыми соединениями — иногда до 5,5% (масс.) на мазут. Поэтому для уменьшения загрязненных сточных вод на ряде заводов в барометрические конденсаторы подается оборотная вода, в результате снижается расход свежей воды и уменьшается загрязнение водоемов. Однако при этом несколько повышается температура воды, подаваемой в барометрические конденсаторы смешения, и затраты на сооружение отдельной системы водоснабжения. Стоимость сооружения такой системы для АВТ мощностью 3 млн. т в год превышает 600 тыс. руб.

Проще и экономически целесообразнее заменять барометрические конденсаторы смешения трубчатыми теплообменниками — поверхностными барометрическими конденсаторами (рис. 1.6), хотя по теплотехническим показателям последние существенно уступают конденсаторам смешения. Нефтепродукты, кон-

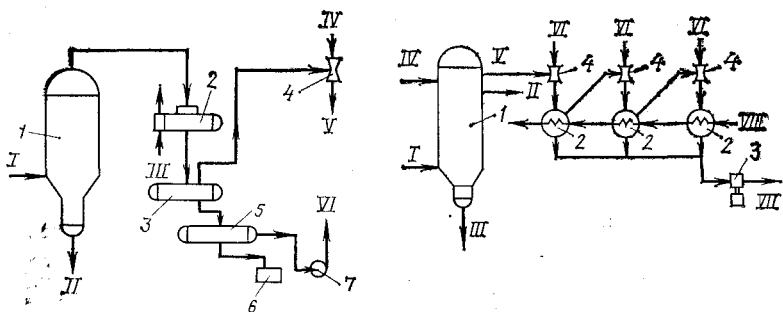


Рис. 1.6. Схема создания вакуума в колонне:

I — вакуумная колонна; 2 — поверхностный конденсатор — холодильник; 3 — вакуумный приемник; 4 — парожеткорный вакуумный насос; 5 — отстойник; 6 — барометрический колодец; 7 — насос; *I* — мазут; *II* — гудрон; *III* — вода; *IV* — водяной пар; *V* — газы и пары в атмосферу; *VI* — уловленный нефтепродукт

Рис. 1.7. Схема создания глубокого вакуума в колонне:

I — вакуумная колонна; 2 — кожухотрубные конденсаторы; 3 — вакуумный насос; 4 — эжекторы; *I* — мазут; *II* — тяжелый газойль; *III* — гудрон; *IV* — орошение; *V* — несконденсированные газы; *VI* — пар; *VII* — конденсат; *VIII* — вода

денсирруемые в поверхностных конденсаторах, не разбавляются охлаждающей водой, что облегчает их выделение из конденсата, собираемого в отстойнике и барометрическом колодце. Одновременно необходимо улавливать и использовать сероводород из паргазовой смеси, выбрасываемой после последней ступени эжектора.

Эжектор — барометрический конденсатор. В этой системе пары с верха вакуумной колонны подаются непосредственно в эжектор, и глубина вакуума не зависит от температуры воды, выходящей из барометрического конденсатора. В результате создается глубокий вакуум (остаточное давление 6,65—13,3 гПа, или 5—10 мм рт. ст.), и глубина вакуума определяется противодавлением на выходе из эжектора. Поэтому для создания глубокого вакуума соединяют последовательно несколько эжекторов (рис. 1.7). Такая система обходится дороже первой, так как эжектор отсасывает все пары, уходящие с верха колонны, и в барометрическом конденсаторе необходимо конденсировать большее количество паров.

Особенности перегонки в вакуумной колонне те же, что и атмосферной колонны К-2, но есть специфика эксплуатации вакуумной колонны, обусловленная низким остаточным давлением в аппарате и условиями нагрева тяжелого по фракционному составу сырья. В вакуумной колонне необходимо создать условия, обеспечивающие высокую долю отгона и минимальное разложение сырья. Для этого следует применять вакуумсоздающую аппаратуру, обеспечивающую наименьшее остаточное давление в системе. Для уменьшения времени пребывания мазута в печи и снижения гидравлического сопротивления рекомендуется сле-

дующее: применять печь двустороннего облучения и подавать в нее змеевики водяной пар; сократить до минимума расстояние между вводом сырья в колонну и выводом мазута из печи, увеличить диаметр труб, последних по ходу сырья; соединять трубы на участке испарения при помощи калачей, а не ретурбен-тов; трансферную линию выполнять с минимальным числом поворотов и S-образной формы.

Конструкция вакуумной колонны отличается от конструкции атмосферной суженной отгонной частью, что способствует сокращению времени пребывания остатка в колонне (во избежание его разложения под действием высоких температур). Из-за больших потоков паров, находящихся в глубоком вакууме, диаметр таких колонн значительно больше диаметра атмосферных и составляет 8—12 м. В результате этого распределение жидкости и барботаж в колонне неравномерны, что приводит к малой эффективности тарелок. Кроме того, для уменьшения остаточного давления в питательной зоне на один дистиллят их приходится устанавливать не более 5—6 штук. Для равномерного распределения жидкости на тарелках рекомендуется применять тарелки специальных конструкций — решетчатые, клапанные или ситчатые.

Для предотвращения попадания капель жидкости, транспортируемых парами в укрепляющую часть колонны и ухудшающих качество дистиллятов (особенно нижний боковой погон), в вакуумной колонне необходимо ставить ситчатые отбойные элементы (отбойники) и применять противопенные присадки. Дистилляты из вакуумной колонны можно откачивать непосредственно из сливного стакана, через осушитель или через отпарную колонну (рис. 1.8). Благодаря отпарным колоннам улучша-

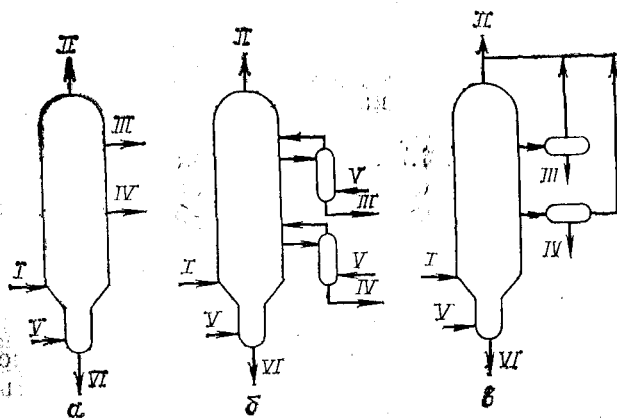


Рис. 1.8. Схемы вывода дистиллятов из вакуумной колонны в виде жидкости из сливного стакана тарелки (а), через отпарные колонны (б) и через емкость (в):

I — мазут; II — пары к вакуумсоздающей аппаратуре; III — первый дистиллят; IV — второй дистиллят; V — водяной пар; VI — гудрон

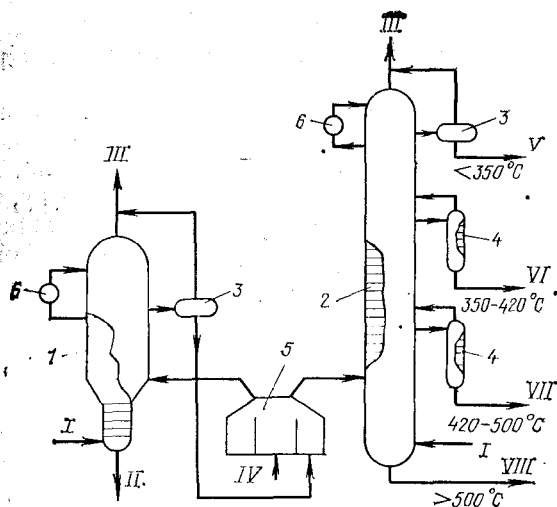


Рис. 1.9. Схема перегонки мазута в двух последовательных вакуумных колоннах:

1 — колонна для отбора широкой фракции; *2* — колонна четкой ректификации; *3* — вакуумный приемник; *4* — отпарные колонны; *5* — печь; *6* — холодильники орошения; *I* — водяной пар; *II* — гудрон; *III* — пары к вакуумсоздающей аппаратуре; *IV* — мазут; *V* — фракция <350 °С; *VI* — фракция 350–420 °С; *VII* — фракция 420–500 °С; *VIII* — фракция >500 °С

ется четкость погоноразделения, но затрудняется создание глубокого вакуума из-за дополнительных сопротивлений трубопроводов и тарелок в отпарных колоннах, а также из-за подсоса воздуха через неплотности соединений.

Для увеличения доли отгона при глубоком вакууме и повышения четкости разделения масляных дистиллятов предложено перегонять мазут в двух ректификационных колоннах (рис. 1.9). В первой колонне под действием глубокого вакуума более полно отбирается широкая масляная фракция. Во второй колонне, где широкая фракция разделяется на более узкие, допустим менее глубокий вакуум; число же тарелок там можно увеличить, что даст необходимую четкость разделения.

По другому варианту в первой колонне отбирают более легкие дистилляты и полугудрон, а во второй — при помощи испаряющего агента (керосиновой или газойлевой фракции) получают более вязкие дистилляты и гудрон. Недостатком двухколонной вакуумной установки является усложнение схемы перегонки и эксплуатации и увеличение капитальных вложений на строительство и эксплуатационных затрат на дополнительную аппаратуру.

Стабилизация бензина и разделение его на узкие фракции. Обычно в бензиновой фракции, получаемой на АВТ, содержатся растворенные газы. Поэтому ее подвергают физической стабилизации в ректификационной колонне, называемой стабилизатором. Качество стабильного бензина контролируют по содер-

жанию в нем суммы изобутана и *n*-бутана или по допустимому давлению насыщенных паров товарного бензина. Кроме того, при стабилизации из бензина желательнее извлекать сероводород — не менее 96—99% от его содержания. Это позволяет сократить расход реагентов при щелочной очистке бензина и выделить сероводород для дальнейшего использования. Если бензиновая фракция направляется далее на переработку, например, после ректификационного разделения на узкие фракции их подвергают ароматизации на установках каталитического риформинга, то в процессе стабилизации изобутан и *n*-бутан могут быть удалены из бензина практически полностью.

Для стабилизации бензина и разделения его на узкие фракции необходимо иметь несколько простых ректификационных колонн. Число их на единицу меньше числа получаемых фракций. Как правило, стабилизацию проводят в первой колонне, причем, давление в стабилизаторе 0,8—1,4 МПа обеспечивает почти полную или частичную конденсацию газов при использовании воздуха или воды в качестве хладагента.

При выборе схемы ректификации полезно руководствоваться следующими рекомендациями [14] для получения конечных продуктов высокого качества при умеренных требованиях к чистоте промежуточных продуктов:

- 1) фракцию (компонент) с малым содержанием в сырье следует предварительно выделить с двумя соседними; если в исходной смеси такая фракция является первой или последней, то она вначале должна быть выделена в смеси с соседней, второй или предпоследней фракцией;

- 2) в первой колонне целесообразно вести разделение по границе, где соседние фракции (компоненты) имеют большие доли в сырье и особенно если допускается относительно большое взаимное загрязнение этих фракций (компонентов).

Использование этих рекомендаций позволило установить в практике эксплуатации правило, по которому выгоднее разделять сырье так, чтобы в каждой колонне выходы продуктов разделения были примерно одинаковыми [14].

1.3.5. Генеральный план установки АВТ

Эффективность работы установки АВТ зависит не только от эффективности отдельных блоков, но и от взаимного их расположения на промышленной площадке. Последнее особенно важно, когда на одной площадке комбинируется размещение нескольких установок.

Основные принципы расположения аппаратов на площадке установки следующие: соответствие разрывов между аппаратами противопожарным и санитарным нормам ВНТП-28—79; обеспеченность проведения ремонта с применением современных механизированных средств; минимальная длина трубопроводов

для уменьшения гидравлических сопротивлений, потерь тепла и металлоемкости.

Существенное уменьшение протяженности трубопроводов на новых АВТ достигается за счет отказа от специальных насосных. Расположение насосов на площадке с учетом поточности процесса под конденсаторами-холодильниками (на уровне второго этажа) и непосредственно возле колонн позволяет уменьшить число встречных потоков. Расположение насосов на открытом воздухе уменьшает их взрывоопасность при одновременном снижении затрат на сооружение помещений и вентиляцию.

Опыт эксплуатации установок АВТ показал, что наибольшие потери тепла происходят в горячих трансферных линиях от печей к ректификационным колоннам из-за их неоптимального взаимного расположения. Так, на одной АВТ трансферная линия имеет 11 поворотов и общую протяженность 60 м. В результате температура на входе в колонну составляет 345°C при температуре на выходе из печи 370°C . Уменьшение количества вносимого тепла не позволяет хорошо отпаривать мазут и гудрон, что существенно снижает отбор дистиллятов в атмосферной и вакуумной колоннах. Колонны следует располагать напротив печей при наименьшей длине и минимальном числе поворотов трансферной линии.

Пример составления генерального плана установки АВТ показан на рис. 1.10. В проектных институтах для составления генплана используется макетное проектирование, что позволяет уменьшить число ошибок и оптимально располагать оборудование.

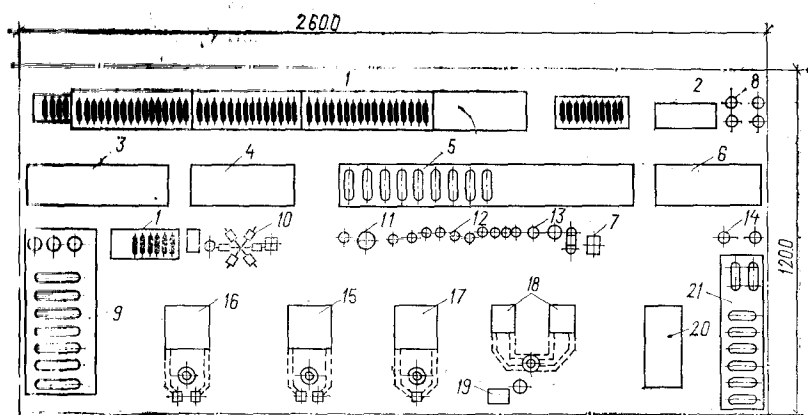


Рис. 1.10. Генеральный план комбинированной установки ЭЛОУ-АВТ — вторичная перегонка бензинов:

1 — теплообменники; 2 — анализаторная; 3—6 — насосы; 7 — аварийная емкость; 8, 14 — емкости для воды и растворов щелочи; 9 — электродегидраторы; 10 — блок вакуумной перегонки; 11 — блок атмосферной перегонки; 12 — блок вторичной перегонки бензина; 13 — подотделители и газосепараторы; 15—18 — трубчатые подогреватели; 19 — котел-утилизатор; 20 — операторная; 21 — щелочные отстойники

Таблица 1.8. Исходные данные для определения коэффициентов K_3 и K_n

№	Объект или сооружение	Способ подсчета
1	Промышленная площадка	По длине ограждения
2	Технологические установки	По границе установки
3	Приемно-промежуточные парки	По внешним подошвам обвалования или наружным граням охлаждающих стенок
4	Парки смешения	То же
5	Товарные и сырьевые парки	»
6	Блоки оборотного водоснабжения	По границе блока (как площадь технологических установок)
7	Очистные сооружения канализации (внутриплощадочные)	То же
8	Остальные объекты:	
	здания	По наружным граням стен
	сооружения с открытым оборудованием	По границам площадок
	объекты, обсыпанные землей или заглубленные	По внешним подошвам обвалований или выемок
9	Наземные и подземные трассы коммуникаций:	
	трассы, расположенные в открытых траншеях	По внешней бровке траншей
	трассы на низких опорах (типа шпал)	По ширине шпал на уровне земли
	эстакады или трассы на высоких опорах	По ширине опор
	трассы, расположенные в бетонных канавах	По наружному краю канавы
10	Автодороги и автоподъезды к объектам	По внешней границе насыпи или выемки
11	Железные дороги	То же
12	Открытые каналы, лотки и траншеи	По внешним бровкам
13	Пешеходные дорожки и тротуары	По площади покрытия
14	Подземные трассы коммуникаций	По ширине пучка трасс (если трубопроводы лежат в непосредственной близости друг от друга) или по ширине отдельного трубопровода

Коэффициент застройки K_3 определяют после подсчета площадей, указанных в соответствующих пунктах табл. 1.8 по формуле $K_3 = \Sigma S_{2-9} / S_1$. Величина K_3 должна быть не менее 0,4.

Коэффициент использования K_n определяют также после подсчета площадей, указанных в табл. 1.8, по формуле $K_n = \Sigma S_{10-14} / S_1$.

Площадь, занятую траншеями, канавами, земляным полотном автодорог и железных дорог, можно вычислить по средней ширине откоса насыпи или выемки.

1.4. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

1.4.1. Выражение состава нефти и ее фракций при расчете перегонки и ректификации

Нефть и ее фракции представляют собой сложную многокомпонентную смесь. Смесь углеводородов одного гомологического ряда, как правило, подчиняется законам идеальных растворов, но в присутствии углеводородов других классов ее свойства в той или иной степени отклоняются от свойств идеальных растворов, подчиняющихся законам Рауля и Дальтона. Крайним проявлением такого поведения смесей углеводородов является образование различных азеотропных смесей. Эти явления из-за их сложности недостаточно изучены, в связи с чем процессы перегонки и ректификации смесей рассчитывают, используя законы идеальных растворов. Для инженерных расчетов точность такого способа допустима.

Другое допущение, принимаемое в расчетах, связано с тем, что в нефти и ее фракциях содержится чрезмерно большое число компонентов. При расчете процессов перегонки и ректификации наличие большого числа компонентов в смеси приводит к громоздким вычислительным процедурам с большой затратой машинного времени даже самых современных электронно-вычислительных машин. Все это оправдывает более упрощенное представление в расчетах состава и свойств нефти, ее фракций и продуктов их переработки. Для этого исходную смесь по кривой ИТК разбивают на фракции, выкипающие в узком интервале температур. Каждую узкую фракцию рассматривают как условный компонент с температурой кипения, равной средней температуре кипения фракции. Чем на большее число узких фракций разбита смесь, тем точнее результаты вычислений, но расчет становится более громоздким и трудоемким. По рекомендациям А. А. Кондратьева [13, 14], для получения удовлетворительных результатов смесь разбивают не менее чем на шесть узких фракций.

1.4.2. Расчет однократного испарения многокомпонентной углеводородной смеси

Расчет однократного испарения (ОИ) многокомпонентной смеси заключается в определении доли паров, образующихся при нагревании исходной смеси до заданной температуры. Определяют также составы паровой и жидкой фаз, получаемых в условиях однократного испарения, и энтальпию парожидкостной смеси исходного сырья.

Расчетное уравнение получают совместным решением уравнения материального баланса процесса однократного испарения

по содержанию компонента i и уравнения равновесия фаз

$$x'_{Fi} = e' y'_i + (1 - e') x'_i, \quad (1.41)$$

и
$$y' = K_{pi} x'_i, \quad (1.42)$$

где x'_{Fi} — мольная доля компонента i в исходной смеси;
 e' и $(1 - e')$ — мольные доли (доля отгона) паров и жидкой фазы соответственно;

y'_i и x'_i — мольные доли компонента i в паровой фазе и равновесной жидкости;

K_{pi} — константа фазового равновесия компонента i .

Для нефтяных углеводородов при давлении меньше 0,4—0,5 МПа K_{pi} определяется из соотношения

$$K_{pi} = p_i / P,$$

где p_i — давление насыщенных паров компонента i при температуре однократного испарения;

P — давление, при котором производится однократное испарение, давление в системе.

Совместным решением уравнений (1.41) и (1.42) получают следующее уравнение:

$$x'_i = \frac{x'_{Fi}}{1 + e'(K_{pi} - 1)}. \quad (1.43)$$

Записав уравнение (1.43) для концентраций всех m компонентов исходной смеси, а затем просуммировав его левые и правые части, получают

$$\sum_{i=1}^m x'_i = \sum_{i=1}^m \frac{x'_{Fi}}{1 + e'(K_{pi} - 1)}. \quad (1.44)$$

Так как $\sum_{i=1}^m x'_i = 1$, то окончательно уравнение для расчета e' имеет вид

$$\sum_{i=1}^m \frac{x'_{Fi}}{1 + e'(K_{pi} - 1)} = 1. \quad (1.45)$$

Уравнение (1.45) является алгебраическим уравнением в степени m . Корень этого уравнения ограничен неравенством $0 \leq e' \leq 1$ и, как правило, его находят методом последовательных приближений, подбирая такое значение e' , которое с заданной точностью превращает уравнение в тождество.

После расчета доли отгона e' по уравнениям (1.43) и (1.44) определяют составы равновесных фаз. Если ожидается малая доля отгона, например, $< 0,05$, расчет однократного испарения рекомендуется проводить по уравнению [16]

$$\sum_{i=1}^m y'_i = \sum_{i=1}^m \frac{K_{pi} x'_{Fi}}{1 + e'(K_{pi} - 1)} = 1. \quad (1.46)$$

Таким образом, последовательность расчета однократного испарения многокомпонентной смеси можно представить следующим образом.

1. Задаются температурой подачи сырья в колонну, исходя из практических данных или иных условий. Например, в сложные колонны АВТ, работающие без подвода тепла, сырье рекомендуется подавать с такой температурой, при которой доля паров, образующихся при однократном испарении, была бы на 2-3% больше выхода продуктов, отбираемых в виде дистиллята и боковых погонов.

2. Рассчитывают мольную долю каждого компонента в исходной смеси. Если известны массовые доли компонентов, пересчет в мольные доли x'_{Fi} проводят по формуле

$$x'_{Fi} = \frac{M}{M_i} x_{Fi}, \quad (1.47)$$

где x_{Fi} — массовая доля компонента в исходной смеси;

M — средняя молекулярная масса сырья;

M_i — молекулярная масса компонента i .

Среднюю молекулярную массу сырья находят по уравнению

$$M = 1 / \sum_{i=1}^m \frac{x_{Fi}}{M_i} \quad (1.48)$$

3. Определяют давление насыщенных паров компонентов графически, например по графику Максвелла (*Приложение 3*), либо по формулам Антуана, Ашворта и др. В частности, формула Ашворта имеет следующий вид [17]:

$$p_i = 10^6 \exp [6,172 (1 - f(t)/f(t_i))], \quad (1.49)$$

где p_i — давление насыщенных паров;

t — температура однократного испарения;

t_i — температура кипения углеводорода или средняя температура кипения углеводородной фракции.

Функцию $f(t)$ находят из уравнения

$$f(t) = \frac{1250}{\sqrt{(t + 273)^2 + 108\,000} - 307,6} - 1. \quad (1.50)$$

По этому же уравнению, подставляя t_i вместо t , рассчитывают и функцию $f(t_i)$.

4. Из уравнения (1.45) или (1.46) находят мольную долю отгона. Для этого задаются значением e' и определяют $\sum_{i=1}^m x'_i$ по

уравнению (1.45) или $\sum_{i=1}^m y'_i$ по уравнению (1.46). Если полученная сумма с заданной точностью не равна 1, задаются новым значением доли отгона e' и расчет повторяют. При ручном счете значение e' считается найденным достаточно точно, если выполняется условие $\sum_{i=1}^m x'_i = 1 \pm 0,005$ или $\sum_{i=1}^m y'_i = 1 \pm 0,005$.

Таблица 1.9. Форма расчета доли отгона e'

Номер компонента	x_{Fi}	M_i	t_i	d_i	$\frac{x_{Fi}}{M_i}$	x'_{Fi}	p_i	K_{pi}	$K_{pi}-1$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

Примечания. 1. Суммы концентраций, приведенных в пп. 2, 7, 13, 14, 16 и 18, рассчитывают среднюю молекулярную массу исходной смеси. 3. Суммы величин в пп. 15 и жидкой (см. уравнение 1.53) фаз. 4. Величины x_i (п. 16) и y_i (п. 18) рассчитывают уравнениям (1.57) и (1.58) рассчитывают плотности фаз.

5. После расчета доли отгона определяют составы равновесных фаз. В случае необходимости пересчитывают мольную долю отгона e' в массовую e по формуле

$$e = e' \frac{M_y}{M} \quad \text{или} \quad e = 1 - \frac{M_x}{M} (1 - e'). \quad (1.51)$$

Средние молекулярные массы паровой и жидкой фаз M_y и M_x находим по формулам

$$M_y = \sum_{i=1}^m M_i y_i', \quad (1.52) \quad M_x = \sum_{i=1}^m M_i x_i'. \quad (1.53)$$

Правильность расчета доли отгона можно проверить, определив среднюю молекулярную массу исходной смеси из соотношения

$$M = M_y e' + M_x (1 - e'). \quad (1.54)$$

Полученная величина должна равняться средней молекулярной массе, найденной ранее по формуле (1.48).

7. Мольные концентрации компонентов пересчитывают в массовые

$$x_i = \frac{M_i}{M_x} x_i'; \quad (1.55) \quad y_i = \frac{M_i}{M_y} y_i'. \quad (1.56)$$

Последние величины необходимы для определения относительных плотностей паровой и равновесной ей жидкой фаз

$$d_y = 1 \left/ \sum_{i=1}^m \frac{y_i}{d_i} \right., \quad (1.57) \quad d_x = 1 \left/ \sum_{i=1}^m \frac{x_i}{d_i} \right., \quad (1.58)$$

используемых при расчете их энтальпий [17]:

$$I_x = (0,403t + 0,000405t^2) / \sqrt{d_x}; \quad (1.59)$$

$$I_y = (50,2 + 0,109t + 0,00014t^2) (4 - d_y) - 73,8, \quad (1.60)$$

где I_x, I_y — энтальпии жидкости и пара;

d_x и d_y — относительные плотности при 15 °C соответствующих фаз.

$e'(K_{pi}-1)$	$1+e'(K_{pi}-1)$	x'_i	y'_i	$M_i x'_i$	x_i	$M_i y'_i$	y_i	$\frac{x_i}{d_i}$	$\frac{y_i}{d_i}$
11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

должны равняться единице. 2. По сумме величин в п. 6, используя уравнение (1.48), и 17 представляют собой средние молекулярные массы паровой (см. уравнение 1.52) соответственно по уравнению (1.55) и (1.56). 5. По суммам величин в пп. 19 и 20 по

Энтальпию парожидкостной углеводородной смеси, полученной в результате однократного испарения, рассчитывают по формуле

$$I_F = I_y e + I_x (1 - e). \quad (1.61)$$

Для расчетов по однократному испарению рекомендуется представлять в виде табл. 1.9.

Если при расчете однократного испарения в качестве исходных данных используют относительные летучести f_i , которые с константой фазового равновесия эталонного (ведущего) компонента K°_{pi} связаны соотношением $K_{pi} = f_i K^{\circ}_{pi}$, то основное расчетное уравнение (1.45) записывают так:

$$\sum_{i=1}^m \frac{x'_{Fi}}{1 + e' (f_i K^{\circ}_{pi} - 1)} = 1. \quad (1.45a)$$

Если известной величиной является доля отгона e' , последнее уравнение решают, подбирая такое значение K°_{pi} , которое превращает уравнение в тождество. По найденному значению K°_{pi} можно определить температуру исходной смеси. Составы равновесных фаз рассчитывают по уравнениям

$$y'_i = f_i K^{\circ}_{pi} x'_i; \quad (1.42a) \quad x'_i = \frac{x'_{Fi}}{1 + e' (f_i K^{\circ}_{pi} - 1)}. \quad (1.43a)$$

В этих уравнениях в качестве эталонного можно принять любой компонент смеси. Обычно им служит наиболее высококипящий компонент. Тогда для всех компонентов кроме эталонного $f_i > 1$ ($f_s = 1$) и $K^{\circ}_{pi} < 1$. Последнее неравенство следует учитывать при расчете K°_{pi} методом последовательных приближений.

Принятые условия (температура и давление) однократного испарения многокомпонентной смеси должны обеспечивать ее двухфазное состояние. В сомнительных случаях вначале рекомендуется определять фазовое состояние исходной смеси. Для этого находят сумму $\Sigma = \sum_i^m K_{pi} x'_{Fi}$. Здесь возможны три случая: $\Sigma < 1$ — некипящая жидкость, $\Sigma = 1$ — кипящая жидкость (т. е.

Таблица 1.10. Результаты расчета однократного испарения углеводородной смеси по условным компонентам

Смесь с $t_{н.к.}=50^{\circ}\text{C}$ и $t_{к.к.}=150^{\circ}\text{C}$				Смесь с $t_{н.к.}=50^{\circ}\text{C}$ и $t_{к.к.}=550^{\circ}\text{C}$		
$t, ^{\circ}\text{C}$	e при $m=5$	e при $m=10$	e при $m=20$	$t, ^{\circ}\text{C}$	e при $m=5$	e при $m=10$
90	Не кипит	0,025	0,026	170	0,031	0,051
91	0,056	0,067	0,069	180	0,119	0,125
92	0,102	0,111	0,114	210	0,190	0,193
95	0,237	0,243	0,245	290	0,444	0,444
100	0,459	0,459	0,459	425	0,867	0,859
110	0,928	0,913	0,909	425	0,956	0,928
111	0,980	0,962	0,958	430	Перегретый пар	0,955

при температуре начала ОИ) и $\Sigma > 1$ — двухфазное или парообразное состояние исходной смеси.

Если $\Sigma > 1$, то следующим этапом расчета будет нахождение величины $\Sigma_1 = \sum_{i=1}^m x'_{Fi}/K_{Fi}$. Здесь также возможны три случая: $\Sigma_1 < 1$ — перегретый пар, $\Sigma_1 = 1$ — насыщенный пар (т. е. при температуре конца ОИ) и $\Sigma > 1$ — двухфазное или жидкое состояние. Таким образом, двухфазное состояние исходной смеси обеспечивается при условиях: $\Sigma > 1$ и $\Sigma_1 > 1$.

В табл. 1.10 приведены итоги расчета однократного испарения (ОИ) с использованием кривых ИТК равномерно распределенных смесей углеводородов с пределами выкипания 50—150 и 50—550 $^{\circ}\text{C}$ (прямая ИТК). В этих расчетах смеси по ИТК разбивали на одинаковые фракции, каждую из которых рассматривали как условный компонент с температурой кипения, равной средней температуре кипения фракции. Давление в системе атмосферное, давление насыщенных паров компонентов определяли по формуле Ашворта.

Как видно из данных табл. 1.10, разбивка смеси на 5 фракций по сравнению с разбивкой на 10 приводит к заметной ошибке при малом и большом значениях доли отгона, что необходимо учитывать в расчетах. Кроме того, при малом числе условных компонентов температурный предел двухфазного состояния углеводородной смеси сужается, т. е. температура начала однократного испарения повышается, а конца — понижается.

Расчет ОИ в присутствии перегретого водяного пара. Если однократное испарение смеси углеводородов происходит в присутствии перегретого водяного пара или другого инертного компонента, переходящего полностью в паровую фазу, то парциальное давление углеводородов меньше давления в системе и доля их отгона больше.

Если расход исходной смеси за единицу времени G_F (кмоль) и водяного пара Z (кмоль), парциальное давление p_v углеводородных паров в условиях однократного испарения определяют

по следующей формуле:

$$p_y = Py' = P \frac{G_{Fe'}}{G_{Fe'} + Z} = \frac{P}{1 + Z/G_{Fe'}} \quad (1.62)$$

где y' — мольная доля углеводородных паров в смеси с водяным паром.

Таким образом, в присутствии водяного пара приведенную константу равновесия компонента i углеводородной смеси рассчитывают следующим образом [16]:

$$K_{pi} = \frac{p_i}{p_y} = \left(1 + \frac{Z}{G_{Fe'}}\right) \frac{p_i}{P} \quad (1.63)$$

Тогда основное расчетное уравнение приобретает вид (см. уравнение 1.45)

$$\sum_{i=1}^m \frac{x'_{Fi}}{1 + e' \left[\left(1 + \frac{Z}{G_{Fe'}}\right) \frac{p_i}{P} - 1 \right]} = 1 \quad (1.64)$$

Влияние водяного пара на процесс однократного испарения можно учитывать иначе. Для этого в выражение состава исходной смеси включают концентрацию водяного пара и в качестве расчетного используют уравнение (1.45). Если в условиях однократного испарения водяной пар находится в перегретом состоянии (парциальное давление его меньше давления насыщенных паров) и можно пренебречь растворимостью воды в углеводородах, то для водяного пара следует принять $K_p = \infty$. В таком случае найденная доля отгона учитывает массу водяного пара, а в выражение состава паровой фазы, полученной в результате однократного испарения, включена концентрация водяного пара.

Расчет ОИ на электронно-вычислительной машине. Метод расчета однократного испарения многокомпонентной смеси на электронной цифровой вычислительной машине описан применительно к машине «Мир-1», предназначенной для инженерных расчетов. Однако принципы расчета одинаковы и при использовании любой другой ЭВМ.

Программой предусмотрен последовательный расчет однократного испарения исходной смеси в присутствии перегретого водяного пара с заданным интервалом температур. Сама программа, исходные данные для расчета однократного испарения мазута, представленного в виде условной десятикомпонентной смеси, и итоги расчета при 400 и 410 °С приведены ниже.

Исходные данные: начальная температура однократного испарения $T_0 = 400$; число компонентов $N = 10$; интервал температур, на который последовательно повышается температура однократного испарения $\Delta T = 10$; давление в системе, Па, $P = 17300$; расход водяного пара, моль/моль исходной сме-

си $Z=0,26$; массовая доля всех десяти компонентов XFB, их молекулярные массы M , плотности D и температуры кипения TK .

Далее перечислены массивы всех величин, используемых в программе: давление насыщенных паров P , константа фазового равновесия K , мольная доля компонента в исходной смеси XF , мольная доля компонента в жидкой фазе X , мольная доля компонента в равновесной паровой фазе Y , массовая доля компонента в жидкой фазе XB , массовая доля компонента в паровой фазе YB .

"РАЗРЯДНОСТЬ" 6. $M=1/\Sigma$ ($I=1, N, XFB[I]/M[I]$); "ДЛЯ" $I=1$ "ШАГ" (1) "ДО" (N) "ВЫПОЛНИТЬ" $XF[I]=M \times XFB[I]/M[I]$; "ВЫВОД" "МАС СИВА" XF ; $T=TO$; Q "ДЛЯ" $I=1$ "ШАГ" (1) "ДО" (N) "ВЫПОЛНИТЬ" $P[I]=10^{15} \times \exp(6.72 \times (1 - (1250/Y((T+273)^2 + 108\,000) - 307.6) - 1)/(1250/(Y((TK[I]+273)^2 + 108\,800) - 307.6) - 1)))$; $E0=.01$; $E1=.99$; $P.F=(E0+E1)/2$; "ЕСЛИ" $ABS(F(E)) < .00005$ "ТО" "НА" $Q1$; "ЕСЛИ" $F(E) < 0$ "ТО" ("ЕСЛИ" $F(E0) < 0$ "ТО" ($E0=E$) "ИНАЧЕ" ($E1=E$) "ИНАЧЕ" ("ЕСЛИ" $F(E0) < 0$ "ТО" ($E1=E$) "ИНАЧЕ" ($E0=E$)); "НА" P ; $Q1$ "ДЛЯ" $I=1$ "ШАГ" (1) "ДО" (N) "ВЫПОЛНИТЬ" ($K[I]=(1+Z/E) \times P[I]/P$; $X[I]=XF[I]/(1+E \times (K[I]-1))$; $Y[I]=K[I] \times X[I]$; $MX=\Sigma$ ($I=1, N, M[I] \times X[I]$); $MY=\Sigma$ ($I=1, N, M[I] \times Y[I]$); $MF=E \times MY + (1-E) \times MX$; $EB=E \times M Y/MF$; "ВЫВОД" "СТРОКА", T , $;$, E , $;$, EB , $;$ "ДЛЯ" $I=1$ "ШАГ" (1) "ДО" (N) "ВЫПОЛНИТЬ" ($XB[I]=M[I] \times X[I]/MX$; $YB[I]=M[I] \times Y[I]/MY$; "ВЫВОД" "ТАБЛИЦЫ" A , I , $P[I]$, $K[I]$, $X[I]$); "ДЛЯ" $I=1$ "ШАГ" (1) "ДО" (N) "ВЫПОЛНИТЬ" "ВЫВОД" "ТАБЛИЦЫ" B , I , $Y[I]$, $XB[I]$, $YB[I]$; $DX=1/\Sigma$ ($I=1, N, XB[I]/D[I]$); $DY=1/\Sigma$ ($I=1, N, YB[I]/D[I]$); $QX=(.403 \times T + .000405 \times T^2)/Y(DX)$; $QY=(50.2 + .109 \times T + .00014 \times T^2) \times (4 - DY) - 73.8$; $QF=EB \times QY + (1-EB) \times QX$; "ВЫВОД" "СТРОКА", M , $;$, MF , $;$, MX , $;$, MY ; "ВЫВОД" "СТРОКА", DX , $;$, DY , $;$; "ВЫВОД" "СТРОКА", QX , $;$, QY , $;$; Q ; $T=T+DT$; "НА" Q "ГДЕ" $F(V)=\Sigma$ ($I=1, N, XF[I]/(1+V \times ((1+Z/V) \times P[I]/(P-1))) - 1$; $TO=400$; $N=10$; $DT=10$; $P=17300$; $Z=.26$; $XFB[10]=.012, .033, .057, .093, .115, .105, .15, .145, .12, .17$; $M10=233, 262, 302, 346, 391, 440, 500, 573, 650, 705$; $D[10]=.859, .873, .880, .905, .918, .93, .944, .969, .989, 1.053$; $TK[10]=289, 321, 361, 401, 440, 480, 525, 575, 625, 680$; $P[10]$; $K[10]$; $XF[10]$; $X[10]$; $Y[10]$; $XB[10]$; $YB[10]$ "КОНЕЦ"

$XF[10]$
 $2.399330_{10}-2.586782_{10}-1.879288_{10}-1.1252193_{10}-1.1370204_{10}-1.1111734_{10}-1.139761_{10}-1.1178902_{10}-1.860067_{10}-1.123374_{10}-1$
 $T=400$; $E=.52362$; $EB=.414065$

Таблица А

I	P[I]	K[I]	X[I]
1	.660666 ₁₀ ⁶	5.780161 ₁₀ ¹	.780462 ₁₀ ⁻³
2	.403299 ₁₀ ⁶	3.528461 ₁₀ ¹	3.096131 ₁₀ ⁻³
3	.205856 ₁₀ ⁶	1.801023 ₁₀ ¹	.887552 ₁₀ ⁻²
4	.098072 ₁₀ ⁶	.858038 ₁₀ ¹	.251988 ₁₀ ⁻¹
5	.044141 ₁₀ ⁶	3.861907	.548400 ₁₀ ⁻¹
6	.178139 ₁₀ ⁶	1.558530	.860172 ₁₀ ⁻¹
7	.056653 ₁₀ ⁶	4.950538 ₁₀ ⁻¹	.189915
8	.131849 ₁₀ ⁴	1.153538 ₁₀ ⁻¹	.219628
9	.24158 ₁₀ ³	2.113576 ₁₀ ⁻²	1.764457 ₁₀ ⁻¹
10	.263351 ₁₀ ²	2.304053 ₁₀ ⁻³	.235221

Таблица Б

I	Y[I]	XB[I]	YB[I]
1	.451119 ₁₀ ⁻¹	.317357 ₁₀ ⁻³	.285316 ₁₀ ⁻¹
2	.109245	1.415672 ₁₀ ⁻³	.776934 ₁₀ ⁻¹
3	.159849	.467780 ₁₀ ⁻²	1.310384 ₁₀ ⁻¹
4	.216215	1.521591 ₁₀ ⁻²	2.030692 ₁₀ ⁻¹
5	.21786	.374210 ₁₀ ⁻¹	2.247794 ₁₀ ⁻¹
6	.13406	.660510 ₁₀ ⁻¹	1.60159 ₁₀ ⁻¹
7	.941319 ₁₀ ⁻¹	1.657187 ₁₀ ⁻¹	1.277582 ₁₀ ⁻¹
8	.253347 ₁₀ ⁻¹	.219624	.394049 ₁₀ ⁻¹
9	.372928 ₁₀ ⁻²	.200153	.657992 ₁₀ ⁻²
10	.54196 ₁₀ ⁻³	.289404	1.037141 ₁₀ ⁻³

M = .465870₁₀³; MF = .465868₁₀³; MY = .573004₁₀³; MY = .368398₁₀³

DX = .984969; DY = .913542

QX = .227717₁₀³; QY = .284847₁₀³; QF = .251374₁₀³

T = 410; E = .567645; EB = .458264

Таблица А

I	P[I]	K[I]	X[I]
1	.75414 ₁₀ ⁶	6.428138 ₁₀ ¹	.649849 ₁₀ ⁻³
2	.467457 ₁₀ ⁶	3.984538 ₁₀ ¹	4.545658 ₁₀ ⁻³
3	.243605 ₁₀ ⁶	2.076453 ₁₀ ¹	7.195953 ₁₀ ⁻³
4	.18747 ₁₀ ⁶	1.012176 ₁₀ ¹	.202688 ₁₀ ⁻¹
5	.05478 ₁₀ ⁶	4.669376	.444453 ₁₀ ⁻¹
6	.227355 ₁₀ ⁵	1.937938	.725478 ₁₀ ⁻¹
7	.07491 ₁₀ ⁵	6.385223 ₁₀ ⁻¹	.175842
8	.18237 ₁₀ ⁴	1.554492 ₁₀ ⁻¹	.226454
9	.352131 ₁₀ ³	3.001507 ₁₀ ⁻²	1.913854 ₁₀ ⁻¹
10	.04108 ₁₀ ³	3.504007 ₁₀ ⁻³	.258638

Таблица Б

I	Y[I]	XB[I]	YB[I]
1	.417731 ₁₀ ⁻¹	.259394 ₁₀ ⁻³	2.587910 ₁₀ ⁻²
2	.101432	1.142600 ₁₀ ⁻³	.706596 ₁₀ ⁻¹
3	.14942	.372296 ₁₀ ⁻²	1.199808 ₁₀ ⁻¹
4	.205154	1.201430 ₁₀ ⁻²	1.887349 ₁₀ ⁻¹
5	.207531	.297712 ₁₀ ⁻¹	2.157527 ₁₀ ⁻¹
6	.140592	.546853 ₁₀ ⁻¹	1.644785 ₁₀ ⁻¹
7	.12278	1.506216 ₁₀ ⁻¹	1.492661 ₁₀ ⁻¹
8	.35202 ₁₀ ⁻¹	.222294	.536312 ₁₀ ⁻¹
9	.574442 ₁₀ ⁻²	.21315	.992786 ₁₀ ⁻²
10	.906267 ₁₀ ⁻³	.312373	1.698798 ₁₀ ⁻³

M = .465870₁₀³; MF = .465869₁₀³; MX = .583721₁₀³; MY = .3761₁₀³

DX = .988728; DY = .916128

QX = .234636₁₀³; QY = .291406₁₀³; QF = .260653₁₀³

Как видно из программы, вначале по уравнению (1.48) рассчитывают среднюю молекулярную массу исходной смеси и пересчитывают массовую концентрацию в мольную по уравнению (1.47). После вывода массива XF на печать принимается температура однократного испарения смеси $T=TO$. Затем в программе указана метка Q, которая означает, что после выполнения определенных операций (в данном случае после расчета однократного испарения при температуре T составов фаз, энтальпий жидкости QX и паров QY, вывода их на печать и принятия новой, более высокой температуры однократного испарения) следует возвращаться к выполнению тех же операций, о чем в конце программы записано: $T=T+DT$; «на» Q.

Таким образом, после расчета однократного испарения при температуре T в той же последовательности проводится расчет ОИ при температуре, которая на DT выше исходной.

Во второй и третьей строках программы рассчитывается давление насыщенных паров всех N компонентов смеси по уравнению (1.49). Далее описана программа расчета доли отгона по уравнению (1.64) методом половинного деления [18] с использованием функции

$$F(V) = \sum_{i=1}^m \frac{x_{Fi}}{1 + V \left[\left(1 + \frac{Z}{FV} \right) \frac{p_i}{P} - 1 \right]} - 1, \quad (1.65)$$

которая непрерывна на отрезке ($V_0=0,01$, $V_1=0,99$), и произведение $FV_0 \cdot FV_1 \leq 0$ (в выражении (1.65) $V=e'$).

Чтобы найти корень уравнения (1.64), принадлежащего отрезку ($e'_0-e'_1$), в данном методе делят этот отрезок пополам. Если $F[(e'_0+e'_1)/2]=0$, то $e'=(e'_0+e'_1)/2$ является корнем уравнения. Если она не равна нулю, то выбирают ту из половин $[e'_0, (e'_0+e'_1)/2]$ или $[(e'_0+e'_1)/2, e'_1]$, на концах которой функция $F(e')$ имеет противоположные знаки. Новый суженный отрезок снова делят пополам, проводят тот же анализ и т. д. Такой последовательный расчет выполняют до тех пор, пока $F(e')$ не станет меньше заданного значения (в рассчитываемом примере 0,00005).

Далее по программе рассчитывают константы фазового равновесия компонента, мольные составы и молекулярные массы равновесных фаз, молекулярную массу исходной смеси (для контроля) и массовую долю отгона. Затем производят вывод на печать величин T, e' , e. После пересчета мольных составов фаз в массовые полученные величины выводят в виде двух таблиц. В табл. А представлены величины P_i , K_{pi} и x_i , в табл. Б — y'_i , x_i и y_i .

Как видно из программы, энтальпию исходной смеси QF при температуре T рассчитывают, последовательно используя уравнения (1.57) — (1.61). После вывода на печать всех рассчитанных величин начинают расчет однократного испарения при новой температуре. В заключительной части программы после

слова «ГДЕ» приведены функции $F(V) \equiv F(e')$ и исходные данные для расчета, перечисленные выше.

Данная программа применима также при расчете однократного испарения без перегретого водяного пара. Для этого при вводе исходных данных следует записать $Z=0$. Кроме того, программу можно использовать для расчета однократного испарения при постоянной температуре и разном расходе водяного пара. Для этого в начале программы вместо $T=T_0$ следует записать $Z=Z_0$ и в конце программы перед выражением «НА» Q вместо $T=T+DT$ следует указать $Z=Z+DZ$. Соответственно при перечислении исходных данных для расчета вместо T_0 , DT и Z , следует дать Z_0 , DZ и T . Эту программу после небольшого изменения можно использовать для расчета температуры или давления парожидкостной смеси, если в качестве исходной величины задана доля отгона e' . Кроме того, программа после небольшого дополнения может быть использована для расчета температуры парожидкостной смеси, если известна ее энтальпия. Такая задача возникает, например, при частичном испарении жидкости после сброса давления и решается методом двойного подбора. Этим методом, как описано выше, принимается температура, определяется доля отгона, а затем — энтальпия парожидкостной смеси. Если полученное значение больше энтальпии исходной смеси, принимают новую меньшую температуру. После расчета доли отгона и энтальпии смеси проводят новое сопоставление энтальпий. Расчет продолжают до совпадения энтальпий парожидкостной смеси и исходного сырья с заданной точностью.

1.4.3. Расчет температур начала и конца однократного испарения многокомпонентной углеводородной смеси.

Расчет температуры верха колонны при остром орошении

Уравнения для расчета температур начала и конца однократного испарения можно получить из уравнений (1.45) и (1.46). Если в уравнении (1.46) принять $e'=0$, имеем

$$\sum_{i=1}^m y_i' = \sum_{i=1}^m K_{pi} x'_{Fi} = 1. \quad (1.66)$$

Температуру начала однократного испарения рассчитывают, подбирая такие значения константы фазового равновесия, зависящей от давления и температуры, которые уравнение (1.66) превращают в тождество. По этому уравнению рассчитывают, в частности, температуру низа ректификационной колонны, работающей без подачи водяного пара.

Если K_{pi} заменить отношением p_i/P , получается уравнение

$$\sum_{i=1}^i p_i x'_{Fi} = P, \quad (1.66a)$$

по которому при известной температуре кипящей жидкости рассчитывают давление в системе.

Уравнение для расчета температуры конца однократного испарения получается из уравнения (1.45) с использованием условия $e' = 1$

$$\sum_{i=1}^m y'_{Fi}/K_{pi} = 1. \quad (1.67)$$

Его так же, как и уравнение (1.66), решают методом подбора такой температуры, которая превращает его в тождество. По уравнению (1.67) рассчитывают, в частности, температуру верха ректификационной колонны.

Если в дистилляте, отводимом с верха ректификационной колонны, присутствуют водяной пар и другие летучие компоненты, практически отсутствующие в жидкой фазе, то для них можно принимать $K_{pi} = \infty$. В этом случае в расчетное уравнение для выражения состава дистиллята вводят также концентрации водяного пара и других компонентов. Влияние водяного пара на температуру верха колонны можно учитывать также, используя в расчетном уравнении парциальное давление углеводородов, т. е.:

$$\sum_{i=1}^m \frac{y'_{Di}}{p_i/p_y} = 1. \quad (1.68)$$

При этом в состав дистиллята y'_{Di} не входит концентрация водяного пара. Его присутствие учитывается при расчете парциального давления углеводородов

$$p_y = P \frac{D}{D+Z} = \frac{P}{1+Z/D}. \quad (1.69)$$

где D и Z — мольные расходы дистиллята и водяного пара, отводимых с верха колонны.

Если на верх ректификационной колонны подается острое (холодное) орошение, относительное количество углеводородов, уходящих с верха колонны и их парциальное давление зависят от расхода орошения. В связи с этим температуру верха колонны рассчитывают методом двойного подбора и такой последовательности:

- 1) принимают температуру верха колонны;
- 2) из теплового баланса колонны определяют количество тепла Q (кДж/ч), отводимого с верха колонны орошением;
- 3) рассчитывают мольный расход острого (холодного) орошения по формуле

$$g'_{x.o} = \frac{g_{x.o}}{M_D} = \frac{Q}{M_D(I_D - I_{x.o})}, \quad (1.70)$$

где $g_{x.o}$ — массовый расход орошения;
 I_D — энтальпия паров дистиллята;
 $I_{x.o}$ — энтальпия холодного орошения;
 M_D — молекулярная масса дистиллята;

4) определяют парциальное давление углеводородных паров по формуле

$$p_y = \frac{P}{1 + Z/(D + g'_{x.o})} \cdot \quad (1.69a)$$

5) по уравнению (1.68) рассчитывают температуру верха колонны при известном давлении P .

Если полученная температура верха с допустимой точностью совпадает с первоначально принятой, расчет заканчивают. В случае не совпадения их возвращаются к началу расчета и задают следующий приближением.

Если в ректификационной колонне используется промежуточное орошение, температуру верха при остром орошении можно рассчитать без применения метода двойного подбора. При этом порядок расчета следующий:

- 1) предварительно принимают температуру верха колонны;
- 2) из теплового баланса колонны определяют количество тепла, отводимого верхним (острым) и промежуточным орошениями;
- 3) распределяют это количество тепла между верхним и промежуточным орошениями;
- 4) последовательно, как описано выше, рассчитывают расход острого орошения, парциальное давление углеводородных паров и методом подбора — температуру верха колонны.

Если полученная температура верха не совпадает с предварительно принятой, вновь составляют тепловой баланс колонны и уточняют количество тепла, отводимого промежуточным орошением.

Ниже приведены программы, исходные данные и результаты расчетов на ЭЦВМ «Мир-1» температур начала и конца однократного испарения пятикомпонентной смеси $n\text{-C}_{10}$ — $n\text{-C}_{14}$:

```

"РАЗРЯДНОСТЬ" 6. PF=F(TO)×F(T1); "ЕСЛИ" PF>0 "ТО" ("ВЫВ" PF;
"СТОП"); P. T=(TO+T1)/2; "ЕСЛИ" ABS (F(T))<.0001 "ТО" ("НА" P1);
"ЕСЛИ" F (T)<0 "ТО" ("ЕСЛИ" F (TO)<0 "ТО" (TO=T) "ИНАЧЕ" (T1=T))
"ИНАЧЕ" ("ЕСЛИ" F (TO)<0 "ТО" (T1=T) "ИНАЧЕ" (TO=T)); "НА" P;
P1. "ВЫВОД" "Т" "ГДЕ"
F(V)=Σ (I=1,N,X[I]/Π×133,3 (EXP (2.3026×(A[I]−B[I]/(C[I]+V))))−1;
TO=175; T1=250; Π=10130; N=5; X[5]=.1, .25, .3, .25, 1;
A[5]=6.95367, 6.96676, 6.98059, 6.986, 6.9822; B[5]=1501.268, 1565.368, 1625.928,
1681.01, 1723.65; C[5]=194.48, 187.218, 180.311, 174.166.64 "КОНЕЦ"
T=2.098445102
"РАЗРЯДНОСТЬ" 6. PF=F (TO)×F(T1); "ЕСЛИ" PF>0 "ТО" ("ВЫВ" PF;
"СТОП"); P.T=(TO+T1)/2; "ЕСЛИ" ABS (F(T))<.0001 "ТО" ("НА" P1);
"ЕСЛИ" F(T)<0 "ТО" ("ЕСЛИ" F(TO)<0 "ТО" (TO=T) "ИНАЧЕ" (T1=T))
"ИНАЧЕ" ("ЕСЛИ" F(TO)<0 "ТО" (T1=T) "ИНАЧЕ" (TO=T)); "НА" P;
P1. "ВЫВОД" "Т" "ГДЕ"
F(V)=Σ (I=1,N,Y[I]/Π×133,3 (EXP (2.3026×(A[I]−B[I]/(C[I]+V))))−1;
TO=175; T1=250; Π=10130; N=5; Y[5]=.1, .25, .3, .25, .1;
A[5]=6.95367, 6.96676, 6.98059, 6.986, 6.9822;
B[5]=1501.268, 1565.368, 1625.928, 1681.01, 1723.65;
C[5]=194.48, 187.218, 180.311, 174, 166.64 "КОНЕЦ"
T=2.21751102

```

Давление насыщенных паров компонентов вычислены по формуле Антуана

$$p_i = 133,3 \exp \left[2,3026 \left(A_i - \frac{B_i}{C_i + T} \right) \right], \quad (1.71)$$

где A, B, C — постоянные, зависящие от природы вещества (их численные значения приведены в справочной литературе [19]).

В связи с использованием формулы Антуана расчетные функции, подобные функции уравнения (1.65), записаны в следующем виде:

при расчете температуры начала однократного испарения

$$F(V) = \sum_{i=1}^m \left\{ \frac{x_i}{P} 133,3 \exp \left[2,3026 \left(A_i - \frac{B_i}{C_i + V} \right) \right] \right\} - 1. \quad (1.72)$$

При расчете температуры конца однократного испарения

$$F(V) = \sum_{i=1}^m \left\{ \frac{y_i P}{133,3 \exp \left[2,3026 \left(A_i - \frac{B_i}{C_i + V} \right) \right]} \right\} - 1. \quad (1.73)$$

Первые строчки программы содержат анализ, находятся ли искомые температуры начала и конца однократного испарения в пределах температур, заданных в качестве исходных величин ($T_0 = 175$; $T_1 = 250$). Как видно из результатов расчета, при давлении 10130 Па (760 мм рт. ст.) температура начала однократного испарения указанной смеси равна $209,84^\circ\text{C}$, температура конца однократного испарения — $221,75^\circ\text{C}$. Имея температуры начала и конца однократного испарения, а также ряд точек, полученных путем расчета однократного испарения при промежуточных температурах, можно построить кривую однократного испарения исходной смеси.

Если в расчетах используют относительную летучесть, температуру начала однократного испарения находят, предварительно определяя константу фазового равновесия эталонного компонента:

$$K_{pi}^* = 1 / \sum_{i=1}^m (f_i x'_{Fi}). \quad (1.66b)$$

Аналогично рассчитывают K_{pi}^* , соответствующую температуру конца однократного испарения смеси:

$$K_{pi}^* = \sum_{i=1}^m y'_{Fi} / f_i. \quad (1.67a)$$

Таким образом, по относительной летучести температуры начала и конца однократного испарения рассчитывать проще, чем с использованием метода подбора. Однако такой расчет

менее строг, так как предусматривает использование постоянных величин — относительных летучестей компонентов.

1.4.4. Расчет температур вывода бокового погона и низа отпарной колонны

Строгий расчет температуры вывода бокового погона в отпарную секцию сложной ректификационной колонны может быть выполнен только в связи с расчетом всей колонны методом от тарелки к тарелке, что практически возможно лишь с применением ЭЦВМ. Приближенная температура вывода бокового погона может быть рассчитана методом двойного подбора в такой последовательности:

1) предварительно принимают состав и расход жидкости, стекающей с тарелки вывода бокового погона на нижерасположенную тарелку;

2) из материального баланса, составленного по контуру колонны ниже тарелки вывода бокового погона, определяют состав паров, покидающих контур;

3) рассчитывают температуру этих паров по уравнению (1.68);

4) составляют уравнение теплового баланса по контуру, принятому в п. 2, при этом температуру жидкости, поступающей в контур с вышерасположенной тарелки, следует принимать с учетом ожидаемого температурного градиента на одну тарелку — на несколько градусов ниже температуры паров, рассчитанной в п. 3.

При расчете температуры паров определяют состав равновесной жидкости (п. 3). Если он близок к предварительно принятому составу (п. 1) или незначительно тяжелее его и, кроме того, если соблюдается тепловой баланс по указанному контуру (п. 4), расчет заканчивают. Если же эти условия не соблюдаются, расчет повторяют, начиная с п. 1. Для следующего приближения рекомендуется принимать состав жидкости, полученный в ходе предыдущего приближения. В качестве температуры вывода бокового погона следует принимать температуру жидкости, полученной в последнем приближении (п. 4).

Приближенный расчет температур верха и низа отпарной секции, в низ которой подается водяной пар, также проводят методом двойного подбора, а именно:

принимают температуру верха отпарной секции (она на несколько градусов ниже температуры вводимой жидкости);

принимают расход вводимой жидкости — сырья отпарной колонны;

из материального баланса отпарной колонны с учетом известного состава остатка определяют состав паров, уходящих с верхней тарелки;

по уравнению (1.68) рассчитывают температуру верха колонны.

Если полученная температура верха с допустимой точностью совпадает с предварительно принятой, расчет заканчивают. В случае несовпадения их допускают следующее приближение и расчет повторяют.

Температуру низа отпарной колонны определяют по энтальпии остатка, которую рассчитывают из теплового баланса колонны.

1.4.5. Расчет колонн, работающих при избыточном давлении

Для колонн, работающих при избыточном давлении, приходится вводить поправки в уравнения при расчете объема разделяемой смеси, константы фазового равновесия и теплоемкостей.

1. При расчете объема паров (для определения диаметра аппарата) необходимо учитывать коэффициент сжимаемости z , который находят по рис. 1.11 [20] в зависимости от приведенных параметров $P_{пр}$ и $T_{пр}$:

$$P_{пр} = P/P_{кр}; \quad (1.74) \quad T_{пр} = T/T_{кр}, \quad (1.75)$$

где P — давление в системе, МПа;

T — температура системы, К;

$P_{кр}$ — критическое давление, МПа;

$T_{кр}$ — критическая температура, К.

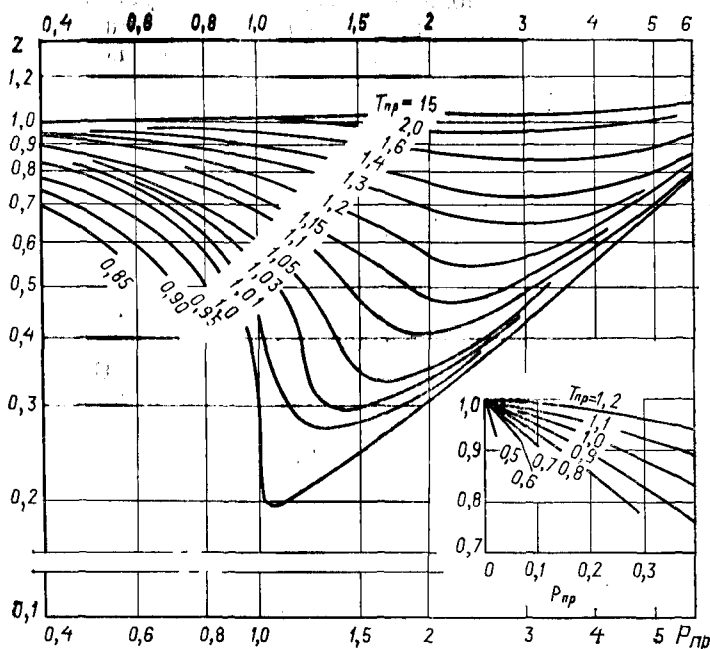


Рис. 1.11. График для определения коэффициента сжимаемости z в зависимости от приведенных параметров $P_{пр}$ и $T_{пр}$

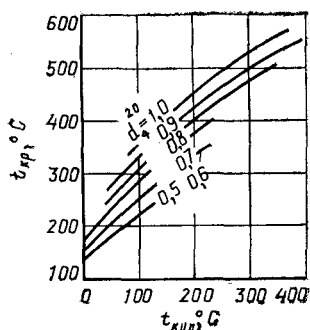


Рис. 1.12. График для определения критической температуры $t_{кр}$ жидких нефтяных фракций в зависимости от их плотности d_{4}^{20}

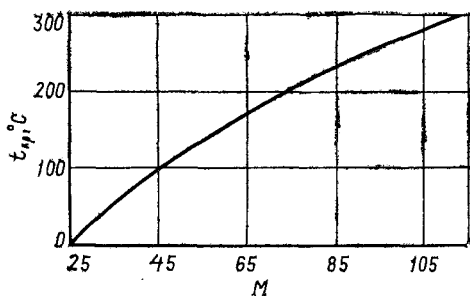


Рис. 1.13. График для определения критической температуры газов $t_{кр}$ в зависимости от их молекулярной массы M

Критическую температуру (в °C) для жидких нефтепродуктов находят по графикам на рис. 1.12, а для нефтяных газов — на рис. 1.13 в зависимости от их молекулярной массы. Критическое давление $P_{кр}$ рассчитывают по формуле

$$P_{кр} = AT_{кр}/M, \quad (1.76)$$

где A — коэффициент, зависящий от химического состава фракции [21] (для светлых нефтепродуктов прямой перегонки $A=6,3-6,4$);
 M — молекулярная масса.

Для углеводородной смеси коэффициент сжимаемости z может быть найден также по рис. 1.11, но при этом в формулы (1.74) и (1.75) при подсчете приведенных параметров следует подставлять псевдокритические параметры. Если смесь состоит из углеводородов, для которых известны критические параметры, псевдокритические параметры вычисляют по уравнениям

$$T_{пс,кр} = \sum y_i' T_{кри}; \quad (1.77) \quad P_{пс,кр} = \sum y_i' P_{кри}, \quad (1.78)$$

где y_i' , $T_{кри}$ и $P_{кри}$ — мольная доля и критические температура и давление компонента i смеси.

Псевдокритические параметры нефтяных фракций находят по кривым на рис. 1.14 [20] в зависимости от их молекулярной массы и характеризующего фактора K , определяемого по формуле Крэга — уравнение (1.35).

2. Константу фазового равновесия при высоких давлениях определяют через фугитивность (летучесть) углеводородов. В этом случае уравнения законов Рауля и Дальтона принимают следующий вид:

$$P = f_y y_i'; \quad (1.79) \quad p_i = f_x x_i'. \quad (1.80)$$

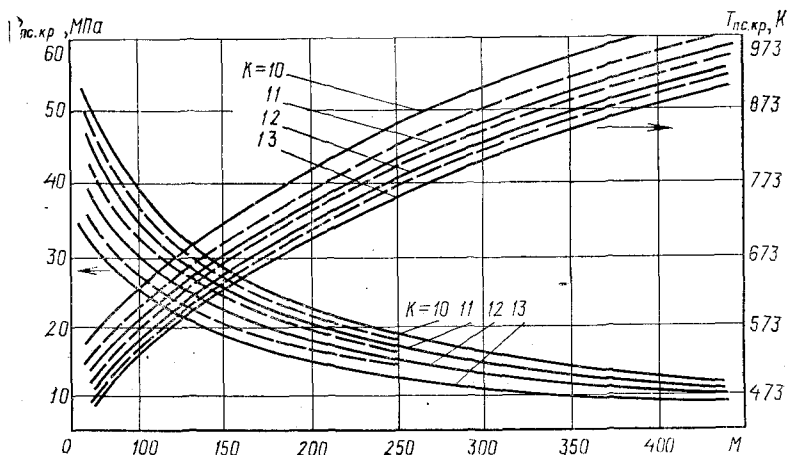


Рис. 1.14. График для определения псевдокритических параметров нефтяных фракций в зависимости от их молекулярной массы M и характеризующего фактора K

Для условия равновесия $f_y y'_i = f_x x'_i$
 константа фазового равновесия равна (1.81)

$$K_{pi} = \frac{f_{pi}}{f_p}; \quad f_{pi} = \gamma_{pi} p_i; \quad f_p = \gamma_p P; \\
\gamma_x = \frac{f_{pi}}{p_i} = \varphi_x(T_{пр}, P_{пр}); \quad \gamma_y = \frac{f_p}{P} = \varphi_y(T_{пр}, P_{пр}), \quad (1.82)$$

Здесь γ_x и γ_y — коэффициенты активности; их находят в зависимости от приведенных параметров по кривым на рис. 1.15.

3. Теплоемкость идеальных газов c_p является функцией только температуры и не зависит от давления. Теплоемкость реальных газов, в частности нефтепродуктов, с повышением давления возрастает. Энтальпия паров нефтепродуктов с повышением давления, наоборот, понижается, так как при этом снижается скрытая теплота испарения (конденсации) r , т. е.:

$$I = r + c_p t. \quad (1.83)$$

Поправку на теплоемкость Δc_p можно определить в зависимости от приведенных параметров системы по графику на рис. 1.16; поправку на энтальпию ΔI — по рис. 1.17; энтальпия при давлении P равна

$$I_P = I_0 - \Delta I, \quad (1.84)$$

где I_0 — энтальпия при атмосферном давлении (ее находят по графику в зависимости от плотности паров — см. Приложение 4).

С учетом указанных особенностей проводят расчет стабилизационной колонны. Последовательность расчета дана ниже.

1. Составляют материальный баланс стабилизатора. Для этого необходимо знать состав нестабильного бензина, поступа-

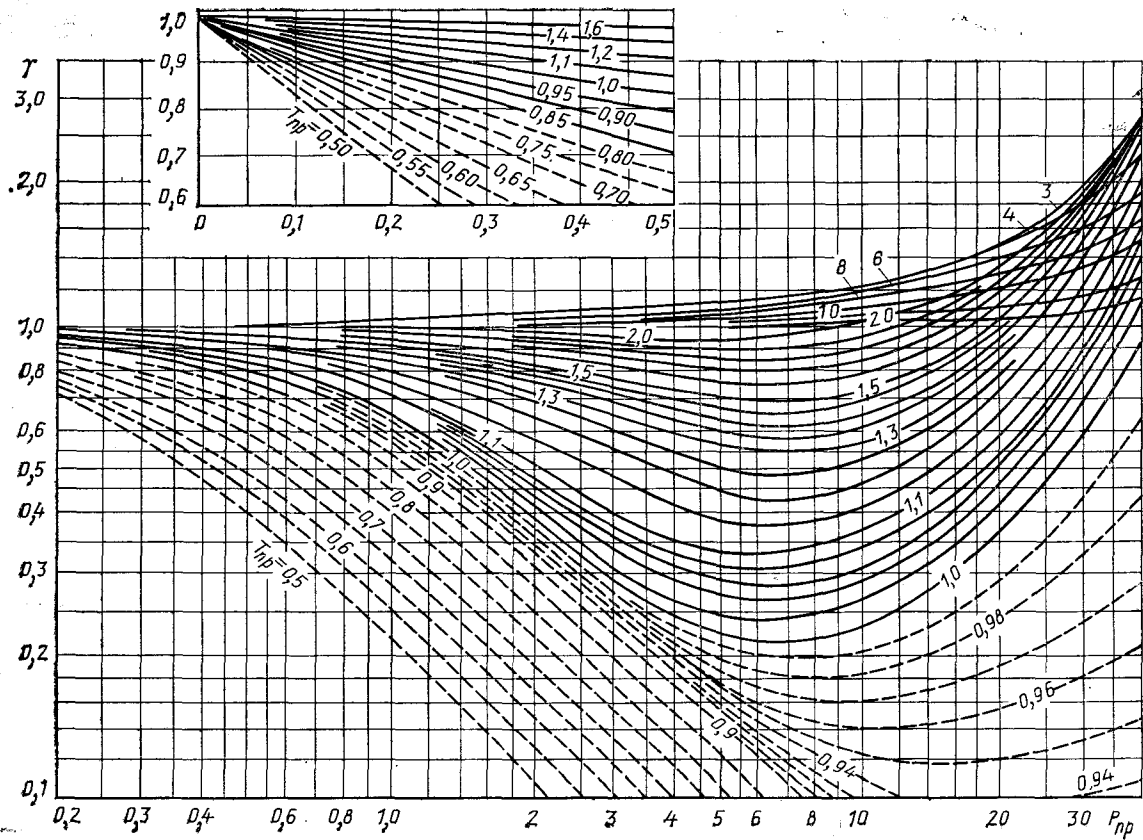


Рис. 1.15. График для определения коэффициента активности γ в зависимости от приведенных параметров $P_{пр}$ и $T_{пр}$

ющего на стабилизацию (он определяется в зависимости от качества перерабатываемой нефти и условий конденсации), и состав или качество стабильного бензина, отводимого с низа стабилизатора. Исходя из практических данных, можно принять, что в состав стабильного бензина входят углеводороды C_5 и выше, причем часть фракций C_5 (12—15% на верхний нестабильный продукт) увлекается с этим продуктом.

2. Определяют температуру верха стабилизатора, считая, что сверху уходят фракции $C_1—C_4$ и частично фракция C_5 . Чтобы сконденсировать часть этого продукта для орошения стабилизатора, необходимо глубокое охлаждение, т. е. нужны специальные хладагенты. При использовании в качестве охлаждающего агента воды в стабилизаторе необходимо поддерживать давление 0,8—1,4 МПа, чтобы обеспечить получение конденсата из фракции $C_1—C_4$ для орошения колонны при температуре охлаждения 35—40 °С.

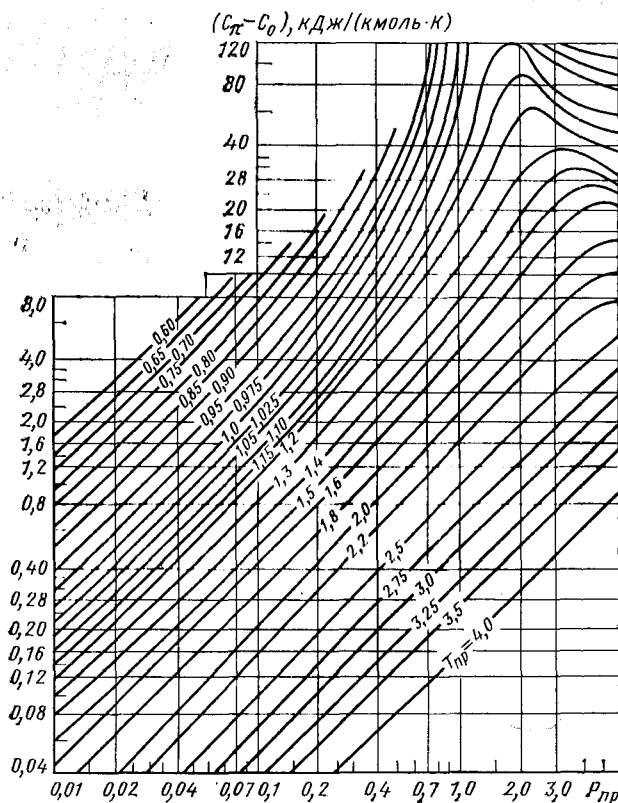
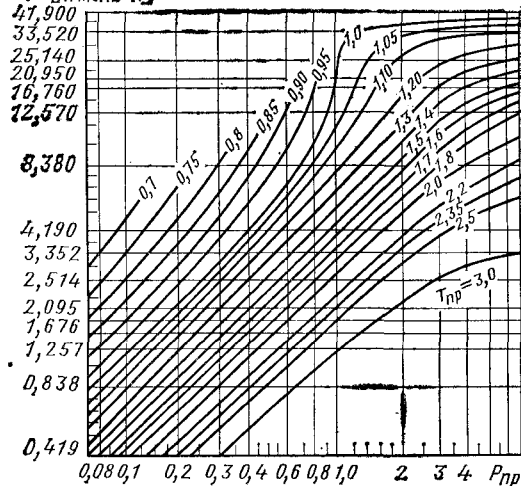


Рис. 1.16. График для определения разности теплоемкостей паров в зависимости от приведенных параметров $P_{пр}$ и $T_{пр}$

$$\frac{\Delta T M}{T} \left[\frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{К}} \right]$$

Рис. 1.17. График для определения поправки к энтальпии паров $\Delta T M / T_{\text{кр}}$ при повышенных давлениях в зависимости от приведенных параметров $P_{\text{пр}}$ и $T_{\text{пр}}$



Давление в газосепараторе 2 (рис. 1.18) меньше, чем давление в стабилизаторе 1 на величину гидравлических потерь (0,02—0,05 МПа). В газосепараторе конденсируется только часть выводимого с верха стабилизатора продукта, и с увеличением количества орошения изменяется и состав выводимых сверху паров. Поэтому температуру верха стабилизатора определяют методом двойного подбора:

а) из материального баланса стабилизатора находят количество и состав легких компонентов, удаляемых из аппарата;

б) задаются составом и количеством холодного орошения — из практических данных $G_{\text{х.ор}} = (3 \div 5) G_D$;

в) рассчитывают количество паров G , выводимых из стабилизатора сверху $G = G_{\text{х.ор}} + G_D$ и их состав;

г) при заданных температуре и давлении определяют константу фазового равновесия K_{pi} по номограмме на рис. 1.19 и рассчитывают массовую долю отгона e на входе в газосепаратор; при этом определяют составы паровой и жидкой фаз.

Полученный состав жидкой фазы должен совпадать с составом холодного орошения, принятым в п. б. Одновременно рассчитывают количество неконденсируемых газов, уходящих с верха стабилизатора $G_{D1} = G_{De}$ и количество сжиженных газов $G_{D2} = G_D(1 - e)$.

Если расхождение в составах значительно, расчет повторяют, принимая другой состав холодного орошения.

Температуру верха стабилизатора определяют методом под-

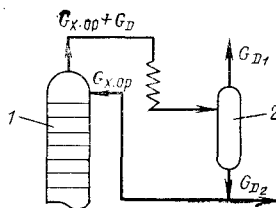


Рис. 1.18. Схема для расчета температуры верха стабилизатора:

1 — стабилизатор; 2 — газосепаратор; $G_D = G_{D1} + G_{D2}$

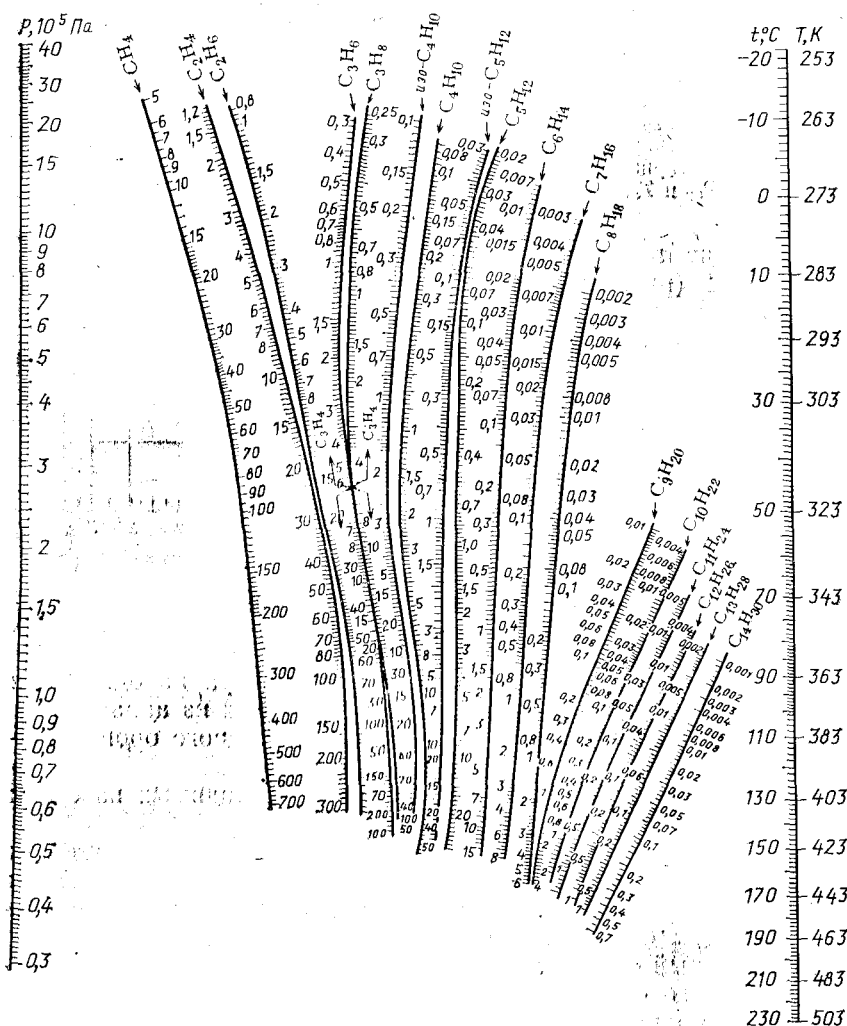


Рис. 1.19. Номограмма для определения константы фазового равновесия индивидуальных углеводородов

бора, исходя из условия конца однократного испарения паров G по формуле

$$\sum_{i=1}^m y_i' / K_{pi} = 1,000. \quad (1.85)$$

3. При заданном давлении вычисляют температуру низа стабилизатора методом подбора, исходя из условия начала одно-

кратного испарения отводимого с низа стабильного бензина

$$\sum_{i=1}^m K_{pi} x_i' = 1,000. \quad (1.86)$$

4. Из теплового баланса всей колонны определяют необходимое количество тепла, подводимого в низ стабилизатора. Энтальпию паров рассчитывают в зависимости от приведенных параметров системы. При расчете диаметра стабилизатора необходимо учитывать коэффициент сжимаемости z . Объем паров V_y в колонне, работающей под давлением, определяют по формуле:

$$V_y = \sum n \frac{t+273}{273} \cdot \frac{0,1}{P} \cdot z, \quad (1.87)$$

где P — давление в колонне, МПа;

Σn — число молей паров в рассматриваемом сечении.

Коэффициент сжимаемости z определяют в зависимости от приведенных параметров системы.

Пример. Составить материальный баланс и определить температурный режим колонны при стабилизации бензина каталитического крекинга, если давление насыщенного пара стабильного бензина при стационарных условиях равно 0,0571 МПа.

Исходные данные: производительность колонны $G=40$ т/ч, давление наверху колонны $P_D=1,2$ МПа, температура на входе в колонну $t=180^\circ\text{C}$,

Таблица 1.11. Материальный баланс колонны стабилизации

Компонент	М	Поступает в колонну			Получается при стабилизации					
		нестабильный бензин			стабильный бензин			верхний продукт		
		G_F , кг/ч	G_F/M_F , моль/ч	x'_F	m_{D1} , моль/ч	G_{D1} , кг/ч	x'_{D1}	m_{D1} , моль/ч	G_{D1} , кг/ч	y'_{D1}
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CH ₄	16	12	0,75	0,0020	—	—	—	0,75	12	0,0611
ΣC ₂	30	20	0,66	0,0018	—	—	—	0,66	20	0,0538
C ₃ H ₆	42	44	1,05	0,0028	—	—	—	1,05	44	0,0866
C ₃ H ₈	44	60	1,36	0,0037	—	—	—	1,36	60	0,1110
ΣC ₄ H ₈	56	244	4,36	0,0119	—	—	—	4,36	244	0,3554
изо-C ₄ H ₁₀	58	148	2,55	0,0069	—	—	—	2,55	148	0,2075
n-C ₄ H ₁₀	58	276	4,75	0,0130	3,38	196	0,0095	1,37	80	0,1117
изо-C ₅ H ₁₂	72	300	4,17	0,0114	4,00	288	0,0113	0,17	12	0,0139
ΣC ₅ H ₁₀	70	532	7,60	0,0215	7,60	532	0,0203	—	—	—
n-C ₅ H ₁₂	72	420	5,84	0,0160	5,84	420	0,0165	—	—	—
C ₆₊	11	37 944	322,84	0,9100	322,84	37 944	0,9413	—	—	—
Σ	—	40 000	365,93	1,0000	353,66	39 380	1,0000	12,27	620	1,0000

число молей изопентана в дистилляте $m_{\text{изо-C}_5\text{H}_{12}} = 0,17$ моль/ч (4% от изопентана в сырье), состав нестабильного бензина следующий (% масс.): $\text{CH}_4 - 0,03$; $\Sigma \text{C}_2 - 0,05$, $\text{C}_3\text{H}_6 - 0,11$, $\text{C}_3\text{H}_8 - 0,15$, $\Sigma \text{C}_4\text{H}_8 - 0,61$, $\text{изо-C}_4\text{H}_{10} - 0,37$, $\text{н-C}_4\text{H}_{10} - 0,69$, $\Sigma \text{C}_5\text{H}_{10} - 1,33$, $\text{изо-C}_5\text{H}_{12} - 0,75$, $\text{н-C}_5\text{H}_{12} - 1,05$, C_6+ — 94,86 ($M = 114$).

Решение.

Расчет материального баланса стабилизатора

Последовательность расчета материального баланса следующая (табл. 1.11).

1. Определяем количество компонентов сырья в кг/ч (графа 3) и моль/ч (графа 4), а также мольный состав x'_{Fi} (графа 5).

2. Вычисляем давление насыщенных паров при 38 °С углеводородов, входящих в состав стабильного бензина.

Давление насыщенных паров углеводородов до C_6 находим по номограмме на рис. 1.19; для фракции C_6+ определяем по графику Максвелла (см. Приложение 3) при средней температуре кипения $t_{cp} = 110$ °С: $p_{\text{н-C}_5} = 0,117$, $p_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} = 0,42$, $p_{\Sigma \text{C}_5\text{H}_{10}} = 0,12$, $p_{\text{изо-C}_5} = 0,14$, $p_{\text{C}_6+} = 0,05$ МПа.

Обозначим через $m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}}$ число молей н-бутана , тогда состав стабильного бензина будет равен

$$m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + m_{\text{изо-C}_5\text{H}_{12}} + m_{\text{C}_5\text{H}_{10}} + m_{\text{н-C}_5\text{H}_{12}} + m_{\text{C}_6+} \\ m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 4,00 + 7,60 + 5,84 + 322,84 = m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 350,28.$$

3. Рассчитываем число молей н-бутана в дистилляте. Давление насыщенных паров жидкой смеси (стабильного бензина) по закону Рауля равно $P_{\text{нас}} = \Sigma p_i x'_i$:

$$0,0571 = \frac{0,42 m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}}}{\Sigma m_i} + \frac{0,14 \cdot 4,00}{\Sigma m_i} + \frac{0,12 \cdot 7,60}{\Sigma m_i} + \\ + \frac{0,117 \cdot 5,84}{\Sigma m_i} + \frac{0,05 \cdot 322,84}{\Sigma m_i},$$

где $\Sigma m_i = m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} + 350,28$.

Подставляем в уравнение соответствующие значения и находим $m_{\text{н-C}_4\text{H}_{10}} = 3,38$ моль/ч.

Таблица 1.12. Предварительный расчет состава жидкости

Компонент	M_i	$x'_{Fi} = y'_{Di}$	$t = 40$ °С, $P = 1,18$			
			K_{pi}	$(K_{pi} - 1)$	$e'(K_{pi} - 1)$	$1 + e'(K_{pi} - 1)$
CH_4	16	0,0611	14,5	13,5	2,025	3,025
ΣC_2	30	0,0538	3,2	2,2	0,330	1,33
C_3H_6	42	0,0856	1,27	0,27	0,0405	1,04
C_3H_8	44	0,1110	1,14	1,14	1,021	1,021
$\Sigma \text{C}_4\text{H}_8$	56	0,3554	0,51	-0,49	0,0735	0,9265
$\text{изо-C}_4\text{H}_{10}$	58	0,2075	0,51	-0,49	0,0735	0,9265
$\text{н-C}_4\text{H}_{10}$	58	0,1117	0,36	-0,64	0,096	0,904
$\Sigma \text{C}_5\text{H}_{12}$	72	0,0139	0,16	-0,84	0,129	0,871
Σ		1,0000				

В табл. 1.11 в графах 6—8 показан состав стабильного бензина и его количество, в графах 9—11 приведены количество и состав дистиллята, уходящего с верха колонны.

Расчет температуры верха стабилизатора

Расчет необходимо вести с учетом состава орошения. В случае полной конденсации отводимого дистиллята в газосепараторе состав орошения, подаваемого на верх колонны, одинаков с составом дистиллята, и температуру верха можно определить как температуру конца ОИ дистиллята. Условия однократной конденсации обычно следующие: температура в газосепараторе $t=40^{\circ}\text{C}$, давление в аппарате на 0,02 МПа ниже давления наверху колонны и равно: $P_D-0,02=1,20-0,02=1,18$ МПа.

Прежде чем приступить к расчету температуры верха стабилизатора, необходимо проверить, в каком фазовом состоянии находится дистиллят в газосепараторе. Если имеет место полная конденсация верхнего продукта колонны, должно соблюдаться условие: $\Sigma K_{pi}y'_{Di} < 1,000$. Если $\Sigma K_{pi}y'_{Di} > 1,000$, имеет место двухфазная система.

Расчет показал, что в емкости орошения нет полной конденсации верхнего продукта. Предварительным расчетом однократного испарения в емкости орошения находим приблизительный состав жидкости, которая подается на орошение. Расчет сведен в табл. 1.12.

Исходя из данных табл. 1.11 и 1.12, рассчитываем массовую долю отгона e по формуле

$$e = e' M_y / M_{cm},$$

где $M_{cm} = 620/12,27 = 50,5$;

$M_y = \Sigma M_i y'_i = 38,77$ — молекулярная масса газов, уходящих из емкости орошения сверху.

Тогда $e = 0,15 \cdot 38,77 / 50,5 = 0,112$.

$M_x = \Sigma M_i x'_i = 52,603$ — молекулярная масса жидкости в газосепараторе. Приняв кратность орошения равным 5, находим состав паров вверху стабилизатора.

Масса холодного орошения $G_{х.ор} = 5 \cdot 620 = 3100$ кг/ч.

Рассчитываем количество молей холодного орошения $m_{х.ор} = 3100/52,603 = 59$ моль/ч.

Далее с учетом количества орошения рассчитываем число молей и мольную долю каждого компонента в парах, уходящих из стабилизатора сверху (табл. 1.13, графы 6 и 7). По найденному составу паров рассчитываем темпе-

в газосепараторе

МПа, $e' = 0,15$		Состав газов		Состав жидкости	
x'_i	$y' = K_{pi} x'_i$	$M_i y'_i$	$y_i = \frac{M_i y'_i}{\Sigma M_i y'_i}$	$M_i x'_i$	$x_i = \frac{M_i x'_i}{\Sigma M_i x'_i}$
0,0202	0,2930	4,68	0,1209	0,323	0,00
0,0405	0,1295	3,88	0,1000	1,215	0,02
0,0823	0,1046	4,40	0,1135	3,460	0,06
0,1090	0,1240	5,46	0,1408	4,800	0,09
0,3840	0,1956	10,95	0,2820	21,500	0,40
0,2240	0,1143	6,64	0,1712	13,000	0,24
0,1235	0,0444	2,58	0,0665	7,160	0,13
0,0159	0,0025	0,18	0,0046	1,145	0,02
0,9994	1,0079	38,77	0,9996	52,603	0,999

Таблица 1.13. Состав паров в верхней части стабилизатора

Компонент	Пары балансового верхнего продукта		Холодное орошение		Усредненный состав паров	
	y'_{Di}	m_{Di}^* моль/ч	$x'_i = y'_i$ *	$m_{x, op}$ моль/ч	m_G , моль/ч	y'_i
1	2	3	4	5	6	7
CH ₄	0,0611	0,75	0,0202	1,19	1,94	0,0272
ΣC ₂	0,0538	0,66	0,0405	2,39	3,05	0,0427
C ₃ H ₆	0,0356	1,05	0,0823	4,86	5,91	0,0828
C ₃ H ₈	0,1110	1,36	0,1090	6,43	7,79	0,1095
ΣC ₄ H ₈	0,3554	4,36	0,3840	22,68	27,04	0,3795
изо-C ₄ H ₁₀	0,2075	2,55	0,2240	13,22	15,77	0,2216
n-C ₄ H ₁₀	0,1117	1,37	0,1235	7,29	8,66	0,1216
изо-C ₅ H ₁₂	0,0139	0,17	0,0159	0,94	1,11	0,0151
Σ	1,0000	12,27	0,9994	59,00	71,27	1,0000

* Из табл. 1.12.

Таблица 1.14. Расчет температуры верха стабилизатора с учетом изменения состава орошения

Компонент	y'_i	K_{pi} при $t_D = 68^\circ\text{C}$ $P_D = 1,2 \text{ МПа}$	y'_i/K_i
CH ₄	0,0272	17,00	0,0016
ΣC ₂	0,0427	4,55	0,0094
C ₃ H ₆	0,0828	2,05	0,0404
C ₃ H ₈	0,1095	1,85	0,0592
ΣC ₄ H ₈	0,3795	0,90	0,4175
изо-C ₄ H ₁₀	0,2216	0,90	0,2462
n-C ₄ H ₁₀	0,1216	0,68	0,1790
изо-C ₅ H ₁₂	0,0151	0,325	0,0465
Σ	1,0000		0,9998

ратуру конца ОИ. Константы фазового равновесия определяем по номограмме на рис. 1.19. Расчет температуры верха сведен в табл. 1.14.

Повторный расчет доли отгона в газосепараторе для смеси дистиллят+ + орошение показал, что состав получаемой жидкой фазы близок к составу орошения, принятому в расчете (табл. 1.13).

Расчет температуры низа стабилизатора

Давление внизу колонны P_w с учетом гидравлического сопротивления тарелок принимаем на 0,04 МПа больше давления P_D , т. е. $P_w = P_D + 0,04 = 1,2 + 0,04 = 1,24 \text{ МПа}$.

Температуру низа колонны t_w определяем из уравнения начала ОИ стабильного бензина, выводимого из стабилизатора снизу $\Sigma K_{pi} x'_{wi} = 1,000$.

Значения K_{pi} для ряда углеводородов находят по номограмме (рис. 1.19). Для фракции бензина C_{6+} константу фазового равновесия рассчитываем через фугитивность. Для данной фракции молекулярная масса $M=114$, средняя молекулярная температура кипения $t_{ср. мол}=110^{\circ}\text{C}$ (приблизительно равная температуре выкипания 50% об. при разгонке на аппарате Энглера), относительная плотность $d_{15}^{15}=0,730$.

Для определения критической температуры $t_{кр}$ фракции C_{6+} рассчитаем характеризующий фактор K по формуле

$$1,216 \sqrt[3]{T_{ср. мол}/d_{15}^{15}} = 1,216 \sqrt[3]{110 + 273/0,730} = 12,0.$$

Критическую температуру кипения определяем по графику, представленному на рис. 1.14. Для $M=114$ и $K=12,0$

$$t_{кр} = 277^{\circ}\text{C} \quad \text{или} \quad T_{кр} = 277 + 273 = 550 \text{ K}.$$

Критическое давление $P_{кр}$ равно

$$P_{кр} = 0,1A \frac{T_{кр}}{M} = 0,1 \cdot 6,4 \frac{550}{224} = 3,09 \text{ МПа}.$$

Задаемся температурой низа $T_w=493 \text{ K}$.

Находим приведенные температуру и давление фракции по следующим формулам:

$$T_{пр} = T_w/T_{кр} = 493/550 = 0,897; \quad P_{пр} = p_{C_{6+}}/P_{кр},$$

где $p_{C_{6+}}$ — давление насыщенных паров фракции при 493 K , найденное по графику Максвелла (Приложение 3) и равное $1,07 \text{ МПа}$.

Таким образом, $P_{пр}=1,07/3,09=0,346$.

По графику на рис. 1.15 для значений $T_{пр}=0,897$ и $P_{пр}=0,346$ находим коэффициент активности жидкости $\gamma_x = fp/p_{C_{6+}}=0,83$. Следовательно, $fp = \gamma_x p_{C_{6+}} = 0,83 \cdot 1,07 = 0,89 \text{ МПа}$.

Приведенное давление фракции C_{6+} относительно давления P в системе равно $P_{пр}=P_w/P_{кр}=1,24/3,09=0,4$.

По графику 1.14 для значений $T_{пр}=0,897$ и $P_{пр}=0,4$ находим коэффициент активности пара $\gamma_y = fP/P_w=0,79$. Следовательно: $fP = \gamma_y P_w = 0,79 \cdot 1,24 = 0,98 \text{ МПа}$. Константа фазового равновесия фракции C_{6+} при 220°C и $1,24 \text{ МПа}$ равна

$$K_{pi} = fp/fP = 0,89/0,98 = 0,907.$$

Результаты расчета температуры низа стабилизатора сведены в табл. 1.15.

Таблица 1.15. Расчет температуры низа стабилизатора

Компонент	K_{pi} при $t_w=220^{\circ}\text{C}$ и $P_w=1,24 \text{ МПа}$	x'_{wi} (из табл. 1.11)	$K_{pi}x'_{wi}$
$n\text{-}C_4H_{10}$	3,80	0,0095	0,0361
$изо\text{-}C_5H_{12}$	2,40	0,0113	0,0270
ΣC_5H_{10}	2,20	0,0215	0,0474
$n\text{-}C_5H_{12}$	2,10	0,0165	0,0347
C_{6+}	0,907	0,9413	0,8550
Σ		1,0000	1,0002

Расчет количества тепла, подводимого в низ стабилизатора

Для составления теплового баланса (с целью определения теплоподвода) необходимо учитывать тепло, вводимое в стабилизатор сырьем. Количество этого тепла зависит от того, в каком состоянии подводится сырье — жидком, паровом или парожидкостном. В последнем случае расчет количеств тепла необходимо ввести с учетом доли отгона. Однако не рекомендуется сразу приступать к расчету доли отгона, а прежде следует установить фазовое состояние сырья на входе в колонну. Поэтому вначале рассчитывают температуру начала ОИ сырья при давлении на входе в стабилизатор.

Принимаем давление на входе равным 1,22 МПа и рассчитываем температуру начала ОИ. Расчет сведен в табл. 1.16. Как видно, температура начала ОИ бензина при 1,22 МПа составляет 204 °С, т. е. сырье подается в жидком состоянии.

Составляем тепловой баланс стабилизатора.

Подвод тепла

1. Тепло, вводимое сырьем, находим по формуле

$$Q_F = G_F I_F,$$

где I_F — энтальпия нестабильного бензина при 180 °С; находим по *Приложению 4* в зависимости от плотности: $I_F^{180} = 419$ кДж/кг.

Тогда $Q_F = 40\,000 \cdot 419 = 16,76 \cdot 10^6$ кДж/ч.

2. Тепло, вводимое орошением при температуре подачи орошения 40 °С, равно $Q_{ор} = G_{ор} I_{ж}$.

Плотность орошения рассчитываем по формуле Мамедова

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot M - 6,479}{0,693M + 7,58}, \quad (1.88)$$

по известной молекулярной массе орошения $M = 52,603$ (см. табл. 1.12)

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot 52,603 - 6,479}{0,693 \cdot 52,603 + 7,58} = 0,536.$$

По графику (*Приложение 4*) определяем $I_{ж} = 94,6$ кДж/кг и $Q_{ор} = 3100 \cdot 94,6 = 29\,330$ кДж/ч.

Таблица 1.16. Проверочный расчет фазового состояния сырья на входе в стабилизатор

Компонент	x'_{Fi}	K_{pi} при $t_F = 204$ °С и $P = 1,22$ МПа	$K_{pi} x'_{Fi}$
CH ₄	0,0020	24,5	0,0490
ΣC ₂	0,0018	11,0	0,0198
C ₃ H ₆	0,0028	6,8	0,0190
C ₃ H ₈	0,0037	6,2	0,0230
ΣC ₄ H ₈	0,0119	4,1	0,0488
изо-C ₄ H ₁₀	0,0069	4,1	0,0283
n-C ₄ H ₁₀	0,0130	3,6	0,0457
изо-C ₅ H ₁₂	0,0114	2,15	0,0245
ΣC ₅ H ₁₀	0,0208	2,15	0,0447
n-C ₅ H ₁₂	0,0169	2,00	0,0320
C ₆₊	0,9100	0,73	0,6650
Σ	1,0000	—	0,9998

3. Тепло, подводимое в низ стабилизатора, обозначим через Q_n . Таким образом общее количество тепла, подводимое в стабилизатор, составит:

$$Q_{об} = Q_F + Q_{ор} + Q_n = 16,76 \cdot 10^6 + 0,029 \cdot 10^6 + Q_n = \\ = (16,789 \cdot 10^6 + Q_n) \text{ кДж/ч.}$$

Отвод тепла

1. Тепло, отводимое со стабильным бензином при его температуре 220°C
 $Q_w = G_w I_w$.

Молекулярная масса бензина (см. табл. 1.11) равна $M = 39\,380/353,66 = 111,2$.

Плотность бензина по формуле Крэга (1.35) $d_{15}^{15} = 1,03 \cdot 111,2 / (111,2 + 44,29) = 0,737$.

При значении $I_w = 528,6$ кДж/кг (см. Приложение 4) получим

$$Q_G = 39\,380 \cdot 528,6 = 20,824 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

2. Тепло, отводимое с верхним продуктом. С верха колонны отводится балансовое количество дистиллята и орошение в паровой фазе в количестве, равном $G = G_D + G_{ор} = 620 + 3100 = 3720$ кг/ч.

Молекулярная масса паров составляет $M = 3720/71,27 = 52,2$. Плотность по формуле Мамедова равна

$$d_4^{20} = \frac{0,590 \cdot 52,2 - 6,479}{0,693 \cdot 52,2 + 7,58} = 0,530.$$

Энтальпию паров при атмосферном давлении и температуре 68°C находим экстраполяцией по номограмме Приложения 4, она равна: $I_G = 536,3$ кДж/кг. В найденное значение I_G необходимо ввести поправку ΔI , которую определяем по графикам 1.16 и 1.17 в зависимости от приведенных параметров среды.

Находим критические параметры паров. Критическая температура в зависимости от молекулярной массы (см. рис. 1.13) равна: для $M = 52$, $t_{кр} = 125^\circ\text{C}$, $T_{кр} = 125 + 273 = 402$ К.

Критическое давление равно $P_{кр} = 0,1A \frac{T_{кр}}{M} = 0,1 \cdot 6,3 \cdot \frac{402}{52,2} = 4,85$ МПа.

Абсолютная температура верха колонны составляет $T_D = t_D + 273 = 68 + 273 = 341$ К.

Приведенная температура паров $T_{пр} = T/T_{кр} = 341/402 = 0,85$.

Приведенное давление $P_{пр} = P_D/P_{кр} = 1,2/4,85 = 0,25$.

По графику на рис. 1.17 для значений $T_{пр} = 0,85$ и $P_{пр} = 0,25$ находим $\Delta I/M/T = 1,2 \cdot 4,19$, откуда

$$\Delta I = 1,2T/M = 1,2 \cdot 4,19 \cdot 341/52,2 = 32,8 \text{ кДж/кг.}$$

Таким образом, при $P_D = 1,2$ МПа и $t = 68^\circ\text{C}$ энтальпия паров составляет: $I_G^{68} = 536,3 - 32,8 = 503,5$ кДж/кг.

Количество тепла, отводимое паровым потоком равно $Q_G = 3720 \cdot 503,5 = 1,873 \cdot 10^6$ кДж/ч.

Общее количество уходящего тепла $Q_{ух}$ составит

$$Q_{ух} = 20,824 \cdot 10^6 + 1,873 \cdot 10^6 = 22,697 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Рассчитаем подвод тепла в низ стабилизатора Q_n

$$Q_n = Q_{ух} - Q_{пр} = 22,697 \cdot 10^6 - 16,789 \cdot 10^6 = 5,908 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Методика расчета аппарата будет зависеть от типа выбранного контактирующего устройства. Наиболее часто в стабилизаторах используют клапанные тарелки.

1.4.6. Расчет колонн, работающих в вакууме

Задачей расчета вакуумной колонны, как и любой ректификационной колонны, является определение температурного режима, составов паровых и жидкостных потоков по высоте колонны и ее размеров.

Для уменьшения перепада давления в вакуумной колонне между отбираемыми фракциями устанавливают не более 4—6 тарелок. Перепад давления паров в каплеотбойных сетках, расположенных над эвапорационной зоной, можно принять равным перепаду давления на тарелках.

При расчете вакуумной колонны необходимо учитывать количество воздуха, подсасываемого через неплотности аппаратуры (0,01—0,2% масс. на сырье вакуумной колонны) и газов разложения (0,1% масс. на сырье). Молекулярная масса газов разложения 36—68. При работе на сернистом сырье количество газов разложения увеличивается в 2—3 раза вследствие меньшей термической стабильности этого сырья. При увеличении температуры нагрева на 10—15 °C выход газов разложения повышается в 1,5—2 раза. В низ вакуумной колонны подается водяной пар (3—4% масс. на гудрон). При расчете принимают: водяной пар, воздух и углеводородные газы — неконденсируемые компоненты, не равновесные с углеводородной жидкостью.

При определении линейной скорости паров в барометрическом конденсаторе и нагрузки эжектора необходимо, кроме того, учитывать объем воздуха, десорбируемого из воды, которая подается в барометрический конденсатор.

Расчет температуры верха вакуумной колонны. Верхний дистиллят можно выводить из вакуумной колонны в виде паров сверху или в виде жидкости сбоку. Давление на верху вакуумной колонны рассчитывают по формуле

$$P = P_v + \sum \Delta P, \quad (1.89)$$

где P_v — давление в вакуумсоздающем устройстве;

$\sum \Delta P$ — перепад давления в трубопроводах и аппаратах, расположенных между вакуумсоздающим устройством и верхом колонны.

При выводе нефтяных паров через верх колонны и наличии парциального конденсатора $\sum \Delta P = 53,2$ гПа (или 40 мм рт. ст.), при выводе верхнего дистиллята в виде жидкости сбоку колонны $\sum \Delta P = 13,3$ гПа (или 10 мм рт. ст.).

Расчет температуры верха при выводе вакуумного дистиллята в парах не отличается от таких расчетов для атмосферной колонны. При определении температуры верха колонны с выводом верхнего дистиллята сбоку колонны в жидком виде необходимо определить потери верхнего дистиллята. Последовательность расчета в этом случае такая:

1) строят кривую ИТК продукта, отбираемого из вакуумной колонны сверху;

2) разбивают эту кривую на несколько участков — узких фракций — и, приняв их за условные индивидуальные компоненты, определяют средние молекулярные массы, температуры кипения, мольную долю каждой фракции в смеси;

3) принимают температуру верха колонны и по закону Дальтона определяют парциальное давление нефтяных паров при этой температуре; парциальное давление p паров равно сумме парциальных давлений (p_i) отдельных фракций

$$p = p_1 + p_2 + \dots + p_i, \quad (1.90)$$

или
$$p = p_1 x_1' + p_2 x_2' + \dots + p_i x_i'. \quad (1.91)$$

где p_i' — давление насыщенных паров фракций при принятой температуре;
 x_i' — мольная доля каждой фракции в дистиллате.

Парциальное давление неконденсируемых газов определяют по следующим формулам:

$$p_{\Gamma} = P - p; \quad (1.92) \quad p_{\Gamma} = P y_{\Gamma}'. \quad (1.93)$$

Мольная доля газа в уходящей с верха колонны смеси газов и паров нефтепродукта составляет

$$y_{\Gamma}' = \frac{G_{\Gamma}/M_{\Gamma}}{(G_{\Gamma}/M_{\Gamma}) + (G_{\text{н.п.}}/M_{\text{н.п.}})}. \quad (1.94)$$

Среднюю молекулярную массу уносимых нефтяных паров вычисляют по формуле

$$M_{\text{н.п.}} = (M_1 p_1 + M_2 p_2 + \dots + M_i p_i)/p. \quad (1.95)$$

Средняя молекулярная масса неконденсируемых газов M_{Γ} может быть определена, если известны количества подсосываемого воздуха, водяных паров, газов разложения, а также их молекулярные массы. Подставив полученное значение y_{Γ}' в уравнение Рауля, получают

$$p_{\Gamma} = P - p = P \frac{G_{\Gamma}/M_{\Gamma}}{(G_{\Gamma}/M_{\Gamma}) + (G_{\text{н.п.}}/M_{\text{н.п.}})}. \quad (1.96)$$

Решая уравнение (1.96) относительно уносимых паров нефтепродуктов $G_{\text{н.п.}}$, получают

$$G_{\text{н.п.}} = G_{\Gamma} \frac{M_{\text{н.п.}} p}{M_{\Gamma} (P - p)}. \quad (1.97)$$

Величину потерь нефтепродуктов $G_{\text{н.п.}}$ следует рассчитать для нескольких температур и построить кривую ее зависимости от температуры (рис. 1.20). С повышением температуры в уравнении (1.97) меняются величины p и $M_{\text{н.п.}}$. После некоторой оптимальной температуры $t_{\text{опт}}$, соответствующей наибольшей кривизне кривой, потери снижаются незначительно даже при сильном уменьшении температуры верха колоны. Значение $t_{\text{опт}}$ можно принять за рабочее, так как снижение температуры связано с увеличением затрат на орошение.

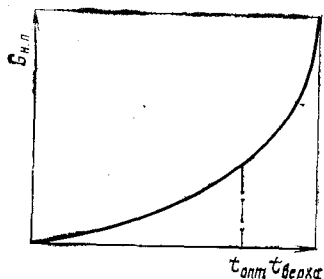


Рис. 1.20. Зависимость потерь нефтяных паров $G_{н.п.}$ от температуры верха вакуумной колонны $t_{\text{верха}}$

Приведенная методика применима без больших погрешностей, когда потери незначительны по сравнению с отбором верхнего дистиллята, например при получении вакуумного газойля. Потери в этом случае мало сказыва-

ются и на изменении качества верхнего дистиллята. При отборе нескольких масляных дистиллятов потери соизмеримы с отбором верхнего дистиллята. Поэтому качество верхнего масляного дистиллята зависит от величины $G_{н.п.}$. Методика расчета температуры верха и величины потерь при этом иная, а именно:

- 1) строят кривую ИТК верхнего дистиллята (вместе с теряемыми фракциями);
- 2) разделяют верхний дистиллят на несколько условных компонентов и определяют их молекулярные массы, температуры кипения и мольные доли в смеси;
- 3) задаются составом потерь и их величиной;
- 4) определяют количество и качество верхнего дистиллята при заданных потерях и мольные доли каждого условного компонента;
- 5) определяют парциальное давление углеводородных паров, теряемых через верх колонны при принятой температуре верха, и потери по методике, рассмотренной выше;

6) сравнивают полученные величину и состав потерь с принятыми: если разница сравниваемых значений превышает 1%, задаются этими величинами вновь.

Авторы работы [13] отмечают, что потери зависят не только от температуры и давления в верхней части колонны, но и от числа тарелок в зоне подачи циркуляционного орошения. Чем больше последних, тем выше температура на тарелке вывода масляного дистиллята, что препятствует удержанию в жидком состоянии наиболее летучих головных фракций и приводит к увеличению потерь. Так, при постоянных температуре 120 °С и давлении наверху для схемы с одной тарелкой температура отвода масляной фракции 120 °С, с двумя тарелками — 209 °С и с тремя — 224 °С, а потери составляют 100, 140 и 170% соответственно. Однако с уменьшением числа тарелок резко возрастает расход циркулирующей жидкости на орошение.

Расчет температуры вывода бокового погона из вакуумной колонны. Если вакуумный дистиллят выводится через отпарную секцию, температуру вывода рассчитывают методом двойного подбора, так же как для атмосферной колонны. Если дистиллят выводится непосредственно сбоку колонны, его температуру можно определить подбором только расхода флегмы $G_{\text{ф}}$, стека-

ющей с тарелки вывода бокового погона, так как качество ее известно из принятого ассортимента.

Количество и состав паров под тарелкой отбора бокового погона определяют из уравнения

$$G = G_Z + G_r + G_{\text{возд}} + G_{\phi} + \sum G_{Di}, \quad (1.98)$$

где G_Z , G_r , $G_{\text{возд}}$ — соответственно расход водяного пара, газов и воздуха в рассматриваемом сечении колонны;

$\sum G_{Di}$ — сумма расходов всех дистиллятов, отбираемых выше рассматриваемого сечения.

Затем определяют температуру конца однократного испарения этих паров t_G , средний температурный перепад между тарелками в концентрационной части вакуумной колонны Δt и температуру t_{ϕ} вывода бокового погона. Последнюю рассчитывают по формуле $t_{\phi} = t_G - \Delta t$. (1.99)

Значение G_{ϕ} принято правильно, если соблюдается тепловой баланс нижнего контура колонны.

Расход верхнего циркуляционного орошения $G_{\text{ц.о}}$ определяют из теплового баланса вакуумной колонны. Если пренебречь влиянием на тепловой баланс водяного пара, воздуха и газов разложения, то $G_{\text{ц.о}}$ можно рассчитать по уравнению

$$G_{\text{ц.о}} = Q_m - Q_r - \sum Q_D - Q_{\Pi} (I' - I''), \quad (1.100)$$

где Q_m — количество тепла, вводимого с мазутом;

Q_r , $\sum Q_D$, Q_{Π} — количество тепла, отводимого с гудроном, дистиллятами и теплого в окружающую среду;

I' и I'' — энтальпии циркуляционного орошения при температурах вывода и ввода соответственно.

Таким образом, при расчете ректификационных колонн, работающих при высоких давлениях, имеются существенные различия. Они обусловлены той или иной степенью отклонения свойств реальных систем от закономерностей идеальных систем, учет которых позволяет повысить точность и надежность технологических расчетов.

1.5. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛОК И ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАЗМЕРОВ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Общие размеры ректификационной колонны определяются числом необходимых реальных тарелок, расстоянием между ними и общей площадью тарелки. Расчет тарелок включает следующие этапы:

1) выбор типа тарелок на основе известных условий разделения смеси;

2) определение числа теоретических тарелок и определение числа реальных тарелок при известном к. п. д. тарелки;

3) определение по данным технологического расчета (см. разделы 1.3 и 1.4) сечений с максимальными и минимальными паровыми и жидкостными нагрузками; определение в выбран-

ных сечениях рабочих условий (температуры, давления), расхода пара и жидкости, свойства пара (плотности, вязкости) и жидкости (плотности, поверхностного натяжения);

4) расчет максимально допустимой скорости пара и свободного сечения колонны;

5) выбор схемы организации жидкости; расчет площади и прочих размеров сливных устройств;

6) определение общей площади сечения и диаметра колонны;

7) поверочный расчет — определение гидравлического сопротивления тарелки, степени неравномерности распределения пара на тарелке (градиента уровня жидкости на тарелке), уноса жидкости.

1.5.1. Выбор типа тарелок

Тип тарелки выбирают в основном в зависимости от нагрузок по пару и жидкости и их соотношения, физических свойств пара и жидкости и требуемой четкости разделения. Кроме того, необходимо учитывать такие факторы: диапазон изменения нагрузок по пару и жидкости; ограничения на допустимое гидравлическое сопротивление тарелки; склонность к пенообразованию и образованию отложений, забивающих тарелку; термостойкость и агрессивность среды.

При переходе от одного типа тарелки к другому одни показатели улучшаются, а другие ухудшаются. Свести перечисленные выше требования к единому экономическому критерию довольно сложно, поэтому в большинстве случаев невозможно однозначно указать тип тарелки, наилучший для данных условий. В одинаковых условиях часто применяют тарелки разных типов. Ниже описаны условия применения различных тарелок, а также их основные конструктивные характеристики согласно принятым в СССР нормам. Сравнительная характеристика тарелок разных типов приведена в табл. 1.17.

Колпачковые тарелки (рис. 1.21) наиболее универсальны; они обеспечивают стабильную работу колонн в большинстве процессов, хотя по ряду показателей и уступают тарелкам других типов (см. табл. 1.17). Допустимая скорость паров для колпачковых тарелок наименьшая, несмотря на наибольшую исследованность и отработанность их конструкции. Это объясняется тем, что пары от поверхности жидкости отрываются вертикально, а их локальные скорости значительно превышают средние. Так, скорость паров, отнесенная к площади барботажа, для колпачковых тарелок наивысшая. В тарелках новых типов зеркало барботажа в 2—3 раза больше, чем в колпачковых (следовательно, наивысшие локальные скорости незначительно больше средних); направление взлета капель с поверхности жидкости наклонное, что затрудняет их сбрасывание на вышележащую тарелку. Колпачки создают большое сопротивление

Таблица 1.17. Сравнительная характеристика тарелок разных типов

Показатели	Тип тарелки						
	колпачковая	с S-образными элементами	клапанная	ситчатая*	струйная	струйная с отбойными элементами	решетчатая провальная
Относительная производительность	1,0	1,0	1,2	1,2	1,2	1,4	1,2—1,4
Относительная эффективность**	1,0	1,0	1,0—1,1	1,0—1,1	0,8	0,8—0,9	0,75
Диапазон стабильной работы***	2,0—3,5	2,0—2,5	3,0—4,0	2,0—3,0	2,0—3,0	2,0—3,0	1,5—1,8
Гидравлическое сопротивление при оптимальной нагрузке, 10^2 Па	7—10	7—10	5—8	3—4	2—5	1—3	3—4
Относительная стоимость: из углеродистой стали	1,0	0,60	0,65	0,60	0,50	0,50	0,50
из легированной стали	1,4	1,0	1,0	1,0	0,85	0,85	0,85
Пригодность работы ^{4*}	1	1	0	15*	3	—	2
Удобство очистки ^{4*}	1	2	2	4	2	2	4

* Тарелка со свободным сечением 3—10%.

** При нагрузке 85% от максимальной.

*** По отношению максимальной и минимальной допустимых нагрузок по жидкости: меньшие цифры соответствуют большим нагрузкам [$30-60 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$], большие — малым и средним; приведенные цифры соответствуют расстояния между тарелками 450—600 мм.

* Оцениваются по пятибалльной системе.

^{5*} Пригодны при больших диаметрах отверстий.

движению жидкости, что увеличивает градиент уровня жидкости на тарелке и дополнительную неравномерность барботажа. Поэтому установка колпачковых тарелок не рекомендуется при высоких жидкостных нагрузках — $100-120 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$ для односливных и $150-300 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$ для двухсливных — из-за высокого градиента уровня жидкости, а также в колоннах, где происходят полимеризация, коксование и термическое разложение, для уменьшения которых нужно сократить длительность пребывания и объем жидкости на тарелке.

Тарелка с крупными колпачками (см. рис. 1.21) характеризуется следующими величинами: $\Delta h_{\text{ж}}$ — сопротивление перетоку жидкости в сливном устройстве; h' — эквивалентный уровень светлой жидкости в переливном устройстве; x — ширина сливного стакана; y — длина вылета струи жидкости; a — ширина наиболее узкого сечения сливного устройства; H — расстояние между тарелками.

Живое сечение тарелки, т. е. суммарная площадь всех паровых патрубков, от площади сечения колонны составляет для ректификационных колонн — $8 \div 16\%$, для абсорбционных — $6 \div 12\%$; зеркало барботажа — $25 \div 50\%$. В колоннах диаметром до 1,4, 1,4—3,0 и более 3,0 м рекомендуется устанавливать

Струйные тарелки (см. рис. 1.22, б) рекомендуются для атмосферных и отпарных колонн диаметром до 3,2 м, в колоннах под давлением диаметром до 4 м, а также при разделении полимеризующихся, коксующихся и разлагающихся веществ для уменьшения продолжительности пребывания их в колонне. Струйные тарелки, называемые также чешуйчатыми или язычковыми, создают направленное движение жидкости и хорошо работают при высоких жидкостных нагрузках. При малых скоростях пара наблюдается «провал» жидкости, поэтому должна быть обеспечена минимальная допустимая скорость в отверстиях чешуек (около 7 м/с). Наибольшая эффективность тарелок достигается в струйном режиме при скорости в щелях более 12 м/с.

Оптимальное живое сечение тарелки 10%, зеркало барботажа 80%. Наклон чешуй 15, 20, 30 и 45°. Наиболее часто употребляют чешуи шириной 50 мм, длиной 50 мм и углом наклона 15—20°. В рабочем струйном режиме наблюдается подъем уровня жидкости по направлению к сливу вследствие инжектирующего действия пара и удара потока о стенку колонны. Поэтому на струйных тарелках не устанавливают сливные перегородки. Ситчатые тарелки с отбойными элементами (см. рис.

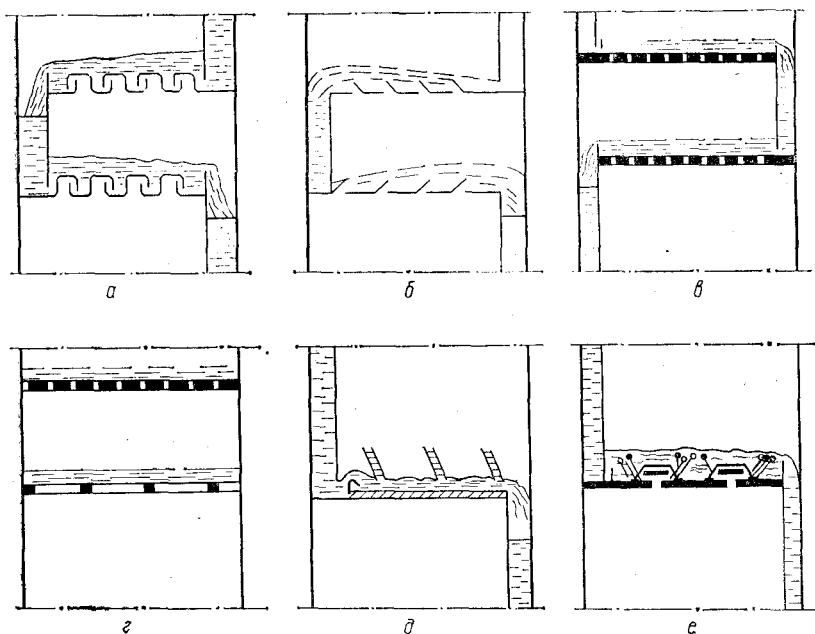


Рис. 1.22. Схема тарелок:

а — с S-образными элементами; б — струйная; в — ситчатая со сливными устройствами; г — решетчатая провальная; д — струйная с отбойными элементами; е — клапанная

1.22, д) обеспечивают лучшее улавливание брызг и рекомендуются при вакуумной перегонке в колоннах любых диаметров.

Ситчатые тарелки со сливными устройствами (см. рис. 1.22, в) рекомендуются для колонн ГФУ, установок четкой ректификации, азеотропной перегонки при повышенных жидкостных нагрузках и минимально допустимой скорости, так как жидкость удерживается на тарелке потоком пара, проходящего через отверстия тарелки. Этот тип тарелок не рекомендуется применять при больших колебаниях нагрузок и для загрязняющих сред, а также для вакуумных колонн и в колоннах диаметром более 2,4 м, так как при этом распределении жидкости на тарелке становится неравномерным.

При понижении скорости пара ситчатая тарелка начинает работать как провальная, и кроме того, появляется возможность прорыва паров через сливные устройства. Живое сечение тарелки 10—15%, зеркало барботажа 80—90%, т. е. практически равно свободному сечению. Диаметр отверстий принимается для чистых жидкостей равным 2—6 мм (как правило, 4—5 мм), для загрязненных жидкостей 10—11 мм; расстояние между центрами отверстий составляет 2,5—5 диаметров. Отверстия расположены в вершинах равносторонних треугольников.

Решетчатые провальные тарелки (см. рис. 1.22, е) применяют при больших нагрузках по жидкости — не менее 10 000 кг/(м²·ч). Диаметр колонны не должен превышать 2,4 м, отклонение от расчетной производительности не более $\pm 25\%$, поэтому их рекомендуется применять в простых колоннах со стабильным технологическим режимом — в колоннах ГФУ, АГФУ и вторичной перегонки.

Из многих предложенных конструкций провальных тарелок — решетчатые, колосниковые, трубчатые, дырчатые плоские и волнистые, с направленным движением жидкости — самые употребительные решетчатые. Они изготавливаются из плоских листов, перекрывающих все сечение колонны, толщиной 2,5—6,0 мм, шириной щели 3—8 мм и длиной 60 и 200 мм. Живое сечение тарелки 10—30%; при его уменьшении увеличиваются стабильность работы (при некотором изменении нагрузок) и к. п. д. без снижения производительности тарелки. Из-за отсутствия сливных устройств полезная площадь тарелки увеличивается на 15—30% и зеркало барботажа практически равно всему сечению колонны.

Клапанные тарелки (см. рис. 1.22, е) рекомендуется устанавливать в колоннах АВТ, ГФУ, АГФУ, установок четкой ректификации и азеотропной перегонки диаметром не менее 2,4 м. При больших колебаниях жидкостной и паровой нагрузок, как во времени, так и по высоте колонны, благодаря возможности изменять живое сечение. Их не рекомендуется применять для разделения загрязненных полимеризующихся жидкостей. Оптимальная область применения та же, что и у ситчатых тарелок

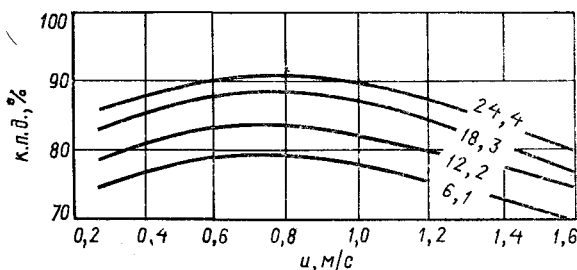


Рис. 1.23. Зависимость к.п.д. клапанной тарелки от скорости паров u и жидкостной нагрузки [цифры у кривых, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$]

с отбойными элементами, но при большой жидкостной нагрузке. Как видно из зависимостей, представленных на рис. 1.23, при изменении скорости паров в 8 раз и нагрузки по жидкости в 4 раза к.п.д. тарелки остается в пределах 75—85%. Суммарная площадь отверстий в плоскости тарелки 10—15% полного сечения. Реальное живое сечение S переменное и зависит от высоты подъема клапана l , его диаметра d и числа отверстий n в тарелке: $S = \pi d l n$. (1.101)

Диаметр дисковых клапанов 50—100 мм (диаметр отверстий на 10 мм меньше), масса 35—140 г, зазор между клапаном и плоскостью тарелки без подъема клапана 1,0—1,5 мм, максимальный подъем клапана 8—15 мм; расстояние между клапанами составляет 2—4 диаметра отверстий.

1.5.2. Определение высоты колонны

Высота ректификационной колонны определяется числом тарелок и расстоянием между ними. Наиболее строго число теоретических (идеальных) тарелок N_T в ректификационной колонне можно рассчитать от тарелки к тарелке. Число реальных тарелок составляет

$$N = N_T / \eta, \quad (1.102)$$

где η — средний к. п. д. тарелки, зависящей от ее конструкции и технологических особенностей работы колонны (обычно $\eta = 0,4—0,8$, наименьший к. п. д. 0,1—0,2 для тарелок, работающих в отпарных секциях колонн, абсорберах и десорберах).

Недостатком указанного метода определения числа реальных тарелок является то, что трудоемкий точный расчет числа теоретических тарелок несколько обесценивается приблизительным определением к. п. д., поскольку обычно указывается весьма широкий диапазон его изменения для тарелки каждого типа. Более точно определять к.п.д. в зависимости от конкретной гидродинамической ситуации (нагрузки по пару и жидкости, их свойств, типа тарелки) пока невозможно. Поэтому при выбо-

ре числа реальных тарелок в ряде случаев можно использовать также практические данные.

На основании этих данных можно рекомендовать для основной колонны АВТ следующее число тарелок [22, 23]: 6 — в отгонной части, по 10—12 — от места ввода сырья (питательная зона) до места отбора первого бокового погона и между боковыми погонами; 12—15 — от места вывода верхнего бокового погона до верхней тарелки и 8—10 — в отпарной колонне. В вакуумной колонне для снижения перепада давления между отбираемыми фракциями обычно размещают не более 6—8 тарелок.

Для получения m узких бензиновых фракций необходимо ($m-1$) полных колонн с 50—60 тарелками. В предварительной колонне и стабилизаторе также требуется повышенное число тарелок — 25—30 и 35—40 соответственно, так как доля удаляемых в этих колоннах продуктов (легкого бензина или растворенных газов) в исходном сырье мала, что затрудняет разделение.

Расстояние между тарелками должно удовлетворять таким требованиям: легкость монтажа, ревизии и ремонта тарелок; осаждение основной части капелек, уносимых паром с нижележащей тарелки; подпор для нормального стока флегмы по сливным трубам без «захлебывания». Для колонн малого диаметра (до 0,8 м) принимают расстояние между тарелками, равными $H=0,3$ м, для колонн диаметром до 6 м $H=0,45-0,6$ м и диаметром более 6 м $H=0,6-0,9$ м. Одновременное увеличение диаметра и расстояния между тарелками связано главным образом с необходимостью монтажа более громоздких деталей. Кроме того, при больших диаметрах вероятно более неравномерное распределение потоков по площади тарелки, превышение местных скоростей над средними расчетными и, как следствие, повышенное образование брызг.

Рекомендуемые расстояния между тарелками — 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800 и 900 мм. Для сильно вспенивающихся жидкостей его следует увеличивать. Практика показала, что 450 мм — минимальное расстояние, при котором возможны ревизия, ремонт и монтаж тарелок. Нормальные наружные люки для ревизии и ремонта размещают через несколько тарелок, причем в этом сечении расстояние между тарелками должно быть не менее 600 мм.

Высота питательной зоны колонны 0,8—1,2 м, расстояние между верхней тарелкой и верхним днищем 1 м. Расстояние между нижней тарелкой и нижним днищем определяются с учетом необходимого запаса (объема) жидкости в случае прекращения подачи сырья в колонну. Объем жидкости V определяют из соотношения

$$V = G_{\text{в}} \tau, \quad (1.103)$$

где $G_{\text{в}}$ — объемный расход остатка, $\text{м}^3/\text{ч}$;
 τ — запас времени, ч (обычно составляет 0,2—0,3 ч).

Расстояние между глухой и обычными тарелками принимается равным расстоянию между обычными тарелками. Расстояние от отбойных пластин и сеток до тарелок принимается равным 0,60—0,75 расстояния между тарелками. Высота опорной части колонны составляет 4—5 м для создания подбора жидкости к насосу.

1.5.3. Расчет колпачковых, ситчатых, струйных тарелок и тарелок с S-образными элементами

Расходы, состав паровых и жидкостных потоков, температура и давление в разных сечениях (найденные при технологическом расчете), а также выбранный тип тарелки являются исходными данными для гидравлического расчета тарелок и определения диаметра колонны.

Нагрузка по жидкости и парам изменяется по высоте колонны, поэтому диаметр рассчитывают для нескольких сечений. По результатам расчета делают колонну одного диаметра (расчитанного для максимально нагруженного сечения), изменяют основные конструктивные размеры в «недогруженных» сечениях с целью оптимизации их работы. Можно также применять тарелки различного типа в разных секциях колонны с учетом расходов и соотношения потоков жидкости и пара.

Расчет тарелок проводится в такой последовательности: рассчитывают максимально допустимую скорость паров в рабочем сечении колонны (полное сечение минус площадь сливных устройств); определяют рабочее сечение; рассчитывают допустимую скорость жидкости в сливном устройстве; определяют площадь и другие конструктивные элементы сливного устройства.

Максимально допустимую массовую скорость паров в свободном сечении колонны находят по уравнению Саудерса — Брауна [24]*:

$$G_{\text{макс}} = 0,305 K_T \sqrt{\rho_p (\rho_{\text{ж}} - \rho_p)}, \quad (1.104)$$

где $G_{\text{макс}}$ — допустимая массовая скорость, кг/(м²·ч);

K_T — коэффициент, зависящий от типа тарелки, расстояния между тарелками, нагрузки по жидкости, длины пути жидкости по тарелке и поверхностного натяжения жидкости, его находят по графику Нельсона (рис. 1.24);

$\rho_{\text{ж}}, \rho_p$ — абсолютные плотности жидкости и паров при температуре и давлении в расчетном сечении, кг/м³.

При заданной температуре $\rho_{\text{ж}}$ (кг/м³) вычисляют по формуле

$$\rho_{\text{ж}} = \rho - a(t - 20), \quad (1.105)$$

где ρ — абсолютная плотность нефтепродукта при 20 °С, кг/м³;

a — средняя температурная поправка плотности на 1 °С (ее находят из табл. 1.18).

* Другие методики расчета допустимых скоростей [25] применяют в основном при расчете ректификационных колонн в химической промышленности.

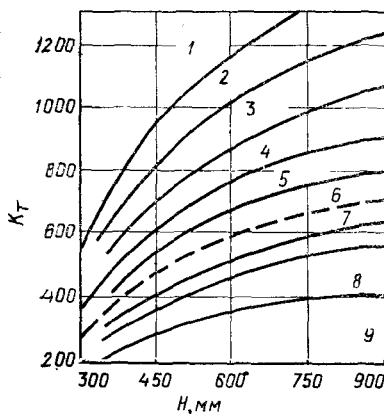


Рис. 1.24. График Нельсона для подсчета коэффициента K_t для тарелок разных типов:

1, 2 — для ситчатых, решетчатых, каскадных, турбогрид и других тарелок подобного типа при пониженной (1) и нормальной (2) нагрузках по жидкости; 3, 4, 5 — для колпачковых тарелок при нагрузках по жидкости 15—40, 40—70, 70—90 м³/(м·ч) соответственно; 6 — для колпачковых тарелок по рекомендациям Саудерса — Бауна; 7 — для вакуумных колонн с умеренным уносом брызг; 8 — для абсорбционных колонн; 9 — для вакуумных колонн с повышенным уносом брызг

Плотность паровой фазы ρ_n (кг/м³) определяют по формуле

$$\rho_n = G / (3600 G'_n), \quad (1.106)$$

где G — суммарный массовый расход всех паров, проходящих через расчетное сечение, кг/ч;

G'_n — объемный расход паров, м³/ч.

Величины G и G'_n вычисляют по следующим формулам:

$$G = G_n + G_z; \quad (1.107)$$

$$G'_n = \left[\frac{G_n}{M_n} + \frac{G_z}{18} \right] \frac{22,4 (273 + t) \cdot 0,1}{3600 \cdot 273 P}, \quad (1.108)$$

где G_n и G_z — расход нефтяных и водяных паров, кг/ч;

M_n — молекулярная масса нефтепродукта;

18 — молекулярная масса воды;

t — температура в колонне, °С;

P — давление в колонне, МПа.

Допустимую линейную скорость $u_{\text{доп}}$ (м/с) подсчитывают по формуле

$$u_{\text{доп}} = \frac{G_{\text{макс}}}{\rho_n} = \frac{0,305 K}{3600} \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_n - 1}. \quad (1.109)$$

Поскольку $\rho_{\text{ж}} / \rho_n \gg 1$, уравнение (1.109) можно записать в таком виде:

$$u_{\text{доп}} = \frac{0,305}{3600} K \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_n}}. \quad (1.110)$$

Таблица 1.18. Средняя температурная поправка для подсчета плотности жидких нефтепродуктов

ρ при 20 °С, кг/м ³	a	ρ при 20 °С, кг/м ³	a	ρ при 20 °С, кг/м ³	a
700—710	0,897	850—860	0,699	950—960	0,567
750—760	0,831	900—910	0,633	980—990	0,528
800—810	0,765	920—930	0,607	990—1000	0,515

Коэффициент K в уравнении (1.110) можно найти графическими и расчетными методами. И. А. Александров [26] предлагает определять его по уравнению:

$$K = kc_1 - c_2(\zeta - 35), \quad (1.111)$$

где k — коэффициент, зависящий от типа тарелки (его значения для различных тарелок: колпачковые с желобчатыми и прямоугольными колпачками — 0,8, с S-образными элементами — 1,0, клапанные с $\Delta S = 8-10\%$ — 1,15, ситчатые с $\Delta S = 4-8\%$ — 1,20, струйные — 1,20, струйные с отбойниками и типа Вентури — 1,40);

c_1 — коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками (рис. 1.25);

c_2 — коэффициент, зависящий от типа тарелок (для струйных тарелок $c_2 = 5$, для всех остальных $c_2 = 4$);

ζ — коэффициент, учитывающий влияние жидкостной нагрузки на допустимую скорость паров.

Коэффициент ζ определяют по уравнению

$$\zeta = 0,655 \frac{G'_{ж}}{N_{п}} \left(\frac{kc_1}{G'_{п}} \right)^{0,5} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}} \right)^{0,25}, \quad (1.112)$$

где $G'_{ж}$ — нагрузка по жидкости в расчетном сечении, м³/ч;

$G'_{п}$ — нагрузка по парам, м³/ч;

$N_{п}$ — число потоков жидкости на тарелке (для одно-, двух и четырех-поточных тарелок $N_{п}$ равно соответственно 1, 2 и 4).

Если расчетное значение $\zeta < 10$, следует принять $\zeta = 10$. Если при $N_{п} = 1$ величина $\zeta > 65$, следует применять двух- или четырехпоточную тарелку.

Коэффициент K в уравнении (1.110) можно найти также по графику Нельсона, построенному на основании обследования промышленных ректификационных колонн с тарелками разного типа (см. рис. 1.24). При выборе кривой для определения коэффициента K можно пользоваться следующими данными для колонн, работающих при атмосферном и повышенном давлении:

Удельная жидкостная нагрузка на сливную перегородку, м ³ /(м·ч)	До 15	15—40	40—70	70—90
Область кривых, рекомендуемая для определения коэффициента K	1—2	2—3	3	3

При определении K по графику Нельсона необходимо предварительно задаваться значением жидкостной нагрузки, а затем, определив размеры колонны, проверять правильность принятого значения.

Для определения минимально допустимого значения $u_{мин}$ в уравнение (1.104) необходимо подставить значение $K_{мин}$, определяемое по рис. 1.26.

Кривая Саудерса — Брауна (см. рис. 1.24, кривая 6) дает заниженные значения скорости для колонн, работающих при

* ΔS — доля живого сечения колонны, называемого также относительным свободным сечением колонны; это сечение прорезей, щелей, отверстий в тарелке для прохода паров, м²/м² сечения колонны.

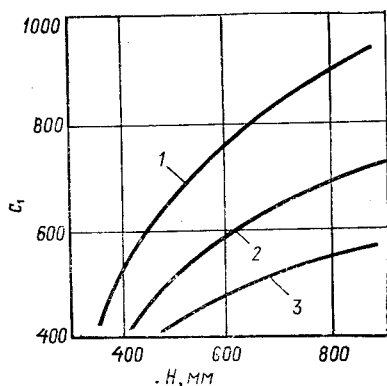


Рис. 1.25. Зависимость коэффициента C_1 от расстояния между тарелками H :

1 — колонны, работающие при атмосферном и пониженном давлениях; 2 — вакуумные колонны; 3 — абсорберы и десорберы

атмосферном и более высоких давлениях, и завышенные значения для абсорбционных и вакуумных колонн. И. А. Александров [26] отмечает, что в атмосферных и вакуумных колоннах предельные нагрузки ограничены чрезмерным уносом жидкости, а в колоннах под давлением — захлебыванием.

Площадь рабочего сечения тарелки S_1 , по которой поднимаются пары, находят по уравнениям

$$S_1 = G/G_{\text{макс}} \quad \text{или} \quad S_1 = G_n'/(3600u_{\text{дон}}). \quad (1.113)$$

Организация движения жидкости на тарелке. Критериями правильной организации движения жидкости на тарелке являются малый градиент уровня жидкости на тарелке и нормальная работа сливных устройств. Равномерное распределение пара по сечению колпачковой тарелки достигается, если градиент уровня жидкости не превышает 20—25 мм, а нагрузка по жидкости $65 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$. Если основные потери давления происходят в контактных элементах тарелки, то изменение градиента жидкости не оказывает решающего влияния на распределение паров по сечению. Рекомендуется соблюдать следующее соотношение между градиентом уровня жидкости и сопротивлением сухой тарелки $\Delta P_c : \Delta = 2$.

Градиент уровня жидкости возрастает с увеличением расхода (скорости движения), длины пути и местных сопротивлений (в последнем случае играют роль конфигурация и число рядов колпачков, желобов, S-образных элементов, клапанов, встречающихся на пути движения жидкости), а также с уменьшением высоты слоя жидкости на тарелке.

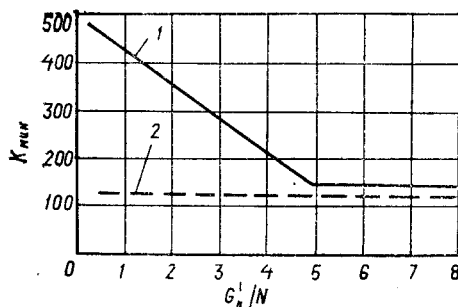


Рис. 1.26. График для определения $K_{\text{мин}}$ в уравнении (1.104) для тарелок с S-образными элементами:

1 — при вступлении в работу; 2 — при снижении нагрузки по пару

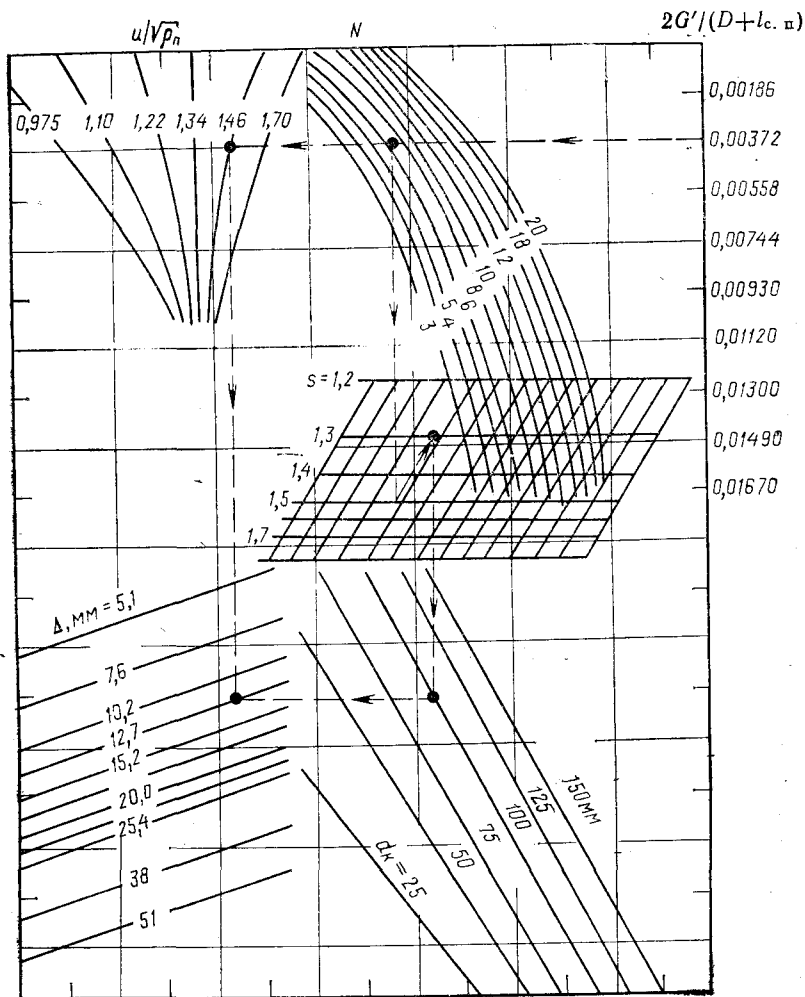


Рис. 1.27. Номограмма для определения градиента уровня жидкости Δ на тарелке с круглыми колпачками

Градиент уровня жидкости на тарелке с круглыми колпачками рекомендуется определять по номограмме, приведенной на рис. 1.27.

Предварительно необходимо найти следующие величины:

$$2G'/(D + l_{c.п.}), d_k, N, s \text{ и } u\sqrt{\rho_{п.}}, \quad (1.114)$$

где G' — нагрузка по жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$;

$D, l_{c.п.}$ — диаметр колонны и длина сливной перегородки, соответственно, м;

d_k — диаметр колпачка, мм;

N — число рядов колпачков на пути движения жидкости (см. Приложение 6);

s — шаг колпачка (отношение расстояния между колпачками к их диаметру);
 u — скорость паров в рабочем сечении колонны, м/с;
 ρ_n — абсолютная плотность паров, кг/м³.

Из точки с координатой $2G'/(D + l_{с.п})$ проводят горизонталь до кривой, соответствующей расчетному значению u/ρ_n . Из точки пересечения этой горизонтали с кривой, соответствующей найденному значению N , проводят вертикаль до линии $s=1,5$. Если $s \neq 1,5$, то вдоль наклонных направляющих переходят к горизонтальной линии, соответствующей принятому значению s , и далее проводят вертикаль до пересечения с принятым значением d_k . Отсюда проводят горизонталь до пересечения с вертикалью, проведенной от кривой с расчетным значением u/ρ_n , получая искомое значение градиента уровня жидкости Δ при максимальной паровой нагрузке (точка А).

Варианты распределения жидкости на тарелке представлены на рис. 1.28. При очень малых расходах средняя продолжительность пребывания жидкости на тарелке велика. Тарелка работает по жидкости как аппарат идеального смешения, что уменьшает интенсивность массообмена и к.п.д. тарелки. В этом случае целесообразно применять тарелки с перегородкой, снижающей перемешивание жидкости на них и увеличивающей их к.п.д. Благодаря наличию только одного сливного сегмента рабочая площадь тарелки увеличивается.

Однопоточные тарелки применяют при жидкостной нагрузке менее 65 м³/(м·ч) в колоннах диаметром менее 4 м. В колоннах больших диаметров даже при нормальных жидкостных нагрузках (на единицу длины слива) градиент может быть выше допустимого из-за большой длины пути. В этом случае

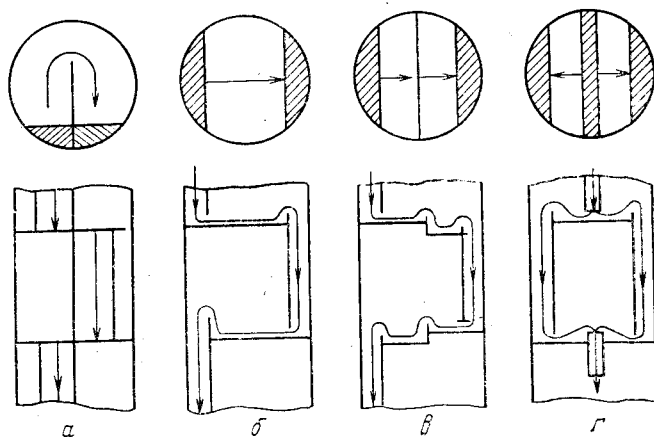


Рис. 1.28. Распределение жидкости на тарелках с разными сливными устройствами:

a — с перегородкой и одним сливным сегментом; $б$ — односливная; $в$ — односливная каскадная; $г$ — двухсливная

целесообразно применять однопоточные каскадные тарелки, которые уменьшают градиент обратно пропорционально числу каскадов.

С ростом диаметра колонны при неизменной кратности орошения плотность жидкостного потока (на 1 м фронта потока) увеличивается, так как производительность колонны пропорциональна квадрату ее диаметра, а фронт потока жидкости пропорционален лишь диаметру [13]. Кроме того, с увеличением диаметра увеличивается длина пути жидкости, затрудняется строго горизонтальный монтаж всей тарелки. Перечисленные факторы увеличивают неравномерность распределения потоков. Поэтому, начиная с диаметра 4 м, применяют многопоточные тарелки (с двумя — пятью сливами).

При увеличении числа потоков тарелки нагрузка по жидкости и градиент уменьшаются, допустимая максимальная скорость паров возрастает, однако рабочая площадь тарелки уменьшается (см. *Приложения 6—10*). Для уменьшения градиента рекомендуется также применять тарелки с небольшим наклоном в сторону слива [13]. Недостатком такой конструкции является значительное уменьшение диапазона их стабильной работы.

При увеличении высоты сливной перегородки увеличивается площадь фронтального перемещения жидкости и уменьшается гидравлическое сопротивление движению жидкости по тарелке, что также уменьшает градиент. Однако при чрезмерном увеличении уровня жидкости на тарелке возрастают унос капель, и жидкость частично «проваливается» через паровые патрубки. Применяют также следующие методы улучшения барботажа на поверхности тарелки, не связанные с уменьшением градиента жидкости на тарелке:

а) уменьшение живого сечения и увеличение гидравлического сопротивления тарелки установлением шайб на верхнем срезе патрубков, уменьшением числа колпачков (особенно расположенных ближе к сливу); эти конструктивные изменения наиболее целесообразны при высоком соотношении жидкость: пар в отгонных частях колонн, в отпарных колоннах, стабилизаторах, десорберах, однако в результате несколько уменьшается их производительность [13];

б) увеличение высоты расположения колпачков в приемной части тарелки; недостатком этого варианта является уменьшение интенсивности барботажа, так как часть жидкости может течь по плите под зоной пены без контакта с паровой фазой, а также диапазона устойчивой работы тарелки.

Условия нормальной работы тарелки и размеры сливного устройства. Допустимую скорость ($u_{\text{доп}}$, м/с) жидкости в сливном стакане, обеспечивающую ее переток без захлебывания тарелки, определяют по формуле [27]

$$u_{\text{доп}} = 0,008K_c \sqrt{H_T(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}, \quad (1.115)$$

где K_c — коэффициент, учитывающий склонность системы к пенообразованию;
 H — расстояние между тарелками, мм.

Коэффициент K_c для различных систем равен:

Без вспенивания	1,0
С умеренным вспениванием (в масляных абсорберах)	0,85
Со значительным вспениванием (в гликолевых колоннах)	0,73
С интенсивным вспениванием (в колоннах с применением метилэтилкетона)	0,60

Скорость течения жидкости в сливном стакане не должна превышать 21 см/с. При больших скоростях затрудняется выделение пузырьков пара из жидкости даже при значительной (> 5 с) продолжительности пребывания жидкости в стакане, так как скорость всплывания пузырьков приближается к скорости течения жидкости.

Площадь тарелки, занятую сливными устройствами, вычисляют по формуле

$$S_2 = G'/u_{\text{доп}} \quad (1.116)$$

Такая же площадь требуется для приема жидкости на тарелку, поэтому при расчете площади тарелки значение площади сливного устройства удваивают. Полное сечение колонны составляет

$$S = S_1 + 2S_2 \quad (1.117)$$

Диаметр колонны вычисляют по формуле

$$D = \sqrt{4S/\pi} = 1,13 \sqrt{S} \quad (1.118)$$

Эквивалентный уровень h' светлой жидкости в переливном устройстве (см. рис. 1.21) определяется уровнем светлой жидкости на нижележащей тарелке ($h_n + \Delta h + \Delta$), сопротивлением перетоку жидкости с тарелки на тарелку, равным общему гидравлическому сопротивлению тарелки ΔP^* , и сопротивлением сливного устройства $\Delta h_{\text{ж}}$:

$$h' = h_n + \Delta h + \Delta + \Delta P + \Delta h_{\text{ж}} \quad (1.119)$$

Для клапанных, ситчатых, струйных тарелок градиентом уровня жидкости Δ можно пренебречь.

Нормальная работа сливного устройства обеспечивается при соблюдении условий, перечисленных ниже.

1. Расход жидкости на единицу длины сливной перегородки ($G'_{\text{с.п}}$) не должен превышать $65 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$, что соответствует высоте подпора жидкости над сливной перегородкой $\Delta h = 50$ мм. Для ситчатых тарелок с отбойными элементами расход жидкости на единицу длины слива (напряженность слива)

* Гидравлическое сопротивление тарелок рассчитывается исходя из геометрических размеров сливных устройств и высоты слоя жидкости над ними, поэтому размерность ΔP приводится в м или в мм столба жидкости.

не должна превышать 30—40 м³/(м·ч); его вычисляют по формуле $G_{с.п} = G'/\Pi$ (1.120)

Периметр слива $\Pi = 0,705 D$. Расход жидкости несколько более 65 м³/(м·ч) можно принять, если соблюдаются остальные условия нормальной работы сливного устройства (см. ниже).

2. Сопротивление перетоку жидкости ($\Delta h_{ж}$) должно быть меньше 25 мм; его рассчитывают по формуле

$$\Delta h_{ж} = 200 \left(\frac{G_{с.п}}{3600\Pi} \right)^2. \quad (1.121)$$

Подставив в уравнение (1.121) величину $\Delta h_{ж} = 25$ мм, можно найти минимальное значение Π . При расчетах всю величину $\Delta h_{ж}$ обычно относят только к местному сопротивлению затвора перегородки сливного стакана (этот затвор необходим, чтобы пар не мог проходить через сливной стакан);

3. Высота слоя вспененной жидкости в стакане (H^1) не должна подниматься выше уровня сливной перегородки, т. е. должно соблюдаться неравенство

$$H^1 < H_T + h_{\Pi}, \quad (1.122)$$

где H_T — расстояние между тарелками, м.

$$H^1 = K_{\Pi} h^1, \quad (1.123)$$

где K_{Π} — коэффициент запаса высоты переливного устройства (для жидкостей слабопнящихся он равен 1,25—1,50, для среднепнящихся — 2,0 и для сильнопнящихся — 2,5—3,0).

4. Между шириной сливного стакана x и длиной y вылета струи должно соблюдаться неравенство: $y < 0,6x$. Если струя перекрывает чрезмерно большую часть сечения сливного стакана, удаление газа из газированной жидкости затрудняется (см. рис. 1.21).

Величину y определяют по уравнению

$$y = 0,8 \sqrt{\Delta h (H_T + h_{\Pi} - H^1)}. \quad (1.124)$$

Для тарелок колпачковых, желобчатых, ситчатых, струйных и с S-образными элементами Δh вычисляют по формуле

$$\Delta h = 0,0028 + K (G'/\Pi)^{2/3}, \quad (1.125)$$

где Δh — высота подпора жидкости над сливной перегородкой, м;

G' — объем перетекающей по тарелке жидкости, м³/ч;

Π — периметр слива, м.

Для двухсливных тарелок $\Delta h = 0,0028 + K (G'/4\Pi)^{2/3}$. (1.126)

Коэффициент K в формулах (1.125) и (1.126) определяется по графику 1.37.

5. Во многих методиках рекомендуется проверять длительность пребывания жидкости в сливном стакане. Для нормального разделения она составляет 3—5 с; определяют длительность пребывания τ по формуле $\tau = S_2 H'/G'$. (1.127)

Гидравлическое сопротивление тарелок. Гидравлическое сопротивление тарелки ΔP есть сумма сопротивлений сухой тарелки ΔP_c и слоя жидкости на тарелке $\Delta P_{ж}$ и сопротивления, обусловленного силой поверхностного натяжения ΔP_{σ} , т. е.

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж} + \Delta P_{\sigma}. \quad (1.128)$$

Для большинства тарелок величиной ΔP_{σ} можно пренебречь и определять ΔP по упрощенной формуле

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж}. \quad (1.129)$$

Величина ΔP_c представляет собой потерю напора пара при преодолении местных сопротивлений на сухой тарелке и равна

$$\Delta P_c = 10^3 \xi \frac{u^2 \rho_{п}}{2g\rho_{ж}}, \quad (1.130)$$

где u — скорость паров в наиболее узком сечении, м/с (для тарелок из S-образных элементов и колпачковых — в паровых патрубках, для клапанных — в щелях под клапаном при его максимальном подъеме, для ситчатых, струйных и ситчатых с отбойными элементами — в отверстиях или прорезях для прохода паров);

ξ — сумма коэффициентов местных сопротивлений тарелки (для различных тарелок имеет следующие значения [26]: колпачковый — 4,5, с S-образными элементами — 4,1, клапанной — 3,6, ситчатой — 1,1 — 2,0, струйной с отбойниками — 1,5, струйной — 1,2).

Сопротивление слоя жидкости $\Delta P_{ж}$ для различных типов тарелок определяют по следующим уравнениям:

1) для колпачковых тарелок

$$\Delta P_{ж} = (h_{погр} + h_{откр} + \Delta h + 0,5\Delta) \rho_{ж}, \quad (1.131)$$

где $h_{погр}$ — высота статического затвора, т. е. расстояние от верхнего края прорези до верхнего края сливной перегородки (в вакуумных колоннах — 5—15 мм, в остальных колоннах — 15—30 мм);

$h_{откр}$ — открытие прорези, мм (для максимальных нагрузок составляет 2/3 высоты прорези);

Δh — высота жидкости над сливной перегородкой, вычисляемая по формуле (1.125), мм;

Δ — градиент уровня жидкости, мм (находят по номограмме на рис. 1.27).

2) для тарелок с S-образными элементами

$$\Delta P_{ж} = [h_{погр} + \Delta h + 0,02 (u_0 \sqrt{\rho_{п}})^{2,4}] \rho_{ж}. \quad (1.132)$$

Для стандартных S-образных элементов $h_{погр} = 27$ мм.

3) для клапанных и ситчатых тарелок

$$\Delta P_{ж} = (h_{п} + \Delta h) \rho_{ж}, \quad (1.133)$$

где $h_{п}$ — высота сливной перегородки, мм.

4) для струйных тарелок

$$\Delta P_{ж} = 2,7 \Delta P_c \left(\frac{G_{ж}}{G_{п}} \right)^2 \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}}. \quad (1.134)$$

где $G_{ж}$, $G_{п}$ — объемные расходы жидкости и паров соответственно, м³/ч.

Унос жидкости с тарелок. Для тарелок колпачковых, с S-образными элементами, клапанных и ситчатых унос жидкости g (кг/кг жидкостного орошения) рассчитывают по уравнению

$$g = \frac{A(0,052h_{\sigma} - 1,72)u}{H^{\beta}\psi^2 S_p m}, \quad (1.135)$$

где $A=9,48 \cdot 10^7$, $\beta=4,36$, если $h < 400$ мм; $A=0,159$ и $\beta=0,95$, если $h \geq 400$ мм; h_{σ} — глубина барботажа, мм (для тарелок колпачковых и из S-образных элементов $h_{\sigma} = \Delta h + h_{\text{погр}} + h_{\text{откр}}$, для ситчатых и клапанных тарелок h_{σ} равна высоте светлой жидкости на тарелке);

u — скорость паров в свободном сечении колонны, м/с;

ψ — доля зеркала барботажа (ее значения для различных тарелок: колпачковых с туннельными колпачками — 0,25—0,4, то же, с круглыми колпачками — 0,4—0,6, с S-образными элементами — 0,3—0,6, клапанных — 0,6—0,8, ситчатых — 0,8—0,9);

S_p — относительная рабочая площадь тарелки, т. е. отношение площади собственно тарелки к площади сечения колонны (находят по Приложениям 6—10);

Коэффициент m определяют по формуле

$$m = 5,63 \cdot 10^{-5} (\sigma/\rho_{\text{п}})^{0,295} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}/\mu_{\text{п}})^{0,425} \quad (1.136)$$

где σ — поверхностное натяжение на границе жидкость — пар, 10^{-3} Н/м;
 $\mu_{\text{п}}$ — динамическая вязкость паров, равная 10 Па·с.

Меньшие значения ψ принимают при скорости пара $u = 0,5 u_{\text{макс}}$, а большие — при максимальных расчетных значениях.

Для ситчатых тарелок с отбойными элементами из просечно-вытяжного листа со свободным сечением $S_c = 20\%$ для основания тарелки и 30% для отбойников ($H=450$ мм), унос жидкости равен

$$g = A \left(\frac{u_0}{S_c m} \right)^{4,7}, \quad (1.137)$$

где $A=2,7 \cdot 10^{-5}$ при $G_{c, \text{п}} \leq 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ и $A=5,5 \cdot 10^{-5}$ при $G_{c, \text{п}} > 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

Для ситчатых тарелок с отбойниками со свободным сечением 30% для основания и 50% для отбойников ($h=450$ мм) g составляет

$$g = 1,5 \cdot 10^{-4} (u/m)^{2,4} G_{c, \text{п}}^{0,9}. \quad (1.138)$$

Оптимальный унос, соответствующий минимальным затратам, может быть сравнительно велик — от 0,2 до 0,4 [22]. Однако для технических расчетов оптимальный унос жидкости не должен превышать 0,1. Если унос выше допустимого, необходимо увеличить расстояние между тарелками или уменьшить скорость паров, увеличивая диаметр, рабочую площадь и живое сечение тарелки. Для струйных тарелок унос в пределах допустимых нагрузок не превышает 0,1 [26], поэтому для таких тарелок поверочный расчет на унос обычно не проводят.

1.5.4. Расчет клапанных прямооточных тарелок

Методика гидравлического расчета клапанных прямооточных тарелок (РТМ 02-16—72) предложена во ВНИИнефтемаше для расчета одно-, двух-, трех- и четырехпоточных тарелок с расстоянием между отверстиями под клапаны 80 мм и между рядами отверстий 50, 75 и 100 мм, диаметром 1 000—10 000 мм, расстоянием между тарелками 300—1200 мм при конструктивном исполнении тарелок в соответствии с ОСТ 26-02-1401—76 и ОСТ 26-02-1402—76.

Область эффективной работы тарелок. Для построения области эффективной работы тарелок в расчетном сечении определяют, по данным технологического расчета, нагрузку по жидкости и парам, плотность и вязкость паров, плотность и поверхностное натяжение жидкости. Принимают расстояние между рядами клапанов равным 50, 75 или 100 мм и высоту сливного порога h_n не более 65 мм; диапазон эффективной работы n по условиям проектирования вычисляют по формуле

$$n = 100 + n_{cp}/(100 - n_{cp}), \quad (1.139)$$

где n_{cp} — среднее отклонение нагрузки от проектной.

Для определения области эффективной работы строят график в координатах $G_{c,п}$ — Φ_0 , где $G_{c,п}$ — напряженность слива; Φ_0 — приведенный фактор пара, равный $\Phi_0 = u\sqrt{\rho_p/\rho_{ж}}$.

Область эффективной работы ограничена пятью прямыми (рис. 1.29). Линии минимально допустимых нагрузок по парам и жидкости (прямые 1 и 2) по предлагаемой методике задаются. Линии допустимого уноса жидкости при умеренных и повышенных значениях $G_{c,п}$ (прямые 3 и 4) и линию, ограничивающую область нормальной работы перелива (прямая 5) строят с использованием графиков, представленных на рис. 1.29—1.31.

Для определения области эффективной работы тарелки требуется найти вспомогательные точки c, d, g, e (см. поясняющий график в левом верхнем углу рис. 1.29).

Для нахождения координат точки c рассчитывают коэффициенты m_g и m_Φ по уравнениям

$$m_g = 2g^{0,3}, \quad (1.140)$$

и

$$m_\Phi = \frac{5,23\sigma^{0,295} \rho_n^{0,205} (1 - \rho_p/\rho_{ж})^{0,5}}{(10^6 \mu_n)^{0,425}}. \quad (1.141)$$

Если отсутствуют данные о физических свойствах контактирующих фаз, коэффициент m_Φ определяют по графику на рис. 1.29 в зависимости от H и ρ_n .

По значению производного коэффициента $m_{\Phi g} = m_g m_\Phi$ и расстоянию между тарелками H находят Φ_0 — вертикальную координату точки c на рис. 1.30, затем на рис. 1.29. По значениям Φ_0 и H наносят точку c .

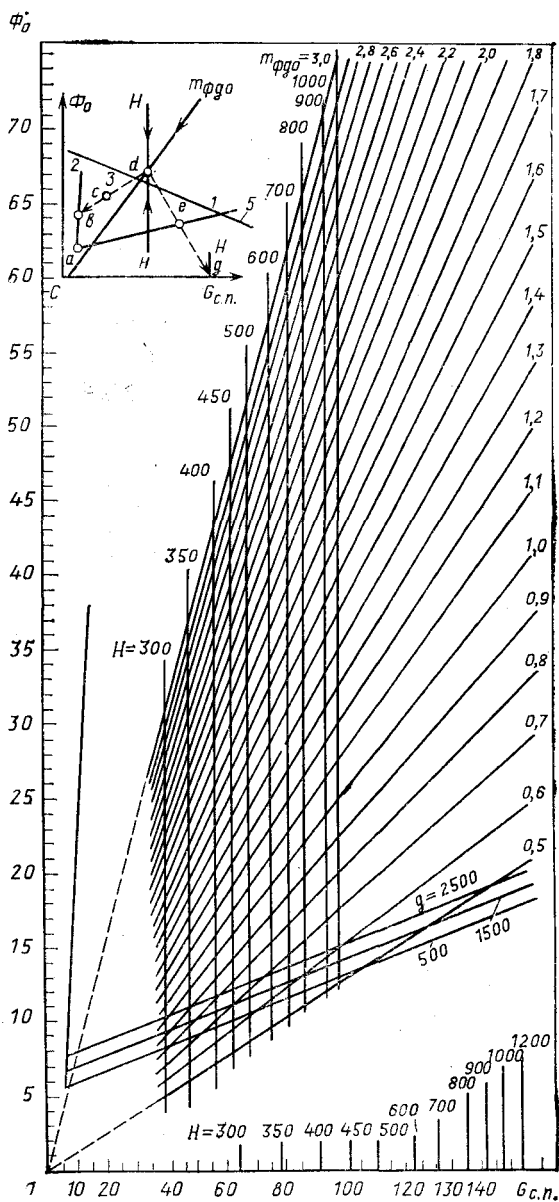


Рис. 1.29. График для определения области эффективной работы клапанных прямооточных тарелок

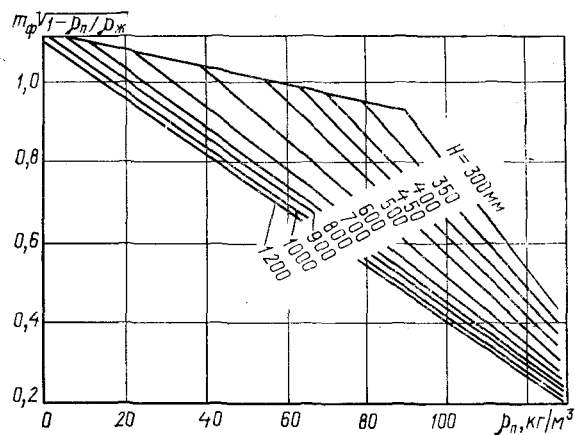


Рис. 1.30. График для определения коэффициента m_ϕ

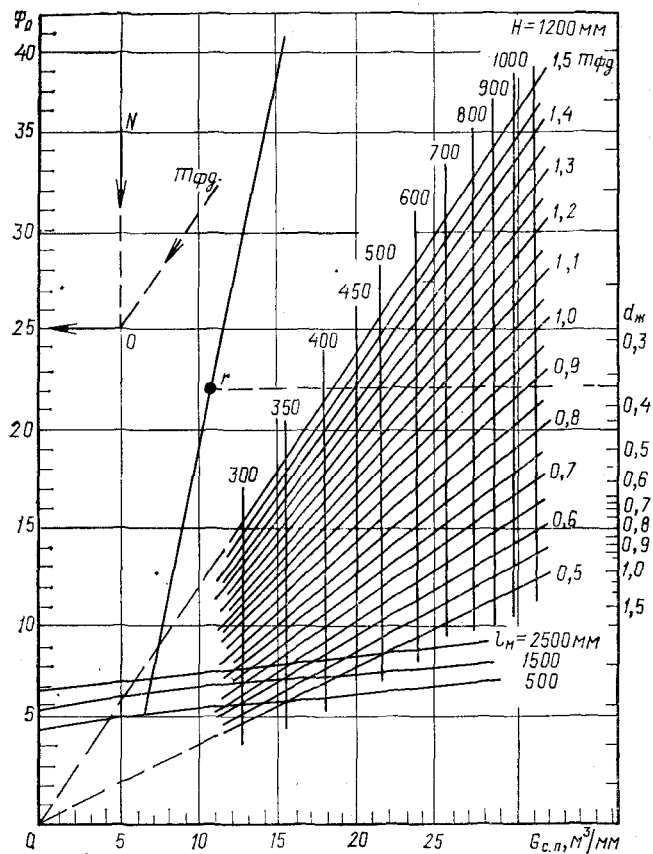


Рис. 1.31. График для определения Φ_0

Для определения координат точки d рассчитывают значение другого производного коэффициента $m_{\Phi g 0}$ по уравнению

$$m_{\Phi g 0} = m_{\Phi g} m_0, \quad (1.142)$$

причем коэффициент m_0 зависит от расстояния между рядами клапанов и составляет:

l , мм	50	75	100
m_0	1,0	1,5	2,0

По значениям $m_{g 0}$ и H на рис. 1.29 наносят точку d .

Точку g наносят на оси абсцисс рис. 1.29, в зависимости от величины H , также приведенной на этой оси. Из точки d проводят через точку c прямую до пересечения в точке b с линией минимальных нагрузок. Линия $b-d$ определяет максимальную нагрузку по парам при умеренных значениях $G_{c.п.}$.

Для определения координат точки e через точки d и g проводят прямую в пересечении с линией минимально допустимых нагрузок по парам при известной длине пути жидкости l_1 находят координаты точки e . Линия $d-e$ определяет допустимую нагрузку по парам при повышенных значениях $G_{c.п.}$.

Линию перелива 5 определяют по уравнению

$$\Phi_0 = 2,25 K_c (\sqrt{H_3} - G_{c.п.}/\sqrt{H_3}), \quad (1.143)$$

где K_c — коэффициент, характеризующий склонность системы к пенообразованию (см. формулу 1.115);

H_3 — эффективное расстояние между тарелками, мм.

Значение H_3 в этом уравнении находят из формулы

$$H_3 = H + h_{п.}/K' - 2h_{п.}, \quad (1.144)$$

где $h_{п.}$ — высота сливного порога, мм;

K' — коэффициент, равный

$$K' = \frac{2,3}{[G_{ж.}/G \sqrt{\rho_{п.}/\rho_{ж.}}]^{0,125}}. \quad (1.145)$$

Решая уравнение (1.143) при $G_{c.п.}=0$ и $\Phi_0=0$, находят точки пересечения линии перелива с осями координат. Как видно из рис. 1.29, линия перелива отсекает от области эффективной работы участок с наивысшими нагрузками по жидкости и парам, соответствующий малой продолжительности разделения сильно газированной жидкости.

Диаметр колонны. Минимальный диаметр колонны в расчетных сечениях определяют методом последовательного приближения, используя построенный график (см. рис. 1.29), типоразмеры клапанных тарелок (см. Приложение 11) и расчетные зависимости (1.146—1.149).

Последовательность определения минимального диаметра колонны приведена ниже.

1. Рассчитывают минимальное сечение перелива по формуле

$$S_{2 \text{ мин}} = \frac{G_{\text{ж}}' [1 + g/(G_{\text{п}}/G)]}{3600 u_{\text{доп}}}, \quad (1.146)$$

где $G_{\text{ж}}'$ — расход жидкости, м³/ч;

$u_{\text{доп}}$ — максимально допустимая скорость жидкости в переливе, м/с (ее находят по графику на рис. 1.32).

2. Принимают число потоков $N_{\text{п}}$ (равным 1, 2 или 4) и по Приложению 11 находят значение S_2 , соответствующее типоразмеру тарелки и условию $S_2 \geq S_{2 \text{ мин}}$. В соответствии с найденным значением S_2 определяют диаметр колонны D , периметр слива Π и свободное сечение тарелки S_0 .

3. По табл. 1.19 проверяют соответствие принятого расстояния H между тарелками минимальному диаметру D , найденному после первого приближения.

При несоответствии диаметра D и расстояния H между тарелками принимают новое значение последнего.

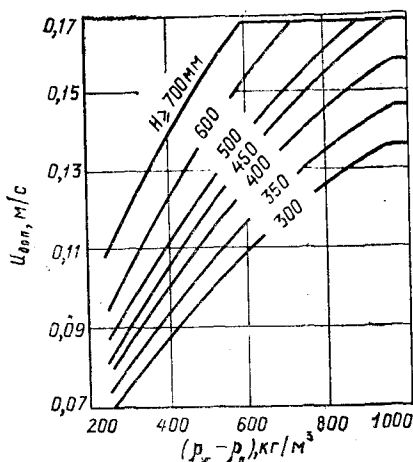
4. Определяют координаты рабочих точек на расчетном графике (см. рис. 1.29)

$$G_{\text{с.п}} = G_{\text{ж}}' [1 + g/(G_{\text{п}}/G)] / t_{\text{с.п}}, \quad (1.147)$$

$$\Phi_0 = \Phi / S_{\text{с}}, \quad \Phi = G_{\text{п}}' \sqrt{\rho_{\text{п}}/\rho_{\text{ж}}} / (3600 S). \quad (1.148)$$

Прямая, соединяющая рабочую точку с началом координат, называется рабочей линией. Если рабочая точка находится за пределами области эффективной работы тарелок, изменяют конструктивные параметры тарелок. Приближение рекомендуется делать вначале по параметрам S_2 , $l_{\text{п}}$, S_0 , S_1 при $N_{\text{п}} = \text{const}$, а затем по параметрам $N_{\text{п}}$, H .

Если рабочая точка находится в области эффективной работы, проверяют фактический диапазон эффективной работы по формуле $n_s = \Phi_0 / \Phi_{0 \text{ мин}}$ (1.149)



Величину $\Phi_{0 \text{ мин}}$ определяют по расчетному графику в точке пересечения рабочей линии с линией минимально допустимых нагрузок по парам или жидкости. Фактический диапазон эффективной работы должен быть не менее заданного по условиям проектирования $[n_s]$. Если условие

Рис. 1.32. График для определения максимально допустимой скорости жидкости в переливе

Таблица 1.19. Рекомендуемые расстояния между клапанными прямооточными тарелками

D , мм	H , мм	D , мм	H , мм, не менее
800—1600	300—450	2400—5000	600
1600—2000	450—500	5000—6400	700
2000—2400	500—600	6400—8000	800
		8000—10000	900

$n_3 \geq [n_3]$ не соблюдается, проводят приближение, изменяя конструктивные размеры тарелок.

Гидравлическое сопротивление тарелок. 1. Расчет ΔP при условии

$$\Phi_0 < \frac{h}{(5,2 - 0,0318\Delta h) \sqrt{d_{ж}}}. \quad (1.150)$$

и $\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж}, \quad (1.151)$

где $d_{ж}$ — относительная плотность жидкости.

Сопротивление сухой тарелки составляет

$$\Delta P_c = 17\Phi_0^{0,25}/d_{ж}^{0,875}, \quad (1.152)$$

если $\Phi_0 < 13,4/\sqrt{d_{ж}}, \quad (1.153)$

и $\Delta P_c = 0,18\Phi_0^2, \quad (1.154)$

если $\Phi_0 \geq 13,4 \sqrt{d_{ж}}. \quad (1.155)$

Сопротивление тарелки с жидкостью равно

$$\Delta P_{ж} = A - 3,84\Phi_0 \sqrt{d_{ж}} + 0,041 (\Phi_0 \sqrt{d_{ж}} + 8,66) (h + \Delta h), \quad (1.156)$$

если $3,6 \sqrt{d_{ж}} \leq \Phi_0 < 8,66/\sqrt{d_{ж}}, \quad (1.157)$

и $\Delta P_{ж} = A - 3,84\Phi_0 \sqrt{d_{ж}} + 0,71 (h + \Delta h), \quad (1.158)$

если $\Phi_0 \geq 8,66/\sqrt{d_{ж}}. \quad (1.159)$

2. Расчет ΔP при условии

$$\Phi_0 \geq \frac{h}{(5,2 - 0,0318\Delta h) \sqrt{d_{ж}}}. \quad (1.160)$$

и $\Delta P = \Delta P_c \left(0,95 + \frac{0,175\Delta h}{\Phi_0 \sqrt{d_{ж}}} \right). \quad (1.161)$

Если $\Phi_0 < 13,4/\sqrt{d_{ж}}, \quad (1.162)$

то $\Delta P = \Delta P_c \left(0,95 + \frac{2,34\Delta h}{\Phi_0^2 d_{ж}} \right). \quad (1.163)$

Величину ΔP_c рассчитывают по уравнениям (1.152—1.155). Для практических расчетов при различных значениях параметра рекомендуется предварительно вычислить ряд значений $d_{ж}^{0,875}$. Величину Δh при гидравлическом расчете находят по формуле $\Delta h = 2,84 G^{2,3}_{с.п.}$ (1.164)

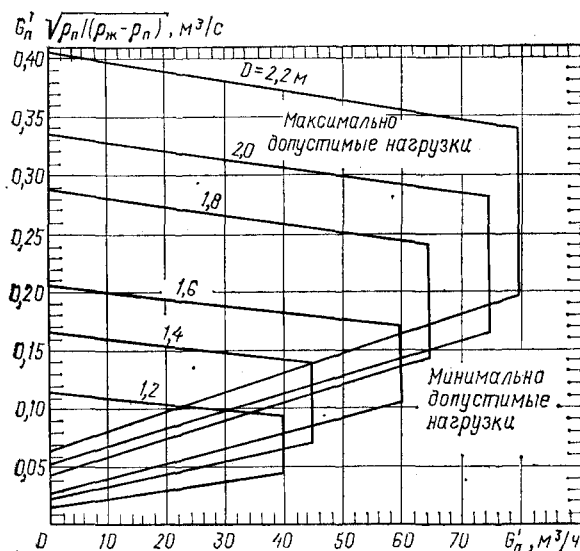


Рис. 1.33. График для определения диапазона эффективной работы однопоточных ситчатых тарелок с отбойными элементами для колонн диаметром 1,2—2,2 м

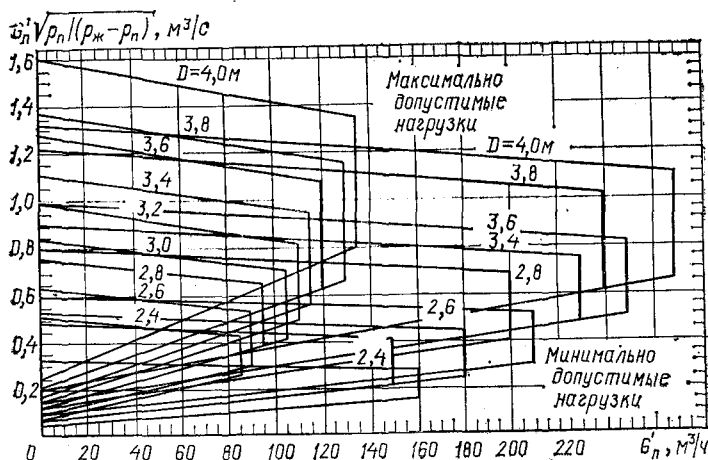


Рис. 1.34. График для определения диапазона эффективной работы однопоточных (справа) и двухпоточных (слева) ситчатых тарелок с отбойными элементами для колонн диаметром 2,4—4,0 м

1.5.5. Расчет ситчатых тарелок с отбойными элементами

Методика расчета разработана во ВНИИнефтемаше (РТМ 26-02-2—72) для тарелок ситчатых с отбойными элементами, конструктивно выполненными по ОСТ 26-02-2054—79, при расстоянии между тарелками не менее 450 мм и напряженности слива не более $50 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

Диаметр колонны. Области эффективной работы тарелок для колонн различного диаметра — от 1,2 до 8,0 м — представлены на рис. 1.33—1.35. Диаметр колонны определяют по обобщенному графику области эффективной работы, построенному в координатах $G'_n/\rho_n (\rho_{ж} - \rho_n) - G'_{ж}$ (рис. 1.36). На обобщенный график наносят рабочие точки M для всех сечений колонны, отличающихся нагрузками по парам и жидкости. Через рабочие точки и начало координат проводят рабочие линии, которые пересекаются на графике с линиями максимально и минимально допустимых нагрузок. Для наиболее нагруженного сечения принимают значение диаметра и конструкцию тарелок (одно- или двухпоточные).

Диапазон эффективной работы n_z определяют как отношение рабочей нагрузки по парам к минимально допустимой при принятом диаметре (отношение ординат точек M и S на рис. 1.36). Максимально возможный диапазон эффективной работы $n_{z \text{ макс}}$ тарелки данного диаметра определяют как отношение ординат точек N и S . Полученные значения n_z и $n_{z \text{ макс}}$ должны быть не меньше заданных при проектировании диапазонов эффективной работы.

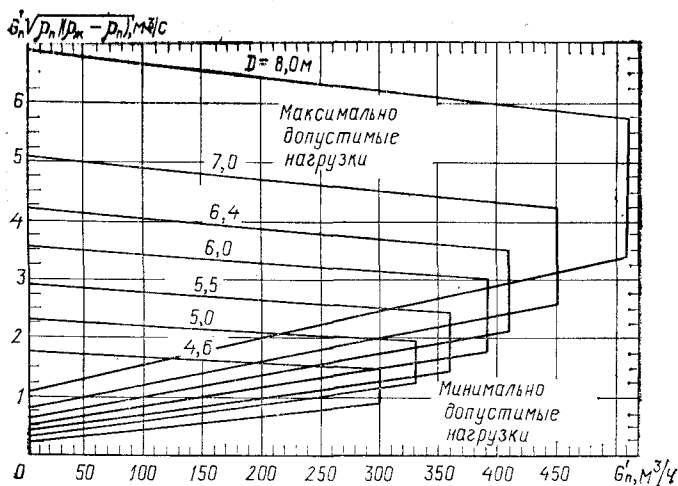


Рис. 1.35. График для определения диапазона эффективной работы двухпоточных ситчатых тарелок с отбойными элементами для колонн диаметром 4,5—8,0 м

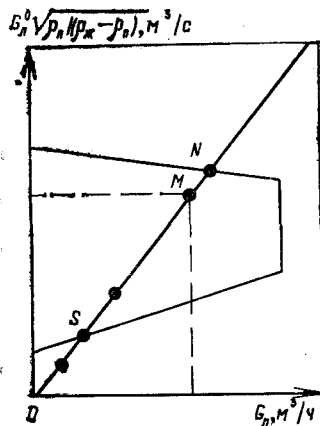


Рис. 1.36. Определение диапазона эффективной работы ситчатой тарелки с отбойными элементами

В сечениях, менее нагруженных по парам, значение n_3 при принятом диаметре меньше, чем в наиболее нагруженных сечениях. Если n_3 в малонагруженных сечениях ниже требуемого, то в этих секциях можно либо уменьшить диаметр колонны, т. е. использовать колонну переменного сечения, либо уменьшить свободное сечение тарелки, увеличив расстояние между щелями.

Свободное сечение определяют по формуле

$$S_p' = S_p n_3 / [n_3], \quad (1.165)$$

где S_p' , S_p — относительные свободные сечения, обеспечивающие при данном диаметре $[n_3]$ и n_3 ;

$[n_3]$ и n_3 — соответственно требуемый и фактический наблюдаемый диапазоны эффективной работы тарелки.

Гидравлическое сопротивление тарелок. Расчет ΔP проводят по уравнению $\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_{ж}$. (1.166)

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки равно

$$\Delta P_c = \frac{0,079}{d_{ж}} \left(\frac{\Phi_0}{S_p} \right)^2, \quad (1.167)$$

где $d_{ж}$ — абсолютная плотность вспененной жидкости, кг/м³;

S_p — относительное свободное сечение нормализованной тарелки данного диаметра;

Φ_0 — фактор расхода пара (равный $u_n \sqrt{\rho_n}$).

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке $\Delta P_{ж}$ рассчитывают по различным уравнениям в зависимости от режима движения паров и жидкости.

При условии, что $\Phi_0 / S_c \leq 9,54 G_{с.п}^{0,5} d_{ж}^{0,225}$, (1.168)

пользуются уравнением $\Delta P_{ж} = 2,95 G_{с.п} / (d_{ж})^{0,25}$. (1.169)

При условии $\Phi_0 / S_c > 9,54 G_{с.п}^{0,15} (d_{ж})^{0,225}$, (1.170)

пользуются уравнением

$$\Delta P_{ж} = 0,69 G_{с.п}^{2,2} S_1^4 / (d_{ж} \Phi_0^2 S_c^2), \quad (1.171)$$

где S_1 — относительное рабочее сечение тарелки.

Унос жидкости с тарелок. Относительный межтарельчатый унос жидкости g рассчитывают в зависимости от нагрузки по жидкости по разным уравнениям. При нагрузке по жидкости $G_{с.п} \leq 10 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$ по уравнению

$$g = 2,7 \cdot 10^{-5} [u_n / (S_1 m)]^{4,7}, \quad (1.172)$$

а при нагрузке по жидкости $G_{с.п} > 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ по уравнению

$$g = 5,5 \cdot 10^{-5} [u_{п}/(S_1 m)]. \quad (1.173)$$

Коэффициент m , учитывающий физические свойства системы, вычисляют по формуле

$$m = 5,63 \cdot 10^{-3} (\sigma/\rho_{п})^{0,295} [(\rho_{ж} - \rho_{п})/\mu_{п}]^{0,425}. \quad (1.174)$$

Высота газожидкостного слоя в переливе и расстояние между тарелками. Определяют напряженность слива по формуле $G_{с.п} = G_{ж}/l_{с.п}$. (1.175)

Рассчитывают высоту подпора жидкости над входным порогом по формуле $\Delta h_1 = 2,84 G'_{с.п}$. (1.176)

Вычисляют гидравлическое сопротивление перелива в его наиболее узком сечении по формуле

$$\Delta h_{п} = 250 \left(\frac{G_{с.п}}{3600a} \right)^2, \quad (1.177)$$

где a — ширина наиболее узкого сечения сливного устройства, мм.

Рассчитывают уровень светлой жидкости в переливе по уравнению

$$h_{св}' = h_1 + \Delta h_1 + \Delta h_{п} + \Delta P. \quad (1.178)$$

Находят высоту газожидкостного слоя в переливе

$$H'_{п} = 2h'_{св}. \quad (1.179)$$

Расстояние между тарелками принимают, исходя из условия

$$H > H'_{п}. \quad (1.180)$$

Принимая расстояние между тарелками, необходимо также учитывать удобство их монтажа и ревизии.

Расчет ненормализованных ситчатых тарелок с отбойными элементами. Нормализованные тарелки имеют определенное соотношение между их рабочей площадью и площадью сливов. Если для рассчитываемого соотношения паров и жидкости невозможно подобрать нормализованную тарелку, то по допустимым скоростям фаз рассчитывают площадь перелива и рабочую площадь ненормализованной тарелки.

Допустимую скорость в переливе рассчитывают по формулам

$$u_{1ж} = 0,17 K_c \quad (1.181), \quad u_{2ж} = 0,007 K_c \sqrt{\rho_{ж} - \rho_{п}}, \quad (1.182)$$

$$u_{3ж} = 0,000254 K_c \sqrt{H(\rho_{ж} - \rho_{п})}, \quad (1.183)$$

где K_c — коэффициент, учитывающий склонность системы к пенообразованию (см. формулу 1.115);

H — расстояние между тарелками, мм.

Наименьшее из полученных значений $u_{ж}$ принимают для расчета площади слива по формуле

$$S_2 = G/(3600 u_{ж}). \quad (1.184)$$

При максимально допустимой напряженности слива $G_{с.п} = 50 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ минимальный периметр слива будет равен

$$\Pi = G_{ж}/50. \quad (1.185)$$

Минимальное рабочее сечение тарелки составит

$$S_1 = \frac{G_{п'}}{15,5 \cdot 10^{-2} \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}}. \quad (1.186)$$

Минимальный диаметр тарелки $D = \sqrt{(S_1 + 2S_2)/0,785}$. (1.187)

Максимальное свободное сечение тарелки определяют по уравнению

$$S_0 = \frac{G_{п'}}{530 \cdot 10^{-3} (24 + G_{с.п}) [n_{э}] \sqrt{(\rho_{ж} - \rho_{п})/\rho_{п}}}. \quad (1.188)$$

По уравнениям (1.181—1.188) можно проводить также проверочные расчеты действующих аппаратов.

1.5.6. Расчет решетчатых провальных тарелок

Максимальную скорость паров для колонн с решетчатыми тарелками определяют по уравнению

$$u_{\text{макс}} = 0,118 \left(\frac{G_{п'}}{b} \right)^{0,111} \cdot \frac{S_c^{0,89} (\rho_{ж}/\rho_{п})^{0,604}}{(0,77 G_{ж}/G_{п} + 1)^{0,445}}, \quad (1.189)$$

где $G_{п'}$ — объемный расход паров, $\text{м}^3/\text{ч}$;

$G_{ж}$, $G_{п}$ — массовые расходы жидкости и паров, $\text{кг}/\text{ч}$;

S_c — относительное свободное сечение тарелки.

Оптимальную, принимаемую для расчета диаметра, и минимальную скорости паров вычисляют по уравнению

$$u = \sqrt{\left(\frac{1 - \beta}{\beta} \Delta P_{ж} - \frac{2\delta}{b} \right) \cdot \frac{S_c^2 (1 - a_S)^3 2g}{\xi \rho_{п}}}, \quad (1.190)$$

где $\Delta P_{ж}$ — гидравлическое сопротивление жидкостному потоку, равное при расчете оптимальной скорости $\Delta P_{ж} = 25\text{—}35 \text{ мм вод. ст.}$ и при расчете минимальной скорости $\Delta P_{ж} = 10 \text{ мм вод. ст.}$;

β — коэффициент, учитывающий интенсивность пенообразования;

ξ — коэффициент сопротивления сухой тарелки;

a_S — доля свободного сечения тарелки, занятая стекающей жидкостью, $\text{м}^2/\text{м}^2$;

δ — толщина тарелки, мм ;

g — ускорение силы тяжести, $\text{м}^2/\text{с}$.

Величины β , ξ и a_S определяют из следующих формул:

$$\beta = 1,11 (\rho_{п}/\rho_{ж})^{0,118}, \quad (1.191) \quad \xi = 1,75 (1 - S_c^2) (b/\delta)^{0,2}, \quad (1.192)$$

$$a_S = \frac{\sqrt[3]{(G_{ж}/G_{п})^2 \rho_{п}/(\rho_{ж} \xi k_n^2)}}{1 \sqrt{(G_{ж}/G_{п})^2 \rho_{п}/(\rho_{ж} \xi k_n^2)}}, \quad (1.193)$$

где δ — толщина тарелки, мм ;

b — ширина щели, мм ;

k_n — коэффициент истечения, для решетчатой тарелки равный 0,62.

Гидравлическое сопротивление паровому потоку равно

$$\Delta P_{\Pi} = \frac{\xi u^2 \rho_{\Pi} [1 - a_S (1 - \beta)]}{S_c^2 2g (1 - \beta) (1 - a_S)^3} + \frac{2\sigma}{b(1 - \beta)}. \quad (1.194)$$

Расстояние между тарелками должно быть больше суммы высот вспененного слоя жидкости на тарелке H_{Π} и сепарационного пространства H_c , т. е.

$$H \geq H_{\Pi} + H_c, \quad (1.195) \quad H_{\Pi} = \Delta P_{\text{ж}} / d_{\Pi}, \quad (1.196)$$

$$\Delta P_{\text{ж}} = \frac{\beta}{1 - \beta} \left[\frac{\xi u_{\text{макс}}^2 d_{\Pi}}{S_c^2 (1 - a_S)^3 2g} + \frac{2\sigma}{b} \right], \quad (1.197)$$

где d_{Π} — относительная плотность пены, равная: $d_{\Pi} = \rho_{\text{пен}} / \rho_{\text{ж}}$. (1.198)

Для тарелок со щелями шириной $b \leq 9$ мм и плотности паров $\rho_{\Pi} \leq 12$ кг/м³ $d_{\Pi} = 0,2$. И. А. Александров [26] указывает, что d_{Π} лежит в пределах 0,2—0,4 до режима, соответствующего захлебыванию.

Высоту сепарационного пространства подсчитывают по формуле:

$$H_c = 2,14 \cdot 10^3 u_{\text{макс}} (\rho_{\Pi} / \rho_{\text{ж}})^{0,5}. \quad (1.199)$$

Унос жидкости для решетчатых тарелок рекомендуется определять по уравнению:

$$g = 0,00014 (um / H_c)^{2,56}, \quad (1.200)$$

где m рассчитывают по формуле 1.174.

В колоннах с решетчатыми тарелками стекающая с вышележащей тарелки жидкость осаждает брызги и капельки с нижележащей тарелки, поэтому унос для правильно спроектированных провальных тарелок меньше, чем для тарелок с переливами.

1.5.7. Примеры расчета

В качестве примера приведены расчеты тарелок со сливным устройством и провальной.

Пример 1. Провести гидравлический расчет колонны вторичной перегонки бензина с тарелками из S-образных элементов.

Исходные данные: $G'_{\Pi} = 7900$ м³/ч, $G_{\text{ж}} = 79,3$ м³/ч, $\rho_{\text{ж}} = 660$ кг/м³, $\rho_{\Pi} = 4,5$ кг/м³, $\mu = 9 \cdot 10^{-6}$ Па·с, $\sigma = 19$ мН/м.

Расчет. 1. Принимаем расстояние между тарелками $H = 600$ мм.

2. Определяем коэффициенты уравнения (1.109) и $u_{\text{макс}}$: $c_1 = 760$ по рис. 1.25 при $H = 600$ мм; $c_2 = 4$; $K = 1,0$. Рассчитываем величину ξ для однопоточной тарелки по формуле (1.112)

$$\xi = 0,655 \frac{79,3}{1} \sqrt{\frac{1 \cdot 760}{7900}} \sqrt{\frac{660 - 4,5}{4,5}} = 60.$$

Затем находим $K_{\text{макс}}$ по формуле (1.111) и $u_{\text{макс}}$ по формуле (1.109):

$$K_{\text{макс}} = 1,0 \cdot 760 - 4(60 - 35) = 660;$$

$$u_{\text{макс}} = 8,47 \cdot 10^{-5} 660 \sqrt{\frac{660 - 4,5}{4,5}} = 0,685 \text{ м/с}.$$

3. Рабочая площадь тарелки по формуле (1.113) составит

$$S_1 = 79\,000/3600 \cdot 0,685 = 3,2 \text{ м}^2.$$

4. Допустимая скорость жидкости согласно формуле (1.115) равна

$$u_{\text{доп}} = 0,008 \sqrt{0,6 (660 - 4,5 \cdot 1,0)} = 0,155 \text{ м/с}.$$

Тогда минимальная площадь одного сливного стакана по формуле (1.116)

$$S_2 = 79,3/(3600 \cdot 0,155) = 0,14 \text{ м}^2.$$

Минимальная площадь, занятая сливом, должна составлять

$$2S_2 = 0,28 \text{ м}^2,$$

а минимальная общая площадь тарелки

$$S = 3,2 + 0,28 = 3,48 \text{ м}^2.$$

Минимально допустимый диаметр тарелки определяем по формуле (1.118)

$$D = 1,13 \sqrt{3,48} = 2,10 \text{ м}.$$

По нормали (см. Приложение 8) имеются тарелки диаметром 2 и 3 м. Если принять $D=3$ м, то получится чрезмерный запас и вследствие малой скорости паров уменьшится эффективность тарелки. Принимаем $D=2$ м (что немного меньше расчетного значения 2,1 м) и проверяем работоспособность тарелки при этом диаметре; размеры всех элементов тарелки берем по нормали.

5. Определяем диапазон стабильной работы n . Находим расход жидкости на 1 м сливной планки; по нормали $\Pi=1,47$ м, $N=10$, следовательно, согласно формуле (1.120):

$$G_{\text{с.п}} = 79,3/1,47 = 54 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч}); \quad G_{\text{с.п}}/N = 54/10 = 5,4.$$

По рис. 1.26 $K_{\text{мин}}=130$, следовательно

$$u_{\text{мин}} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 130 \sqrt{\frac{660 - 4,5}{4,5}} = 0,132 \text{ м/с};$$
$$n = 0,68/0,132 = 5,1.$$

6. Рассчитываем гидравлическое сопротивление тарелки. Для однопоточной тарелки диаметром 2 м сечение паровых патрубков (свободное сечение) составляет 11,2% площади сечения колонны, т. е.:

$$S_{\text{с}}' = \frac{3,14 \cdot 2^2}{2} \cdot 0,112 = 0,35 \text{ м}^2.$$

Скорость в паровых патрубках равна

$$u_0 = 7900/3600 \cdot 0,35 = 6,3 \text{ м/с}.$$

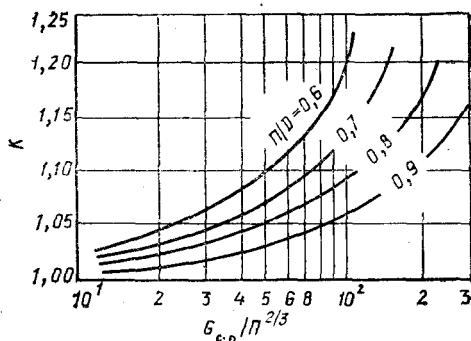
Согласно уравнению (1.130)

$$\Delta P_{\text{с}} = 4,5 \cdot 10^3 \cdot \frac{6,3^2 \cdot 4,5}{2 \cdot 9,81 \cdot 660} = 63 \text{ мм ст. жидк.}$$

Высота подпора жидкости над сливной перегородкой, согласно уравнению (1.125)

$$\Delta h = 3,2 \cdot 1,09 \sqrt[3]{54^2} = 50 \text{ мм ст. жидк.}, \quad K' = 1,09 \text{ (рис. 1.37).}$$

Рис. 1.37. График для определения высоты подпора жидкости над сливом



$$G_{с.п.}/\pi^{3/2} = \frac{54}{1,47^{3/2}} = 30,4, \quad \frac{\pi}{D} = \frac{1,47}{2} = 0,73.$$

При $h_{\text{погр}} = 27$ мм находим $\Delta P_{\text{ж}}$ по формуле (1.132)

$$\Delta P_{\text{ж}} = 27 + 50 + 0,02 (6,8 \sqrt{4,5})^{2,4} = 90 \text{ мм ст. жидк.};$$

$$\Delta P = 63 + 90 = 153 \text{ мм ст. жидк.}$$

7. Проверяем работу сливного устройства. По нормали находим $a = 0,06$ м. По уравнению (1.121):

$$\Delta h_{\text{ж}} = 200 \left(\frac{54}{3600 \cdot 0,06} \right)^2 = 12,6 \text{ мм ст. жидк.}$$

По нормали высота сливной перегородки $h_n = 80$ мм; по уравнению (1.119):

$$h' = 80 + 50 + 153 + 12,5 = 295,5 \text{ мм ст. жидк.}$$

Высота слоя вспененной жидкости по уравнению (1.123):

$$H' = 295,5 / 0,5 = 591 \text{ мм} < 600 \text{ мм.}$$

Длина вылета струи l по уравнению (1.124):

$$l = 0,8 \sqrt{50 (600 + 80 - 591)} = 53 \text{ м.}$$

Расстояние b по нормали равно 333 мм, откуда $80 < 0,6 \cdot 333 = 200$ мм.

8. Проверяем величину уноса жидкости с тарелки g . По формуле (1.136) имеем

$$m = 5,63 \cdot 10^{-5} \left(\frac{0,019}{4,5} \right)^{0,295} \left(\frac{660 - 4,5}{9 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,496.$$

По нормали рабочая площадь тарелки $S_p = 0,748$. Глубина барботажа при высоте прорези 45 мм равна

$$h_{\sigma} = 50 + 27 + \frac{2}{3} \cdot 45 = 107 \text{ мм.}$$

При $\Psi = 0,6$ определяем g по формуле

$$g = \frac{0,159 (0,052 \cdot 107 - 1,72)}{600^{0,95} \cdot 0,6^2} \cdot \left(\frac{0,68}{0,748 \cdot 0,6} \right)^{3,7} = 0,03 \text{ кг/кг.}$$

Таким образом, рассчитанная величина уноса ниже допустимой.

Пример 2. Провести гидравлический расчет решетчатой провальной тарелки.

Исходные данные: $P = 1,35$ МПа, $G'_{\text{п}} = 25\,300$ м³/ч, $G_{\text{ж}} = 81\,760$ кг/ч, $\rho_{\text{п}} = 18$ кг/м³, $\rho_{\text{ж}} = 820$ кг/м³, $\sigma = 24 \cdot 10^{-3}$ Н/м, $\mu_{\text{п}} = 1,4 \cdot 10^{-6}$ Па·с, $H = 400$ мм, $b = 4$ мм, $\delta = 2$ мм.

Расчет. 1. Задаемся относительным свободным сечением тарелок $S_c=0,17$ и потерей напора в слое жидкости $\Delta P_{ж} \approx 250$ Па (или 25 мм вод. ст.), считая, что такое давление соответствует рабочим условиям. Расход газа при этом составляет

$$G' = \frac{V_{п\rho_{п}}}{\Pi z} = \frac{25\,300 \cdot 18}{13,5 \cdot 0,925} = 36\,500 \text{ кг/ч.}$$

Рассчитываем рабочую скорость газа в колонне по уравнению (1.190)

$$\beta = 1,11 (18/820)^{0,118} = 0,64;$$

$$\xi = 1,75 (1 - 0,17)^2 (4/2)^{0,2} = 1,39;$$

$$a_s = \frac{\sqrt[3]{(81\,760/36\,500)^2 \cdot 18/(820 \cdot 1,39 \cdot 0,62^2)}}{1 + (81\,760/36\,500)^2 \cdot 18/(820 \cdot 1,39 \cdot 0,62^2)} = 0,37;$$

$$u = \sqrt{\left(25 \cdot \frac{1 - 0,64}{0,64} \cdot \frac{2,24 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 10^{-3}}\right) \cdot \frac{0,17^2 (1 - 0,37)^3 \cdot 2 \cdot 9 \cdot 8}{1,39 \cdot 18}} = 0,27 \text{ м/с.}$$

2. Находим диаметр колонны при $u=0,27$ м/с:

$$D = \sqrt{\frac{4G'_{п}}{3600u}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 25\,300}{3600 \cdot 0,27}} = 1,83 \text{ м.}$$

По нормали ближайшее значение диаметра $D=1800$ мм.

3. Определяем минимально допустимую скорость паров при минимальном значении $\Delta P_{ж}=10$ мм вод. ст. по уравнению (1.190)

$$u_{\min} = \sqrt{\left(10 - \frac{0,64}{1 - 0,64} \cdot \frac{2,24 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 10^{-3}}\right) \cdot \frac{0,17^2 (1 - 0,37)^3 \cdot 2 \cdot 9 \cdot 8 (1 - 0,64)}{1,39 \cdot 10 \cdot 0,64}} = 0,159 \text{ м/с.}$$

4. Находим максимальную расчетную скорость газа по уравнению (1.189):

$$u_{\max} = 0,118 \cdot \left(\frac{25\,300}{3600}\right)^{0,111} \cdot \frac{0,17^{0,89} \cdot (820/18)^{0,604}}{0,004^{0,111} \cdot (0,77 \cdot 81\,760/36\,500 + 1)^{0,445}} = 0,368 \text{ м/с.}$$

Фактический диапазон эффективной работы тарелки составляет $n = u_{\max}/u_{\min} = 0,368/0,159 = 2,31$.

5. Проверяем величину межтарельчатого расстояния по уравнению (1.197):

$$\Delta P_{ж} = \frac{0,64}{1 - 0,64} \left[\frac{1,39 \cdot 0,368^2 \cdot 18}{0,17^2 (1 - 0,37)^3 \cdot 2 \cdot 9 \cdot 8} + \frac{2,24 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 10^{-3}} \right] = 44,5 \text{ мм вод. ст.} \approx 445 \text{ Па.}$$

Для тарелок со щелями $b < 9,0$ мм принимаем $d_n = 0,2$. Тогда $H_n = 44,5/0,2 = 222$ мм.

Высота сепарационного пространства по уравнению (1.199) равна

$$H_c = 2,14 \cdot 10^3 \cdot 0,368 (18/820)^{0,5} = 118 \text{ мм.}$$

Принятое расстояние между тарелками $H=400$ мм должно быть больше суммы $(H_c + H_n)$, т. е. $400 > 340$ мм.

6. Определяем гидравлическое сопротивление тарелки паровому потоку по уравнению (1.194) при $u=0,27$ м/с:

$$\Delta P_{п} = \frac{1,39 \cdot 0,27^2 \cdot 18 [1 - 0,37 (1 - 0,64)]}{0,17^2 \cdot 2 \cdot 9 \cdot 8 (1 - 0,64) (1 - 0,37)^3} + \frac{2,24 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 10^{-3} (1 - 0,64)} = 34,54 \text{ мм вод. ст.}$$

При $u = u_{\text{макс}} = 0,368$ м/с $\Delta P_{\text{п}} = 60,8$ мм вод. ст.

7. Находим относительный унос жидкости по формуле (1.200). Высота сепарационного пространства равна $H_c = H - H_{\text{п}} = 0,4 - 0,222 = 0,178$ м,

$$m = 5,63 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{24 \cdot 10^{-4}}{18} \right)^{0,285} \cdot \left(\frac{820 - 18}{1,4 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,125} = 0,322,$$

$$g = 0,00014 (0,27 \cdot 0,322 / 0,178)^2,56 = 0,0000224.$$

Полученная величина уноса меньше допустимой величины уноса, следовательно найденные размеры элементов тарелки обеспечивают ее нормальную работу.

1.6. РАСЧЕТ И ВЫБОР ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ

1.6.1. Теплообменные аппараты

Продукты, полученные на АВТ, выводятся из ректификационных колонн при температурах от 100 до 400 °С (табл. 1.20). Как видно из данных этой таблицы, получаемые фракции можно использовать в качестве эффективных теплоносителей для нагрева сырья. В то же время эти фракции необходимо и охлаждать. Температура охлаждения диктуется условиями безопасности и хранения, обеспечением транспортабельности продукта с сохранением его текучести, а также максимальным уменьшением потерь от испарения. По действующим на заводах технологическим регламентам охлаждать продукты рекомендуется до следующих температур (°С):

Легкие и утяжеленные бензины	35—40
Керосины и дизельные топлива	50—60
Масляные дистилляты	60—70
Мазуты и гудроны	90

При рациональном использовании тепла отходящих потоков для нагрева сырья значительно уменьшаются расходы топлива и охлаждающей воды.

Использование тепла нефтепродуктов для подогрева технологического сырья и дополнительное охлаждение продуктов

Таблица 1.20. Температура нефтяных фракций на выходе из аппаратов установки АВТ, перерабатывающей ромашкинскую нефть

Пределы выкипания, °С	Температура выхода, °С	Пределы выкипания, °С	Температура выхода, °С
<i>Атмосферная колонна</i>		<i>Вакуумная колонна</i>	
85—140*	124	350 и выше	310
140—240	160	350—420	360
240—300	205	420—490	380
300—350	247	490 и выше	385

* Пародистиллят.

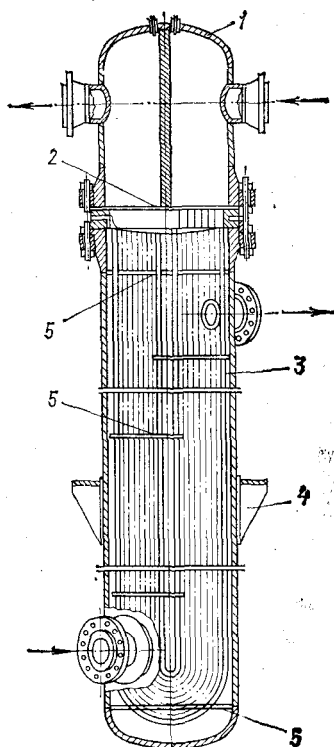


Рис. 1.38. Схема теплообменника с U-образными трубами:

1 — распределительная коробка; 2 — трубная решетка; 3 — U-образные трубки; 4 — опора; 5 — поперечная перегородка

до требуемой температуры происходит в теплообменных аппаратах. На рис. 1.38—1.41 показаны схемы некоторых поверхностных теплообменных аппаратов.

В кожухотрубных теплообменниках с U-образными трубами (ГОСТ 1245—79) сами трубы выполняют функцию компенсирующих устройств (см. рис. 1.38). Наружная поверхность труб легко очищается при извлечении трубного пучка из корпуса аппарата. Недостатком этих теплообменников является трудность очистки внутренней поверхности труб, вследствие чего их применяют только для чистых теплоносителей.

Кожухотрубные теплообменники выпускают жесткой конструкции и с плавающей головкой (см. рис.

1.39). В теплообменниках жесткой конструкции пучок труб закреплен в трубных решетках, приваренных к кожуху аппарата. При значительной разности температур кожуха и труб последние удлиняются неодинаково. Это вызывает значительные напряжения в трубных решетках и может нарушить герметичность аппарата. Теплообменники жесткой конструкции применяют при сравнительно малой разности температур между теплоносителями — не более 50°C . Недостатком теплообменников этого типа является также невозможность чистки наружной поверхности труб механическими способами. Поэтому их применяют в тех случаях, когда в межтрубное пространство направляется теплоноситель, не вызывающий отложений на стенках аппарата и его коррозии. Теплообменники жесткой конструкции просты в изготовлении и дешевле теплообменников других типов.

При значительном тепловом расширении труб используют теплообменники с плавающей головкой (ГОСТ 1246—79, см. Приложение 15). Однако компенсация температурных удлинений достигается за счет усложнения конструкции теплообменника (см. рис. 1.39), что увеличивает его массу и стоимость единицы поверхности нагрева по сравнению с теплообменниками жесткой конструкции.

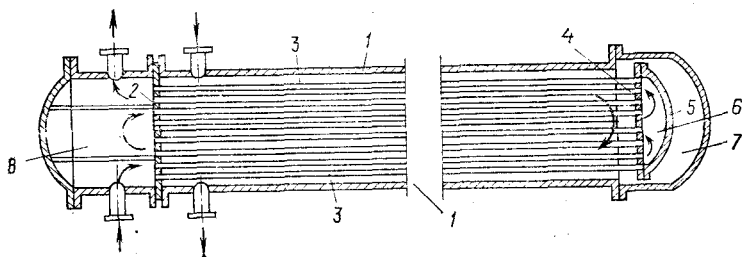


Рис. 1.39. Схема четырехходового теплообменника с плавающей головкой:
1 — корпус; 2, 4 — решетки; 3 — трубки; 5 — крышка плавающей головки; 6—8 — камеры

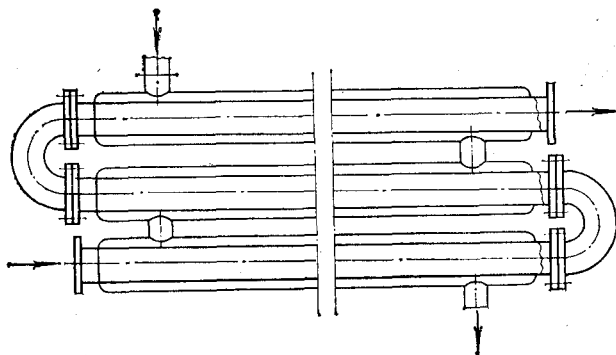


Рис. 1.40. Схема однетрубного теплообменника типа «труба в трубе» неразборного

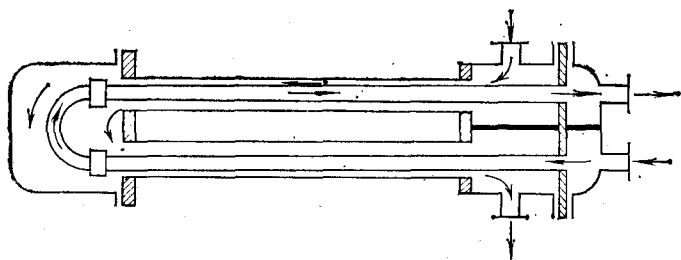


Рис. 1.41. Схема теплообменника типа «труба в трубе» разборного

Теплообменные аппараты типа «труба в трубе» (см. рис. 1.40 и 1.41) используют для загрязненных коксообразующими веществами и механическими примесями теплоносителей, в которых обеспечивается хороший теплообмен за счет больших скоростей и турбулентности потоков в трубном и межтрубном пространствах. Высокие скорости и турбулентность потока уменьшают возможность отложения на стенках труб кокса или других образований. В теплообменниках такой конструкции обеспечивается хорошая компенсация температурных удлине-

ний. Недостатком теплообменников «труба в трубе» является их громоздкость и большой расход металла на единицу поверхности нагрева. Применяемые в нефтеперерабатывающей промышленности теплообменники типа «труба в трубе» стандартизованы по ГОСТ 9930—78 и используются для рабочей среды с максимальной температурой в межтрубном пространстве 200 °С и в трубном — 450 °С.

Выбор схемы теплообмена. В кожухотрубных теплообменниках (см. рис. 1.38 и 1.39) одна из обменивающихся теплом сред движется внутри труб, другая — в межтрубном пространстве. Среды, как правило, направляются противотоком друг к другу, причем нагреваемая среда идет снизу вверх, а среда, отдающая тепло — в противоположном направлении. Такое движение сред совпадает с направлением, в котором стремится двигаться данная среда под влиянием изменения ее плотности при нагревании или охлаждении.

Диаметр труб и число потоков в теплообменнике подбирают такими, чтобы была достигнута оптимальная скорость движения жидкости в трубах, обеспечивающая достаточно высокий коэффициент теплопередачи и не слишком большие потери напора. При оптимальной скорости движения сумма эксплуатационных и амортизационных расходов должна быть минимальной.

Для холодной нефти оптимальная скорость составляет 0,8—0,9 м/с, для нагретой нефти и светлых нефтепродуктов — 1,0—1,2 м/с, для самых легких продуктов (бензина) — 1,5 м/с; максимальная скорость в трубном пространстве допускается до 2,0 м/с [28].

Более рационально увеличивать скорость теплообмена, применяя многоходовые теплообменники (см. рис. 1.39). Перегородками, установленными в крышках теплообменника, трубы разделены на секции (ходы), по которым последовательно движется жидкость, протекающая в трубах теплообменника. Так, в четырехходовом теплообменнике при прочих равных условиях скорость в трубах в 4 раза больше скорости в одноходовом. Для увеличения скорости движения среды в межтрубном пространстве служат сегментные перегородки вдоль пучка труб. Одноходовые и многоходовые теплообменники могут быть вертикальными и горизонтальными. Вертикальные теплообменники более просты в эксплуатации и занимают меньшую площадь. Горизонтальные теплообменники изготавливают обычно многоходовыми, и работают они при больших скоростях сред для сведения к минимуму расслоения жидкостей вследствие разности их температур и плотностей. Многоходовые теплообменники целесообразно использовать для процессов теплообмена при высоких тепловых нагрузках.

Уравнения теплового расчета. Целью теплового расчета являются определение необходимой поверхности нагрева при известных расходах, начальной и конечной температурах теплоносителей и подбор типового теплообменного аппарата. Преж-

де чем начать расчет, необходимо выбрать по ГОСТ типовой теплообменный аппарат и направление движения теплоносителей.

Пространство для движения теплоносителей в теплообменнике любого типа выбирают так, чтобы улучшить теплоотдачу того потока, коэффициент теплоотдачи которого меньше. Поэтому жидкость (или газ), расход которой меньше или которая обладает большей вязкостью, рекомендуется направлять в трубное пространство. Через него пропускают также более загрязненные потоки, чтобы облегчить очистку поверхности теплообмена, теплоносители, находящиеся под избыточным давлением, а также химически активные вещества, так как в этом случае для изготовления корпуса аппарата не требуется дорогостоящего коррозионно-стойкого материала.

Общим для всех теплообменных устройств является то, что поверхность теплообмена любого из них определяют, совместно решая уравнения теплового баланса и теплопередачи.

Если рассматривать непрерывный установившийся процесс, то согласно тепловому балансу количество тепла Q_{Γ} (Вт), отданного в единицу времени горячим потоком, равно сумме количеств тепла, полученного холодным потоком Q_{χ} и потерянно-го в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$:

$$Q_{\Gamma} = Q_{\chi} + Q_{\text{пот}}, \quad (1.201)$$

$$Q_{\Gamma} = G_{\Gamma} (I_{\Gamma, \text{н}} - I_{\Gamma, \text{к}}), \quad (1.202)$$

$$Q_{\chi} = G_{\chi} (I_{\chi, \text{н}} - I_{\chi, \text{к}}), \quad (1.202a)$$

где G_{Γ} , G_{χ} — расходы горячего и холодного потоков, кг/ч;

$I_{\Gamma, \text{н}}$, $I_{\Gamma, \text{к}}$ — начальная и конечная энтальпии горячего потока, кДж/кг;

$I_{\chi, \text{н}}$, $I_{\chi, \text{к}}$ — начальная и конечная энтальпии холодного потока, кДж/кг.

Величина тепловых потерь $Q_{\text{п}}$ зависит от качества и толщины тепловой изоляции, разности температур между наружной поверхностью изоляции и окружающей средой, величины наружной поверхности изоляции и т. д. Для теплообменных аппаратов технологических установок НПЗ, расположенных на открытом воздухе, потери тепла принимают равными $\approx 5\%$ от Q_{Γ} , т. е. $Q_{\text{пот}} \approx 0,05 Q_{\Gamma}$.

Уравнение теплопередачи служит для определения необходимой поверхности теплопередачи

$$Q = K \theta_{\text{ср}} S_{\Gamma}, \quad (1.203)$$

где Q — количество передаваемого тепла, или теплопроизводительность аппарата, Вт;

K — коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности и температурному напору, Вт/(м²·К);

$\theta_{\text{ср}}$ — средний температурный напор, или средняя разность температур горячего и холодного потоков;

S_{Γ} — поверхность теплопередачи, м².

При противоточном движении потоков $\theta_{\text{пр}}$ можно найти ана-

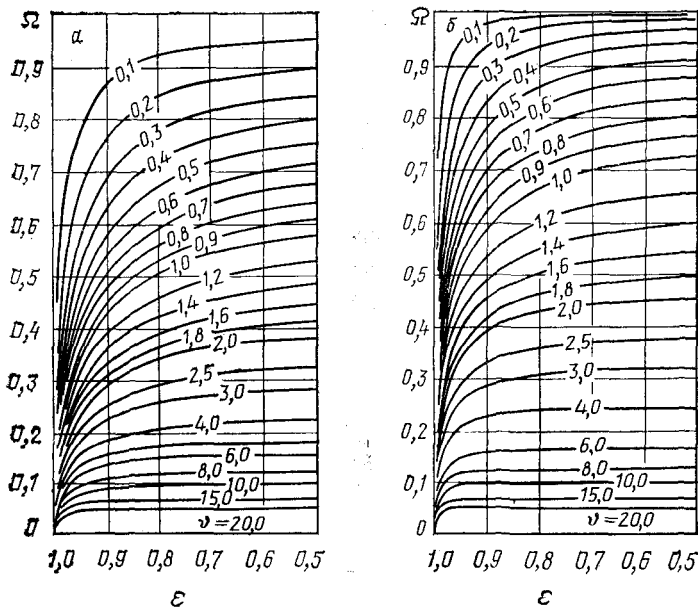


Рис. 1.42. Графики для определения поправочного коэффициента ε для Ω и Φ — см. пояснения в тексте; а, б, в, г — один, два, три и четыре последовательно литическим путем. Для приведенной ниже схемы тепловых потоков

$$\begin{array}{c} t_1 \longrightarrow t_2; \\ t_2' \longleftarrow t_1', \end{array}$$

где t_1, t_2 — температуры среды в трубах, °С;

t_1', t_2' — температуры среды в межтрубном пространстве, °С.

определяют $\theta_1 = t_2' - t_1$ и $\theta_2 = t_1' - t_2$.

$$\text{Если } \frac{\theta_1}{\theta_2} \leq 2, \quad \text{то } \theta_{\text{ср}} = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2}, \quad (1.204)$$

$$\text{Если } \frac{\theta_1}{\theta_2} > 2, \quad \text{то } \theta_{\text{ср}} = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2,3 \lg \theta_1 / \theta_2}. \quad (1.205)$$

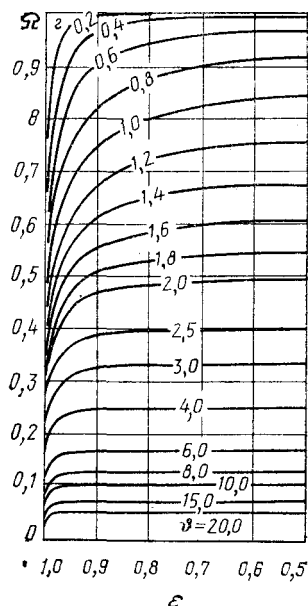
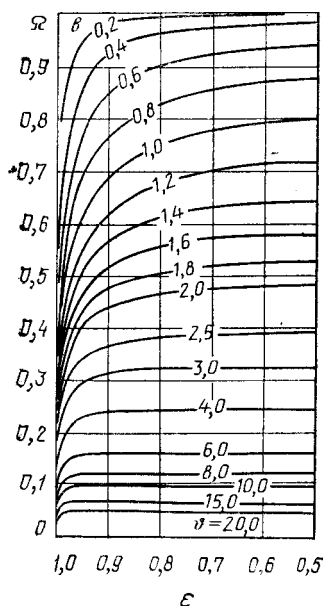
В многоходовых теплообменниках наблюдается сложное параллельно-последовательное или параллельно-последовательно-перекрестное движение нагреваемого и греющего веществ. Аналитическое определение $\theta_{\text{ср}}$ в этих случаях весьма громоздко, поэтому обычно пользуются графиком.

Средний эффективный температурный напор θ для аппаратов со сложным током жидкости вычисляют из выражения

$$\theta = \varepsilon \theta_{\text{ср}}', \quad (1.206)$$

где ε — поправочный коэффициент, учитывающий наличие перекрестного или смешанного тока;

$\theta_{\text{ср}}'$ — среднелогарифмическая разность температур или среднелогарифмический температурный напор при чистом противотоке.



типовых кожухотрубных аппаратов:
соединенных аппарата соответственно

Значение ε определяют по таблицам или графикам в зависимости от численных значений вспомогательных величины Ω и Φ

$$\Omega = \frac{t_2 - t_1}{t_1' - t_1}, \quad \Phi = \frac{t_1' - t_2'}{t_2 - t_1}.$$

На рис. 1.42 даны графики для определения поправочного коэффициента ε для типовых кожухотрубных теплообменников.

Коэффициент теплопередачи. Этот показатель характеризует интенсивность процесса теплопередачи в теплообменном аппарате. В отсутствие загрязнений коэффициент теплопередачи K [Вт/(м²·К)] определяют из соотношения

$$K = 1/[1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2], \quad (1.207)$$

где α_1, α_2 — коэффициенты теплоотдачи от горячей жидкости к холодной, Вт/(м²·К);

λ — коэффициент теплопроводности металла труб, Вт/(м·К);

δ — толщина труб, м.

Коэффициенты α вычисляют по формулам с использованием характеристических параметров Рейнольдса и Прандтля [29]. Для этого необходимо определить линейные скорости движения продукта в межтрубном пространстве u_n и трубах u_b по формулам

$$u_n = \frac{G_n}{3600 S_{n\rho_2}} \quad \text{и} \quad u_b = \frac{G_b}{3600 S_{b\rho_1}}, \quad (1.208)$$

где G_n, G_b — расход продукта в межтрубном пространстве и внутри труб, кг/ч;
 S_n, S_b — номинальное живое сечение межтрубного пространства и труб соответственно, м²;
 ρ — абсолютная плотность продукта, кг/м³.

Номинальные живые сечения для типовых кожухотрубных теплообменников находят по таблицам (см. Приложение 16, 17). Кроме значения линейных скоростей снаружи и внутри труб для определения частных коэффициентов α_1 и α_2 необходимо знать вязкость жидкостей μ , находящихся в теплообменнике.

Рассчитывают критерий Рейнольдса для потоков в межтрубном пространстве и в трубах по общей формуле

$$Re = Gd/(S\mu), \quad (1.209)$$

где μ — вязкость среды при температуре стенки, кг/(м·ч); определяют по данным [35] (температурой стенки задаются).

Далее вычисляют критерий Прандтля

$$Pr = \mu_{1(2)} c_{p1(2)} / \lambda_{1(2)}, \quad (1.210)$$

где $c_{p1(2)}$ — теплоемкость среды, кДж/(кг·К);
 $\lambda_{1(2)}$ — теплопроводность среды, кДж/(м²·ч·К).

Величины $c_{p1(2)}$ и $\lambda_{1(2)}$ берут для средних температур среды, которые определяют по следующим формулам:

$$t_{cp} = t_1 + 0,4(t_2 - t_1), \quad (1.211) \quad t'_{cp} = t'_2 + 0,4(t'_1 - t'_2). \quad (1.212)$$

Для сред с большим $\Delta t'$ имеем

$$t'_{cp} = t_{cp} + \theta, \quad (1.211a) \quad \text{или} \quad t_{cp} = t'_{cp} - \theta. \quad (1.212a)$$

Для теплообменников, работающих без изменения агрегатного состояния, имеются вспомогательные графики для определения критерия Нуссельта (см. Приложение 12, 13).

Критерий Нуссельта для каждого потока (в межтрубном пространстве и в трубах) вычисляют по общей формуле:

$$Nu = [Nu/(Pr^{1/3} \Phi_\mu)] Pr \Phi_\mu,$$

где Φ_μ — коэффициент, учитывающий изменение вязкости по сечению потока, его находят по графику Приложения 14 в зависимости от $\mu_{ст}/\mu$, а выражение $Nu/(Pr^{1/3} \Phi_\mu)$ — по графикам Приложения 12, 13.

Коэффициент теплоотдачи рассчитывают по формуле

$$\alpha_{1(2)} = Nu_{в(н)} \lambda_{1(2)} / d_{в(н)}. \quad (1.213)$$

С учетом загрязнений находят коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta_3/\lambda_3 + r_3 + 1/\alpha_2}. \quad (1.213a)$$

Для определения теплового сопротивления загрязнений r_3 необходимо знать их теплопроводность λ_3 и толщину слоя δ_3 , так как $r_3 = \delta_3/\lambda_3$. Обычно ни теплопроводность, ни толщина

Таблица 1.21. Коэффициенты теплового сопротивления загрязнений r_3 при разной чистоте теплообменивающихся сред

t_n — температура охлаждаемого потока, °C; t_b — температура охлаждающей воды, °C;
 u_b — скорость воды, м/с

Охлаждающая вода	$r_3, \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$	
	$t_n < 115, t_b < 52$ ($u_b < 0,9 / u_b > 0,9$)	$115 < t_n < 200, t_b > 52$ ($u_b < 0,9 / u_b > 0,9$)
Морская	0,0001/0,0001	0,0002/0,0002
Оборотная		
подготовленная	0,0002/0,0002	0,0004/0,0004
неподготовленная	0,0005/0,0005	0,0009/0,0007
Речная		
чистая	0,0004/0,0002	0,0005/0,0004
средней загрязненности	0,0005/0,0004	0,0007/0,0006
сильно загрязненная	0,0014/0,0010	0,0017/0,0016
Жесткая	0,0005/0,0005	0,0009/0,0010
Дистиллированная	0,0001/0,0001	0,0001/0,0001
Химически очищенная для котлов	0,0002/0,0001	0,0002/0,0002

Сырьевой поток — температура теплообмена (°C)	$r_3, \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$		
	$u_b < 0,6$	$0,6 < u_b < 1,2$	$u_b > 1,2$
Обессоленная нефть:			
$-17 < t < 93$	0,0006	0,0004	0,0004
$93 \leq t < 149$	0,0006	0,0004	0,0004
$149 \leq t < 260$	0,0008	0,0006	0,0004
$t \geq 260$	0,0010	0,0008	0,0006
Сырая необессоленная нефть:			
$17 < t < 93$	0,0006	0,0004	0,0004
$93 \leq t < 149$	0,0010	0,0008	0,0008
$149 \leq t < 260$	0,0012	0,0010	0,0008
$t \geq 260$	0,0014	0,0012	0,0010

Потоки АВТ	$r_3, \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$	Потоки АВТ	$r_3, \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$
Пары верхней фракции:		Газойлевая фракция:	
атмосферной колонны	0,0002	легкая	0,0004
вакуумной колонны	0,0002	тяжелая	0,0005
Бензин	0,0004	Мазут	0,0009
Лигроин и легкие дистилляты	0,0002	Гудрон, асфальт	0,0018
Керосиновая фракция	0,0002		

загрязнений не бывают точно известны. В табл. 1.21 приведены ориентировочные значения коэффициентов теплового сопротивления, которыми обычно пользуются при расчетах и которые хорошо совпадают с данными, полученными при эксплуатации теплообменной аппаратуры.

Расчетную поверхность теплообмена вычисляют по уравнению (1.203). Удельный тепловой поток q составляет

$$q = K (t_{cp}' - t_{cp}) \text{ кДж/кг.} \quad (1.214)$$

Истинная температура стенки трубок равна

$$t_{ст} = t_{cp} + q/\alpha_1. \quad (1.215)$$

$$t_{ст}' = t_{cp}' - q/\alpha_1. \quad (1.216)$$

При несовпадении заданной температуры стенки с расчетными по формулам (1.215) и (1.216) делают пересчет, задавшись другой температурой стенки между заданной в первом приближении и расчетной. После расчета теплопередающей поверхности определяют число теплообменников выбранного типа для регенерации тепла данного потока.

1.6.2. Холодильники и конденсаторы

Охлаждение и конденсация продуктов могут осуществляться в холодильниках и конденсаторах — погружных или кожухотрубных. Последние применять предпочтительнее из-за меньших расхода металла на единицу поверхности охлаждения, объема сточных вод и затрат на организацию оборотного водоснабжения. Погружные конденсаторы и холодильники имеют ряд существенных недостатков: значительный расход металла, большая площадь, малый коэффициент теплопередачи вследствие небольшой скорости воды в коробе; необходимость частого ремонта и чистки. Поэтому на строящихся установках их не применяют. Кожухотрубные холодильники и конденсаторы стандартизованы (ГОСТ 14244—79 и ГОСТ 14247—79 соответственно); их применяют на установках АВТ для охлаждения газообразных и жидких продуктов при температуре охлаждаемой среды до 400 °С.

Общая схема расчета холодильников и конденсаторов следующая: вычисляют тепловую нагрузку аппарата, устанавливают расход охлаждающей воды и определяют необходимую поверхность охлаждения или конденсации. Тепловую нагрузку холодильников рассчитывают по той же методике, что и для теплообменников. Несколько сложнее формула для определения тепловой нагрузки (Q , Вт) конденсаторов-холодильников, так как в эти аппараты обычно поступают в паровой фазе два компонента — нефтяные и водяные пары, т. е. $Q = Q_{н.п} + Q_{в.п}$.

Расход воды на охлаждение нефтепродуктов должен быть минимальным; если этот расход меньше необходимого, может недопустимо повыситься температура воды. В результате интенсивно выпадают соли на поверхности труб, что резко ухудшает условия теплопередачи. Осаждение солей из водопроводной воды, как правило, начинается при 65°C. При слишком большом расходе воды резко возрастают энергетические затраты. Когда по условиям процесса необходим большой расход воды, отработанную воду желательно использовать в других холодильниках, где не требуется охлаждения до столь низкой температуры, как в конденсаторах-холодильниках для легких нефтепродуктов.

В конденсаторах и холодильниках погружного типа из-за небольшой скорости движения воды температура последней у поверхности труб на 10—15°C выше температуры на выходе из аппарата. В кожухотрубных холодильниках, где скорость движения воды сравнительно высока, разность температур составляет 3—5°C. Исходя из этого, целесообразно температуру отходящей воды для трубчатых конденсаторов и холодильников принимать равной 55—60°C. Расход G_v (кг/ч) охлаждаемой воды определяют по формуле

$$G_v = Q/(t_2 - t_1), \quad (1.217)$$

где t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры воды, °C.

Поверхность охлаждения определяют так же, как для теплообменников.

Конденсаторы и холодильники воздушного охлаждения. В настоящее время в нефтеперерабатывающей промышленности находят применение конденсаторы и холодильники воздушного охлаждения. Преимущества этих аппаратов следующие: экономия охлаждающей воды и уменьшение объема сточных вод, значительное сокращение затрат труда на чистку аппарата ввиду отсутствия отложения накипи солей, уменьшение расходов, связанных с организацией обратного водоснабжения технологических установок.

Для интенсификации теплообмена в аппаратах воздушного охлаждения применяют трубы с наружным спиральным оребрением. В условиях жаркого климата для улучшения коэффициента теплоотдачи воздух перед входом в трубные пучки нужно увлажнять.

Аппараты воздушного охлаждения наиболее эффективны в тех случаях, когда они предназначены для снижения температуры до 60°C, а доохлаждение проводится в концевом водяном холодильнике.

В зависимости от компоновки поверхности теплообмена аппараты воздушного охлаждения делят на горизонтальные (АВГ) и зигзагообразные (АВЗ). В состав каждого агрегата АВГ входят три холодильные секции, а в АВЗ — шесть секций. Однотипные агрегаты АВГ и АВЗ могут быть скомплектованы в

блоки, состоящие из двух, трех, четырех и более агрегатов. Изменение подачи воздуха, т. е. количества снимаемого тепла, в этих агрегатах достигается ручным изменением наклона лопастей вентилятора. Холодильники АВГ с трубами длиной 8 м комплектуют двумя одинаковыми вентиляторами и электродвигателями (по одному вентилятору и двигателю на каждые 4 м длины труб).

На аппараты воздушного охлаждения выпущены ОСТ 26-02-1522—77 — для АВГ и ОСТ 26-02-1521—77 — для АВЗ. Поверхность теплообмена, число труб и живое сечение аппаратов АВГ и АВЗ в зависимости от длины труб, числа их рядов и коэффициента оребрения приведены в *Приложениях 18, 19, 21*. Коэффициенты оребрения Ψ для стандартизованных труб определяют как отношение полной поверхности трубы по оребрению S_n к наружной поверхности гладкой трубы у основания ребер S_n , т. е.:

$$\Psi = S_n / S_n. \quad (1.218)$$

Целью расчета аппарата воздушного охлаждения является определение поверхности теплообмена и выбор соответствующего типа аппарата. Исходными данными для расчета являются расход охлаждаемого продукта, его температура на входе t_1 и на выходе t_2 из аппарата, давление охлаждаемого продукта P и допустимая потеря напора в трубах ΔP_v , свойства и химический состав охлаждаемого продукта. Расчет выполняют методом последовательного приближения. Гипронефтемаш рекомендует следующую методику расчета [30].

1. Определяют количество отводимого тепла Q по уравнению (1.202).

2. Выбирают теплонапряженность ϕ (Вт/м²) аппаратов воздушного охлаждения, отнесенную к оребренной поверхности. Для аппаратов всех типов $\phi = 1160—2100$ Вт/м²*. Большая теплонапряженность соответствует большим значениям $(t'_1 - t_1)$ и $(t_2 - t'_2)$. Здесь t'_1 и t'_2 — температуры воздуха соответственно на входе и выходе из аппарата.

3. Определяют необходимую теплопередающую поверхность S (м²) по формуле $S = Q/\phi$. (1.219)

4. По *Приложениям 18, 19* в соответствии с полученной поверхностью подбирают аппарат воздушного охлаждения (тип, коэффициент оребрения, число рядов труб в секции, число ходов по трубам).

5. По данным [30] выбирают тип вентилятора и по характеристике вентилятора определяют объемный расход воздуха $G_{\text{возд}}$ (м³/ч) и напор ΔP (МПа).

6. Вычисляют температуру воздуха на входе в аппарат t'_1

* При особенно низких температурных напорах, т. е. при $(t'_2 - t_2) \leq 5^\circ\text{C}$, теплонапряженность может быть ≤ 232 Вт/м².

для конкретного географического пункта строительства по формуле (с округлением до целого градуса в сторону увеличения)

$$t_1' = t_{13} + 0,25(t_{1\text{ макс}} - t_{13}), \quad (1.220)$$

где t_{13} — средняя температура воздуха в 13 ч самого жаркого месяца, °С;
 $t_{1\text{ макс}}$ — максимальная температура воздуха, °С.

Температуры t_{13} , t_1 и $t_{1\text{ макс}}$ приведены в *Приложении 20* [30]. Целесообразно принимать минимальную расчетную температуру охлаждения продукта t_2 на 15—20 °С выше расчетной температуры воздуха.

7. Определяют температуру воздуха на выходе из агрегата

$$t_2' = t_1' + \frac{Q/n}{G_{\text{возд}} \rho_{\text{возд}} \cdot 1,011}, \quad (1.221)$$

где n — число вентиляторов;

$G_{\text{возд}}$ — объемный расход воздуха, м³/ч;

$\rho_{\text{возд}}$ — плотность воздуха на входе в агрегат, кг/м³;

1,011 — теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К).

Плотность воздуха на входе в агрегат рассчитывают по формуле

$$\rho_{\text{в}} = \frac{1,293P}{(1 + 0,00367t_1') \cdot 100}, \quad (1.222)$$

где 1,293 — плотность воздуха при 0 °С и атмосферном давлении, кг/м³;

P — барометрическое давление, кПа;

0,00367 — коэффициент объемного расширения воздуха, °С⁻¹.

Должно выполняться условие $t_1' > t_2$.

8. Определяют среднюю температуру воздуха $t_{\text{ср}} = 0,5(t_1' + t_2')$. (1.223)

9. Вычисляют скорость воздуха $u_{\text{возд}} = t(G_{\text{возд}}, t_{\text{ср}})$ в узком, сжатом сечении (по данным [30]; для аппаратов воздушного охлаждения она находится в пределах 6—8 м/с). Скорость воздуха в узком сечении можно найти по формуле

$$u_{\text{возд}} = \frac{V_{\text{возд}} \rho_{\text{ср}}}{\rho_{\text{возд}} S_{\text{св}} \eta \cdot 3600}, \quad (1.224)$$

где $V_{\text{возд}}$ — объем воздуха, м³;

$\rho_{\text{ср}}$ — абсолютная плотность воздуха при $t_{\text{ср}}$, кг/м³;

$S_{\text{св}}$ — площадь свободного сечения перед секциями из оребренных труб, м² (находят по *Приложению 21*);

η — коэффициент сужения сечения, равный $\eta = 0,38$ для $\psi = 14,6$ и $\eta = 0,365$ для $\psi = 9,0$ (см. *Приложение 21*).

10. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха $\alpha_{\text{н}}$ в зависимости от $u_{\text{возд}}$ и $t_{\text{ср}}$ воздуха по графикам [30]. При $u_{\text{возд}} = 6—8$ м/с $\alpha_{\text{н}} = 36—51$ Вт/(м²·К).

11. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны продукта $\alpha_{\text{в}}$ (внутри труб). При охлаждении продукта его можно найти по графику *Приложения 13*; для конденсирующихся паров — через критериальные уравнения по методике, приведенной в работах [28, 31].

12. Определяют тепловые сопротивления загрязнений $r_{з.в.}$ внутри труб по данным табл. 1.21, а тепловые сопротивления загрязнения снаружи труб $r_{з.н.}$ принимаются равными 0.

13. Вычисляют общий коэффициент теплопередачи K [Вт/(м²·К)] для оребренных труб по уравнению

$$K = 1 / \left[\frac{1}{\alpha_n} + \frac{\delta}{\lambda} \cdot \frac{S_n}{S_{ср}} + \frac{1}{\alpha_v} \cdot \frac{S_n}{S_v} + r_{з.в} \frac{S_n}{S_v} + r_{з.н} \right], \quad (1.225)$$

где S_n — полная поверхность оребренных труб, м²;

$S_{вн}$ — внутренняя поверхность труб, м²;

$S_{ср} = 0,5 (S_n + S_v)$ — средняя поверхность труб, м².

S_n — наружная поверхность гладких труб у основания ребер, м².

Значения S_n , S_v и S_n находят по таблицам *Приложений 18, 19* для аппарата выбранного типа.

14. Вычисляют среднелогарифмический температурный напор $\theta_{ср}$ по формуле (1.205).

15. Определяют расчетную поверхность теплообмена $S_{расч}$ по формуле $S_{расч} = Q / (K\theta_{ср})$. (1.226)

По значению $S_{расч}$ подбирают стандартный теплообменник с поверхностью $S \geq S_{расч}$. При значительном отклонении $S_{расч}$ от S расчет повторяют, изменяя количество тепла, передаваемого одним аппаратом, расход воздуха и др. Дальнейший расчет проводят после достижения удовлетворительной сходимости S и $S_{расч}$.

16. Находят полный аэродинамический напор ΔP (МПа), развиваемый вентилятором, (по данным [30]) по формуле

$$\Delta P = 0,99 \frac{\rho_{возд}}{g} u^2_{возд} m \left(\frac{s}{D} \right)^{-0,72} Re^{-0,24}, \quad (1.227)$$

где m — число горизонтальных рядов в пучке;

s — шаг ребер, м;

D — наружный диаметр труб, м;

Re — критерий Рейнольдса, отнесенный к наружному диаметру трубы D .

17. Находят мощность, потребляемую вентилятором N_v (кВт), по формуле

$$N_v = \frac{G_{возд} \Delta P}{36,72 \eta \cdot 10^4}, \quad (1.228)$$

где η — к. п. д. вентилятора, принимаемый равным 0,62—0,65.

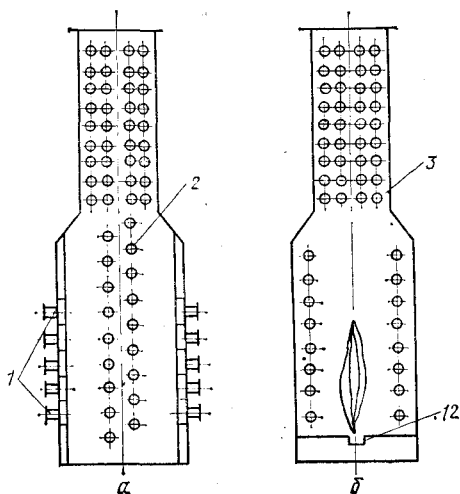
По потребляемой мощности и полному аэродинамическому напору уточняют выбор типа вентилятора (см. п. 5) и подбирают соответствующий электродвигатель.

1.6.3. Трубчатые печи

В настоящее время в промышленности применяют трубчатые печи теплопроизводительностью от 0,419 до 838 МДж/ч и проектируются печи теплопроизводительностью до 1700 МДж/ч.

Рис. 1.43. Узкокамерные трубчатые печи ГБ2 (а) и ГС1 (б) с верхним отводом дымовых газов и горизонтальным расположением труб:

1 — горелки; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — трубы конвекционной камеры



Согласно РТМ 26-02-40—77 классификация трубчатых печей производится без трубного змеевика, т.е. при разработке типовой трубчатой печи такие узлы, как корпус с обмуровкой и кладкой, трубные решетки для продуктовых труб различного диаметра, газосборники и дымовые трубы для печей с верхним отводом дымовых газов, разрабатываются как самостоятельные унифицированные узлы, имеющие собственные архивные номера. Таким образом, при проектировании технологической установки проект трубчатой печи в зависимости от условий применения собирается из этих основных узлов, а трубчатый змеевик, как узел, наиболее часто подвергающийся серьезным изменениям, разрабатывается заново.

Для выбора и привязки трубчатой типовой печи к конкретной технологической установке необходимо в соответствии с исходными данными определить материал, диаметр и толщину стенки трубы, число потоков и т. п. и в соответствии с рекомендациями, приведенными в РТМ, выбрать типоразмер трубчатой печи.

Для выбора и привязки трубчатой типовой печи к конкретной технологической установке необходимо в соответствии с исходными данными определить материал, диаметр и толщину стенки трубы, число потоков и т. п. и в соответствии с рекомендациями, приведенными в РТМ, выбрать типоразмер трубчатой печи.

Трубчатые печи нескольких типоразмеров с равной поверхностью стен, предназначенных для установки радиантных труб,

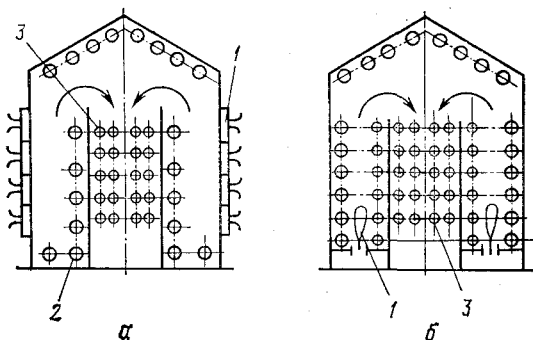


Рис. 1.44. Узкокамерные трубчатые печи ББ2 (а) и БС2 (б) с нижним отводом дымовых газов и горизонтальным расположением труб:

1 — горелки; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — трубы конвекционной камеры

имеют одинаковую поверхность труб, если отношение шага трубы к ее диаметру у всех змеевиков есть величина постоянная.

В каталоге [32] содержатся краткое описание конструкций и техническая характеристика трубчатых печей. Печи каждого типа имеют несколько типоразмеров, различающихся способом сжигания топлива, числом камер, поверхностью нагрева и длиной труб змеевика. На рис. 1.43—1.46 приведены некоторые типы трубчатых печей, применяемых в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности: Г — узкокамерные трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов и горизонтальным расположением труб (рис. 1.43); Б — узкокамерные трубчатые печи с нижним отводом дымовых газов и горизонтальным расположением труб (рис. 1.44); Ц и К — цилиндрические трубчатые печи с вертикальным расположением печи и труб (рис. 1.45); ЦГ1 — цилиндрические трубчатые печи с горизонтальным расположением печи (рис. 1.45); В и Р — секционные и многокамерные трубчатые печи (рис. 1.46).

Первая буква шифра условного обозначения трубчатой печи данного типоразмера объединяет несколько признаков и обозначает: форму печи — ширококамерная, узкокамерная, цилиндрическая или кольцевая; расположение труб экрана — горизонтальное и вертикальное; взаимное расположение конвекционной и радиантной камер — верхний и нижний отводы газов. Вторая буква обозначает способ сжигания топлива: беспламенное — Б, настильный факел — Н, свободный вертикальный факел — С, свободный горизонтальный факел — Г, дифференциальный подвод воздуха к факелу — Д, беспламенное с резервным жидким топливом — Р и беспламенная щелевая — Щ. На третьем месте — цифра, обозначающая число камер или секций, а значок к этому числу означает исполнение (под исполнением понимается вариант конструктивного решения отдельных узлов).

На последнем месте стоит дробь, у которой числитель — поверхность радиантных труб, знаменатель — длина печи (в большинстве случаев она совпадает с длиной радиантных труб). Например, печь типа ГС1₃ 1050/24 — это узкокамерная трубчатая печь с горизонтальным расположением труб, с верхним отводом дымовых газов и подовыми форсунками (присвоена буква

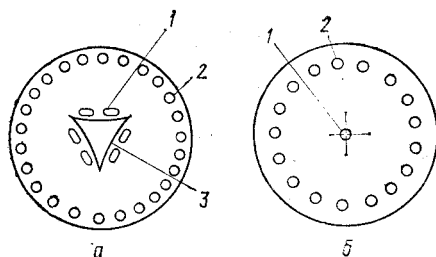
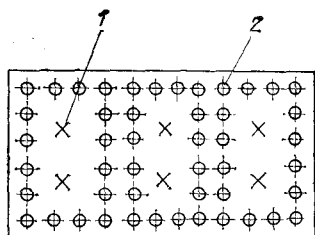


Рис. 1.45. Цилиндрические трубчатые печи в плане ЦДЗ (а) и ЦГС (б):

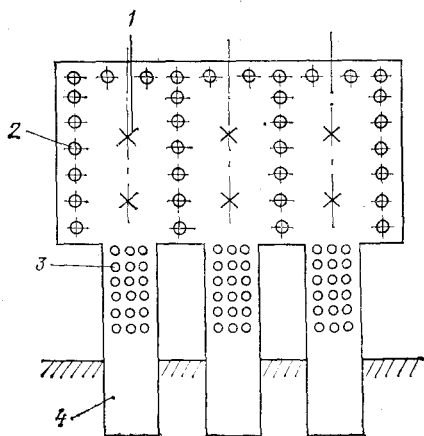
1 — горелки; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — стена для настила пламени и вторичного подвода воздуха по высоте пламени

Рис. 1.46. Секционные и многокамерные трубчатые печи в плане ВСЗ (а) и БСЗ (б):

1 — горелка; 2 — трубы радиантной камеры; 3 — трубы конвекционной камеры; 4 — боров-газоход



а



б

Г), со свободным факелом (буква С), с поверхностью нагрева радиантных труб $S_p = 1050 \text{ м}^2$ и длиной радиантных труб $l_p = 24 \text{ м}$; 1 — число камер; 3 — третье исполнение.

Теплопроизводительность трубчатых печей всех типов в технических характеристиках каталога дана для среднедопускаемых теплонапряженностей на установках АТ.

Выбор типа трубчатой печи. Печи совершенствуются в основном для достижения более равномерного распределения тепловых нагрузок по всей поверхности секции печного змеевика, что позволяет достичь большей средней теплонапряженности поверхности нагрева. Равномерное распределение тепловых нагрузок обеспечивается при изменении расположения экранов, устройстве наклонных сводов, увеличении числа форсунок, установке однорядных экранов вместо двухрядных, а также при использовании экранов двухстороннего облучения, увеличении поверхности лучеотражающей кладки, применении топок с беспламенным горением.

Трубы змеевика в печи могут быть расположены вертикально и горизонтально. Трубчатые печи с вертикальными трубами целесообразно применять на установках, где нагреваемая среда некокующаяся и где в случае аварийной ситуации не нужно быстро удалять продукт из печи. По сравнению с горизонтальными продуктовыми трубами в таких печах полностью отсутствует дорогостоящий легированный материал, из которого изготавливают промежуточные решетки. Печи с горизонтальным расположением труб могут быть с верхней или нижней тягой, что соответствует верхнему или нижнему расположению конвекционного пучка. Печи с верхним отводом дымовых газов наиболее экономичны: отсутствуют боровы и нет необходимости в установке дымососов, так как сопротивление по газовому тракту небольшое. Трубчатые печи с верхним расположением

камеры конвекции, как правило, используют в тех случаях, когда температура на входе в печь сравнительно низкая и температура уходящих дымовых газов не превышает 350°C .

Трубчатые печи с излучающими стенами из беспламенных панельных горелок с горизонтальным расположением труб и нижним отводом дымовых газов типа ББ и с верхним отводом дымовых газов типа ЗР целесообразно применять в следующих случаях: при использовании газообразного топлива; при большой разности температур на входе и выходе и высокой температуре нагрева продукта (до $500\text{--}900^{\circ}\text{C}$) и высоких давлениях; при малом времени пребывания продукта в змеевике; в случаях, если число регулируемых потоков по трубному змеевику для одной печи не превышает двух.

Трубчатые печи беспламенного горения, а также печи беспламенного горения с резервным жидким топливом рекомендуют использовать для нагрева термически нестойких продуктов, например, в производстве масел, а также в процессах, где нужно регулировать нагрев по длине змеевика (пиролизе, термическом крекинге и др.). Большое распространение эти печи нашли в нефтехимической промышленности, например в производстве искусственного каучука.

Трубчатые печи типа ГС и ГН с горизонтальным расположением труб и верхним отводом дымовых газов работают на газовом или жидком топливе; их применяют: для нагрева до температур не более 500°C ; если число потоков для одной печи может быть принято два или четыре; если требуется горизонтальное расположение труб для естественного спуска продукта.

Печи типа ГС и ГН, а также печи типа ВС с вертикальным расположением экранных труб и горизонтальными трубами конвекции наибольшее применение имеют на установках первичной переработки нефти. В печах типа ВС очистка труб от кокса и других отложений возможна методом выжига и промывкой, а не механическим способом.

Трубчатые печи типа ЦС и ЦД цилиндрические с вертикальным расположением труб и верхним отводом дымовых газов приспособлены для работы на газомазутном топливе. Трубчатые печи этих типов целесообразнее применять, если требуется небольшое время нагрева и более высокие теплонапряженности, малая теплопроизводительность и если есть необходимость в нескольких самостоятельно регулируемых потоках.

Таким образом, при выборе типа печи определяющим является режим нагрева продукта.

Основные параметры работы трубчатых печей. Работу трубчатой печи характеризуют следующие основные показатели: 1) производительность, 2) полезная тепловая нагрузка, 3) теплонапряженность и 4) коэффициент полезного действия.

1. Производительность печи — количество сырья, нагреваемого в печи в единицу времени, колеблется в широких пределах (от 50 до 2000 т/сут).

2. Полезная тепловая нагрузка $Q_{\text{пол}}$ (МВт) — количество тепла, воспринимаемого сырьем и водяным паром (при наличии пароперегревателя) в печи в единицу времени. При увеличенном подводе топлива и интенсификации процесса горения полезная тепловая нагрузка может значительно возрасти и превысить допускаемую величину. Это может привести не только к снижению к.п.д. печи, но и к существенному износу основных узлов печи — трубчатого змеевика, подвесок и др. — и сократить межремонтный пробег печи.

Тепловой баланс трубчатой печи можно записать в следующем виде:

$$Q_{\text{об}} = Q_{\text{пол}} + Q_{\text{ух}} + Q_{\text{н.сг}} + Q_{\text{пот}}, \quad (1.229)$$

- где $Q_{\text{об}}$ — общее тепло, вносимое в трубчатую печь на 1 кг топлива, кДж/кг;
 $Q_{\text{пол}}$ — тепло, полезно используемое в трубчатой печи (полезная теплопроизводительность печи) в единицу времени, кДж/кг;
 $Q_{\text{ух}}$ — потери тепла с уходящими дымовыми газами при выбранной температуре на выходе из печи, кДж/кг;
 $Q_{\text{н.сг}}$ — потери тепла от химической и механической неполноты сгорания топлива, кДж/кг (при правильной организации процесса горения $Q_{\text{н.сг}} = 0$);
 $Q_{\text{пот}}$ — потери тепла от наружного охлаждения, кДж/кг (они составляют 2—5% от рабочей теплоты сгорания топлива $Q_{\text{р}}^{\text{н}}$, т. е. $(0,03—0,05 Q_{\text{р}}^{\text{н}})$).

Уравнение (1.229) можно записать так:

$$Q_{\text{об}} = Q_{\text{р}}^{\text{н}} + Q_{\text{возд}} + Q_{\text{ф}} + Q_{\text{т}}, \quad (1.230)$$

- где $Q_{\text{возд}}$ — тепло, вносимое воздухом при подогреве его за счет внешних источников тепла, кДж/кг;
 $Q_{\text{ф}}$ — тепло, вносимое «форсуночным» паром, кДж/кг;
 $Q_{\text{т}}$ — физическое тепло топлива, кДж/кг.

Полезно используемое тепло $Q_{\text{пол}}$ рассчитывают по выражению:

$$Q_{\text{пол}} = Q_{\text{н}} + Q_{\text{в.п}} = G_{\text{н.п}} [I_2' e + I_2 (1 - e) - I_1] + Z (I_{2\text{в.п}} - I_{1\text{в.п}}), \quad (1.231)$$

- где $Q_{\text{н}}$ и $Q_{\text{в.п}}$ — тепло, сообщаемое в печи нефтепродукту и водяному пару, Вт;
 $G_{\text{н.п}}$ и Z — расход нефтепродукта и водяного пара, кг/ч;
 I_1, I_2, I_2' — энтальпии нефтепродукта в жидком состоянии на входе и выходе из печи и его паров на выходе из печи, кДж/кг;
 e — массовая доля отгона сырья;
 $I_{2\text{в.п}}$ и $I_{1\text{в.п}}$ — энтальпии водяного пара на выходе из печи (перегретый водяной пар) и на входе в печь (насыщенный водяной пар) при принятых температуре и давлении, кДж/кг.

При протекании химической реакции в трубах печи прибавляется количество тепла, затрачиваемое на реакцию химического превращения.

При расчете $Q_{\text{ух}}$ температура уходящих газов при отсутствии воздухоподогревателя принимается на 100—150 °C выше температуры продукта на входе в печь. Минимальная температура уходящих дымовых газов определяется температурой конденсации влаги.

Тепло, вносимое воздухом, определяют по уравнению

$$Q_{\text{возд}} = \alpha (I'_{\text{возд}} - I^0_{\text{возд}}), \quad (1.232)$$

где α — коэффициент избытка воздуха (в зависимости от вида топлива и типа горелки выбирают по табл. 4-4 РТМ 26-02-40—77 или принимают ориентировочно равным 1,1 — для газового и 1,2 — для жидкого топлива);

$I'_{\text{возд}}, I^0_{\text{возд}}$ — энтальпии воздуха на входе в топку и при наружной температуре воздуха, кДж/кг.

Тепло, вносимое форсуночным паром, составляет

$$Q_{\text{ф}} = G_{\text{ф}} (I_{\text{ф}} - r), \quad (1.233)$$

где $G_{\text{ф}}$ — расход пара на 1 кг топлива, кг/кг;

$I_{\text{ф}}$ — энтальпия пара, поступающего к форсункам, кДж/кг;

r — скрытая теплота парообразования, равная 2500 кДж/кг;

$Q_{\text{т}}$ — физическое тепло топлива, кДж/кг.

$$Q_{\text{т}} = c_{\text{т}} t_{\text{т}}, \quad (1.234)$$

где $c_{\text{т}}$ — теплоемкость топлива, кДж/(кг·К);

$t_{\text{т}}$ — температура топлива, °С.

Приближенно значение $Q_{\text{т}}$ можно принимать в зависимости от температуры нагрева топлива $t_{\text{т}}$:

$t_{\text{т}}, ^\circ\text{С}$	50	80	100	120
$Q_{\text{т}}$	$0,002Q_{\text{р}}^{\text{н}}$	$0,0035Q_{\text{р}}^{\text{н}}$	$0,0045Q_{\text{р}}^{\text{н}}$	$0,0055Q_{\text{р}}^{\text{н}}$

3. Теплонапряженность поверхности нагрева, или поверхностная плотность теплового потока, определяется количеством тепла, передаваемого через 1 м² поверхности труб. Она характеризует эффективность использования трубчатого змеевика для нагрева сырья. Теплонапряженность поверхности нагрева радиантных труб ограничена термостойкостью сырья и прогаром труб и зависит от конструкции печи, вида нагреваемого сырья, необходимой температуры его нагрева и скорости в трубах.

Чем равномернее распределяются тепловые потоки по длине окружности трубы, тем выше может быть средняя теплонапряженность труб. Так, для печей с двухсторонним облучением однорядных печных труб допускаемая теплонапряженность поверхности нагрева более высокая ($\approx 50\,000$ Вт/м²), чем для печей с наклонным сводом (тепллонапряженность радиантных труб не более 35 000 Вт/м²). Чем более термостойкое сырье и металл труб, тем меньше вязкость сырья и выше скорость его движения в трубах, тем большую теплонапряженность можно допустить.

В табл. 1.22 приведены значения допустимой теплонапряженности труб радиантного змеевика в зависимости от назначения и типа печи. При равномерном распределении тепла по длине окружности труб, например в печах с двухсторонним облучением однорядных труб, допускаемая теплонапряженность

Таблица 1.22. Допустимая теплонапряженность ϕ радиантных труб

Установка	ϕ для разных типов печей, кВт/м ²				
	ГБ, ББ, БС, Р	БН	ГН, ГС	ВС, ЦД, К, Ц	ЦГ, В
Атмосферная перегонка	52,2—58,0	45,3	40,7	30,2	40,7
Вакуумная перегонка	32,5—38,2	30,2	32,5—	19,8	23,2—
Вторичная переработка нефти	55,7—63,8	51,2	40,7	34,9	29,1
Замедленное коксование	34,8—40,6	32,5	46,5	22,1	46,5
			29,1		29,1

поверхности нагрева может быть увеличена на 30—40% от величин, приведенных выше.

Эффективность поглощения тепла радиантными трубами зависит от расстояния между осями труб и числа их рядов. С увеличением расстояния между осями труб эффективность использования тепла уменьшается. При переходе от однорядного экрана к двухрядному число труб, т. е. поверхность нагрева, увеличивается на 100%, а количество полученного тепла — лишь на 10% (доля тепла, передаваемого при двухрядном расположении труб, составляет $\approx 98\%$, а при однорядном — 88%), что доказывает экономическую нецелесообразность такого мероприятия.

4. Коэффициент полезного действия численно равен той части тепла, полученного при сжигании топлива, которое использовано в печи на нагрев нефтепродукта. При полном сгорании топлива к.п.д. печи зависит от ее конструкции, коэффициента избытка воздуха (показывающего, во сколько раз больше подано в печь воздуха, чем это необходимо для полного сгорания топлива), температуры дымовых газов, покидающих печь, а также от состояния тепловой изоляции печи. При равных мощностях нагревателей он выше для печей с беспламенными панельными горелками ввиду меньших значений коэффициента избытка воздуха и поверхности кладки. Для трубчатых печей к.п.д. колеблется в пределах 0,60—0,85.

Коэффициент полезного действия печи определяется по уравнению

$$\eta = \frac{Q_{об} - Q_{ух} - Q_{н.сг} - Q_{пот}}{Q_{об}} \cdot 100 = \frac{Q_{пол}}{Q_{об}} \cdot 100. \quad (1.235)$$

Расход топлива, подаваемого в топку, вычисляют по формуле

$$G_T = Q_{пол} / (Q_{об} \eta). \quad (1.236)$$

Рассчитав полезную тепловую нагрузку печи $Q_{пол}$ и задавшись теплонапряженностью радиантных труб ϕ (по табл. 1.22), по таблицам и графикам каталога [32] или по Приложению 22 выбирают тип печи. Диаметр труб и число потоков опреде-

ляют по предварительно выбранной оптимальной скорости движения нагреваемой среды u . При выборе рекомендуемых скоростей жидкости на входе в печь $u_{\text{рек}}$ можно руководствоваться следующими данными [18]:

v , см ² /с	$u_{\text{рек}}$, м/с	v , см ² /с	$u_{\text{рек}}$, м/с
0,01—0,11	2,5	0,74—1,48	1,2
0,11—0,28	2,0	1,48—4,45	1,1
0,28—0,74	1,5	4,45—8,89	1,0

Для газов, находящихся под небольшим давлением, скорость движения на входе в печь равна 15—18 м/с, для насыщенного водяного пара — 20—30 м/с, для перегретого водяного пара — 30—50 м/с и для газов под давлением — 3—10 м/с.

Необходимое сечение труб S (м²) вычисляют по формуле

$$S = G_{\text{н.п.}} / (\rho_s^t 3600 u), \quad (1.237)$$

где ρ_s^t — плотность сырья при температуре t входа в печь, кг/м³.

Подсчитав сечение, по *Приложению 23* подбирают диаметр труб и соответствующее этому диаметру число потоков.

Общее количество тепла $Q_{\text{об}}$ распределяется по радиантной $Q_{\text{рад}}$ и конвекционной $Q_{\text{кон}}$ камерам обычно следующим образом:

$$Q_{\text{рад}} = 0,75 Q_{\text{пол}} \quad \text{и} \quad Q_{\text{кон}} = 0,25 Q_{\text{пол}}.$$

Поверхность $S_{\text{рад}}$ (м²) радиантных труб при таком распределении равна $S_{\text{рад}} = Q_{\text{рад}} / \varphi$. (1.238)

Поверхность одной трубы определяют по ее наружному диаметру, учитывая, что участок длиной 300—350 мм (по концам трубы) находится в кладке печи и не участвует в передаче тепла сырью. Длина труб стандартная [32]. Число труб в радиантной камере определяют, исходя из поверхности их нагрева и поверхности одной трубы.

Зная тип печи, поверхность нагрева радиантной камеры, диаметр труб и число потоков, можно начертить схему печи. Далее проводят поверочный тепловой расчет печи по методике, изложенной в РТМ 26-02-40—77, а также в работах [33, 34].

1.6.4. Расчет дымовой трубы

Сопротивления при движении дымовых газов в печи складываются из потерь напора в камере конвекции, разрежения в камере радиации, сопротивления газоходов и дымовой трубы. Разрежение в камере радиации $\Delta P_{\text{рад}}$ поддерживается в пределах 20—40 Па. Потери напора в камере конвекции $\Delta P_{\text{кон}}$ складываются из сопротивления на трение газов в конвекционном пучке труб и статического напора. Последняя составляющая учитывается для печей с нижним отводом дымовых газов. Потери напора при верхнем расположении камеры конвекции также составляют 20—40 Па. Сопротивление газоходов рассчитывают по формуле Дарси—Вейсбаха

$$\Delta P_{\Gamma} = \zeta \frac{l}{d_3} \cdot \frac{U^2}{2g\rho_{yx}t}, \quad (1.239)$$

где ζ — коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от критерия Рейнольдса;

l — длина газохода или борова, м;

d_3 — эквивалентный диаметр борова, м;

U — массовая скорость газов в газоходе, кг/(м²·с);

ρ_{yx}^t — плотность дымовых газов при температуре t , кг/м³;

Величины ζ и U в этой формуле определяют из выражений

$$\zeta = \frac{0,857}{(\lg Re)^{2,4}} = \frac{0,857}{\lg (ud_3/\nu)^{2,4}}, \quad (1.240)$$

$$U = u\rho_{yx}^t,$$

где u — линейная скорость газов в газоходе, составляющая 5—6 м/с, а для печей большой производительности — не более 10 м/с;

t — температура дымовых газов в газоходе, °С;

ν — кинематическая вязкость дымовых газов при температуре t , мм²/с (можно принять по таблице [31, с. 597; 34, с. 62]).

Потери напора от местных сопротивлений $\Delta P_{\text{м}}$ (шиберы, повороты, задвижки и т. д.) рассчитывают по формуле

$$\Delta P_{\text{м}} = \sum \xi \frac{U^2}{2g\rho_{yx}t} + (\xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{вых}}) \frac{U_{\text{ср}}^2}{2g\rho_{\text{ср}}}. \quad (1.241)$$

где $\sum \xi$, $\xi_{\text{вх}}$, $\xi_{\text{вых}}$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений (их находят по *Приложению* в работе [33, с. 142] и коэффициенты местных сопротивлений на входе в трубу и выходе из нее.

Величины $U_{\text{ср}}$ и $\rho_{\text{ср}}$ определяют при $t_{\text{ср}}$ газов в дымовой трубе.

Диаметр дымовой трубы рассчитывают по формуле

$$D = \sqrt{4G/(\pi U_{\text{тр}})}, \quad (1.242)$$

где G — расход дымовых газов, кг/с;

$U_{\text{тр}}$ — массовая скорость газов в дымовой трубе, кг/(м²·с).

Величину $U_{\text{тр}}$ находят из соотношения $U_{\text{тр}} = u_{\text{тр}}\rho^t$.

где $u_{\text{тр}}$ — линейная скорость газов на входе в дымовую трубу, м/с (при естественной тяге принимается равной 7—8 м/с);

ρ^t — плотность газов при температуре их входа в дымовую трубу, кг/м³.

Температурами газов на входе $t_{\text{вх}}$ и выходе $t_{\text{вых}}$ из дымовой трубы задаются; разность между этими температурами составляет 20—25 °С. Тогда

$$t_{\text{ср}} = 0,5(t_{\text{вх}} + t_{\text{вых}}). \quad (1.243)$$

Потери напора на трение при движении газов в дымовой трубе определяют по формуле

$$\Delta P_{\text{тр}} = \xi \frac{H}{D} \cdot \frac{V_{\text{ср}}^2}{2g\rho_{\text{ср}}}. \quad (1.244)$$

Величина H предварительно принимается, затем проверяется по формуле (1.245).

Общая потеря напора по газовому тракту составляет

$$\sum \Delta P = \Delta P_{\text{кон}} + \Delta P_{\text{рад}} + \Delta P_{\text{г}} + \Delta P_{\text{м}} + \Delta P_{\text{тр}}.$$

Если сопротивление движению дымовых газов не превышает $\approx 200\text{--}300$ Па, ограничиваются естественной тягой, т. е. устанавливают дымовую трубу. Высоту дымовой трубы вычисляют по формуле

$$H = \frac{\sum \Delta P}{(\rho_{\text{возд}} - \rho_{\text{ср}}) g} = \frac{\sum \Delta P}{1,293 (273/T_{\text{возд}} - 273/T_{\text{ср}}) g}, \quad (1.245)$$

где $\rho_{\text{возд}}$ — плотность окружающего воздуха, кг/м^3 ;
 $\rho_{\text{ср}}$ — плотность газов в дымовой трубе при $t_{\text{ср}}$, кг/м^3 ;
 $T_{\text{возд}}$ — температура окружающего воздуха, К;
 g — ускорение силы тяжести, м/с^2 .

Как видно из формулы, чем ниже температура газов в трубе и чем выше температура окружающего воздуха, тем большей высоты нужна труба.

Если сопротивление движению дымовых газов превышает 300 Па, устанавливают дымосос. Мощность электродвигателя дымососа $N_{\text{дв}}$ (кВт) рассчитывают по формуле

$$N_{\text{дв}} = G_{\text{д}} \Delta P' / (102\eta), \quad (1.246)$$

где $G_{\text{д}}$ — производительность дымососа, $\text{м}^3/\text{с}$;
 $\Delta P'$ — сопротивление в газоходе и дымовой трубе, Па;
 η — к. п. д. дымососа.

1.6.5. Выбор насосов

Вначале выбирают тип насоса, затем подходящие марки этого типа. При выборе типа насоса необходимо иметь в виду следующее. Центробежные насосы целесообразно использовать при перекачке сравнительно маловязких жидкостей (при вязкости выше $20 \text{ мм}^2/\text{с}$ к.п.д. насосов заметно снижается) и особенно выгодно устанавливать их для перекачки больших объемов жидкости при относительно малых напорах ($6\text{--}8$ МПа). Поршневые насосы можно применять при очень больших давлениях (до 70 МПа). В настоящее время применяют преимущественно насосы с электрическим приводом.

Центробежные насосы. Основным рабочим органом центробежного насоса является рабочее колесо, насаженное на вал. Рабочее колесо представляет собой два диска, соединенные рядом поперечных перегородок, называемых лопатками. Лопатки могут быть различной формы. Чаще используют лопатки, загнутые в сторону, обратную направлению вращения колеса.

Полный, или дифференциальный, напор ΔP , создаваемый рабочим колесом реального насоса, представляет собой фактическую разность гидродинамических напоров жидкости на вы-

Таблица 1.23. Рекомендуемые значения скоростей

v	$u_{\text{рек}}^H/u_{\text{рек}}^B$, м/с	v	$u_{\text{рек}}^H/u_{\text{рек}}^B$, м/с
0,01—0,11	2,5/1,5	0,74—1,48	1,2/1,1
0,11—0,28	2,0/1,3	1,48—4,45	1,1/1,0
0,28—0,74	1,5/1,2	4,45—8,89	1,0/0,8

ходе ΔP_1 и на приеме ΔP_2 насоса:

$$\Delta P = \Delta P_1 - \Delta P_2 = \left(H_B - \frac{P_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2g} \right) - \left(H_{\Pi} + \frac{P_{\Pi}}{\rho} + \frac{u_{\Pi}^2}{2g} \right), \quad (1.247)$$

где H_{Π} , H_B — высота линий всасывания (приема) и нагнетания (выхода) соответственно, м;

P_{Π} , P_B — абсолютные давления на приеме и на выходе насоса, Па;

ρ — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м³;

u_{Π} — скорости движения жидкости на приеме и выходе u_B насоса, м/с.

Рекомендуемые значения скоростей движения жидкости на линии нагнетания $u_{\text{рек}}^H$ и всасывания $u_{\text{рек}}^B$ приведены в табл. 1.23.

В частном случае, когда $H_B = H_{\Pi}$ и $u_B = u_{\Pi}$

$$\Delta P = (P_B - P_{\Pi})/\rho. \quad (1.248)$$

Производительность (подача) G (м³/с, м³/ч, л/с) и напор реального насоса зависят от ряда факторов, в том числе от формы, размеров и числа оборотов n рабочего колеса. Для данного насоса при постоянной n величина G является функцией полного напора. Зависимость $\Delta P = f(G)$ — основная характеристика центробежного насоса. Эту зависимость при $n = \text{const}$ находят в процессе испытания насоса, изменяя ΔP и G постепенным приоткрыванием задвижки на линии нагнетания.

Полезную (гидравлическую) мощность $N_{\text{пол}}$ (кВт) насоса рассчитывают из формулы

$$N_{\text{пол}} = G \rho g \Delta P / 1000, \quad (1.249)$$

где G — производительность насоса, м³/с;

ρ — плотность жидкости при температуре перекачки, кг/м³;

g — ускорение силы тяжести, м/с².

Мощность на валу насоса N_B (кВт) соответствует мощности, потребляемой насосом

$$N_B = N_{\text{пол}}/\eta_n, \quad (1.250)$$

где η_n — полный к. п. д. насоса, равный 0,6—0,8 (при вязкости выше 20 мм²/с η_n заметно снижается).

Мощность двигателя $N_{\text{дв}}$ (кВт) составляет

$$N_{\text{дв}} = N_B/\eta_{\Pi}, \quad (1.251)$$

где η_{Π} — к. п. д. передачи от двигателя к насосу (при непосредственном соединении насоса с двигателем $\eta_{\Pi} = 1$).

Мощность N (кВт), потребляемая самим двигателем, равна

$$N = N_{\text{дв}} / \eta_{\text{общ}}, \quad (1.252)$$

где $\eta_{\text{общ}}$ — общий к. п. д. всего насосного агрегата, определяемый выражением

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_{\text{н}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{дв}}, \quad (1.253)$$

($\eta_{\text{дв}}$ — к. п. д. двигателя).

В связи с возможными перегрузками фактическую мощность двигателя $N'_{\text{дв}}$ принимают несколько большей на величину коэффициента запаса $N'_{\text{дв}} = \chi N_{\text{дв}}$. (1.254)

Для электродвигателей мощностью до 50 кВт $\chi = 1,2$, мощностью от 51 до 350 кВт $\chi = 1,15$ и для паровых турбин $\chi \approx 1,1$. На нефтеперерабатывающих заводах устанавливают электродвигатели во взрывобезопасном исполнении.

Параметры работы насосов различных марок сведены в каталогах в виде таблиц и графиков, называемых рабочими характеристиками насосов (рис. 1.47) [36]. Пределы использования центробежных насосов при неизменной частоте вращения можно значительно расширить не только работой на довольно большом участке кривой $\Delta P = f(G)$, но и уменьшением внешнего диаметра рабочего колеса. Так как обычно центробежный насос подбирают по величине ΔP , то при $P_{\text{в}}/\rho \gg \Delta P$ может оказаться недостаточной прочность насоса. В этом случае принимают

$$\Delta P \approx P_{\text{в}}/\rho. \quad (1.254a)$$

Когда по условиям работы производительность насоса должна меняться в широких пределах без значительных измене-

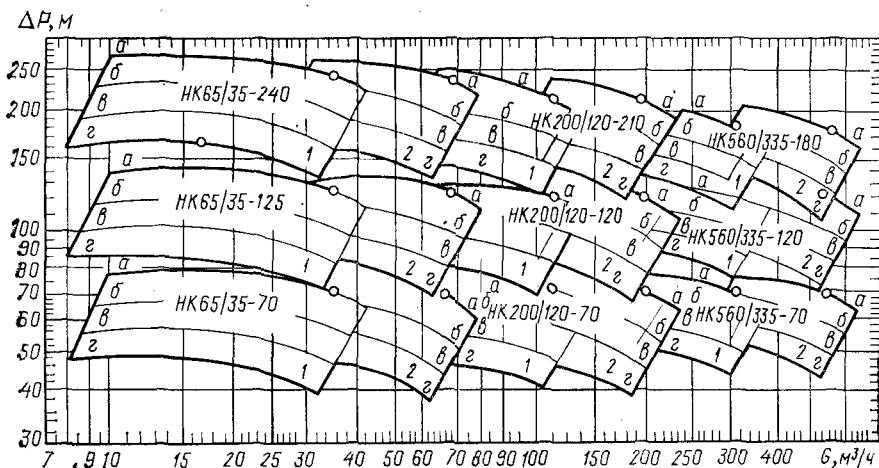


Рис. 1.47. Рабочие характеристики центробежных насосов:

1 — «узкое» рабочее колесо (ротор 2); 2 — «широкое» рабочее колесо (ротор 1)

Таблица 1.24. Параметры паровэжекторных вакуумных насосов

Диаметр горловины I ступени, мм	Расход отсасываемой смеси (кг/ч, не менее) при номинальном абсолютном давлении на входе, кПа							
	0,13	0,30	0,65	1,3	2,7	5,3	10,6	21,2
20	—	—	1	25	5	10	20	40
25	—	1	2,5	5	10	16	32	64
32	—	2,5	5	10	16	25	50	100
40	1	5	8	16	25	40	80	160
50	2,5	8	12	25	40	64	125	250
62	5	12	20	40	64	100	200	400
80	8	20	32	64	100	160	320	640
100	12	32	50	100	160	250	500	1000
125	20	50	80	160	250	400	800	—
160	32	80	125	250	400	640	1250	—
200	50	125	200	400	640	1000	—	—

ний напора, надо использовать насос с пологой кривой $\Delta P = f(G)$. Если при значительных колебаниях напора желательно сохранить возможно постоянной производительность, выбирают насос с круто падающей характеристикой $\Delta P = f(G)$. При перекачке более вязких жидкостей следует применять насосы с более крутой падающей кривой.

Поршневые насосы. В поршневых насосах жидкость подается под действием возвратно-поступательного движения дискового поршня — плунжера. По способу действия поршневые насосы делят на насосы простого (одинарного), двойного и многократного действия; по виду привода — на приводные и прямодействующие. На НПЗ широко используют паровые прямодействующие поршневые насосы. Поршень такого насоса находится на одном штоке с поршнем парового цилиндра.

Максимальный напор ΔP , который способен преодолеть данный насос, ограничивается мощностью двигателя, диаметром поршня насоса, давлением жидкости у приема насоса, прочностью деталей и плотностью сальников. Максимальное давление на выходе насоса не должно превышать максимально допустимого для данного насоса давления нагнетания P_v , установленного заводом-изготовителем.

Расчет ΔP для поршневого насоса можно проводить по той же формуле, что и для центробежных насосов, т. е.

$$P_v/\rho = P_2/\rho + h_v - u_v^2/(2g) + \Delta h_v, \quad (1.255)$$

где P_2 — давление над уровнем жидкости в конечном резервуаре, Па;

h_v — геометрическая высота нагнетания (от насоса до уровня жидкости в конечном резервуаре), м;

Δh_v — суммарные гидравлические сопротивления в нагнетательном трубопроводе от поршня насоса до конечного резервуара, м ст. жидк.

Таблица 1.25. Данные для подбора пароежекторных вакуумных насосов
Первая цифра — расчетное значение, вторая — минимальное, третья — максимальное

Вариант	Давление пара, 10^{-5} Па	Температура пара, $^{\circ}\text{C}$	Содержание паров, % (масс.)
I	—	—	20/10/30
II	10/9,8/11	178/178/250	40/30/50
III	—	—	0/0/20
IV	6/5,8/7	158/157/210	20/20/40

Поршневые насосы обычно подбирают по производительности G и давлению P_v [37].

Пароежекторные насосы. Основные параметры пароежекторных вакуумных насосов должны соответствовать данным, приведенным в табл. 1.24 [38, 39]. Расход отсасываемой смеси, указанный в табл. 1.24, принят при нормальном абсолютном давлении у входа в вакуумный насос при следующих рабочих условиях: температура охлаждающей воды на входе в конденсаторы не более 28°C ; давление охлаждающей воды на входе в конденсаторы не менее $\approx 0,02$ МПа по манометру, противодавление на выходе из эжектора последней ступени $0,11+0,01$ МПа для насосов с абсолютным давлением на входе, равным $10,6$ кПа и $0,13\pm 0,01$ МПа для насосов с абсолютным давлением на входе, равным $21,2$ кПа; средняя молекулярная масса неконденсирующихся газов в отсасываемой смеси 30 ± 20 ; давление и температура рабочего пара, а также расчетное содержание водяного пара и конденсирующихся с ним продуктов в отсасываемой смеси принимаются по табл. 1.25.

Пароежекторные вакуумные насосы для абсолютных давлений на входе, отличающихся от указанных в табл. 1.24, подбирают по графику на рис. 1.48. Расход рабочего пара и охлаждающей воды для пароежекторных вакуумных насосов должен соответствовать данным *Приложения 24*.

В зависимости от свойств отсасываемой среды вакуумные насосы должны изготавливаться из различных по коррозионной стойкости материалов.

1.7. СВОДНЫЕ РАСХОДНЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ

Поступающие на установку извне пар, электроэнергия и топливо относятся к прямым источникам энергии, которые принято называть первичными энергетическими ресурсами. Вторичные энергетические ресурсы образуются в процессе переработки нефти — это тепло горячих потоков газов, паров, дистиллятов, горячей воды и т. д.

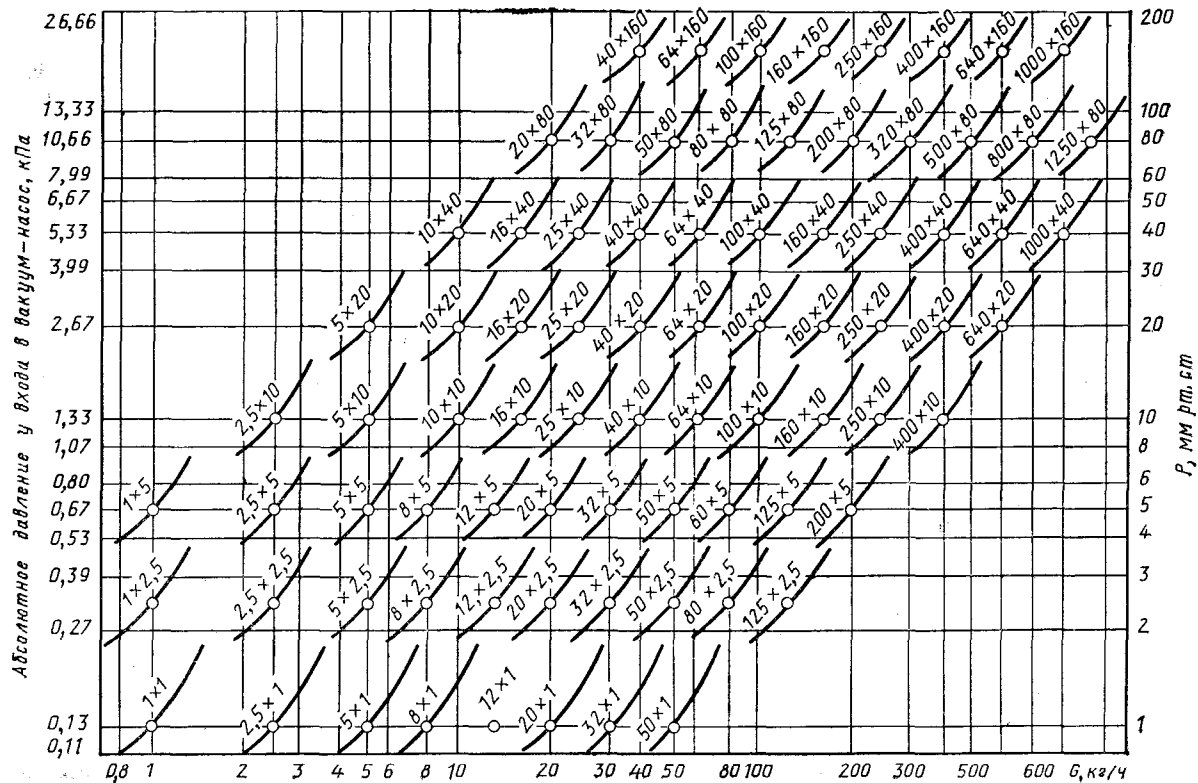


Рис. 1.48. Рабочие характеристики паровэжекторных вакуумных насосов:

первая цифра на кривых означает номинальный расход отсасываемой смеси в кг/ч, вторая — номинальное абсолютное давление на входе в насос, мм рт. ст. (1 мм рт. ст.=0,133 кПа)

Ниже приведен баланс потребления и распределения тепла на установке ЭЛОУ—АВТ:

	Тыс. мДж/год	%
Приход тепла		
с топливом	437,00	80,70
с паром давлением 1,0 и 0,6 МПа	28,90	5,31
то же, 0,3 МПа	16,93	3,14
от ТЭЦ	10,28	1,90
с горячей водой промышленно-теплофикационной	21,70	4,02
то же, санитарно-технической	17,50	3,24
с сырьем	9,15	1,69
Итого	541,46	100,00
Расход тепла		
на привод насосов	0,19	0,04
на отопление и вентиляцию	8,90	1,64
на электропривод и освещение	10,28	1,90
на нагрев воды (санитарно-технической)	49,40	9,12
остаточное тепло в нефтепродуктах	75,40	13,90
Итого:	144,17	26,6
Потери		
с отходящими дымовыми газами	63,00	11,63
с охлаждающей водой	259,70	47,98
в окружающую среду	48,50	8,97
на обогрев лотков	1,20	0,22
на обогрев емкостей	0,81	0,15
неучтенные расходы	24,08	4,45
Итого:	397,29	73,40
Всего:	541,46	100,00

Из этих данных видно, что огромная тепловая энергия, содержащаяся в горячих потоках, расходуется не полностью. Уходящие нефтепродукты и дымовые газы, нагретая вода уносят большое количество тепла. С увеличением мощности установок количество тепловой энергии, уносимой горячими нефтепродуктами из основных технологических аппаратов, возрастает. Рациональное и эффективное использование вторичных энергетических ресурсов может значительно повысить топливно-энергетический к.п.д. установок и заводов и уменьшить энергетические затраты.

Нефть подогревается до необходимой температуры в трубчатых печах. Для уменьшения тепловой мощности печей нефть предварительно нагревают за счет тепловой энергии вторичных энергетических источников на самой установке. Чем выше температура предварительного подогрева нефти, тем меньше тепловая нагрузка печи и соответственно меньше расход сжигаемого топлива, но при этом увеличиваются потери

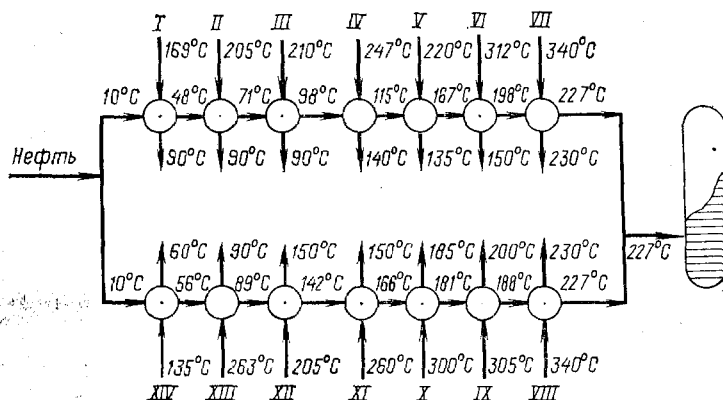


Рис. 1.49. Схема теплообмена на типовой установке ЭЛОУ — АВТ:

I, IX — холодная и нагретая нефть; II—VIII, X—XIV — горячие потоки нефтепродуктов установки

тепла с дымовыми газами. В связи с этим необходимо устанавливать котлы-утилизаторы и рекуператоры. Для предварительного подогрева нефти можно использовать следующие вторичные источники: паровые дистиллятные фракции, боковые погоны и циркуляционные орошения ректификационной колонны; масляные фракции, циркуляционные орошения вакуумной колонны, остаток вакуумной колонны — гудрон; дымовые газы, покидающие трубчатые печи с высокой температурой; промежуточные фракции и потоки из других технологических узлов установки.

Благодаря регенерации тепла горячих потоков тепловая нагрузка печей уменьшается на 20—25%. Более эффективное использование тепла горячих потоков достигается при совмещении процессов, например электрообессоливания и атмосферно-вакуумной перегонки на установках ЭЛОУ—АВТ (рис. 1.49). Для нагрева нефти перед электродегидраторами необходимо затратить много тепловой энергии. Так, на установке производительностью 3 млн. т в год нефти для электрообессоливания при 115°C требуется 21,9 млн. Вт тепла, а в случае обессоливания при 180°C — 40,8 млн. Вт. На установке ЭЛОУ—АВТ производительностью 3 млн. т в год нефти от горячих нефтепродуктов в теплообменниках снимается около 71,1 млн. Вт (согласно проектным данным). При оптимальных теплообменных схемах температура нагрева нефти достигает 250°C и выше. Благодаря утилизации тепла горячих нефтепродуктов значительно уменьшается расход охлаждающей воды.

На установках АВТ с блоком вторичной перегонки широкой бензиновой фракции теплоносителем служит одна из масляных фракций вакуумной колонны, которая циркулирует через печь. При наличии пара высокого давления предпочтительнее его

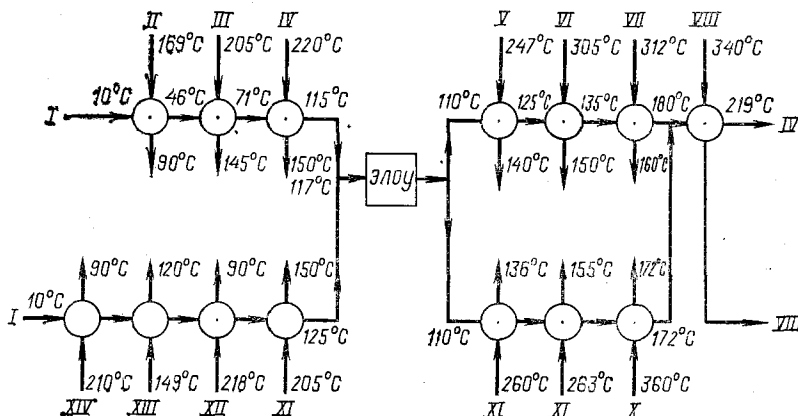


Рис. 1.50. Схема теплообмена на установках АВТ со вторичной перегонкой бензина:

I, III, V, VI, IX, XI, XII, XIV — теплоносители — циркуляционное орошение из атмосферной и вакуумной колонн; *II, IV, VII, XIII* — боковые фракции основной ректификационной и вакуумной колонн; *VIII, X* — гудрон

использовать в качестве теплоносителя. На рис. 1.50 показана схема теплообмена на установках АВТ со вторичной перегонкой бензина производительностью 3 млн. т в год нефти.

ГЛАВА 2

КАТАЛИТИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ. ГИДРООЧИСТКА ТОПЛИВ

Методы и примеры расчетов каталитических процессов нефтепереработки (каталитический крекинг, каталитический риформинг, алкилирование, полимеризация) достаточно полно рассмотрены в соответствующей литературе [40—42]. Ниже приведен пример расчета реакторного блока типовой установки гидроочистки дизельного топлива на алюмокобальтмолибденовом катализаторе.

Гидроочистка проводится с целью удаления из нефтяных фракций таких нежелательных компонентов как сера, азот, кислород и металлоорганические соединения, а также для гидрирования олефинов и диеновых углеводородов. В некоторых случаях для улучшения качества топливных дистиллятов требуется также гидрирование ароматических углеводородов.

Бензиновые фракции прямой перегонки нефти, термического крекинга и коксования подвергают гидроочистке с целью под-

готовки качественного сырья каталитического риформинга до содержания серы менее 1 г/т, азота — менее 1 г/т и отсутствия кислорода и олефинов.

Керосино-газойлевые фракции прямой перегонки и деструктивного происхождения подвергают гидроочистке с целью снижения содержания серы до норм, соответствующих требованиям качественного компонента дизельного топлива ($<0,2\%$ масс.), и улучшения химической стабильности.

Вакуумный газойль подвергают гидроочистке для получения высококачественного сырья каталитического крекинга. Процессы гидрокрекинга вакуумного газойля и остаточных фракций, близкие по технологии к гидроочистке, используют для углубления переработки нефти.

Принципиальная технологическая схема гидроочистки практически одинакова для всех видов перерабатываемого сырья (рис. 2.1). Сырье, свежий и циркулирующий водородсодержащий газы нагреваются в теплообменнике 3 и в печи 1 и подаются в реактор 2. Реакционная смесь после реактора 2 охлаждается в теплообменнике 3, холодильнике 4 и поступает в газосепаратор высокого давления 5, в котором циркулирующий ВСГ отделяется от жидкого гидрогенизата. Циркулирующий ВСГ после очистки от сероводорода моноэтаноламином в абсорбере 6 циркуляционным компрессором 7 возвращается в реакторный блок. Жидкий гидрогенизат направляется в газосепаратор низкого давления 8. Десорбированные из гидрогенизата углеводородные газы после очистки моноэтаноламином в абсорбере 9 выводятся в газосепаратор низкого давления 10. Десорбированные из гидрогенизата углеводородные газы после очистки моноэтаноламином в абсорбере 9 выводятся в газосепаратор низкого давления 10. Десорбированные из гидрогенизата углеводородные газы после очистки моноэтаноламином в абсорбере 9 выводятся в газосепаратор низкого давления 10.

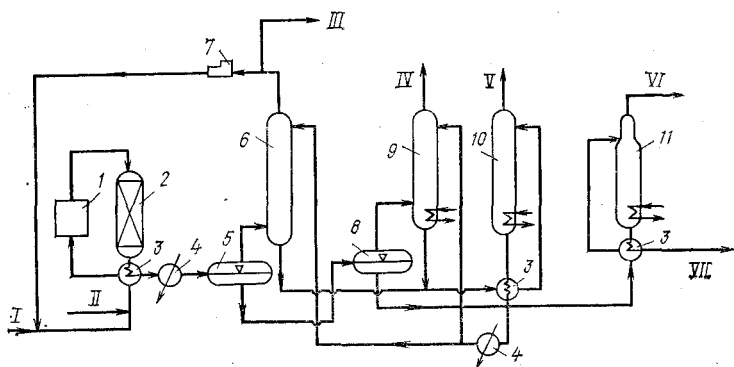


Рис. 2.1. Схема установки гидроочистки дизельного топлива:

1 — печь; 2 — реактор; 3 — теплообменники; 4 — холодильник; 5 — газосепаратор высокого давления; 6 — абсорбер для моноэтаноламиновой очистки циркулирующего водородсодержащего газа; 7 — циркуляционный компрессор; 8 — газосепаратор низкого давления; 9 — абсорбер для моноэтаноламиновой очистки углеводородного газа; 10 — колонна регенерации моноэтаноламина (десорбер); 11 — колонна отгонки бензина; I — свежий водородсодержащий газ; II — сырье; III — отдув (водородсодержащий газ); IV — углеводородный газ; V — сероводород; VI — бензин; VII — дизельное топливо гидроочищенное

Гидрогенизат из газосепаратора 8 направляется в колонну 11 для отгонки бензина. Снизу колонны 11 выводится целевой продукт — гидроочищенное дизельное топливо. Моноэтаноламин, насыщенный сероводородом, из абсорберов 6 и 9 направляется в десорбер 10, с верха которого выводится сероводород, а с низа регенерированный моноэтаноламин после охлаждения подается в абсорберы 6 и 9.

Технологические параметры гидроочистки в каждом конкретном случае определяются соответственно качеством перерабатываемого сырья, требованиями к качеству получаемой продукции и типом используемого катализатора, которые указаны в задании на проектирование. В качестве примера в табл. 2.1 приведены технологические параметры гидроочистки некоторых нефтяных фракций на алюмокобальтмолибденовом катализаторе. В указанных условиях гидроочистки термодинамическое равновесие всех реакций гидрирования органических соединений серы и непредельных углеводородов практически нацело смещено вправо, и глубина гидрогенолиза определяется кинетическими факторами. Тепловые эффекты этих реакций приведены в табл. 2.2.

Скорость гидрогенолиза r сернистых соединений в литературе описывают уравнением

$$r = dS/d\tau = kS^n, \quad (2.1)$$

где S — содержание серы в продукте, % (масс.);

n — порядок реакции (при гидрогенолизе индивидуальных сернистых соединений $n=1$, при гидрогенолизе нефтяных фракций обычно $1 < n < 2$);

k — константа скорости реакции.

Таблица 2.1. Параметры гидроочистки нефтяных фракций на алюмокобальтмолибденовом катализаторе

Сырье	Содержание серы, % (масс.)		Температура, °С	Давление, МПа	Объемная скорость, ч ⁻¹	Отношение Н ₂ /сырье, м ³ /м ³
	в сырье	в целевом продукте				
Прямогонный бензин 85—180 °С	0,001—0,10	0,0001	250 — 300	2—3	5	150
Прямогонный бензин 85—180 °С (85%) и бензин термического крекинга (15%)	0,1—0,2	0,0001	250 — 300	2—3	4	150
Прямогонная керосино-газойлевая фракция	1,5	0,15	300 — 400	4—5	3	200
Прямогонная керосино-газойлевая фракция (70%) и газойлевая фракция каталитического крекинга (30%)	1,5	0,15	330 — 400	4—5	2	300
Вакуумный газойль	2,5	0,5—1,0	350 — 400	4—5	2	400

Таблица 2.2. Тепловой эффект реакции гидрирования органических соединений серы*

Реакция	q, кДж/моль		q, кДж/кг серы	
	300 К	800 К	300 К	800 К
$\text{RSH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{S}$	59	67	1850	2100
$\text{RSR}' + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + \text{H}_2\text{S}$	105	112	3300	3500
$\text{RSSR}' + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + 2\text{H}_2\text{S}$	134	162	4200	5060
 $\text{S} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{n-C}_4\text{H}_{10} + \text{H}_2\text{S}$	113	122	3600	3810
 $\text{S} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{n-C}_5\text{H}_{12} + \text{H}_2\text{S}$	104	118	3260	3700
 $\text{S} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{n-C}_4\text{H}_{10} + \text{H}_2\text{S}$	261	278	8150	8700

* Тепловой эффект реакции гидрирования олефинов в условиях гидроочистки можно принять равным 126 кДж/моль, моноциклических ароматических углеводородов — 214 кДж/моль.

Часто наблюдаемый второй порядок объясняется неодинаковой реакционной способностью сернистых соединений, содержащихся в нефтяных фракциях

$$d\tau = dV/G', \quad (2.2)$$

где dV — элемент объема реактора, м;
 G' — подача сырья в реактор, м³/ч.

Подставив это выражение $d\tau$ в уравнение (2.1), получим

$$r = G'dS/dV = kS^n. \quad (2.3)$$

Уравнение (2.3) будет использовано далее для расчета реакционного объема при гидроочистке нефтяных фракций.

2.1. РАСЧЕТ РЕАКТОРНОГО БЛОКА УСТАНОВКИ ГИДРООЧИСТКИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА

В схемы перспективных нефтеперерабатывающих заводов обязательно включают процессы гидроочистки дизельных фракций, полученных при прямой перегонке нефти и в деструктивных термических и каталитических процессах. Гидроочистка либо входит в состав комбинированной установки (например, ЛК-6у), либо включается в схему завода в виде отдельной установки. Годовая мощность по сырью вводимых в действие типовых установок гидроочистки составляет 2 млн.

Ниже даны методика и пример расчета гидроочистки дизельной фракции, которая представляет собой смесь прямогонной дизельной фракции и дизельной фракции, выделенной из продуктов термического крекинга гудрона. При графо-аналитическом расчете реактора гидроочистки принята модель адиабатического реактора идеального вытеснения.

Исходные данные.

1. Производительность установки по сырью $G=2$ млн.т/год.
 2. Характеристика сырья: фракционный состав 200—350 °C; плотность $\rho_0=850$ кг/м³; содержание серы $S_0=2\%$ (масс.), в том числе меркаптановой $S_m=0,1\%$ (масс.), сульфидной $S_c=1,0\%$ (масс.), дисульфидной $S_d=0,2\%$ (масс.) и тиофеновой $S_t=0,7\%$ (масс.); содержание непредельных углеводородов 10% (масс.) на сырье.

3. Остаточное содержание серы в очищенном дизельном топливе $S_k<0,2\%$ (масс.), т. е. степень, или глубина гидрообессеривания должна быть 90%.

4. Гидроочистка проводится на алюмокобальтмолибденовом катализаторе при давлении $P=4$ МПа, кратности циркуляции водородсодержащего газа к сырью $\kappa=200$ нм³/м³.

5. Кинетические константы процесса: $k_0=4,62 \cdot 10^6$, $E=67\,040$ кДж/моль, $n=2$.

2.1.1. Выход гидроочищенного топлива

Выход гидроочищенного дизельного топлива $B_{д.т.}$ % (масс.) на исходное сырье равен

$$B_{д.т.} = 100 - B_6 - B_r - \Delta S, \quad (2.4)$$

где B_6 , B_r , ΔS — выходы бензина, газа и количество удаленной из сырья серы соответственно на сырье, % (масс.).

Бензин и газ образуются преимущественно при гидрогенолизе сернистых соединений. При средней молекулярной массе 209 в 100 кг сырья содержится $100:209=0,48$ кмоль, 2 кг серы содержат $2:32=0,06$ кмоль серы, т. е. серосодержащие молекулы составляют 13% общего числа молекул. Если принять равномерное распределение атомов серы по длине углеводородной цепочки, то при гидрогенолизе сероорганических соединений с разрывом у атома серы выход бензина и газа составит

$$B_6 = \Delta S = 1,8\% \text{ (масс.)}; \quad (2.5) \quad B_r = 0,3\Delta S = 0,54\% \text{ (масс.)}. \quad (2.6)$$

Тогда выход дизельного топлива будет равен $B_{д.т.}=100-1,8-0,54-1,8=95,86\%$ (масс.).

Полученная величина в дальнейших расчетах уточняется после определения количества водорода, вошедшего в состав дизельного топлива при гидрогенолизе сернистых соединений и гидрировании непредельных углеводородов. Полученные значения выхода газа, бензина и дизельного топлива далее будут использованы при составлении материального баланса установки и реактора гидроочистки.

2.1.2. Расход водорода на гидроочистку

Водород в процессе гидроочистки расходуется на: 1) гидрогенолиз сероорганических соединений, 2) гидрирование непредельных углеводородов, 3) потери водорода с отходящими потоками (отдувом и жидким гидрогенизатором).

Расход водорода на гидрогенолиз сероорганических соединений можно найти по формуле

$$G_1 = m\Delta S, \quad (2.7)$$

где G_1 — расход 100%-го водорода, % (масс.) на сырье;

ΔS — количество серы, удаляемое при гидроочистке, % (масс.) на сырье;

m — коэффициент, зависящий от характера сернистых соединений.

Поскольку в нефтяном сырье присутствуют различные сернистые соединения, определяется расход водорода на гидрогенолиз каждого из них, и полученные результаты суммируются.

Значение m для свободной серы равно 0,0625, для меркаптанов — 0,062, циклических и алифатических сульфидов — 0,125, дисульфидов — 0,0938, тиюфенов — 0,250 и бензотиофенов — 0,187.

Наиболее стабильны при гидроочистке тиюфеновые соединения, поэтому при расчете принимаем, что вся остаточная сера (0,2% масс. на сырье) в гидрогенизате — тиюфеновая, а остальные сероорганические соединения разлагаются полностью.

При этом получаем $G_1 = 0,1 \cdot 0,062 + 1,0 \cdot 0,125 + 0,2 \cdot 0,0938 + (0,7 - 0,2) \cdot 0,25 = 0,275$.

Расход водорода на гидрирование непредельных углеводородов равен

$$G_2 = 2\Delta C_H/M, \quad (2.8)$$

где G_2 — расход 100%-го водорода, % (масс.) на сырье;

ΔC_H — разность содержания непредельных углеводородов в сырье и гидрогенизате, % (масс.) на сырье, считая на моноолефины;

M — средняя молекулярная масса сырья.

Среднюю молекулярную массу сырья рассчитываем по следующей эмпирической формуле:

$$M = \frac{44,29d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} = \frac{44,29 \cdot 0,85}{1,03 - 0,85} = 209. \quad (2.9)$$

Принимая, что степень гидрирования непредельных углеводородов и гидрогенолиза сернистых соединений одинакова, находим

$$G_2 = 2 \cdot 10 \cdot 0,9/209,16 = 0,086.$$

Мольную долю водорода, растворенного в гидрогенизате, можно рассчитать из условий фазового равновесия в газосепараторе высокого давления

$$x'_{H_2} = y'_{H_2}/K_p = 0,8/30 = 0,027, \quad (2.10)$$

где y'_{H_2} , x'_{H_2} — мольные доли водорода в паровой и жидкой фазах (в рассмат-

риваемом примере y'_{H_2} равняется мольной или объемной концентрации водорода в циркулирующем газе);
 K_p — константа фазового равновесия (для условий газосепаратора высокого давления при 40 °С и 4 МПа $K_p=30$).

Потери водорода от растворения в гидрогенизате G_3 (% масс.) на сырье составляют

$$G_3 = \frac{x'_{H_2} M_{H_2} \cdot 100}{x'_{H_2} M_{H_2} + (1 - x'_{H_2}) M} = \frac{0,027 \cdot 2 \cdot 100}{0,027 \cdot 2 + 0,973 \cdot 209} = 0,026\% \text{ (масс.)}. \quad (2.11)$$

Кроме этих потерь имеют место потери водорода за счет диффузии водорода через стенки аппаратов и утечки через неплотности, так называемые механические потери. По практическим данным, эти потери составляют около 1% от общего объема циркулирующего газа. Механические потери G_4 (% масс.) на сырье равны

$$G_4 = \kappa \cdot 0,01 \cdot M_{H_2} \cdot 100 / (\rho \cdot 22,4), \quad (2.12)$$

где κ — кратность циркуляции водородсодержащего газа, $\text{нм}^3/\text{м}^3$;
 ρ — плотность сырья, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Таким образом $G_4 = 400 \cdot 0,01 \cdot 2 \cdot 100 / (850 \cdot 22,4) = 0,042\% \text{ (масс.)}$.

2.1.3. Потери водорода с отдувом

На установку гидроочистки обычно подается водородсодержащий газ (ВСГ) с установок каталитического риформинга, в котором концентрация водорода колеблется от 70 до 85% (об.). Ниже приведен состав водородсодержащего газа, получаемый на установке каталитического риформинга 35-11-1000 при производстве компонента автомобильного бензина с октановым числом по моторному методу, равным 85:

Содержание компонента	H_2	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	ΣC_4H_{10}	C_{5+}
% (об.)	85,0	7,0	5,0	2,0	1,0	—
% (масс.)	29,4	19,4	26,0	15,2	10,0	—

Для нормальной эксплуатации установок гидроочистки содержание водорода в циркулирующем газе должно быть не ниже 70% (об.). Уменьшению концентрации водорода способствуют следующие факторы: 1) химическое потребление водорода на реакции гидрирования и гидрогенолиза; 2) растворение водорода в жидком гидрогенизате, выводимом с установки; 3) образование газов гидрокрекинга, которые, накапливаясь в циркулирующем ВСГ, разбавляют водород.

Концентрация водорода в системе повышается за счет растворения углеводородных газов в жидком гидрогенизате и увеличения концентрации H_2 в водородсодержащем газе, поступающем с установок риформинга. Для поддержания по-

стоянного давления в системе объем поступающего и образующегося газа должен быть равен объему газа, отходящего из системы и поглощенного в ходе химической реакции.

Объемный баланс по водороду и углеводородным газам записывают в следующем виде:

$$\begin{cases} V_0 y_0' = V_p + V_{отд} y', & (2.13) \\ V_0 (1 - y_0') + V_{г.к} = V_a + V_{отд} (1 - y'), & (2.14) \end{cases}$$

где V_0 , V_p , $V_{отд}$, $V_{г.к}$, V_a — объемы свежего ВСГ, химически реагирующего и сорбируемого гидрогенизатором водорода, отдува, газов гидрокрекинга и газов, абсорбируемых жидким гидрогенизатором соответственно, м³/ч;

y_0' , y' — объемные концентрации водорода в свежем и циркулирующем ВСГ.

Наиболее экономичный по расходу водорода режим без отдува ВСГ можно поддерживать, если газы, образующиеся при гидрокрекинге, и газы, поступающие в систему со свежим ВСГ, полностью сорбируются в газосепараторе в жидком гидрогенизате, т. е.:

$$V_0 (1 - y_0') + V_{г.к} \leq V_a. \quad (2.15)$$

Реализации этого условия способствует увеличение концентрации водорода в свежем ВСГ, уменьшение реакций гидрокрекинга и повышение давления в системе. Если балансовые углеводородные газы полностью не сорбируются, то часть их выводится с отдувом. Решением системы уравнений (2.13) и (2.14) получаем объем газов отдува

$$V_{отд} = \frac{V_p (1 - y_0') + (V_{г.к} - V_a) y_0'}{y_0' - y'}. \quad (2.16)$$

Объем водорода в отдуваемом газе равен $V_{отд} y'$. Тогда общий расход водорода при гидроочистке с учетом газа отдува составит

$$V_p + V_{отд} = V_p \left[1 + \frac{(1 - y_0') y_0'}{y_0' - y'} \right] + (V_{г.к} - V_a) \frac{y_0' y'}{y_0' - y'}. \quad (2.17)$$

Расчет рекомендуется вести на 100 кг исходного сырья, так как при этом абсолютные значения расходных показателей (в % масс.) можно использовать с размерностью кг:

$$V_p = 0,387 \cdot 22,4/2 = 4,34 \text{ м}^3,$$

$$V_{г.к} = 0,54 \cdot 22,4/\bar{M}_{г.к} = 0,54 \cdot 22,4/37 = 0,33 \text{ м}^3,$$

где $\bar{M}_{г.к}$ — средняя молекулярная масса газов гидрокрекинга; при одинаковом мольном содержании газов C_1 , C_2 , C_3 и C_4 она равна: $\bar{M}_{г.к} = (16 + 30 + 44 + 58)/4 = 37$.

Количество углеводородных газов, абсорбируемых жидким гидрогенизатором, можно определить, если допустить, что циркулирующий водородсодержащий газ принятого состава находится в равновесии с жидким гидрогенизатором. Содержание отдель-

ных компонентов в циркулирующем газе и константы фазового равновесия в условиях газосепаратора высокого давления (40 °С и 4,0 МПа) приведены ниже:

Содержание компонента y_i' , мол. доли				
Константа фазового равновесия K_{pi}	0,20	0,05	0,02	0,01
	3,85	1,2	0,47	0,18

Количество абсорбированного компонента i в кг на 100 кг гидрогенизата равно

$$g_i = x_i' M_i \cdot 100 / M_r. \quad (2.18)$$

Количество абсорбированного компонента i (v_i , м³ на 100 кг гидрогенизата) составляет

$$v_i = g_i \cdot 22,4 / M_i = x_i' \cdot 100 \cdot 22,4 / M_r. \quad (2.19)$$

Подставляя в выражение (2.19) соответствующие значения $x_i' = y_i' / K_{pi}$, получим объем каждого компонента, растворенного в гидрогенизате

$$v_{CH_4} = \frac{0,2 \cdot 100 \cdot 22,4}{3,85 \cdot 209} = 0,556 \text{ м}^3, \quad v_{C_2H_6} = \frac{0,05 \cdot 100 \cdot 22,4}{1,2 \cdot 209} = 0,446 \text{ м}^3,$$

$$v_{C_3H_8} = \frac{0,02 \cdot 100 \cdot 22,4}{0,47 \cdot 209} = 0,455 \text{ м}^3,$$

$$v_{C_4H_{10}} = \frac{0,01 \cdot 100 \cdot 22,4}{0,18 \cdot 209} = 0,595 \text{ м}^3.$$

Суммарный объем абсорбированных газов будет равен $\Sigma v_i = 2,052 \text{ м}^3$.

Балансовый объем углеводородных газов, поступающих в газосепаратор (газы гидрокрекинга и вносимые со свежим ВСГ), по формуле (2.15) составляет

$$4,34 (1 - 0,85) + 0,33 = 0,98 < v_a.$$

Поскольку выполняется требование уравнения (2.15), возможна работа без отдува части циркулирующего ВСГ. Таким образом, общий расход водорода в процессе гидроочистки будет складываться из водорода, поглощаемого при химической реакции, абсорбируемого в сепараторе высокого давления и механически теряемого:

$$\begin{aligned} G_{H_2} &= G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = \\ &= 0,275 + 0,086 + 0,026 + 0,042 = 0,429\% \text{ (масс.)}. \end{aligned} \quad (2.20)$$

Расход свежего ВСГ на гидроочистку равен

$$G^0_{H_2} = G_{H_2} / 0,29 = 0,429 / 0,29 = 1,48\% \text{ (масс.)}, \quad (2.21)$$

где 0,29 — содержание водорода в свежем водородсодержащем газе, % (масс.).

Полученные значения расхода водорода и свежего ВСГ далее будут использованы при составлении материального баланса установки и реактора гидроочистки.

2.1.4. Материальный баланс установки

На основе полученных данных можно составить материальный баланс установки (табл. 2.3).

Вначале рассчитываем выход сероводорода

$$V_{H_2S} = \Delta SM_{H_2S} / M_S = 1,8 \cdot 34 / 32 = 1,91 \% \text{ (масс.)}. \quad (2.22)$$

Таким образом, балансовым сероводородом поглощается 0,11% (масс.) водорода ($1,91 - 1,80 = 0,11\%$).

Количество водорода, вошедшего при гидрировании в состав дизельного топлива, равно

$$G_1 + G_2 - 0,11 = 0,275 + 0,086 - 0,11 = 0,251 \% \text{ (масс.)}. \quad (2.23)$$

Уточненный выход гидроочищенного дизельного топлива $95,86 + 0,251 = 96,111\%$ (масс.). (2.24)

Выход сухого газа, выводимого с установки, складывается из углеводородных газов, поступающих со свежим ВСГ, газов, образующихся при гидрогенолизе, а также абсорбированного гидрогенизатором водорода:

$$1,48 \cdot (1 - 0,29) + 0,54 + 0,026 = 1,62\% \text{ (масс.)}. \quad (2.25)$$

На основе полученного материального баланса проводим расчет реакторного блока установки гидроочистки.

2.1.5. Расчет объема катализатора

Основным уравнением для расчета объема катализатора является уравнение (2.3). При интегрировании уравнения (2.3) получаем

$$V = G' \int_{S_0}^{S_K} dS/r = G' \int_{S_0}^{S_K} dS/(kS^n), \quad (2.26)$$

где S_0 и S_K — начальное и конечное содержание серы, % (масс.).

Уравнение (2.26) аналитически не решается, поскольку с увеличением глубины обессеривания температура процесса повышается и значение k изменяется.

Используем для решения графо-аналитический метод, который включает следующие этапы: 1) составление материального баланса реактора; 2) определение температуры реакционной смеси при различных глубинах обессеривания из уравнения теплового баланса; 3) для соответственных значений глубины обессеривания и температуры определение k , а затем r ; 4) построение кривой зависимости обратной скорости $1/r$ от остаточ-

ного содержания серы ΔS в координатах $1/r - \Delta S$; площадь под кривой в интервале от S_0 до S численно равна интегралу $\int_{S_0}^S dS/r$; 5) определение требуемого объема реактора V по уравнению (2.26).

Материальный баланс реактора. В реактор поступает сырье, свежий водородсодержащий газ и циркулирующий водородсодержащий газ (ЦВСГ). Состав ЦВСГ приведен ниже:

	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
Мольная доля y'	0,720	0,200	0,050	0,020	0,010
Массовая доля y	0,192	0,427	0,201	0,103	0,077

Средняя молекулярная масса ЦВСГ $M_{ц}$ равна

$$M_{ц} = \sum M_i y_i' = 2 \cdot 0,720 + 16 \cdot 0,200 + 30 \cdot 0,050 + 44 \cdot 0,020 + 58 \cdot 0,010 = 7,6 \text{ кг/кмоль.} \quad (2.27)$$

Расход ЦВСГ на 100 кг сырья $G_{ц}$ можно найти по формуле

$$G_{ц} = \frac{100 \cdot M_{ц}}{\rho_c} 22,4 = \frac{100 \cdot 400 \cdot 7,6}{850 \cdot 22,4} = 15,96 \text{ кг.} \quad (2.28)$$

На основе данных материального баланса гидроочистки (табл. 2.3) составляем материальный баланс реактора (табл. 2.4).

Таблица 2.3. Материальный баланс гидроочистки

Наименование	% (масс.)	т/год	т/сут*	кг/ч
Взято				
Сырье	100,00	2 000 000	5882,35	245 098
Водородсодержащий газ	1,48	29 600	87,06	3627
в том числе 100% H ₂	0,43	8600	25,29	1053
Σ	101,48	2 029 600	5969,41	248 725
Получено				
Дизельное топливо очищенное	96,11	1 922 200	5653,53	235 564
Сероводород	1,91	38 200	112,35	4681
Сухой газ**	1,66	33 200	97,65	4068
Бензин	1,80	36 000	105,88	4412
Σ	101,48	2 029 600	5969,41	248 726

* Из 365 дней установка 340 дней перерабатывает сырье, 22 дня — ремонт установки, 3 дня — регенерация катализатора.

** Механические потери водорода в балансе присоединены к сухому газу.

Таблица 2.4. Материальный баланс реактора гидроочистки

Наименование	% (масс.)	кг/ч
Взято		
Сырье	100,00	245098
Свежий водородсодержащий газ	1,48	3627
Циркулирующий водородсодержащий газ	15,96	39118
Σ	117,44	287843
Получено		
Дизельное топливо очищенное	96,11	235564
Сероводород	1,91	4681
Сухой газ	1,66	4069
Бензин	1,80	4412
Циркулирующий водородсодержащий газ	15,96	39118
Σ	117,44	287843

Тепловой баланс реактора. Уравнение теплового баланса реактора гидроочистки можно записать так:

$$Q_c + Q_{\text{ц}} + Q_S + Q_{\text{г.н}} = \sum Q_{\text{см}}, \quad (2.29)$$

где Q_c , $Q_{\text{ц}}$ — тепло, вносимое в реактор со свежим сырьем и циркулирующим водородсодержащим газом;

Q_S , $Q_{\text{г.н}}$ — тепло, выделяемое при протекании реакций гидрогенолиза сернистых и гидрирования непредельных соединений;

$\sum Q_{\text{см}}$ — тепло, отводимое из реактора реакционной смесью.

Средняя теплоемкость реакционной смеси при гидроочистке незначительно изменяется в ходе процесса, поэтому тепловой баланс реактора можно записать в следующем виде:

$$\bar{G}ct_0 + \Delta S q_S + \Delta C_{\text{н}} q_{\text{н}} = \bar{G}ct, \quad (2.30)$$

$$t = t_0 + (\Delta S q_S + \Delta C_{\text{н}} q_{\text{н}}) / (\bar{G}c), \quad (2.31)$$

где G — суммарное количество реакционной смеси, % (масс.);

$\bar{c}$ — средняя теплоемкость реакционной смеси, кДж/(кг·К);

ΔS , $\Delta C_{\text{н}}$ — количество серы и непредельных, удаленных из сырья, % (масс.);

t , t_0 — температуры на входе в реактор и при удалении серы ΔS , °С;

q_S , $q_{\text{н}}$ — тепловые эффекты гидрирования сернистых и непредельных соединений, кДж/кг.

Ниже последовательно определены численные значения всех членов, входящих в уравнение (2.31).

1. Значение t_0 определяют для каждой пары катализатор — сырье в интервале 250—380 °С. При оптимизации t_0 учитывают следующие два фактора, действующие в противоположных направлениях: с повышением t_0 уменьшается загрузка катализатора, которая требуется для достижения заданной глубины обессеривания ΔS , но, с другой стороны, увеличивается скорость дезактивации

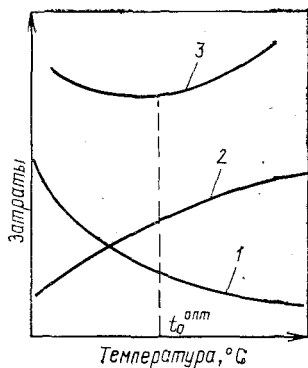


Рис. 2.2. Зависимость затрат от температуры на входе в реактор:

1 — затраты на катализатор; 2 — затраты на регенерацию катализатора; 3 — суммарные затраты

катализатора и, следовательно, увеличиваются затраты, связанные с более частыми регенерациями и большими днями простоя установки за календарный год.

Минимум суммарных затрат, как показано на рис. 2.2, определит оптимальное значение t_0 (для построения графика необходимо иметь зависимость продолжительности цикла от величины t_0). Для заданной пары катализатор — сырье $t_0 = 350^\circ\text{C}$.

2. Суммарное количество реакционной смеси на входе в реактор составляет 117,44 кг (см. табл. 2.4).

3. Количество серы, удаленное из сырья, $\Delta S = 1,8\%$ (масс.). Глубину гидрогирования непредельных углеводородов можно принять равной глубине обессеривания $\Delta C_H = C_H \cdot 0,9 = 10 \cdot 0,9 = 9\%$ (масс.).

4. Количество тепла, выделяемое при гидрогенолизе сернистых соединений (на 100 кг сырья) при заданной глубине обессеривания, равной 0,9, составит

$$Q_S = \sum q_{Si} g_{Si}, \quad (2.32)$$

где q_{Si} — тепловые эффекты гидрогенолиза отдельных сероорганических соединений, кДж/кг (см. табл. 2.2);

g_{Si} — количество разложенных сероорганических соединений, кг (при расчете на 100 кг сырья оно численно равно содержанию отдельных сероорганических соединений в % масс.).

Таким образом $Q_S = 0,1 \cdot 2100 + 1,0 \cdot 3810 + 0,2 \cdot 5060 + 0,5 \cdot 8700 = 8471$ кДж.

5. Количество тепла, выделяемое при гидрогировании непредельных углеводородов, равно 126 000 кДж/моль. Тогда

$$Q_H = \Delta C_H q_H / M = 9 \cdot 126\,000 / 209,16 = 5421 \text{ кДж}. \quad (2.33)$$

6. Среднюю теплоемкость циркулирующего водородсодержащего газа находят на основании данных по теплоемкости отдельных компонентов (табл. 2.5).

Теплоемкость циркулирующего водородсодержащего газа можно найти по формуле

$$c_{\Sigma} = \sum c_{Pi} y_i, \quad (2.34)$$

где c_{Pi} — теплоемкость отдельных компонентов с учетом поправок на температуру и давление, кДж/(кг·К);

y_i — массовая доля каждого компонента в циркулирующем газе (см. разд. 2.1.2).

Таблица 2.5. Теплоемкость индивидуальных компонентов

Теплоемкость	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
c_P , кДж/(кг·К)	14,57	3,35	3,29	3,23	3,18
c_P , ккал/(кг·°C)	3,48	0,800	0,786	0,772	0,760

Тогда $c_d = 14,57 \cdot 0,192 + 3,35 \cdot 0,427 + 3,29 \cdot 0,201 + 3,23 \cdot 0,103 + 3,18 \cdot 0,077 = 5,45$ кДж/(кг·К).

7. Энтальпии паров сырья при 350 °С определяют по графику *Приложения 4*: $I^{350} = 1050$ кДж/кг.

Поправку на давление находят по значениям приведенных температуры и давления.

Абсолютная критическая температура сырья определяется с использованием графика, представленного на рис. 1.14: $T_{кр} = 460 + 273 = 733$ К. (2.35)

Приведенная температура равна $T_{пр} = 350 + 273 / 733 = 0,845$. (2.36)

Критическое давление сырья вычисляют по формуле

$$P_{кр} = 0,1 T_{кр} / M_c = 0,1 \cdot 11,66 \cdot 733 / 209 = 4,09 \text{ МПа}, \quad (2.37)$$

$$\text{где } K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_{ср}}}{d_{16}^{1,5}} = \frac{1,216 \sqrt[3]{275 + 273}}{0,850} = 11,66. \quad (2.38)$$

$$\text{Тогда } P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{4}{4,09} = 0,98. \quad (2.39)$$

Для найденных значений $T_{пр}$ и $P_{пр}$ (см. рис. 1.17)

$$\Delta I / (4,2T) = 4,19 \quad (2.40)$$

$$\Delta I = 4 \cdot 19 \cdot 4,2 \cdot \frac{623}{209} = 52,6 \text{ кДж/кг.}$$

Энтальпия сырья с поправкой на давление равна $I^{350} = 1050 - 52,6 = 997,4$ кДж/кг.

Теплоемкость сырья с поправкой на давление равна $c_c = 997,4 : 350 = 2,85$ кДж/(кг·К).

8. Средняя теплоемкость реакционной смеси составляет

$$\begin{aligned} \bar{c} &= c_c \cdot 100 + c_d \cdot 17,44 / 117,44 = \\ &= 2,85 \cdot 100 + 5,45 \cdot 17,44 / 117,44 = 3,23 \text{ кДж/(кг·К)}. \end{aligned} \quad (2.41)$$

Подставив найденные величины в уравнение (2.31), находят температуру на выходе из реактора t :

$$t = 350 + (8471 + 5421) / (117,44 \cdot 3,23) = 386,6^\circ \text{С.}$$

Для определения температуры реакционной смеси при разных глубинах обессеривания необходимо построить график — рис. 2.3.

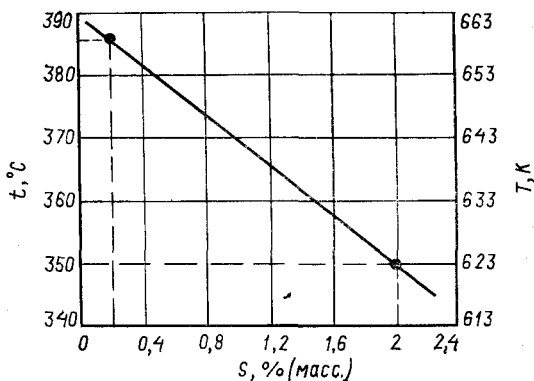


Рис. 2.3. Зависимость температуры реакционной смеси t от остаточного содержания серы в дизельном топливе S

Таблица 2.6. Данные для кинетического расчета процесса обессеривания

Показатели	Содержание серы, % (масс.)				
	2,0	1,5	1,0	0,5	0,2
T, K	623	633	643	653	659,6
$10^8 e^{-E/RT}$	265	327	396	478	539
$k = k_0 e^{-E/RT}$	12,25	15,11	18,20	22,40	24,77
S^2	4,00	2,25	1,00	0,25	0,04
$r = kS^2$	49,00	33,99	18,20	5,60	0,99
$1/r$	0,02	0,03	0,05	0,18	1,01

Теплоемкость реакционной среды не изменяется, поэтому зависимость t от S линейная, и для построения графика достаточно двух точек: при начальном содержании $S = 2\%$ (масс.) температура $350^\circ C$ и при конечном содержании $S = 0,2\%$ (масс.) температура $386,6^\circ C$.

Данные, необходимые для расчета скорости r и обратной скорости $1/r$ при разных глубинах обессеривания, сводят в таблицу (табл. 2.6).

По полученным данным строят график в координатах $1/r - S$ (рис. 2.4). Графическим интегрированием находят площадь под

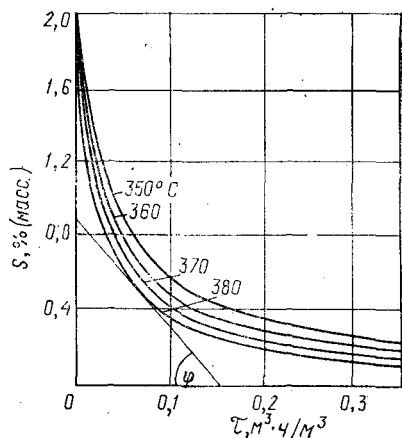
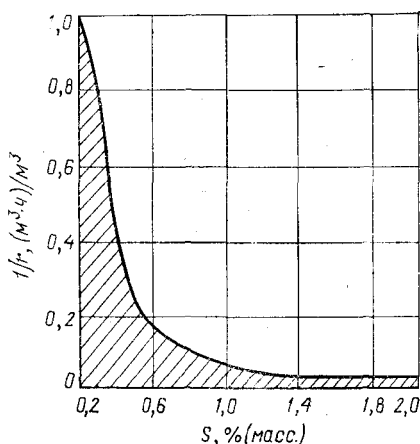


Рис. 2.4. Зависимость обратной скорости реакции $1/r$ от остаточного содержания серы S в гидроочищаемой дизельной фракции

Рис. 2.5. Зависимость остаточного содержания серы S в гидроочищенной дизельной фракции от фиктивного времени τ и температуры процесса:

$$\operatorname{tg} \varphi = r = dS/d\tau = 0,9/0,16 = 5,62$$

полученной кривой в пределах содержания серы от 2 до 0,2% (масс.). Эта площадь численно равна интегралу

$$\int_{S=0,2}^{S=0,2} dS/r = 0,2235 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}/\text{м}^3.$$

Требуемый объем катализатора в реакторе V_K вычисляют по формуле

$$V_K = G' \int_{S=0,2}^{S=0,2} dS/r = 288,23 \cdot 0,2235 = 64,42 \text{ м}^3.$$

Значение G' находят из соотношения

$$G' = G/\rho = 245\,098/850 = 288,23 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (2.42)$$

Обычно для характеристики процесса применяют показатель — объемную скорость подачи сырья, т. е. отношение объема жидкого сырья, подаваемого на объем катализатора в час (ω , ч^{-1})

$$\omega = G'/V_K = 288,23/64,42 = 4,47 \text{ ч}^{-1}. \quad (2.43)$$

Исходные кинетические данные могут быть заданы также в графическом виде, например в координатах остаточное содержание серы S — фиктивное время процесса τ . На рис. 2.5 приведены экспериментальные данные по гидроочистке смеси прямой дизельной фракции и легкого газойля каталитического крекинга. Значение r для соответствующих S и t находят по экспериментальным кривым методом графического дифференцирования. Так, при остаточном содержании серы 0,5% (масс.) температура реакционной смеси равна 380 °С. Тангенс угла наклона касательной к кинетической кривой для 380 °С при $S=0,5\%$ (масс.) численно равен скорости реакции r . Значение тангенса определяют по отношению отрезков, отсекаемых касательной соответственно на осях абсцисс и ординат. Найденная графическим дифференцированием скорость — 5,62 $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ практически совпадает со значением r , вычисленным по кинетическим константам.

Аналогично определяют r для остальных соответственных значений S и t . Далее вычисляют значение $1/r$ и проводят графическое интегрирование аналогично рассмотренному ранее.

По найденному значению V_K вычисляют геометрические размеры реактора гидроочистки.

Принимают цилиндрическую форму реактора и соотношение высоты к диаметру равным 2:1 или $H=2D$. Тогда

$$V_p = \pi D^2 H = \pi D^2 2D = 2\pi D^3. \quad (2.44)$$

Диаметр реактора равен

$$D = [V_K/(2\pi)]^{1/3} = [64,42/(2\pi)]^{1/3} = 2,2 \text{ м}. \quad (2.45)$$

Высота слоя катализатора составляет $H=2D=4,4$ м. (2.46)

Приемлемость принятой формы реактора дополнительно проверяется гидравлическим расчетом реактора. Потери напора в слое катализатора не должны превышать 0,2—0,3 МПа.

2.1.6. Расчет потери напора в слое катализатора

Потерю напора в слое катализатора вычисляют по формуле

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{150(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d^2} \frac{0,1\mu}{\text{м}} + \frac{1,75(1-\varepsilon)\rho u^2}{\varepsilon^3 dg}, \quad (2.47)$$

где ε — порозность слоя;

u — линейная скорость движения потока, фильтрующегося через слой катализатора, м/с;

μ — динамическая вязкость, Па·с;

d — средний диаметр частиц, м;

ρ — плотность газа, кг/м³;

g — ускорение силы тяжести, кг/с².

Порозность слоя вычисляют по формуле

$$\varepsilon = 1 - \gamma_n / \gamma_k, \quad (2.48)$$

где γ_n — насыпная плотность катализатора, равная 640 кг/м³;

γ_k — кажущаяся плотность катализатора, равная 1210 кг/м³.

Таким образом $\varepsilon = 1 - 640/1210 = 0,48$.

Линейная скорость потока равна $u = 4V/\pi D^2$, (2.49)

где V — объем реакционной смеси, включающий объем сырья V_c , и объем циркулирующего водородсодержащего газа $V_{ц}$, т. е.

$$V = V_c + V_{ц}. \quad (2.50)$$

Объем сырья рассчитывают по формуле

$$V_c = \frac{G_c \cdot 22,4 \cdot z_c (t_{cp} + 273)}{M_{ц} P}, \quad (2.51)$$

где G_c — расход сырья в реактор, кг/ч;

z_c — коэффициент сжимаемости (при $T_{пр}=0,845$ и $P_{пр}=0,98$ коэффициент сжимаемости равен 0,25);

t_{cp} — средняя температура в реакторе, °С.

Величина t_{cp} может быть найдена как средняя арифметическая между температурой ввода сырья $t_0=350$ °С и температурой на выходе из реактора, равной 386,65 °С:

$$t_{cp} = 0,5(350 + 386,65) = 368,32 \text{ °С}.$$

$$\text{Тогда } V_c = \frac{245\,098 \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot 0,25 \cdot (368,32 + 273)}{209 \cdot 4 \cdot 273} = 385 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Объем циркулирующего газа составит

$$V_{ц} = \frac{G_{ц} \cdot 22,4 z_{ц} (t_{cp} + 273)}{M_{ц} P \cdot 273}. \quad (2.52)$$

$$V_{ц} = \frac{39\,118 \cdot 22,4 \cdot 0,1 \cdot 1 \cdot (368,32 + 273)}{7,6 \cdot 4 \cdot 273} = 6771 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$V = V_c + V_{ц} = 385 + 6771 = 7156 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$u = \frac{4 \cdot 7156}{\pi \cdot 2,2^2 \cdot 3600} = 0,52 \text{ м/с}. \quad (2.53)$$

Динамическую вязкость смеси определяют по ее средней молекулярной массе, равной

$$M_{\text{ср}} = \frac{G_{\text{с}} + G_{\text{ц}}}{G_{\text{с}}/M_{\text{с}} + G_{\text{ц}}/M_{\text{ц}}} = \frac{245\,098 + 39\,118}{245\,098/209 + 39\,118/7,6} = 44,97. \quad (2.54)$$

По уравнению Фроста [48, с. 43] находят динамическую вязкость смеси: $\mu = 1,87 \cdot 10^{-6}$ кг·с/м².

Средний диаметр частиц катализатора $d = 4 \cdot 10^{-3}$ м. Плотность реакционной смеси в условиях процесса равна

$$\gamma = \frac{G_{\text{с}} + G_{\text{ц}}}{V_{\text{с}} + V_{\text{ц}}} = \frac{245\,098 + 31\,118}{385 + 6771} = 39,7 \text{ кг/м}^3. \quad (2.55)$$

Таким образом,

$$\begin{aligned} \frac{\Delta P}{H} &= 150 \cdot \frac{(1 - 0,48)^2 \cdot 1,87 \cdot 10^{-6} \cdot 0,52}{0,48^3 \cdot (4 \cdot 10^{-3})^2} + \\ &+ 1,75 \cdot \frac{(1 - 0,48) \cdot 39,7 \cdot 0,52^2}{0,48^3 \cdot 4 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81} = 2252,2 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{м)}. \end{aligned}$$

$$\Delta P = H \cdot 2252,2 = 4,4 \cdot 2252,2 = 9909,68 \text{ кг/м}^2.$$

Таким образом, потеря напора катализатора не превышает предельно допустимых значений 0,2—0,3 МПа. Поэтому к проектированию принимают реактор цилиндрической формы с высотой и диаметром реакционной зоны 4,4 и 2,2 м соответственно.

2.2. РЕГЕНЕРАЦИЯ КАТАЛИЗАТОРА ГИДРООЧИСТКИ

В ходе эксплуатации активность катализатора гидроочистки снижается в результате следующих причин: 1) отложение на поверхности катализатора тяжелых металлов (Fe, V, Ni); 2) постепенная рекристаллизация активных компонентов катализатора (Mo, Co, Ni), т. е. снижается их поверхность, доступная для реагирующих молекул сырья; 3) уменьшение поверхности оксида алюминия, являющегося носителем; 4) отложение на поверхности катализатора кокса, экранирующего активные центры катализатора.

При окислительной регенерации с поверхности катализатора удаляются отложения кокса и активность катализатора частично восстанавливается, т. е. дезактивация катализатора коксом является обратимой. Однако не удаляются тяжелые металлы (Fe, V, Ni), не восстанавливается дисперсность активных компонентов катализатора и поверхность носителя. Дезактивация катализатора по указанным причинам является необратимой, непрерывно нарастает при эксплуатации катализатора и через 3—5 лет результаты процесса резко ухудшаются. Замена катализатора при этом необходима.

Ниже даны методика и пример расчета окислительной регенерации катализатора гидроочистки.

Исходные данные.

1. Количество отложений на катализаторе 8,5% (масс.). Состав отложений, % (масс.): С — 81, S — 10, H₂ — 9; отложения сгорают полностью с образованием CO₂, SO₂ и H₂O соответственно.

2. Предельно допустимая температура разогрева катализатора при регенерации составляет 570°C.

3. Остаточное содержание кислорода в газе регенерации после реакторов 0,5% (масс.).

Необходимо определить расход и состав газа регенерации для полного удаления отложений без перегрева катализатора, а также продолжительность регенерации.

Расчет. Количество кислорода, теоретически необходимое для полного сжигания 1 кг отложений, равно

$$\begin{aligned} \text{до CO}_2 \quad 0,81 \cdot 32/12 &= 2,16 \text{ кг}, & \text{до SO}_2 \quad 0,10 \cdot 32/32 &= 0,10 \text{ кг}, \\ \text{до H}_2\text{O} \quad 0,09 \cdot 16/2 &= 0,72 \text{ кг}. \end{aligned}$$

Итого теоретическая потребность кислорода составляет 2,98 кг на 1 кг отложений.

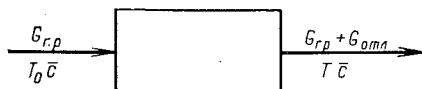
Количество газа регенерации для выжига 1 кг отложений

$$G_{г.р} = 2,98/(x_{O_2} - 0,005). \quad (2.56)$$

где x_{O_2} — массовая доля кислорода в исходном газе регенерации;

0,005 — то же, в газе после регенерации.

Искомые значения $G_{г.р}$ и x_{O_2} находят из теплового баланса регенерации:



Если пренебречь потерями тепла в окружающую среду, тепловой баланс регенерации 1 кг отложений запишется в следующем виде:

$$G_{г.р} t_0 \bar{c} + q_p = (G_{г.р} + G_{отл}) t \bar{c}, \quad (2.57)$$

где t_0, t — температуры газа на входе и выходе из реактора, °С;
 $\bar{c}$ — средняя теплоемкость газа регенерации, кДж/(кг·К)
 [можно принять равной теплоемкости азота 1,025 кДж/(кг·К)];

$G_{г.р}, G_{г.р} + G_{отл}$ — массы газа на входе и выходе из реактора, кг (поскольку тепловой баланс составляется на 1 кг отложений, то $G_{отл} = 1$);

q_p — тепловой эффект реакции сгорания отложений, кДж/кг.

В уравнении теплового баланса величиной $G_{отл}$ можно пренебречь, так как эта величина обычно на два порядка меньше $G_{г.р}$. Тогда можно записать

$$t = t_0 + q_p/(G_{г.р} \bar{c}). \quad (2.58)$$

Величину q_p вычисляют по формуле Менделеева

$$q_p = 4,19 \cdot [81C + 246H + 26(S-O)], \quad (2.59)$$

$$q_p = 4,19 \cdot [81 \cdot 81 + 246 \cdot 9 + 26 \cdot 10] = 37\,766 \text{ кДж/кг.}$$

Принимают максимально допустимую температуру на выходе из реактора $t = 570^\circ\text{C}$, на входе в реактор $t_0 = 450^\circ\text{C}$ (по практическим данным при меньших температурах резко снижается скорость горения и увеличивается продолжительность регенерации). При этом

$$G_{г.р} = \frac{q_p}{(t - t_0) c} = \frac{37\,766}{(570 - 450) \cdot 1,025} = 307. \quad (2.60)$$

Концентрация кислорода в инертном газе равна

$$x_{O_2} = \frac{2,98}{G_{г.р}} + 0,005 = \frac{2,98}{307} + 0,005 = 0,0147.$$

Таким образом концентрация кислорода в инертном газе должна быть около 1,5% (масс.); остальные компоненты: $N_2 \approx 82-86\%$ (масс.), $CO_2 \approx 7-10\%$ (масс.), $SO_2 \approx 2-4\%$ (масс.).

Общий объем газа, подаваемого на регенерацию, приведенный к нормальным условиям $V_{г.р}$, вычисляют по формуле

$$V_{г.р} = V_k \gamma_n \cdot 0,085 \cdot G_{г.р} \cdot 22,4 / M_{г.р}, \quad (2.61)$$

где V_k , γ_n — объем катализатора в реакторе (м^3) и его насыпная плотность ($\text{кг}/\text{м}^3$);

0,085 — количество отложений в долях от массы катализатора;

$G_{г.р}$ — расход газов регенерации, $\text{кг}/\text{кг}$;

$M_{г.р}$ — молекулярная масса газов регенерации.

Таким образом, $V_{г.р} = 64,42 \cdot 640 \cdot 0,085 \cdot 307 \cdot 22,4 / 28 = 860\,692 \text{ м}^3$.

Газ на регенерацию подается в реактор циркуляционными компрессорами процесса гидроочистки. Требуемая мощность циркуляционных компрессоров составляет $N_{ц} = 245\,098 \cdot 400 / 850 = 115\,294 \text{ м}^3/\text{ч}$. (2.62)

Если кинетические факторы не лимитируют процесс регенерации, минимальная продолжительность регенерации составит $\tau = 860\,692 / 115\,294 = 7,47 \text{ ч}$. (2.63)

Эту методику можно использовать также для расчета реакторов большинства крупнотоннажных процессов нефтепереработки — каталитического риформинга, изомеризации, гидрокрекинга, полимеризации — при наличии соответствующих термодинамических и кинетических характеристик.

В этот раздел включены методы технологического расчета реакционных устройств процессов термического крекинга, замедленного коксования нефтяных остатков, прокаливания кокса и производства окисленных битумов. Для указанных процессов очень важным является правильный выбор принципиальной схемы и типов основных аппаратов, во многом определяющий продолжительность межремонтного пробега и экономичность схемы. Немаловажное значение имеет оптимальный технологический режим, обеспечивающий заданную глубину превращения сырья при сравнительно небольших значениях уноса твердой или жидкой фазы. Поэтому необходимо тесно увязывать размеры реакционных устройств с кинетикой, теплотехникой и гидродинамикой.

3.1. ТЕРМИЧЕСКИЙ КРЕКИНГ

Термический крекинг представляет собой сложный процесс параллельно-последовательных реакций распада и уплотнения различных молекул нефтяного сырья, протекающих с участием свободных радикалов [43]. В процессе крекинга алканы распадаются с образованием низкомолекулярных алканов и олефинов и могут дегидрироваться. Образующиеся олефины вступают в реакции полимеризации, алкилирования и циклизации. Нафтеновые углеводороды под воздействием высокой температуры дегидрируются, превращаясь в ароматические углеводороды. Возможен разрыв нафтеновых колец с образованием алкенов. Алкилцикланы распадаются, давая алканы, олефины и нафтеновые углеводороды с укороченной алкильной цепью. Разрыв связей происходит преимущественно посередине алкильной цепи.

Ароматические углеводороды, содержащие короткие олефиновые цепи, вступают в реакции поликонденсации, в результате чего образуются высокомолекулярные продукты уплотнения, в том числе карбены и карбоиды.

При крекинге смеси различных углеводородов в жидкой фазе на кинетику образования продуктов уплотнения существенное влияние оказывает растворяющая способность среды по отношению к асфальтенам и высокомолекулярным полициклическим углеводородам, являющимся основными коксообразующими компонентами. Чем больше растворяющая способность среды, тем продолжительнее индукционный период образования твердой фазы. В начальный период крекинга проте-

кают реакции распада высоковязких парафино-нафтяных углеводородов с образованием ароматических соединений с короткими алкильными цепями и низкой вязкости. В дальнейшем преобладают реакции поликонденсации промежуточных продуктов, которые дают высокомолекулярные ароматические углеводороды, повышающие вязкость крекинг-остатка.

3.1.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установки

В промышленной практике применяют следующие разновидности термического крекинга: глубокий крекинг дистиллятного сырья, легкий крекинг гудронов и мазутов (висбрекинг), термический риформинг прямогонного бензина и комбинированные процессы, сочетающие в себе глубокий и легкий крекинг.

Глубокий, или жесткий крекинг, осуществляемый при 530—550 °С, предназначен для деструктивной переработки первичных и вторичных газойлей с получением в качестве целевых продуктов термического газойля — сырья для производства технического углерода — и дистиллятного крекинг-остатка — сырья для производства игольчатого кокса. В этом процессе реакции распада протекают глубоко и сопровождаются образованием большого количества полициклических ароматических углеводородов.

Перспективным сырьем для получения игольчатого кокса являются малосернистые тяжелые газойли каталитического и термического крекинга и коксования, экстракты селективной очистки масел, смолы пиролиза. Эти виды сырья содержат от 31 до 74% (масс.) полициклических ароматических углеводородов и менее 1,0% (масс.) асфальтенов и отличаются пониженной зольностью. Вторичные газойли после глубокого термического крекинга и отгона легких фракций дают дистиллятный крекинг-остаток с коксуемостью 20—25% (масс.), который представляет собой высококачественное сырье установки замедленного коксования для получения игольчатого кокса.

При термическом риформинге сырьем служат прямогонные бензины. Для такого процесса характерным является дегидрирование нафтяных углеводородов и превращение алканов в алкены. Назначение процесса — повысить октановое число бензинов, а также получить непредельные газы — пропилен и бутилены. Октановое число бензинов в процессе термического риформинга повышается с 50 до 70 пунктов по моторному методу. Процесс осуществляют при температуре до 550—570 °С и давлении до 7 МПа.

Висбрекинг предназначен для углубления переработки нефтей. Как правило, висбрекингу подвергают утяжеленные сернистые и высокосернистые гудроны с температурой начала кипения 500—540 °С. В таком сырье много асфальтено-смолистых веществ, молекулы которых обладают длинными алкильными

Таблица 3.1. Выход продуктов при термическом крекинге

Вид крекинга	Выход продуктов, % (масс.)				
	сухой газ	C ₄	бензин н.к.—200 °С	газойль 200—350 °С	крекинг- остаток
Крекинг мазута	5	1	15	10	69
Висбрекинг гудрона	2	1	6	11	80
Крекинг газойлей для получения					
сырья для техниче- ского углерода	6	4	21	37	32
сырья игольчатого кокса	12	3	20	30	35
Риформинг бензина	24	4	67	0	5

цепями, повышенной вязкостью и склонностью к коксованию.

Интенсивность закоксовывания змеевика печи может быть снижена добавлением в сырье высокоароматизированных продуктов, например, экстрактов селективной очистки масел, тяжелой смолы пиролиза, а также применением моющих силиконовых присадок или подачей в змеевик турбулизатора — водяного пара.

Подвергая крекингу гудрон в условиях сравнительно низкой температуры (465—495 °С) и короткой продолжительности (300—900 с), добиваются в первую очередь снижения его вязкости. Образующиеся при этом углеводородные газы и светлые жидкие продукты могут быть подвергнуты дальнейшей переработке. Маловязкий крекинг-остаток используется в качестве котельного топлива. Чем меньше отбор котельного топлива, тем больше глубина переработки.

Ориентировочный выход продуктов при различных вариантах термического крекинга представлен в табл. 3.1.

Для переработки гудронов и мазутов широко используется установка двухпечного крекинга, принципиальная схема которой показана на рис. 3.1. Исходное сырье прокачивается через теплообменники 10, в которых теплоносителем служит крекинг-остаток, и подается в верхнюю часть испарителя низкого давления 6. Здесь за счет снижения давления сырье адсорбирует пары тяжелых углеводородов, выделяющиеся из крекинг-остатка, и далее оно насосом подается в низ ректификационной колонны 5. Туда же поступают парообразные продукты крекинга из испарителя высокого давления 4. В результате контакта паровой и жидкой фаз на тарелках в нижней части ректификационной колонны сырье нагревается до 400 °С и вместе с рециркулятом насосом подается в печь легкого крекинга. Загрузка печи глубокого крекинга 2 производится газойлем, подаваемым насосом от ректификационной колонны 5. Продукты крекинга из обеих печей подаются в выносную реакционную камеру 3, в которой крекируются преимущественно пары, поступающие

На линии между выносной реакционной камерой и испарителем высокого давления установлен редуктор, служащий для снижения давления и за счет этого испарения легкой части жидкой фазы. Паровая фаза подвергается фракционированию в ректификационной колонне с выделением сухого газа, бензина и газойля, служащего сырьем для печи глубокого крекинга. Для выделения бензина на установке имеется стабилизационная колонна 7.

Недостатком приведенной схемы является отсутствие вакуумной колонны, вследствие чего в крекинг-остатке, выводимом с установки, остается много газойлевых фракций.

1 — печь легкого крекинга; 2 — печь глубокого крекинга; 3 — реакционная камера; 4 — испаритель высокого давления; 5 — ректификационная колонна; 6 — испаритель низкого давления; 7 — стабилизационная колонна; 8 — газосепараторы; 9 — конденсаторы-холодильники; 10 — теплообменники; 11 — паровой подогреватель; 12 — холодильники; I — сырье; II — газ; III — фракция C_4-C_5 ; IV — стабильный бензин; V — газойлевая фракция; VI — крекинг-остаток

Таблица 3.2. Режим двухпечного крекинга гудрона

Аппарат	t , °C	P , МПа	Аппарат	t , °C	P , МПа
Печь тяжелого сырья:			Испаритель высокого давления:		
вход	400	5,3	верх	455	1,0
выход	480	2,4	низ	430	
Печь легкого сырья:			Ректификационная колонна:		
вход	305	6,0	верх	215	1,0
выход	540	2,5	середина	300	
			низ	400	
Реакционная камера:			Испаритель низкого давления:		
верх	500	1,0	верх	160	0,2
низ	465	1,0	середина	290	
			низ	410	

В варианте *б* продукты крекинга после печи подвергаются дополнительной деструкции в реакционной колонне с восходящим потоком. Наличие последнего в камере обеспечивает дополнительное разложение жидкой фазы, при этом достигается некоторое уменьшение выхода крекинг-остатка по сравнению с вариантом *а*. При наличии вакуумной колонны на установке легкого крекинга становится возможным изменять в более широких пределах выход и качество продуктов. Например, при крекинге мазута плотностью 950 кг/м³ без применения вакуумной колонны выход газа составляет 2% (масс.), бензина с к.к. 185°C—6% (масс.), легкого газойля с пределами выкипания 185—370°C 11% (масс.) и крекинг-остатка—81% (масс.). Если же включить вакуумную колонну, как это показано в варианте *в*, выход остатка можно уменьшить до 24% (масс.) при соответствующем увеличении выхода дистиллятов.

В варианте процесса *г* имеется возможность жесткого крекинга вторичного вакуумного газойля в отдельной печи с выносной реакционной камерой. При такой схеме получается не только тяжелый вакуумный крекинг-остаток, но и максимальный выход газа, бензина и легкого газойля.

Легкий крекинг проводят при температуре 455—480°C, в среднем при 470°C, и давлении в пределах 1,4—4,0 МПа, в среднем 2 МПа. Технологический режим легкого крекинга при работе установки на мазуте мангышлакской и волгоградской нефтей приведен в табл. 3.3 [46]. При легком крекинге сернистого гудрона смеси арланской и ромашкинской нефтей, качество которого приведено в табл. 3.3, получено 94,3% (масс.) крекинг-остатка с условной вязкостью при 80°C 4—5°УВ и коксуемостью 10—14% (масс.). Суммарный выход газа и бензина составил 5,7% (масс.).

Принципиальная схема установки термического крекинга, предназначенного для получения сырья для технического углерода, показана на рис. 3.3. Ее отличие от проектной установки двухпечного крекинга заключается в том, что обе печи работают в режиме глубокого крекинга. В печи 1 крекируется свежее сырье с добавкой рецикулята при температуре 505 °С и давлении 3,5 МПа, а в печи 2 крекируется рецикулят при температуре 515 °С и давлении 2,7 МПа. В печах смонтированы змеевики безретурбентного типа из стали 1X18H10T. В реакционной камере 3 крекинг продолжается при температуре 500 °С и давлении 1,9 МПа. Для вывода термического газойля с достаточно высокой температурой начала кипения испаритель низкого давления 8 дооборудован газосепаратором 10 вертикального типа.

Примерный выход продуктов следующий (% масс.): сухой газ — 5,0, жирный газ — 1,5, бензин — 19,5, термический газойль — 26,5, крекинг-остаток — 46,5, потери — 1,0. Качество термического газойля: плотность 1000 кг/м³; показатель преломления при 20 °С 1,590, коксуемость по Конрадсону 0,7% (масс.), индекс корреляции 98, вязкость при 50 °С — 15,2 мм²/с, содержание серы 2,88% (масс.), пределы выкипания 238—500 °С. Недостаточно высокий выход термического газойля объясняется отсутствием вакуумной колонны, вследствие чего получаемый крекинг-остаток плотностью 1080 кг/м³ имеет температуру начала кипения 320 °С и содержит около 35% (масс.) газойлевой фракции. Коксуемость крекинг-остатка составляет 14% (масс.) и содержание серы 2,0% (масс.).

Таблица 3.3. Технологический режим печи легкого крекинга при работе на мазуте мангышлакской и волгоградской нефти

Показатели	Мазут мангышлакской нефти	Мазут волгоградской нефти
Температура, °С:		
перевалов	730	730
на выходе из печи	475	475
Расход турбулизатора, %	0,5	0,4
на сырье		
Расход сырья в печь на поток, м ³ /ч	105	105
Давление на входе в печь, МПа	4,0	4,0
Температура, °С:		
сырья на входе в печь	400	400
отходящих дымовых газов	470	485
Характеристика сырья:		
плотность при 20 °С, кг/м ³	895	891
содержание смол, % (масс.):		
сернистокислотных	50	20
силикагелевых	21	15
Содержание серы, % (масс.)	0,25	0,60
Содержание солей, мг/л	70	35
До 350 °С выкипает, % (об.)	13	12

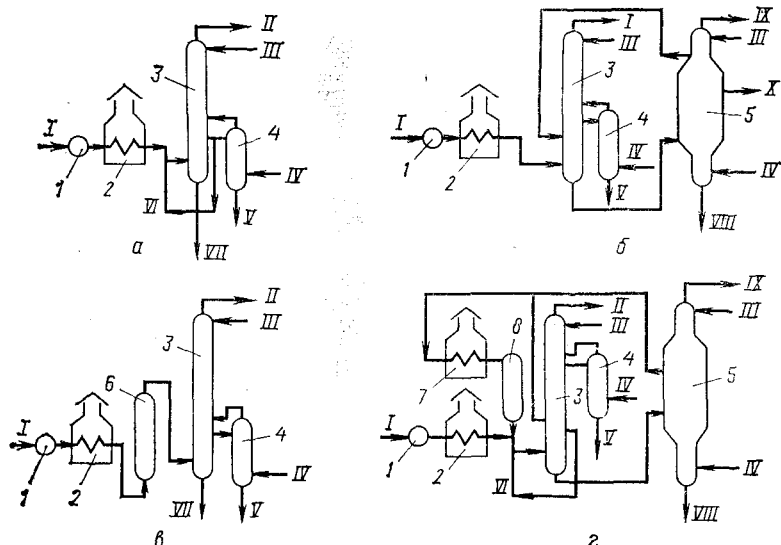


Рис. 3.2. Варианты технологического оформления легкого крекинга для получения котельного топлива (а, б) и увеличения отбора дистиллятов и коксуемости крекинг-остатка (в, г):

1 — насос; 2 — трубчатая печь легкого крекинга; 3 — атмосферная ректификационная колонна; 4 — отпарная колонна; 5 — вакуумная колонна; 6 — реакционная камера с восходящим потоком; 7 — печь глубокого крекинга; 8 — реакционная камера с нисходящим потоком;

I — сырье (гудрон, мазут); II — углеводородные газы, водяной пар и бензин; III — орошение; IV — водяной пар; V — легкий газойль; VI — охлаждающий газойль; VII — атмосферный крекинг-остаток (котельное топливо); VIII — вакуумный крекинг-остаток (компонент котельного топлива); IX — газы и пары; X — тяжелый вакуумный газойль

Характерным сырьем установок термического крекинга для получения термического газойля является смесь вакуумного и вторичного газойлей с добавками ароматических экстрактов и побочных дистиллятов масляного блока. Примерные показатели качества сырья: плотность 910—965 кг/м³, коксуемость по Конрадсону 1,0% (масс.), показатель преломления при 20 °С 1,525—1,545; температура начала кипения 240 °С, до 400 °С выкипает 50% (масс.), температура конца кипения 500 °С.

Основными показателями качества газойля, определяющими пригодность его использования в качестве сырья для получения технического углерода, являются плотность, показатель преломления, индекс корреляции, коксуемость, фракционный состав, зольность, температура застывания и вязкость.

Большая плотность указывает на высокое содержание ароматических углеводородов, которые при неполном горении способны образовывать углерод. Алканы сгорают без выделения углерода. Выход углерода уменьшается при наличии в сырье кислородных и азотистых соединений. Обычно коксуемость термического газойля ограничивают — 1,5% (масс.), чтобы уменьшить содержание тяжелых асфальтено-смолистых веществ, способных образовывать карбоидные частицы с малой внутрен-

ней поверхностью и ухудшающих качество технического углерода. Показатель вязкости имеет значение для распыливания сырья. Содержание серы не допускают выше 0,6% (масс.), если технический углерод получают мокрым способом, при котором образующийся оксид серы растворяется в воде. При сухом способе извлечения технического углерода допускается серы до 2,2% (масс.).

Индекс корреляции является условным показателем, его вычисляют по формуле [45]

$$\text{ИК} = 473d_4^{20} - 456,8 + 48\,640/T_{\text{кип}}, \quad (3.1)$$

где $T_{\text{кип}}$ — температура кипения газойля, К.

Основные требования к сырью, из которого получают высокодисперсный углерод марки ИМ-100, следующие [45]:

Плотность d_4^{20} , не ниже	1,06
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с, не более	10,0
Содержание серы, % (масс.)	1,8—2,0
Коксуемость по Конрадсону, % (масс.)	0,2
Содержание асфальтенов, % (масс.), не более	1,0
Индекс корреляции, не менее	120

Если индекс корреляции увеличить до 140—150, выход технического углерода повысится на 10—12% (абс.), например, при использовании антраценового масла, индекс корреляции

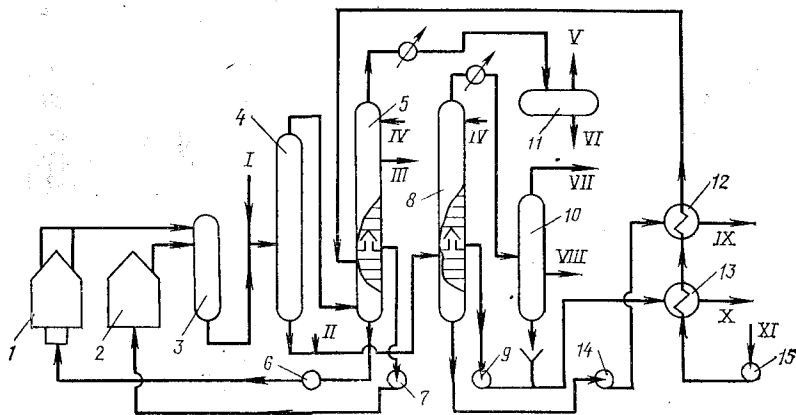


Рис. 3.3. Принципиальная схема установки двухпечного термического крекинга, предназначенной для получения сырья для технического углерода: 1, 2 — печи крекинга; 3 — реакционная камера; 4 — испаритель высокого давления; 5 — ректификационная колонна; 6, 7 — печные насосы; 8 — испаритель низкого давления; 9 — насос для откачки термического газойля в товарный парк; 10, 11 — газосепараторы; 12, 13 — сырьевые теплообменники; 14 — насос для откачки крекинг-остатка; 15 — сырьевой насос; I — холодный легкий газойль; II — водяной пар; III — легкий газойль на установку каталитического крекинга; IV — орошение; V — углеводородный газ; VI — бензин; VII — газ; VIII — легкий термический газойль; IX — крекинг-остаток; X — термический газойль; XI — сырье (смесь газойлей каталитического крекинга и коксования и экстракта фенольной очистки масел)

наиболее распространенного сырья — зеленого масла находится в пределах 95—100. При хорошем качестве сырья соотношение в нем водорода и углерода составляет 1,2—1,3. Получаемое на установках термического крекинга сырье для производства технического углерода имеет плотность $d_4^{20}=0,93-0,97$, показатель преломления при 20 °C 1,53—1,54 и пределы выкипания 230—500 °C.

3.1.2. Расчет реакционного змеевика

Реакционный змеевик является частью общего змеевика, которая располагается в радиантной секции печи. По длине змеевика повышается температура потока, падает давление, растет глубина крекинга, меняется состав продуктов и увеличивается скорость потока, обусловленная образованием газообразных углеводородов и частичным испарением жидкой фазы. Цель расчета реакционного змеевика — определение его длины, обеспечивающей заданную глубину крекинга сырья, определение перепада давления и количества подводимого тепла. Из-за меняющихся условий по длине змеевика точный расчет последнего оказывается исключительно громоздким и сложным. Поэтому обычно прибегают к упрощениям. Задача состоит в том, чтобы с достаточной точностью провести расчет змеевика при заданных условиях и выбрать такие размеры и конфигурацию реакционного устройства, которые бы обеспечивали достаточную длительность межремонтного пробега, минимальные капитальные и эксплуатационные затраты.

Первый этап расчета — это выбор режима нагрева сырья, обеспечивающего заданную глубину превращения сырья. С этой целью рекомендуется воспользоваться уравнением

$$t_k = t_n + \beta (e^{\alpha \tau} - 1) / e^{\alpha \tau}, \quad (3.2)$$

где t_k — температура сырьевого потока (°C), соответствующая продолжительности нагрева τ (мин);

t_n — температура начала разложения сырья, °C;

β и α — коэффициенты, характеризующие интенсивность нагрева и определяющие температурный профиль реакционного змеевика по его длине.

Желательно, чтобы значения коэффициентов β и α находились в таких пределах: $\alpha=0,2-0,8 \text{ мин}^{-1}$ и $\beta=40-170 \text{ °C}$. Целесообразно принимать значение α , а затем по уравнению (3.2) находить величину β , подставив в него значения t_k и τ , соответствующие конечной температуре продуктов крекинга на выходе из печи. Правильность принятой кривой нагрева сырья проверяют последующим расчетом.

Задают профиль давления по длине змеевика как функцию продолжительности в виде уравнения

$$\Delta P = m \tau^n, \quad (3.3)$$

где m и n — постоянные, причем, $n > 1$.

Таблица 3.4. Выход продуктов при легком крекинге гудронов

Продукты	Выход продуктов при содержании веществ, нерастворимых в <i>n</i> -пентане, % (масс.)			
	4	12	20	28
Сухой газ, % (масс.)	2,0	1,6	1,4	1,1
Газ C ₄ , % (об.)	1,5	1,3	1,1	1,0
Газ C ₅ , % (об.)	0,7	0,6	0,5	0,4
Бензин н. к. — 204 °С, % (об.)	15	12	11	8,5
Фракция 204—343 °С, % (об.)	17	14	13	11
Фракция 343—482 °С, % (об.)	32	27	24	21
Остаток > 482 °С, % (об.)	36	47	54	60
Остаток с н. к. 204 °С, % (об.)	87	89	91	92

Значение m определяют, задавшись n , давлением в начале змеевика P_n и в конце P_k . Правильность полученного таким образом профиля давления в последующих расчетах проверяют и при необходимости уточняют.

Кривую нагрева разбивают на 3—5 участков и для каждого рассчитывают глубину превращения и количество подводимого тепла, допуская в пределах каждого участка постоянство температуры и давления. Для определения глубины превращения обычно применяют уравнение реакции первого порядка [47]

$$k = \frac{1}{\tau} \lg \frac{1}{1-x}, \quad (3.4) \quad k = Ae^{-E/(RT)}, \quad (3.5)$$

где k — константа скорости;

x — глубина превращения;

A — постоянная Аррениуса, с⁻¹;

E — энергия активации реакций распада, кДж/моль;

R — газовая постоянная, кДж/(моль·К).

Приведенные выше уравнения являются приближенными. Более надежные результаты могут дать кинетические зависимости, полученные экспериментально.

При расчете требуемого времени пребывания утяжеленного гудрона в печи легкого крекинга для обеспечения заданной глубины превращения пользуются уравнением (3.4), в котором x — возможный выход котельного топлива (остаток, выкипающий при температуре более 482 °С). Определить выход продуктов крекинга

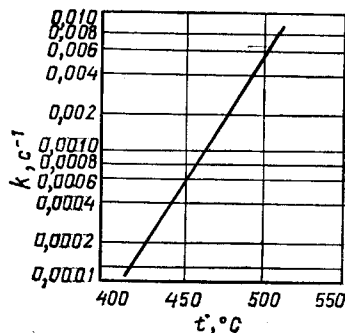


Рис. 3.4. Зависимость константы скорости легкого крекинга гудронов от конечной температуры процесса

можно по данным табл. 3.4 в зависимости от содержания веществ, нерастворимых в *n*-пентане [47].

Для определения константы скорости легкого крекинга гудронов предложен график, представленный на рис. 3.4 [47].

На каждом участке реакционного змеевика вычисляют долю отгона и состав паровой и жидкой фаз, пользуясь следующим уравнением:

$$\sum y_i' = \sum \frac{K_{pi} x'_{Fi}}{1 + e' (K_{pi} - 1)} = 1, \quad (3.6)$$

где y_i' , x'_{Fi} — мольные доли компонентов в паровой фазе и в парожидкостной смеси соответственно;

e' — мольная доля отгона;

K_{pi} — константа фазового распределения компонентов, равная

$$K_{pi} = f_i / P, \quad (3.7)$$

где f_i — летучести компонентов в паровой фазе, МПа;

P — общее давление на данном участке, МПа.

Для определения констант распределения компонентов можно рекомендовать методику [48], учитывающую их зависимость от приведенной температуры и приведенного давления.

Состав жидкой фазы находят по уравнению $x'_i = y'_i / K_{pi}$. (3.8)

Для найденного состава паровой и жидкой фаз рассчитывают энтальпию, вязкость, плотность, линейную скорость потока и протяженность каждого участка, необходимую для передачи соответствующего количества тепла, и фактический перепад давления. Если полученные значения продолжительности движения потока по участкам и перепады давления не совпадут с принятыми в начале расчета данными, необходимо внести поправки в начальные условия и расчет повторить.

Пример. Провести кинетический расчет реакционного змеевика печи легкого крекинга гудрона, полученного из западно-сибирской нефти.

Исходные данные: содержание в гудроне веществ, нерастворимых в *n*-пентане, 12% (масс.); содержание в гудроне серы 2,3% (масс.); производительность одного потока печи по сырью без рециркуляции $G = 20$ т/ч.

Расчет. Принимаем температуру начала разложения сырья $t_n = 430^\circ\text{C}$ и конечную температуру нагрева сырья в печи $t_k = 470^\circ\text{C}$. По графику на рис. 3.4 находим константу скорости, соответствующую этой температуре, $k = 0,00185 \text{ с}^{-1}$.

Продолжительность крекинга составляет

$$\tau = \frac{1}{0,00185} \cdot \ln \frac{100}{46} = 420 \text{ с} = 7 \text{ мин.}$$

Рассчитываем кривую нагрева сырья по уравнению (3.2), приняв $\alpha = 0,4 \text{ мин}^{-1}$ и $\beta = 42,6^\circ\text{C}$. Результаты расчета сводим в табл. 3.5.

Для принятого режима нагрева определяем константы скорости по графику на рис. 3.4 для температурных точек, указанных в табл. 3.5, и находим соответствующие этим точкам значения глубины превращения (крекинга). Результаты расчета сводим в табл. 3.6.

Физические свойства продуктов крекинга приведены в табл. 3.7.

Таблица 3.5. Расчет температурной кривой нагрева сырья в реакционном змеевике

τ , мин	$\alpha\tau$	$e^{\alpha\tau}$	$e^{\alpha\tau}-1$	$\beta \frac{e^{\alpha\tau}}{e^{\alpha\tau}-1}$	t_k
3,0	1,2	3,32	2,82	29	459
5,5	2,2	9,02	8,32	37	467
7,0	2,8	16,44	15,44	40	470

Таблица 3.6. Расчет глубины крекинга (% масс.)

τ , мин	t_k , °C	k , с ⁻¹	Крекинг-остаток	Газ	Бензин	Легкий газойль	Тяжелый газойль
0	430	0	0	0	0	0	0
3,0	459	0,0009	80	0,6	4,6	5,0	9,8
5,5	467	0,0012	65	1,2	8,0	8,8	17,0
7,0	470	0,00185	46	1,8	12,3	13,5	26,4

Таблица 3.7. Физические свойства продуктов крекинга

Продукты	Пределы выкипания, °C	ρ_{20} , кг/м ³	M	$T_{кип}$, К	$T_{кр}$, К	$P_{кр}$, МПа
Газ	—	1,07	24	185	305	4,9
Бензин	н.к. 200	750	112	390	626	3,35
Легкий газойль	200—350	840	212	540	762	2,15
Тяжелый газойль	350—485	895	310	650	821	1,6
Крекинг-остаток	>485	1010	565	850	850	0,9

Для расчета молекулярной массы жидких продуктов крекинга использована формула [48]

$$M = 52,63 - 0,246T + 0,001T^2, \quad (3.9)$$

где T — средняя температура кипения продукта, К.

Плотность продуктов принята по практическим данным [49]. Молекулярная масса газа определена по формуле [48] $M = 22,4\rho$. (3.10)

Для расчета критической температуры кипения продуктов и критического давления воспользуемся следующими формулами [48]:

$$T_{кр} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2, \quad (3.11)$$

$$a = 1,8 \cdot [(T - 273) + 132] \cdot \rho, \quad (3.12)$$

$$P_{кр} = 6T_{кр}/M. \quad (3.13)$$

Рассчитываем содержание серы в продуктах крекинга, имея в виду, что в газ переходит 4% (масс.) серы общего количества ее в сырье, в бензине серы 17% (масс.) и в тяжелом газойле

Таблица 3.8. Приведенные температура (числитель) и давление (знаменатель) продуктов крекинга

Продукт	703 К, 3,0 МПа	723 К, 2,9 МПа	740 К, 2,5 МПа	743 К, 2,0 МПа
Газ	2,2/0,6	2,4/0,6	2,4/0,5	2,4/2,4
Бензин	1,1/0,9	1,1/0,9	1,2/0,7	1,2/0,6
Легкий газойль	0,9/1,2	0,9/1,2	1,0/1,1	1,0/0,9
Тяжелый газойль	0,8/1,9	0,9/1,9	0,9/1,25	0,9/1,3
Крекинг-остаток	0,8/3,3	0,9/3,2	0,9/2,8	0,9/2,2

80% (масс.) от содержания ее в сырье. В легком газойле содержание серы в 2 раза меньше, чем в сырье, а в крекинг-остатке — в 1,25 раза больше [47]. Таким образом содержание серы (% масс.) составляет:

в газе $0,04 \cdot 2,3 \cdot 100/1,8 = 5,2$
 в бензине $0,17 \cdot 2,3 = 0,4$
 в легком газойле $0,5 \cdot 2,3 = 1,2$

в тяжелом газойле $0,8 \cdot 2,3 = 1,9$
 в остатке $1,25 \cdot 2,3 = 2,9$.

Задаемся профилем перепада давления на участках змеевика в виде уравнения $\Delta P = 0,003\tau^2$. (3.14)
 Получаем следующие значения давления:

τ , мин	0	3	5,5	7
P , МПа	3	2,9	2,5	2,0

Приведенные значения температур и давлений для продуктов крекинга сводим в табл. 3.8.

Определяем состав продуктов и долю отгона по участкам змеевика. При температуре 703 К, соответствующей началу крекинга, расчет производить нет необходимости. При температуре 723 К результаты расчета сведены в табл. 3.9. Так как оказалось, что $\sum K_{pi} x'_{Fi} < 1$, то доля отгона при этой температуре равна нулю.

Таблица 3.9. Расчет доли отгона при температуре 723 К

Компонент	x'_{Fi}	K_{pi}	$K_{pi} x'_{Fi}$
Газ	0,0402	5,0	0,2010
Бензин	0,0692	2,7	0,1868
Легкий газойль	0,0411	0,5	0,0205
Тяжелый газойль	0,0532	0,05	0,0027
Крекинг-остаток	0,7963	0,025	0,0139
Σ	1,000		0,4309

Таблица 3.10. Расчет доли отгона при различных температурах

Компонент	α'_i	K_{pi}	$e(K_{pi}-1)+1$	$K_{pi}\alpha'_i$	y'_i	$y'_i M_i$	y_i
При температуре 732 К, $e'=0,042$							
Газ	0,0951	6,0	1,2	0,5706	0,4755	11,41	0,1337
Бензин	0,1563	3,0	1,08	0,4689	0,4342	48,63	0,5695
Легкий газойль	0,0898	0,7	0,988	0,0629	0,0637	13,44	0,1574
Тяжелый газойль	0,1202	0,06	0,962	0,0072	0,0076	2,36	0,0276
Крекинг-остаток	0,5386	0,03	0,981	0,0162	0,0169	9,55	0,118
Σ					0,9978	85,39	1,0000
При температуре 740 К, $e'=0,26$							
Газ	0,1503	6,5	2,43	0,9770	0,4021	9,65	0,0940
Бензин	0,2146	3,5	1,65	0,7511	0,4552	50,98	0,4968
Легкий газойль	0,1247	0,8	0,948	0,0998	0,1053	22,22	0,2166
Тяжелый газойль	0,1647	0,08	0,761	0,0132	0,0173	9,36	0,0912
Крекинг-остаток	0,4357	0,04	0,750	0,0138	0,0184	10,40	0,1014
Σ					0,9983	102,61	1,0000
При температуре 743 К, $e'=0,45$							
Газ	0,1815	7,0	3,7	1,2705	0,3434	8,24	0,0750
Бензин	0,2657	4,0	2,35	1,0628	0,4523	50,66	0,4609
Легкий газойль	0,1542	0,9	0,955	0,1398	0,1453	30,80	0,2802
Тяжелый газойль	0,2062	0,1	0,595	0,0206	0,0346	10,73	0,0976
Крекинг-остаток	0,1924	0,05	0,5725	0,0096	0,0168	9,49	0,0863
Σ					0,9924	109,92	1,0000

Расчеты доли отгона при остальных температурах сведены в табл. 3.10.

Рассчитываем массовый состав жидкой фазы, пользуясь формулами (3.8) и (3.15)

$$x_i = x'_i M_i / \sum x'_i M_i. \quad (3.15)$$

Результаты расчета также сводим в табл. 3.11.

Таблица 3.11. Состав жидкой фазы

Компонент	732 К		740 К		743 К	
	x'_i	x_i	x'_i	x_i	x'_i	x_i
Газ	0,0792	0,0048	0,0619	0,0040	0,0491	0,0034
Бензин	0,1447	0,0411	0,1301	0,0039	0,1131	0,0367
Легкий газойль	0,0910	0,0526	0,1316	0,0747	0,1614	0,0937
Тяжелый газойль	0,1267	0,0995	0,2162	0,1803	0,3460	0,3109
Крекинг-остаток	0,5633	0,8060	0,4600	0,6992	0,3360	0,5503
$M_{\text{ср}}$	395		372		345	

Находим молекулярные массы жидкой фазы M_x и смеси $M_{\text{см}}$

$$M_x = \sum x'_i M_i, \quad (3.16) \quad M_{\text{см}} = \sum x'_{Fi} M_i. \quad (3.17)$$

Для смеси получено: при 732 К $M_1=380$, при 740 К $M_2=305$, при 743 К $M_3=239$.

Рассчитываем массовые доли отгона по формуле

$$e = e' M_y / M_{\text{см}}, \quad (3.18)$$

где M_y и $M_{\text{см}}$ — молекулярные массы паровой фазы и смеси соответственно.

- 1) при 732 К $e_1 = 0,04 \cdot 85,39 / 380,43 = 0,009$,
- 2) при 740 К $e_2 = 0,26 \cdot 102,61 / 305,33 = 0,09$,
- 3) при 743 К $e_3 = 0,45 \cdot 109,92 / 239,29 = 0,207$.

Найденные значения молекулярных масс используем при определении теплофизических свойств системы (табл. 3.12).

Таблица 3.12. Теплофизические свойства потока

Показатели*	703 К	732 К	740 К	743 К
$\nu_{\text{ж}}$, мм ² /с	0,36	0,25	0,24	0,23
$\nu_{\text{п}}$, мм ² /с	11,6	38,9	52,9	78,8
$\nu_{\text{см}}$, мм ² /с	0,76	0,25	0,27	8,08
$\lambda_{\text{ж}}$, кДж/(м·г·К)	0,226	0,209	0,205	0,198
$\lambda_{\text{п}}$, кДж/(м·г·К)	0,169	0,184	0,187	0,191
$\lambda_{\text{см}}$, кДж/(м·г·К)	0,226	0,209	0,202	0,194
$\rho_{\text{см}}$, кг/м ³	830	820	304	85

* Показатели ν , λ найдены по данным, представленным в работе [48]; вязкость паров вычисляем по формуле

$$\nu_{\text{п}} = T / \rho (6,6 - 2,25 \lg M) \cdot 10^{-8}.$$

Вязкость, теплопроводность и плотность парожидкостной смеси рассчитывали из условия аддитивности этих свойств компонентов. Индексы означают: ж — жидкость; п — пар; см — смесь.

Таблица 3.13. Геометрические размеры труб

Участок	$d_{\text{н}}/d_{\text{вн}}$, мм	δ , мм	$S_{\text{вн}}$, м ²	Π , м
1	127/107	10	0,0090	0,40
2	133/113	10	0,0100	0,42
3	152/132	10	0,0137	0,48

Решаем применить для змеевика трубы из легированной стали Х5М с размерами, указанными в табл. 3.13.

На каждом участке рассчитываем начальную $u_{\text{н}}$ и конечную $u_{\text{к}}$ скорости потока по общей формуле (м/с):

$$u = G_F / (3600 \rho S_{\text{вн}}). \quad (3.19)$$

Находим длину l (м) каждого участка: $l = 60 \text{ м}$. (3.20)

Определяем перепад давления ΔP (Па) по участкам

$$\Delta P = 0,031 \frac{l}{2d_{\text{вн}}} \cdot \left(\frac{u_{\text{н}} + u_{\text{к}}}{2} \right)^3 \cdot \frac{\rho_{\text{н}} + \rho_{\text{к}}}{2}, \quad (3.21)$$

где $u_{\text{н}}$ и $u_{\text{к}}$ — начальная и конечная скорости потока на участке, м/с;
 $\rho_{\text{н}}$ и $\rho_{\text{к}}$ — начальная и конечная плотности потока на участке, кг/м³.

Вычисляем потери напора на изгибах змеевика $\Delta P_{\text{из}}$ (Па), полагая, что на каждые 10 м трубы имеется один изгиб с коэффициентом местного сопротивления $\varepsilon = 1$:

$$\Delta P_{\text{из}} = \frac{l}{10} \cdot \frac{u^2 \rho}{2}. \quad (3.22)$$

Полученные результаты расчетов представляем в форме табл. 3.14.

Теплопередающая поверхность участка S определена как произведение его длины на периметр трубы по наружному диаметру. Как видно из данных табл. 3.14, перепад давления по длине змеевика составил 1,01 МПа, что достаточно близко к принятому перепаду давления в начале расчета.

Для найденных размеров змеевика проверяем возможность подвода требуемого количества тепла и теплонапряженность поверхности. С этой целью рассчитываем тепловые потоки по участкам. При этом суммарный тепловой эффект крекинга принят равным $Q = 350$ кДж/кг сырья [43] и распределение его по

Таблица 3.14. Размеры змеевика и перепад давления по участкам

Участок	$u_{\text{н}}$, м/с	$u_{\text{к}}$, м/с	$\rho_{\text{н}}$, кг/м ³	$\rho_{\text{к}}$, кг/м ³	l , м	S , м ²	ΔP , МПа	$\Delta P_{\text{из}}$, МПа
1	1,49	1,51	830	820	270	108	0,07	0,03
2	1,35	3,65	820	304	375	157	0,18	0,06
3	2,67	9,54	304	85	549	263	0,47	0,20

Таблица 3.15. Тепловые потоки по участкам*

Участок	I , кДж/кг	Q , кДж/кг	q , 10^{-6} , кДж/ч	$\Delta q \cdot 10^{-6}$, кДж/ч
1	1030/1140	25	41,2/45,6	5,4
2	1140/1180	125	45,6/47,2	6,6
3	1180/1260	200	47,2/50,4	11,2

* q — тепловой поток; Δq — количество тепла, передаваемое крекируемому сырью на участке; в числителе — значения для начала участка, в знаменателе — для конца участка.

участкам пропорционально глубине превращения сырья (табл. 3.15).

Находим теплонапряженность змеевика φ [кДж/(м²·ч)] по формуле $\varphi = \Delta q / S$. (3.23)

Рассчитываем теплонапряженность каждого участка

$$\varphi_1 = 5,4 \cdot 10^6 / 108 = 50\,000 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч)};$$

$$\varphi_2 = 6,6 \cdot 10^6 / 157 = 42\,038 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч)};$$

$$\varphi_3 = 11,2 \cdot 10^6 / 263 = 42\,586 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч)}.$$

Полученные средние теплонапряженности труб не превышают допустимых в промышленной практике значений 80—100 МДж/(м²·ч). Так как в печных трубах крекинга возможны отложения кокса, представляет интерес определить температуру внутренней и наружной поверхности труб. С этой целью рассчитываем коэффициент α [кДж/(м²·ч·К)] [48] по формуле

$$\alpha = \text{Nu} \lambda / \delta, \quad (3.24)$$

где λ — коэффициент теплопроводности парожидкостной смеси, кДж/(м·ч·К);

δ — толщина стенки трубы, м;

Nu — критерий Нуссельта.

Критерий Нуссельта вычисляем по формуле

$$\text{Nu} = 0,021 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43}, \quad (3.25)$$

где $\text{Re} = ud/\nu$ — критерий Рейнольдса;

d — внутренний диаметр трубы, м;

Pr — критерий Прандтля, равный $\text{Pr} = \nu c_p / \lambda$, (3.26)

где c — средняя теплоемкость потока, кДж/(кг·К).

Таблица 3.16. Тепловые характеристики змеевика

Участок	c , кДж/(кг·К)	ν , мм ² /с	λ , кДж/(м·ч·К)	10^{-3}Re	Pr	Nu
1	2,46	0,51	0,217	315	1,32	594
2	2,52	0,26	0,206	1087	0,50	1048
3	2,61	4,18	0,198	194	2,98	571

Полученные значения тепловых характеристик змеевика сводим в табл. 3.16. Находим коэффициенты теплопередачи для соответствующих участков

$$\alpha_1 = 594 \cdot 0,217/0,107 = 1205 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}),$$

$$\alpha_2 = 1048 \cdot 0,206/0,113 = 1910 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}),$$

$$\alpha_3 = 571 \cdot 0,198/0,132 = 857 \text{ кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Вычисляем температуры на внутренней поверхности труб каждого из участков

$$t_{в1} = t_1 + \Delta Q_1/(\alpha_1 S_1) = 459 + 5,4 \cdot 10^6/(1205 \cdot 108) = 500^\circ\text{C},$$

$$t_{в2} = t_2 + \Delta Q_2/(\alpha_2 S_2) = 467 + 6,6 \cdot 10^6/(1910 \cdot 157) = 489^\circ\text{C},$$

$$t_{в3} = t_3 + \Delta Q_3/(\alpha_3 S_3) = 470 + 11,2 \cdot 10^6/(857 \cdot 263) = 520^\circ\text{C}.$$

Определяем перепад температур на стенках змеевика и температуру наружной поверхности труб. Перепад температур вычисляем по общей формуле:

$$\Delta t = \Delta Q l / (S \lambda). \quad (3.27)$$

$$\Delta t_1 = 5,4 \cdot 10^6 \cdot 0,01/(108 \cdot 63) = 8^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_2 = 6,6 \cdot 10^6 \cdot 0,01/(157 \cdot 63) = 7^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_3 = 11,2 \cdot 10^6 \cdot 0,01/(263 \cdot 63) = 7^\circ\text{C}.$$

Максимальные температуры на наружной поверхности змеевика не превышают 550°C , являющейся максимально допустимой температурой для стальных труб печей

$$t_1 = 500 + 8 = 508^\circ\text{C}, \quad t_2 = 489 + 7 = 496^\circ\text{C},$$

$$t_3 = 520 + 7 = 527^\circ\text{C}.$$

Полученные результаты кинетического расчета реакционного змеевика печи легкого крекинга должны служить основой для теплотехнического расчета печи по известной методике [48].

3.1.3. Расчет выносной реакционной камеры

При термическом крекинге для углубления процесса может применяться необогреваемая выносная реакционная камера, в которую продукты крекинга подаются непосредственно из змеевиков печи. Выносная камера бывает вертикальной с восходящим либо нисходящим потоком, иногда она выполняется в виде горизонтальной емкости. При восходящем потоке в камере происходит задержка и глубокое разложение жидкой фазы. В случае нисходящего потока жидкая фаза быстро выводится из камеры, а пары задерживаются относительно длительное время и крекируются. Особенно эффективна камера в том случае, когда на установке производится раздельное крекирование легкого и тяжелого сырья. Направляемые в камеру продукты глубокого крекинга передают часть тепла продуктам, поступающим из печи легкого крекинга, и тем самым способ-

ствуют дополнительному разложению тяжелой части паров. Считается, что выносная изотермическая камера обеспечивает углубление процесса крекинга примерно на 25%.

Технологический расчет реакционной камеры с нисходящим потоком сводится к определению реакционного объема, размеров аппарата и составлению материального и теплового балансов.

Для определения реакционного объема V_p (м^3) можно использовать уравнение

$$V_p = G'\tau, \quad (3.28)$$

где G' — объем поступающих в камеру продуктов и остатков сырья в единицу времени, $\text{м}^3/\text{с}$;

τ — время пребывания паров в камере, с.

При выборе высоты и диаметра камеры следует учитывать, что линейная скорость паров должна находиться в пределах 0,1—0,3 м/с, а время пребывания паров в камере в пределах 60—120 с. Глубину крекинга в реакционной камере обычно принимают равной 20—25% [23]. В промышленной практике применяют реакционные камеры емкостью от 15 до 75 м^3 в зависимости от производительности установки. Диаметр таких камер находится в пределах 1,5—3,0 м.

3.2. ЗАМЕДЛЕННОЕ КОКСОВАНИЕ НЕФТЯНЫХ ОСТАТКОВ

Замедленное коксование предназначено для получения нефтяного кокса, используемого для изготовления токопроводящих изделий (анодов, графитированных электродов) и в качестве восстановителей [50]. Если кокс не является целевым продуктом, возможно применение коксования в кипящем (псевдооживленном) слое с газификацией полученного кокса [43]. От правильного технологического расчета и выбора конструкции нагревательных печей и коксовых камер во многом зависит эффективность работы промышленной установки замедленного коксования.

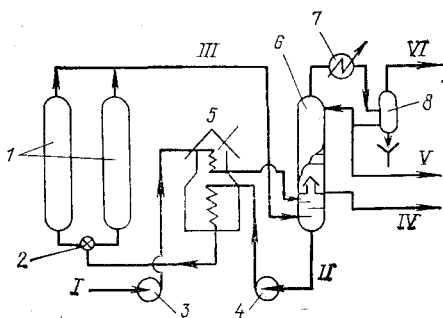
3.2.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установки

При выборе технологической схемы необходимо учитывать возможность обеспечения заданной производительности установки по сырью, выходу и качеству целевых продуктов при достаточно высоких технико-экономических показателях. Принципиальная схема установки замедленного коксования показана на рис. 3.5.

Исходное сырье предварительно нагревается в конвекционной части трубчатой печи 5 до 270—300 °С и подается в нижнюю часть ректификационной колонны 6 для дополнительного нагрева за счет контакта с более горячими парами, поступаю-

Рис. 3.5. Принципиальная схема установки замедленного коксования:

1 — коксовые камеры; 2 — кран-переключатель потоков; 3, 4 — насосы; 5 — трубчатая печь; 6 — ректификационная колонна; 7 — конденсатор-холодильник; 8 — газосепаратор; I — первичное сырье; II — вторичное сырье; III — пары и газы коксования; IV — керосино-газойлевая фракция; V — бензин; VI — газ



щими из коксовых камер 1. При этом тяжелая часть паров конденсируется, образуя рециркулят, и вместе с нагретым до 390 °С сырьем насосом подается в радиантную секцию трубчатой печи 5. Продолжительность и интенсивность нагрева сырья должны быть такими, чтобы исключить закоксовывание печных труб.

Нагретое до 495—515 °С вторичное сырье из печи поступает в одну из коксовых камер 1, в которой происходит глубокое разложение его с образованием кокса и летучих компонентов, отводимых в ректификационную колонну 6. Подачу сырья в камеру прекращают по сигналу радиоактивного прибора, указывающего уровень коксующейся массы над слоем кокса.

Пока одна из камер наполняется коксом, из другой производится его выгрузка. Вначале с помощью бурового оборудования в слое кокса пробуривают скважину, в которую вставляют гидравлический резак, снабженный соплами. Резка кокса осуществляется струей воды, выходящей из сопел под давлением до 15—20 МПа. Кокс в виде кусков различных размеров падает на дренажную площадку для отделения от воды. Затем он дробится на куски размером не более 200 мм, классифицируется на фракции 0—25 мм и 25—200 мм и транспортируется на склад либо на установку прокалывания. Размеры коксовых камер и режим процесса подбирают таким образом, чтобы выгрузка кокса и другие операции производились ежедневно в одно и то же время. Обычно устанавливают коксовые камеры следующих размеров: высота — до 30 м, диаметр — от 4 до 9 м [52].

В литературе указывается на возможность и целесообразность применения в некоторых случаях специального узла подготовки сырья к коксованию (повышение коксуетости путем отгона легких фракций или окисления гудрона воздухом, гидрообессеривание газойля [58]). Производительность установок замедленного коксования обычно составляет 0,3 и 0,6 млн. т в год, но может достигать 1,5 млн. т в год [50]. На установках

с низкой производительностью требуются две или три коксовых камеры при одной трубчатой печи. Для мощных установок число камер может быть равным 4—6. В этом случае предусматривается параллельная работа камер и нагревательных печей. Число аппаратов определяется расчетным путем. Для четкого выделения сухого газа в схеме установки рекомендуется предусматривать фракционирующий абсорбер и стабилизационную колонну.

В промышленной практике коэффициент рециркуляции регулируют за счет подачи части первичного сырья в низ ректификационной колонны в холодном состоянии. Известна промышленная установка замедленного коксования, работающая с теплоносителем — тяжелым газойлем, нагреваемым до 515°C и подаваемым вместе со вторичным сырьем в коксовые камеры. Это позволяет повысить механическую прочность кокса и улучшить показатель выхода летучих веществ, увеличить продолжительность работы змеевика печи без его закоксовывания. С этой же целью предусматривается подача силоксановой присадки ПМС-200А в количестве 3—5 г/т и турбулизатора — водяного пара. Расход пара достигает 1—5% (масс.) от сырья. Применение водяного пара уменьшает выход кокса и несколько ухудшает его структуру. Для предотвращения отложений кокса в шлемовую линию возможна подача холодного газойля коксования.

При подборе аппаратов и оборудования следует выбирать: печи с объемно-настильным (тип ПГ15ПО2) либо вертикально-факельным пламенем (тип ПГ18П), ленточный конвейер для транспортирования кокса, конденсаторы-холодильники с воздушным охлаждением. Необходимо стремиться к максимальному использованию тепла технологических потоков и дымовых газов, предусматривая получение водяного пара высокого давления.

Для производства нефтяного кокса используют остатки, имеющие плотность 990—1020 кг/м³, коксуемость по Конрадсону 4—10% (масс.) и содержащие 0,4—2,5% (масс.) серы. Чем выше коксуемость сырья, тем более высокими должны быть технико-экономические показатели процесса. Если кокс предназначен для изготовления графитированной продукции, в качестве сырья установок замедленного коксования применяют дистиллятные крекинг-остатки с низким содержанием серы и зольных элементов. Например, таким сырьем может быть крекинг-остаток из котур-тепинской нефти плотностью 1022 кг/м³, коксуемостью 8,4% (масс.), с температурой начала кипения 360°C и содержанием серы не более 0,9% (масс.). При коксовании дистиллятного крекинг-остатка для получения высококачественного кокса рекомендуется вести процесс при повышенном давлении (0,05—0,08 МПа) и большом количестве рециркулируемого газойля без применения турбулизатора.

3.2.2. Кинетический и гидродинамический расчеты реакционных камер

Предварительно необходимо провести технологический расчет реакционного змеевика печи для нагрева вторичного сырья по методике, описанной в предыдущем разделе для печи легкого крекинга. Отличие состоит лишь в том, что вторичное сырье должно нагреваться до температуры 495—515 °С за более короткое время — 120 с. Оптимальной скоростью движения сырья на входе в реакционный змеевик считается 1,0—1,6 м/с, что достигается подачей турбулизатора — водяного пара.

Цель расчета — установление размеров коксовых камер, определение времени заполнения камеры коксом, составление графика работы реакторов и определение температуры верха реактора. Вначале составляют материальный баланс коксовых камер с учетом рециркуляции непревращенного сырья и подачи турбулизатора.

При установлении режима в коксовой камере или в двух параллельно работающих камерах скорость заполнения коксом равна

$$w = G/\rho, \quad (3.29)$$

где w — скорость заполнения камеры коксом, м³/ч;
 G — производительность установки по готовому коксу, кг/ч;
 ρ — плотность кокса в камере, кг/м³.

Из принятых заранее размеров камеры (рис. 3.6) находим ее рабочий объем V (м³) по формуле

$$V = V_{\text{ц}} + V_{\text{к}}, \quad (3.30)$$

где $V_{\text{ц}}$, $V_{\text{к}}$ — объемы кокса в цилиндрической и конической частях камеры соответственно, м³.

Рекомендуется принимать высоту конической части $H_{\text{к}}=0,9—1,0$ м и диаметр $d=1,6—2,0$ м.

Определяют продолжительность заполнения камеры коксом по формуле $\tau = V/w$. (3.31)

Найденная продолжительность заполнения камеры коксом должна быть достаточной, чтобы соседнюю камеру успеть освободить от кокса и подготовить ее к работе. Число параллельно работающих на коксование камер равно $n = \tau/24$. (3.32)

Такое условие обеспечивает проведение технологических операций по разгрузке и подготовке камер в одно и то же время суток.

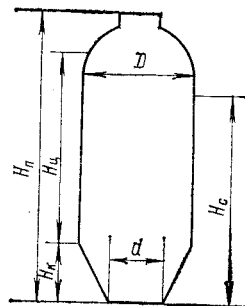


Рис. 3.6. Размеры коксовой камеры с коническим дном:

$H_{\text{н}}$ — полная высота; $H_{\text{ц}}$ — высота цилиндрической части;
 $H_{\text{к}}$ — высота конической части; $H_{\text{с}}$ — высота слоя кокса;
 D — диаметр камеры; d — диаметр дна

Из теплового баланса коксовой камеры определяют температуру паров на верху аппарата

$$Q_{вх} = Q_{ух} + Q_{пот} + Q_{пр} + Q_k, \quad (3.33)$$

где $Q_{вх}$ — тепло, вносимое с сырьем, рециркулятом и водяным паром;
 $Q_{ух}$ — тепло, уносимое из камеры газом, бензином, легким газойлем, тяжелым газойлем, рециркулятом, водяным паром;
 $Q_{пот}$ — потери тепла в окружающую среду;
 $Q_{пр}$ — тепловой эффект процесса;
 Q_k — тепло, аккумулируемое образующимся коксом.

Потери тепла $Q_{пот}$ в окружающую среду вычисляют по следующему уравнению:

$$Q_{пот} = \alpha S \Delta t, \quad (3.34)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, ориентировочно равный $20-60 \text{ кДж/м}^2 \times \text{ч} \cdot \text{К}$;
 S — наружная поверхность реактора, м^2 ;
 Δt — разность температуры между наружной поверхностью реактора и окружающей средой, $^{\circ}\text{C}$.

По данным [54], тепловой эффект процесса коксования зависит от характеризующего фактора K и равен:

K	11,0	11,5	12,0
$Q_{пр}, \text{кДж/кг}$	105	155	230

Температура верха реактора рассчитывается методом подбора. С этой целью принимают ожидаемое значение температуры верха и для принятой температуры вычисляют количество тепла, уносимое парами из камеры $Q'_{ух}$. Если $Q'_{ух} \neq Q_{ух}$, задаются новым значением температуры и находят соответствующее ей количество тепла $Q'_{ух}$, которое сравниваем с $Q_{ух}$. Для облегчения решения данной задачи можно построить графическую зависимость температуры верха от расхода тепла.

Для принятых размеров коксовой камеры находят фактическую скорость паров в верхней части реактора $u_{факт}$ (м/с), которая должна быть в пределах $0,10-0,20 \text{ м/с}$:

$$u_{факт} = \left(\sum \frac{G_i}{M_i} \right) \frac{22,4 \cdot (t + 273) \cdot P_0}{273 \cdot P \cdot 3600 \cdot S}, \quad (3.35)$$

где G_i — расход паров каждого из компонентов (газа, бензина, легкого и тяжелого газойлей, рециркулята, водяного пара), кг/ч ;
 M_i — молекулярная масса компонента;
 t — температура верха камеры, $^{\circ}\text{C}$;
 P — давление наверху камеры, МПа ;
 P_0 — атмосферное давление, МПа ;
 S — площадь внутреннего сечения камеры, м^2 .

Если окажется, что $u_{факт} > 0,20 \text{ м/с}$, необходимо задаться более высоким значением диаметра коксовых камер и расчеты повторить.

Другой возможный вариант установления рабочей скорости паров в коксовой камере заключается в расчете скорости витания карбонидных частиц, находящихся в пенном слое. С этой

целью вначале определяют плотность и вязкость паров, находят критерий Архимеда по формуле

$$Ar = d^3 \rho_p (\rho_k - \rho_p) / \mu^2, \quad (3.36)$$

где d — диаметр карбоидных частиц, м;
 ρ_p — плотность паров, кг/м³;
 ρ_k — плотность кокса, кг/м³;
 μ — динамическая вязкость паров, Па·с.

Между критерием Архимеда и модифицированным критерием Рейнольдса существует связь

$$Re = Ar / (18 + 0,8 \sqrt{Ar}). \quad (3.37)$$

Находят скорость витания частиц u_v (м/с) по формуле

$$u_v = Re \mu / (d \rho_k). \quad (3.38)$$

Рабочую скорость паров устанавливают не выше 0,9 u_v , чтобы не допустить уноса карбоидных частиц в ректификационную колонну и последующего попадания их во вторичное сырье.

В момент окончания цикла коксования слой пены не должен доходить до верха камеры. Высоту пенного слоя h (м) при коксовании крекинг-остатков, представляющего собой пену с распределенными в ней карбоидными частицами, можно определить по формуле [51]

$$h = k_{вс} u_k, \quad (3.39)$$

где $k_{вс}$ — коэффициент вспучивания, ч;
 u_k — скорость роста коксового слоя в камере, м/ч.

При температуре t (°C) сырья на входе в камеру коэффициент $k_{вс}$ рассчитывают по уравнению

$$k_{вс} = 45 + 0,11 (486 - t). \quad (3.40)$$

По практическим данным высоту заполнения коксом надо принимать на 3,5—4,0 м ниже верха цилиндрической части камеры.

Выход и качество продуктов замедленного коксования в основном зависят от вида сырья, температуры, давления и коэффициента рециркуляции. Для остатков предложены следующие формулы расчета выхода кокса и газа [43]:

$$B_k = 2,0 + 1,66K, \quad (3.41) \quad B_{k+г} = 5,5 + 1,76K, \quad (3.42)$$

где B_k — выход кокса, % (масс.) от сырья;
 $B_{k+г}$ — выход кокса и газа, % (масс.);
 K — коксуемость сырья по Конрадсону, % (масс.).

Наиболее надежные результаты по выходу и качеству сырья можно получить по практическим данным [50—52].

3.2.3. График работы реакционных камер

При составлении графика работы реакционных камер следует исходить из опыта эксплуатации промышленных установок замедленного коксования (табл. 3.17).

Таблица 3.17. График работы реакционных камер на некоторых установках замедленного коксования

Операция	Длительность операций, ч			
Коксование	24,0	30,0	27,0	25,0
Переключение потоков	0,5	1,0	0,5	0,5
Пропаривание	6,0	6,0	7,0	6,0
Охлаждение	2,0	3,0	2,5	2,0
Дренаж воды и открытие люков	2,0	3,0	3,0	2,0
Выгрузка кокса	3,0	6,0	3,0	4,0
Осмотр камеры	0,5	1,0	1,0	0,5
Заккрытие люков	2,0	2,0	2,0	2,0
Опрессовка и разогрев	8,0	8,0	8,0	8,0
Общее время	48,0	60,0	54,0	50,0

Как видно из данных табл. 3.17, длительность большинства отдельных операций на разных установках примерно одинаковая. Наибольшие различия наблюдаются в продолжительности разгрузки камер, что объясняется применением разной техники бурения и резки кокса. Собственно время бурения скважины τ_6 (мин) рассчитывается из соотношения [54]

$$\tau_6 = H_k / (60nH_{ш}), \quad (3.43)$$

где H_k — высота слоя кокса в камере, м;

n — частота вращения ротора, c^{-1} ($n \approx 6-8$ об/мин);

$H_{ш}$ — высота слоя кокса, находящегося в зоне действия сопел гидравлического резака (ширина паза), м.

Обычно величина $H_{ш}$ составляет 0,15—0,17 м. Применяемая на практике скорость вертикального перемещения штанги близка к 1,0 м/мин.

3.2.4. Пример расчета реакционных камер установки замедленного коксования

Составить материальный и тепловой балансы коксовых камер, рассчитать число и технологические размеры их; определить продолжительность заполнения одной камеры коксом и провести гидравлический расчет камер.

Исходные данные: производительность установки по гудрону $G=100$ т/ч; коэффициент рециркуляции $k_p=0,25$; давление на входе сырья в камеру $P=0,4$ МПа; температура вторичного сырья на входе в коксовые камеры $t=495^\circ\text{C}$; турбулизатор — водяной пар в количестве 3% (масс.) от сырья; качество первичного и вторичного сырья принимаем по опытным данным [50—52] (табл. 3.18).

Расчет. Принимаем по данным [50] следующий выход продуктов (% масс. от сырья) газ — 7,0, бензин — 12,0, легкий газойль — 33,5, тяжелый газойль — 26,5, кокс — 22,0; потери исключены.

Составляем материальный баланс одной работающей реакционной камеры (табл. 3.19).

Таблица 3.18. Качество первичного и вторичного сырья

Компонент	Пределы выкипания, °С	t, °С	M	ρ , кг/м ³	x_i
Первичное сырье					
Легкий газойль	200—350	280	220	890	0,0200
Тяжелый газойль	350—480	415	355	950	0,0400
Остаток	480	560	540	1045	0,9400
Вторичное сырье					
Бензин	35—200	115	108	755	0,0006
Легкий газойль	200—350	280	220	895	0,0400
Тяжелый газойль	350—480	415	355	955	0,1174
Рециркулят	≥480	500	460	1000	0,2142
Остаток	≥480	560	540	1045	0,6278

Таблица 3.19. Материальный баланс реакционной камеры

Показатели	т/ч	% (масс.)	т/сут
Взято			
Легкий газойль	2,00	1,6	48
Тяжелый газойль	4,00	3,2	96
Рециркулят	25,00	20,0	600
Остаток	94,00	75,2	2256
Водяной пар	3,75	3,0	90
Σ	128,75	103,0	3090
Получено			
Газ	7	5,6	168
Бензин	12	9,6	288
Легкий газойль	32,5	26,0	780
Тяжелый газойль	26,5	21,2	636
Рециркулят	25,0	20,0	600
Кокс	22,0	17,6	528
Водяной пар	3,75	3,0	90
Σ	128,75	103,0	3090

Определяем скорость заполнения камеры коксом по формуле (3.29)

$$w = 22\,000/850 = 25,88 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где ρ_k — плотность кокса в камере можно принять равной 850 кг/м³.

Находим рабочий объем одной камеры

$$V_{\text{ц}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{\text{ц}}' = \frac{3,14 \cdot 6^2}{4} \cdot 20,2 = 570,9 \text{ м}^3;$$

$$V_k = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} (D^2 \cdot H - d^2 h) = \frac{1}{3} \cdot \frac{3,14}{4} (6^2 \cdot 6 - 2^2 \cdot 4) = 52,3 \text{ м}^3;$$

$$V = V_{\text{ц}} + V_k = 570,9 + 52,3 = 623,2 \text{ м}^3.$$

Таблица 3.20. Расчет доли отгона сырья на входе в реакционную

Компонент	G_i , кг/ч	M_i	t_i	ρ , кг/м ³	G_i/M_i , кгмоль/ч	x'_{Fi}	$x'_{Fi}M_i$
Легкий газойль	2000	220	280	890	9,1	0,0199	4,38
Тяжелый газойль	4000	340	400	950	11,8	0,0258	8,77
Рециркулят	25 000	460	500	1000	54,3	0,1187	54,60
Остаток	94 000	540	550	1045	174,1	0,3805	205,47
Водяной пар	3750	18	—	—	208,3	0,4551	8,19
Σ	128 750				457,6		281,41

Время заполнения камеры коксом равно $\tau = 623,2/25,88 = 24,1$ ч.
 Вычисляем высоту пенного слоя $k_{вс} = 4,5 + 0,11(486 - 500) = 2,96$.

$$\text{Вычисляем } u_k = \frac{w}{\pi D^2/4} = \frac{25,88}{3,14 \cdot 6^2/4} = 0,92 \text{ м/ч};$$

$$h = 2,96 \cdot 0,92 = 2,7 \text{ м.}$$

Высота цилиндрической части камеры составит $H_{ц} = 2,7 + 20,2 = 22,9$ м.

Принимаем долю отгона сырья на входе в реакционную камеру $e' = 0,56$ и проверяем правильность принятого значения по формуле (1.45). Результаты расчета сводим в табл. 3.20.

Проводим пересчет мольной доли в массовую:

$$e = 1 - 527,27(1 - 0,56)/281,41 = 0,176.$$

Количество жидкой фазы $G_x = 128 750(1 - 0,176) = 106 090$ кг/ч.

Плотность жидкой фазы равна

$$\rho_x = 106 090/(191/890 + 1421/950 + 18 948/1000 + 85 530/1045) = 1035 \text{ кг/м}^3.$$

Составляем тепловой баланс камеры, чтобы найти температуру паров на выходе из нее.

Количество тепла, вносимое в камеру турбулизатором

$$Q_T = G_T I = 3750 \cdot 3328 = 12,48 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, вносимое углеводородными парами

$$Q_y = 18 910 \cdot 1442 = 27,27 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Количество тепла, вносимое жидкой фазой

$$Q_x = 106 090 \cdot 1260 = 133,67 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Общее количество тепла, вводимое в реакционную камеру, равно $(1248 + 27,27 + 133,67) \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 173,42 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$

Принимаем температуру паров на выходе из камеры равной 440°C . Для этой температуры находим энтальпию продуктов по справочным данным [48]. Энтальпию нефтяного кокса рассчитываем на основании средней теплоемкости

$$I = c_p t, \quad (3.44)$$

где c_p — средняя теплоемкость кокса, кДж/(кг·К) (рис. 3.7);

t — средняя температура кокса в камере, $^\circ\text{C}$; ее вычисляют по формуле $t = 0,5(500 + 440) = 470^\circ\text{C}$.

Тогда $I = 1,40 \cdot 470 = 658 \text{ кДж/кг}$.

камеру при температуре 500 °C

P_i	K_{pi}	$e'(K_{pi}-1)-1$	x'_i	$M_i x'_i$	x_i	G_{xi} , кг/ч	G_{yi} , кг/ч
30	7,5	4,64	0,0043	0,95	0,0018	191	1804
5,7	1,425	1,238	0,0208	7,07	0,0134	1421	2580
1,0	0,25	0,58	0,2047	94,16	0,1786	18 948	6054
0,4	0,10	0,496	0,7872	425,09	0,8062	85 530	8470
—	—	—	0,0000	0,00	0,0000	—	3750
0,9970				527,27		106 090	22 660

Тепловой эффект процесса равен

$$Q_{пр} = qG_c = 103 \cdot 125\,000 = 12,9 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Потери тепла в окружающую среду вычисляем по формуле (3.34).

Принимаем коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности теплоизоляции в окружающую среду $\alpha = 33 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К)}$ и разность температур между изоляцией и окружающей средой, $\Delta t = 50^\circ \text{C}$. Наружная поверхность изоляции $S = 600 \text{ м}^2$.

Таким образом $Q_y = 33 \cdot 50 \cdot 600 = 1 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч}$.

Результаты определения расхода тепла из коксовой камеры сводим в табл. 3.21. Как видно, расход тепла при 440 °C равен общему количеству тепла, вводимому в реакционную камеру. Поэтому считаем принятую температуру 440 °C правильной.

Рассчитываем линейную скорость паров в верхней части камеры

$$u = 4G' / (\pi D^2). \quad (3.45)$$

Для этого определяем объем паров G' (м³/с) по уравнению

$$G' = \sum \frac{G_i}{M_i} \cdot 22,4 \cdot \frac{273 + t}{273} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{1}{3600}. \quad (3.46)$$

Таблица 3.21. Расход тепла из коксовой камеры при 440 °C

Компонент	кг/ч	кДж/кг	10 ⁻⁶ кДж/ч
Газ	7000	1450	10,15
Бензин	12 000	1392	16,70
Легкий газойль	32 500	1315	42,74
Тяжелый газойль	26 500	1287	34,11
Рециркулят	25 000	1261	31,52
Кокс	22 000	658	14,47
Водяной пар	3750	3147	11,80
$Q_{пр}$	—	—	12,90
Q_y	—	—	1,00
			$\Sigma = 173,39$

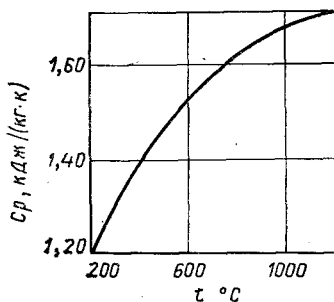


Рис. 3.7. Зависимость средней теплоемкости нефтяного кокса C_p от температуры вторичного нагрева t

Значения G_i/M_i находим по табл. 3.22 и рассчитываем G' .

$$G' = 884 \cdot 22,4 \cdot \frac{273 + 440}{273} \cdot \frac{0,1}{0,4} \cdot \frac{1}{3600} = 3,59 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Тогда $u = 4 \cdot 3,59 / (3,14 \cdot 6^2) = 0,127 \text{ м/с}$.

Сравниваем вычисленную скорость паров со скоростью витания карбондных частиц диаметром $2 \cdot 10^{-4} \text{ м}$.

Определяем молекулярную массу паров (см. табл. 3.22). Плотность паров равна

$$\rho_{\text{п}} = \sum M_i \frac{T_0 P}{T P_0 \cdot 22,4} = 120,5 \frac{273 \cdot 0,4}{713 \cdot 0,1 \cdot 22,4} = 8,24 \text{ кг/м}^3.$$

Динамическая вязкость паров [48]

$$\begin{aligned} \mu &= T (6,5 - 2,25 \lg \sum M_i) \cdot 10^{-6} = \\ &= 713 (6,5 - 2,25 \lg 120,5) \cdot 10^{-6} = 1296 \cdot 10^{-6} \text{ Па·с}. \end{aligned}$$

Критерий Архимеда согласно формуле (3.36)

$$Ar = \frac{(2 \cdot 10^{-4})^3 \cdot 8,24 \cdot (1200 - 8,24)}{(1296 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9,81} = 47,8.$$

Критерий Рейнольдса по формуле (3.37)

$$Re = 47,8 / (18 + 0,8 \sqrt{47,8}) = 2,03.$$

Скорость витания частиц равна

$$u_{\text{в}} = 2,03 \cdot 1,296 \cdot 10^{-6} \cdot (9,81)^2 / (2 \cdot 10^{-4} \cdot 8,24) = 0,157 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость $0,127 \text{ м/с}$ не превышает $0,9 u_{\text{в}} = 0,9 \cdot 0,157 = 0,142 \text{ м/с}$. При установленной температуре 440°C находим давление паров вверх камеры,

Таблица 3.22. Значения G_i/M_i для расчета G' и $y_i M_i$ для расчета молекулярной массы паров

Компонент	G_i	M_i	G_i/M_i	y_i	$y_i M_i$
Газ	7000	24	292	0,3303	7,9
Бензин	12 000	115	104	0,1176	13,5
Легкий газойль	32 500	220	148	0,1674	36,8
Тяжелый газойль	26 500	340	78	0,0882	30,0
Рециркулят	25 000	460	54	0,0611	28,1
Водяной пар	3750	18	208	0,2353	4,2
Σ			884	0,9999	120,5

Таблица 3.23. Проверка температуры ОИ вверху коксовой камеры при давлении 0,2 МПа

Компонент	G_i , кг/ч	M_i	y_i	p_i , МПа	$K_{pi}=P_i/0,2$	x
Газ	7000	24	0,3285	0,80	40	0,0082
Бензин	12 000	108	0,1248	0,20	10	0,0125
Легкий газойль	32 500	220	0,1664	0,95	0,475	0,3505
Тяжелый газойль	26 500	355	0,0844	0,70	0,35	0,2411
Рециркулят	25 000	460	0,0619	0,32	0,16	0,3869
Водяной пар	3750	18	0,2340	—	—	0,0000
						$\Sigma=0,9992$

соответствующее концу однократного испарения этих паров. Результаты подбора давления сведены в табл. 3.23.

Давление оказалось равным 0,2 МПа. В дальнейшем следует проверить, достаточно ли такого давления для преодоления сопротивлений ректификационной колонны, конденсатора-холодильника и трубопровода, соединяющего эти аппараты.

Правильность расчетного значения температуры паров на выходе из камеры коксования желательнее проверить путем сравнения с практическими данными.

3.3. ПРОКАЛИВАНИЕ НЕФТЯНОГО КОКСА

Прокаливание нефтяного кокса проводится с целью придания ему высокой плотности, низкого электрического сопротивления, малой реакционной способности и достаточной механической прочности. Прокаленный кокс используют в цветной металлургии для изготовления анодов, катодов и графитированных электродов. Сущность прокаливания заключается в нагревании кокса до температуры, обеспечивающей глубокое протекание процесса дегидрирования и образование упорядоченной структуры углеродистого остатка. Установки прокаливания нефтяного кокса целесообразно строить на месте его производства и комбинировать с установками замедленного коксования.

3.3.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима работы установок прокаливания

Технологическая схема, оборудование и режим работы установок прокаливания нефтяного кокса должны выбираться с учетом качества исходного сырья и получаемого готового продукта. Нефтяной кокс характеризуется высокой и переменной влажностью, достигающей 12—18% (масс.), весьма широким гранулометрическим составом (от 0 до 200 мм) и повышенным содержанием мелких частиц и пыли, значительным выходом

летучих веществ (10—12% масс.). В состав летучих веществ наряду с водородом и метаном входят смолистые продукты в виде паров и мельчайших капель, которые при температуре ниже 700 °С могут вызывать спекание кокса и закупоривание дымоходов и аппаратуры.

В зависимости от вида перерабатываемого сырья коксования различают игольчатый и рядовой кокс. Для игольчатого кокса используют крекинг-остатки, полученные из малосернистых дистиллятов. Рядовой кокс вырабатывают из крекированных гудронов и мазутов. Игольчатый кокс имеет более упорядоченную структуру и содержит значительно меньше зольных примесей и серы по сравнению с рядовым коксом.

В табл. 3.24 показано качество некоторых промышленных коксов, полученных на установках замедленного коксования. Действительная плотность непрокаленного кокса равна 1390—1410 кг/м³, содержание водорода в сыром коксе составляет 5—7% (масс.). При таком содержании водорода нефтяной кокс является диэлектриком. Чтобы придать коксу высокую электрическую проводимость и плотность, его необходимо подвергнуть прокаливанию путем нагрева до температуры 1200—1400 °С в течение 60—90 мин. Требования к качеству прокаленного нефтяного кокса представлены в табл. 3.25. Наиболее жесткие требования по содержанию серы и действительной плотности предъявляются к коксу, применяемому в производстве графитированных электродов. Достижение таких показателей возможно при применении малосернистого исходного сырья и при по-

Таблица 3.24. Основные показатели качества нефтяных коксов, поступающих на установки прокаливания

Показатель, % (масс.)	Условный номер завода-изготовителя			
	1	2	3	4
Фракция кокса 25 мм				
Влажность	5—18	8—13	8—14	8—12
Зольность	0,43	0,55	0,51	0,21
Выход летучих веществ	6,5	7,8	7,4	6,9
Содержание серы	0,9	0,6	1,2	2,1
Фракция кокса 6—25 мм				
Влажность	13	12	12	10
Зольность	0,45	0,56	0,55	0,22
Выход летучих веществ	8,0	9,0	8,5	7,9
Содержание серы	0,9	0,6	1,2	2,1
Фракция 0—6 мм				
Влажность	14	13	13	11
Зольность	0,5	0,6	0,6	0,3
Выход летучих веществ	10,0	10,5	11,0	10,0
Содержание серы	0,9	0,6	1,2	2,1

Таблица 3.25. Требования к качеству прокаленного нефтяного кокса

Показатели	Анодная масса	Обожженные аноды	Графитированные электроды
Влажность, % (масс.), не более	0,5	0,5	0,3
Зольность, % (масс.), не более	0,6	0,6	0,3
Содержание серы, % (масс.), не более	1,5	1,5	1,0
Действительная плотность, кг/м ³	2020—2060	2040—2080	2110—2130
Содержание, % (масс.):			
углерода, не менее	—	—	97,5
водорода, не более	—	—	0,2
Насыпная плотность фракции 0,5—1,0 мм, кг/м ³ , не менее	850	850	—
Содержание, % (масс.), не более:			
железа	0,08	0,08	—
кремния	0,06	0,06	—
ванадия, тантала, хрома и марганца	0,015	0,015	—
Содержание частиц кокса размером <1 мм, % (масс.), не более	20	20	—

вышенной (до 1300—1400 °С) температуре прокаливания в течение 90 мин. Для рядового нефтяного кокса, используемого в производстве анодов и анодной массы алюминиевых электролизеров, большое значение имеют плотность, содержание зольных примесей (минимальное) и гранулометрический состав. Прокаливание рядового кокса проводится при температуре 1200—1250 °С.

Для удаления серы из кокса требуется нагрев его до температуры 1400 °С и выше, при этом имеет место снижение насыпной плотности готового кокса. Кроме того, необходимо предусматривать меры по защите оборудования от коррозии и по улавливанию сернистых газов. В процессе прокаливания возможно испарение из кокса некоторой части хлоридов, которые способны конденсироваться и отлагаться на поверхности теплообменной аппаратуры, в дымовом тракте, ухудшая теплопередачу и нарушая газодинамический режим.

Обычно прокаливание кокса в промышленных условиях проводят в токе горячих дымовых газов. Процесс включает следующие технологические стадии: дробление и рассев, сушку, карбонизацию (удаление летучих веществ) и охлаждение прокаленного кокса. В отработанных дымовых газах содержатся летучие вещества, коксовая пыль, поэтому следует предусматривать стадии пылеулавливания, дожига горючих компонентов и утилизации тепла.

В рамках данной принципиальной схемы может быть несколько вариантов технологического оформления процесса, получающихся в результате совмещения отдельных стадий, т. е. осуществления двух и более стадий в одном аппарате. Напри-

мер, сушку и удаление летучих веществ можно производить в прокалочной печи. Совмещение позволяет упростить технологическую схему установки, снизить капитальные затраты и повысить продолжительность межремонтного цикла работы. Все это в большинстве случаев, по-видимому, может компенсировать некоторое снижение производительности, повышение «угара» кокса и усложнение конструкции отдельных аппаратов. Для правильного выбора технологической схемы в каждом конкретном случае должно быть выполнено технико-экономическое сравнение вариантов технологической схемы. Выбор технологической схемы должен быть увязан с типом и конструкцией прокалочной печи.

На рис. 3.8 показана принципиальная схема установки прокаливания, снабженной барабанной печью. Установка включает блоки прокаливания и охлаждения кокса, пылеулавливания и утилизации тепла и склад готового продукта. На установке предусмотрены полный дожиг пыли и летучих веществ, утилизация тепла с получением водяного пара. Важным элементом технологической схемы установки является предварительный подогрев воздуха до 400—450 °С, позволяющий уменьшить потери кокса от угара. Этому также способствует предварительная сушка или обезвоживание исходного сырья. Подготовленный к прокаливанию кокс из сырьевого бункера с помощью ковшового элеватора подают в загрузочный бункер 4, откуда кокс самотеком через дозатор 5 сыпается в прокалочную печь 3 барабанного типа навстречу потоку горячих дымовых газов. Дымовые газы образуются за счет подачи в печь жидкого либо газообразного топлива и воздуха. Из печи газовый поток, несущий в себе недогоревшие летучие вещества и коксовую пыль, сразу поступает в пылеосадительную камеру 7, а далее проходит котел-утилизатор 8 и с помощью дымососа 9 подается в

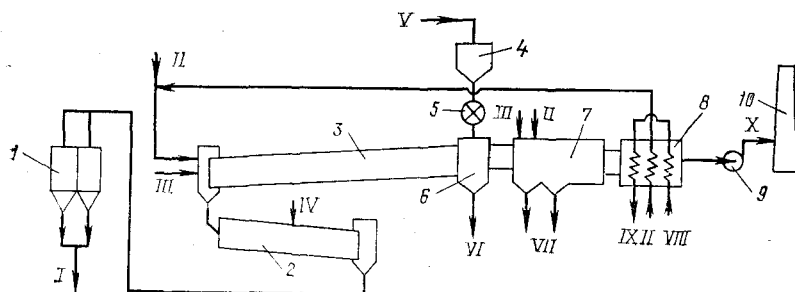
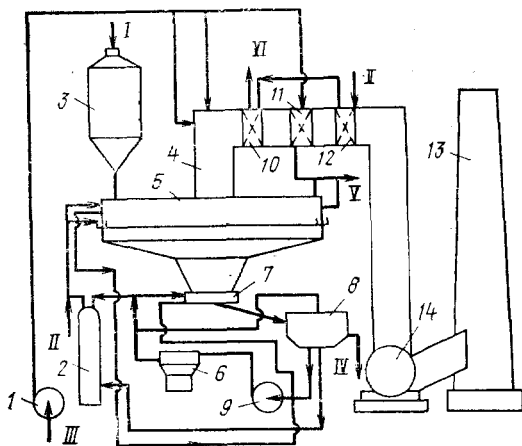


Рис. 3.8. Принципиальная схема установки прокаливания нефтяного кокса с применением барабанной печи:

1 — склад готового кокса; 2 — холодильник кокса; 3 — прокалочная печь; 4 — сырьевой бункер; 5 — питатель; 6 — пылеосадитель; 7 — печь дожига пыли; 8 — регенератор тепла; 9 — дымосос; 10 — дымовая труба; I — прокаленный кокс; II — воздух; III — топливо; IV — охлаждающая вода; V — сырье; VI, VII — коксовая пыль; VIII — водяной конденсат; IX — перегретый пар; X — дымовые газы

Рис. 3.9. Принципиальная схема установки прокаливания кокса с применением печи с вращающимся подом:

1 — вентилятор; 2 — буферная емкость; 3 — сырьевой бункер; 4 — дымоход; 5 — прокалочная печь; 6 — воздушный холодильник; 7 — разгрузочный стол; 8 — холодильник; 9 — насос; 10 — котел-утилизатор; 11 — воздухоподогреватель; 12 — экономайзер; 13 — дымовая труба; 14 — дымосос; 1 — сырой кокс после дробления; II — очищенная вода; III — технологический воздух; IV — прокаленный кокс на склад; V — избыток горячего воздуха в атмосферу; VI — водяной пар



дымовую трубу 10. В пылеосадительной камере поддерживается температура 900°C для пиролиза смол, содержащихся в летучих веществах, и предотвращения закоксовывания дымового тракта. Уловленная в пылеосадительной камере коксовая пыль возвращается в сырьевой бункер 4. Охлаждается прокаленный кокс во вращающемся барабанном холодильнике 2, орошаемом водой. При прокаливании кокса в барабанных печах наблюдаются повышенные потери углерода в виде угара и уносимой пыли. Улучшения технических показателей работы барабанной печи можно добиться за счет снижения подсосов воздуха в торцах печи и холодильника, сжигания летучих веществ внутри печного барабана, уменьшения потерь тепла через футеровку печи и оптимизации технологического режима.

Сжигание летучих веществ в печи позволяет в значительной степени оградить прокаливаемый материал от угара и сэкономить топливо. Для сжигания летучих веществ предложены следующие способы и конструктивные решения: 1) подача воздуха непосредственно в ту область печи, где наблюдается наиболее интенсивное выделение летучих веществ; 2) возврат части дымовых газов в прокалочную печь в качестве топлива; 3) увеличение диаметра печи в зоне интенсивного выделения летучих веществ; 4) применение двух печных барабанов, в одном из которых кокс до температуры начала выделения летучих веществ нагревается путем сжигания топлива, а в другом — дальнейший нагрев осуществляется за счет сжигания летучих веществ при прямоточном движении потоков кокса и дымовых газов.

Для прокаливания рядового кокса освоена технология с применением печи с вращающимся подом (рис. 3.9). Печь, показанная на схеме, имеет неподвижный свод и вращающуюся коническую подину с колодцем, выполняющим роль изотермической реакционной камеры. Внутри печи установлены водоохлаждаемые скребки, закрепленные в своде печи и служащие

для рыхления и перемещения слоя кокса от периферии к центру подины. Подина снабжена электроприводом с гидравлической трансмиссией и вращается вокруг вертикальной оси со скоростью 5—20 об/ч. В своде печи имеется ряд патрубков с клапанами для регулируемого подвода технологического воздуха на горение летучих веществ, выделяющихся из кокса. Между подвижной и неподвижной частями печи имеется водяной затвор.

Сырой кокс из сырьевого бункера 3 в прокалочную печь 5 загружается по желобу с ручной регулировкой толщины слоя кокса. Дымовые газы отводятся через дымоход 4, расположенный над сводом печи. Загружаемый кокс сразу попадает в зону с высокой температурой — около 1000 °С. Благодаря этому из кокса в течение нескольких минут удаляется влага, а потом происходит пиролизное разложение смолистых веществ, выделяющихся из кокса при температуре 500 °С и выше. Время пребывания кокса в зоне нагрева составляет примерно 1 ч. Перепад температур между отходящими дымовыми газами и прокаленным коксом достигает 85—100 °С и более. Топливо извне для нагрева кокса практически не расходуется, если готовый продукт имеет истинную плотность не более 2060 кг/м³.

Прокаленный кокс удаляется из колодца с помощью вращающегося вокруг вертикальной оси разгрузочного стола, снабженного скребками. Охлаждается кокс до конечной температуры 150 °С в холодильнике барабанного типа паровым дистиллятом.

Особенностью печи с вращающимся подом является достаточно низкий унос пыли и возможность прокаливания кокса широкого гранулометрического состава — практически от 0 до 50 мм. Высота слоя кокса на вращающейся подине составляет 100—250 мм. Зазор между подиной и скребками выдерживается в пределах 50 мм, вследствие чего нижние слои кокса перемещаются значительно медленнее верхних. Это предохраняет футеровку печи от истирания и защищает прокаленный продукт от озоления.

3.3.2. Расчет барабанной прокалочной печи

Исходными данными для технологического расчета барабанной печи должны быть производительность по сырью, характеристика исходного кокса, состав выделяющихся летучих веществ и показатели качества прокаленного кокса. Цель расчета — определение основных размеров печи (диаметра и длины), материальных и тепловых потоков, температурного профиля печи, математическое описание влияния технологических факторов на показатели работы печи. Расчет складывается из следующих этапов:

- 1) кинетический расчет;
- 2) составление общего теплового баланса прокалочной печи;

- 3) расчет передачи тепла внутри нагреваемого слоя;
- 4) расчет передачи тепла от дымовых газов к слою кокса.

1. **Кинетический расчет.** По заданной глубине прокаливания, например, по истинной плотности прокаленного кокса, определяют конечную температуру нагрева и продолжительность процесса. Время пребывания кокса в прокалочной печи по практическим данным должно составлять 75—90 мин. Конечную температуру нагрева t_K (°C) рассчитывают из уравнения, проверенного на рядовом нефтяном коксе

$$\rho = 370\tau^{0,107} e^{2/(t_K - 450/30000)} + 1430, \quad (3.47)$$

где ρ — истинная плотность прокаленного кокса, кг/м³;

τ — продолжительность прокаливания, ч.

Реакционный объем прокалочной печи V (м³) вычисляют по формуле

$$V = G/w, \quad (3.48)$$

где G — производительность печи по сырью, кг/ч;

w — производительность единицы реакционного объема печи, кг/(м³·ч).

Рекомендуется принимать $w = 45—65$ кг/(м³·ч); производительность единицы реакционного объема для рядового электродного кокса выше, чем для игольчатого.

Далее рассчитывают степень заполнения печи коксом ψ [55]

$$\psi = G\tau/(V\rho_{cp}), \quad (3.49)$$

где ρ_{cp} — средняя насыпная плотность кокса, находящегося в печи, кг/м³ (рекомендуется принимать $\rho_{cp} = 680—780$ кг/м³).

Обычно печи работают при значениях $\psi = 0,03—0,15$, чаще при $\psi = 0,07—0,11$.

Поверхность сегмента, занятого коксом, S (м²) равна

$$S = 0,5R^2(\pi\alpha/180 - \sin\alpha). \quad (3.50)$$

$$\text{Внутреннее сечение печи } S_n = \pi R^2 \text{ (м}^2\text{)}, \quad (3.51)$$

где α — угол, образуемый двумя радиусами, проходящими через концы хорды сегмента, град.

Длину печи можно определить по формуле

$$L = \pi Dn/(100\tau), \quad (3.52)$$

где n — частота вращения барабана печи, ч⁻¹;

τ — уклон печи, % (значения n и τ выбирают по ГОСТ 11875—79).

Наружный радиус печи больше внутреннего на толщину тепловой изоляции (260—350 мм) и стенки металла. Толщину стенки δ выбирают в зависимости от наружного диаметра барабана:

D , м	2,8	3,0	3,2	3,5*	3,5**
δ , мм	20	22	25	25	30

* Для аппаратов длиной 25 и 60 м.

** Для аппаратов длиной 70 м.

На данном этапе расчета вычисленные значения диаметра и длины печи приводят в соответствие с ГОСТ 11875—79 и уточняют продолжительность прокаливания кокса, степень заполнения барабана сыпучим материалом, скорость вращения и угол наклона аппарата.

2. Составление общего теплового баланса печи. При составлении теплового баланса печи необходимо принять следующие допущения.

1. Унос пыли с отходящими дымовыми газами в пределах 6—15% (масс.). После составления теплового баланса печи принятую величину уточняют по формуле

$$C_{\Pi} = \chi u^3, \quad (3.53)$$

где C — содержание пыли в отходящих дымовых газах, % (масс.);

χ — коэффициент, зависящий от содержания пыли в исходном коксе (рекомендуется принимать его равным 0,06);

u — линейная скорость отходящих из печи дымовых газов, м/с.

В случае значительной разницы между принятым и расчетным значениями C_{Π} тепловой баланс составляют повторно.

2. Температура отходящих дымовых газов в пределах 750—850 °С, имея в виду, что при низкой температуре будет происходить осмоление дымового тракта, а при высокой — повышение потерь кокса в виде уноса пыли и угара, снижение производительности печи по сырью, тепловая перегрузка системы пылеулавливания и утилизации тепла отходящих дымовых газов.

Температура прокаливаемого кокса на выходе из печи примерно на 50—150 °С ниже температуры в зоне прокаливания.

3. Расход воздуха на горение топлива и пыли и дожиг летучих веществ рассчитывают в стехиометрическом соотношении, так как в прокалочной печи среда восстановительная (за исключением топки).

4. Прокалочную печь по длине разделить на зоны: а) подогрев кокса до 100 °С; б) сушка кокса при температуре 100 °С; в) подогрев сухого кокса от 100 °С до температуры начала выделения летучих веществ — 500 °С; г) выделение основной массы летучих веществ при температуре 500—850 °С — зона карбонизации; д) прокаливание при нагреве кокса от 850 °С до конечной температуры (приблизительно до 1400 °С в случае игольчатого кокса и до 1200 °С в случае рядового кокса); е) топочная зона.

5. Температура предварительного подогрева технологического воздуха, подаваемого в прокалочную печь, по практическим данным не должна превышать 400—500 °С.

6. Связь между истинным (при конечной температуре прокаливания) и условным (при 850 °С в течение 7 мин) выходом летучих веществ должна подчиняться следующему соотношению:

$$B_{\text{дист}} = 1,3 B_{\text{д усл.}}$$

Часть летучих веществ (в % масс.), сгораемых в той части прокалочной печи, где температура кокса не превышает 850 °С, равна

$$B_{Л1} = 0,15B_{Лист} (1 - 6G_T/G_K), \quad (3.54)$$

а другая часть, сгорающая при температуре выше 850 °С, равна

$$B_{Л2} = 0,665 (B_{Лист})^{0,5} (1 - 6G_T/G_K), \quad (3.55)$$

где G_T — расход топлива в печь, кг/ч;

G_K — производительность печи по коксу, кг/ч.

7. Потери тепла через стенку печи, по практическим данным, составляют 36 000—40 000 кДж/ч на 1 м² наружной поверхности барабана. В необходимых случаях следует провести детальный расчет потерь тепла через стенку в каждой зоне в зависимости от температуры и толщины огнеупорной футеровки.

8. Коксовая пыль сгорает в основном в топочной зоне, а также в зоне прокаливания и с образованием диоксида углерода.

9. Тепловой эффект образования летучих веществ равен 2200 кДж/кг.

10. Потери углерода от вторичных реакций газификации происходят только в зоне прокаливания и рассчитываются по уравнению

$$G_C = 4 \cdot 10^{-4} \cdot 6600 (x_H G_T + G_P + x_C G_T) e^{-5000/2/(t+273)}. \quad (3.56)$$

где x_H и x_C — массовая концентрация водорода и углерода в топливе соответственно;

G_P — количество сгоревшей в печи коксовой пыли, кг/ч;

t — конечная температура прокаливания кокса, °С.

При составлении общего теплового баланса прокалочной печи задаются расходом топлива из расчета примерно 2,5% (масс.) от производительности печи по сырью, отдельно определяют количество сгорающих в печи летучих веществ и количество выделяющегося при этом тепла. Из теплового баланса находят расход технологического воздуха.

Приход тепла (в кДж/ч):

1) с подогретым воздухом

$$Q_{возд} = G_{возд} I_{возд} = G_{возд} t_{возд} c_{возд}, \quad (3.57)$$

где $G_{возд}$ — расход технологического воздуха, кг/ч;

$I_{возд}$ — энтальпия воздуха, кДж/кг;

$t_{возд}$ — температура поступающего в печь воздуха, °С;

$c_{возд}$ — теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К).

2) с поступающим в печь сырьем $Q_F = G_F t_F C_F$. (3.58)

3) от сгорания топлива

$$Q_T = G_T q_T = (3394 x_C + 103074 x_H) G_{возд} / L_T, \quad (3.59)$$

где G_T — расход топлива, кг/ч;

q_T — теплота горения топлива, кДж/кг;

L_T — удельный расход технологического воздуха на горение топлива, кг/кг, равный $L_T = 32(x_C/12 + x_H/4) 0,23$.

$$4) \text{ от сгорания коксовой пыли } Q_{\text{с}} = G_{\text{с}} q_{\text{с}0_2}, \quad (3.60)$$

где $q_{\text{с}0_2}$ — теплота горения углерода с образованием CO_2 , кДж/кг.

$$5) \text{ от сгорания летучих веществ } Q_{\text{л}} = G_{\text{л}} q_{\text{л}} / L_{\text{л}}, \quad (3.61)$$

где $G_{\text{л}}$ — расход воздуха на горение летучих веществ, кг/ч;
 $q_{\text{л}}$ — теплота горения летучих веществ, кДж/кг;
 $L_{\text{л}}$ — удельный расход воздуха на горение летучих веществ, кг/кг.

Величины $G_{\text{л}}$, $L_{\text{л}}$ и $q_{\text{л}}$ рассчитывают по следующим формулам:

$$G_{\text{л}} = G_{\text{Fc}} L_{\text{л}} (B_{\text{л}1} + B_{\text{л}2}) \cdot 0,01, \quad (3.62)$$

$$L_{\text{л}} = 32 (x_{\text{с}}/12 + x_{\text{H}}/4)/0,23, \quad (3.63)$$

$$q_{\text{л}} = 32 \cdot 400 x_{\text{сл}} + 98 \cdot 400 x_{\text{H}}, \quad (3.64)$$

где G_{Fc} — производительность печи по сухому коксу, кг/ч;
 $x_{\text{с}}$ и x_{H} — содержание углерода и водорода в летучих веществах соответственно; рекомендуется принимать $x_{\text{с}} = 0,45$ и $x_{\text{H}} = 0,55$.

Расход тепла (в кДж/ч):

$$1) \text{ с унесенной пылью } Q_{\text{у.п}} = G_{\text{у.п}} t_{\text{у.п}} c_{\text{у.п}}, \quad (3.65)$$

где $G_{\text{у.п}}$ — количество унесенной пыли, кг/ч;
 $t_{\text{у.п}}$ — температура пыли, °С;
 $c_{\text{у.п}}$ — теплоемкость пыли, кДж/(кг·К).

$$\text{Здесь } G_{\text{у.п}} = G_{\text{Fc}} \cdot 0,06 u^3, \quad (3.66)$$

а линейная скорость дымовых газов на выходе из печи u принимается заранее с последующей проверкой после составления теплового баланса и определения фактического количества отходящих дымовых газов;

$$2) \text{ на образование летучих веществ } Q_{\text{л}} = 22 B_{\text{л}}^{\text{ист}} G_{\text{Fc}}, \quad (3.67)$$

$$3) \text{ на испарение влаги } Q_{\text{H}_2\text{O}} = 2263 G_{\text{H}_2\text{O}} = 2263 G_{\text{п}} x_{\text{H}_2\text{O}}, \quad (3.68)$$

4) на потери через футеровку печи (ориентировочно принимают $Q_0 = 8 \cdot 10^6$ кДж/ч);

$$5) \text{ с отходящими дымовыми газами } Q_{\text{г}} = G_{\text{г}} t_{\text{г}} c_{\text{г}}, \quad (3.69)$$

где $G_{\text{г}}$ — количество отходящих дымовых газов, кг/ч;
 $t_{\text{г}}$ — температура газов, °С;
 $c_{\text{г}}$ — теплоемкость газов, кДж/(кг·К).

$$6) \text{ с прокаленным коксом } Q_{\text{п.к}} = G_{\text{п.к}} t_{\text{п.к}} c_{\text{п.к}}, \quad (3.70)$$

где $G_{\text{п.к}}$ — производительность печи по прокаленному коксу, кг/ч;
 $t_{\text{п.к}}$ — температура прокаленного кокса на выходе из печи, °С;
 $c_{\text{п.к}}$ — теплоемкость прокаленного кокса, кДж/(кг·К).

$$7) \text{ на вторичные реакции газификации углерода } Q_{\text{в.р}} = G_{\text{с}} q_{\text{с}}, \quad (3.71)$$

где $q_{\text{с}}$ — тепловой эффект реакций газификации углерода, кДж/кг ($q_{\text{с}} = 25\,000$ кДж/кг).

Из теплового баланса печи определяют расход технологического воздуха $G_{\text{возд}} = G_{\text{т}} L_{\text{т}} + G_{\text{п}} L_{\text{п}} + G_{\text{л}}, \quad (3.72)$

где $L_{\text{п}}$ — удельный расход воздуха на горение коксовой пыли, кДж/кг.

Количество дымовых газов, покидающих прокालочную печь, составит $G_{\text{г}} = G_{\text{возд}} + G_{\text{т}} + G_{\text{с}} + G_{\text{л}} + G_{\text{п}}, \quad (3.73)$

Линейную скорость дымовых газов на выходе из печи определяют по формуле

$$u = G_r \cdot 4 (t_r + 273) \cdot 22,4 / (28 \cdot 3,14 D^2 \cdot 273 \cdot 3600). \quad (3.74)$$

Из теплового баланса определяют количество сгорающей в печи коксовой пыли, учитывая, что

$$G_{\text{п}} = \Delta Q / q_{\text{п}}, \quad (3.75)$$

где ΔQ — количество тепла, выделяющееся при сгорании пыли, кДж/ч;
 $q_{\text{п}}$ — тепловой эффект сгорания коксовой пыли, кДж/кг.

ΔQ находят по разности расхода и прихода тепла в печь. Расчет теплового баланса считается законченным, если разница между принятым и расчетным значениями линейной скорости дымовых газов на выходе из печи не превышает $\pm 5\%$. После составления общего теплового баланса печи следует рассчитать тепловые балансы отдельных зон.

Расчет передачи тепла внутри нагреваемого слоя кокса. Цель расчета заключается в определении продолжительности нагрева кокса до заданной температуры в первой, третьей, четвертой и пятой зонах, продолжительности охлаждения кокса в шестой зоне и продолжительности подвода тепла, необходимого для испарения влаги во второй зоне.

В расчетах рекомендуется принимать нагреваемый слой кокса за пластину неограниченных размеров. Расчетную толщину пластины с учетом ослабления внутреннего теплового сопротивления слоя из-за вращения барабана предлагается определять по следующей формуле:

$$H = [S \Psi \alpha_0 / (360 k n \pi)]^{0,5}, \quad (3.7)$$

где α_0 — часть окружности барабана, занятая слоем кокса, в градусах;

S — площадь внутреннего сечения печи, м²;

k — коэффициент ослабления теплового сопротивления слоя кокса из-за вращения барабана (можно принимать $k=0,24-0,27$ для всех зон, кроме первой; для первой зоны $k=0,10-0,11$).

Для пластины неограниченных размеров средняя температура равна

$$\theta = (t - t_{\text{п}}) / (t_0 - t_{\text{п}}), \quad (3.77)$$

где t_0, t — средняя температура коксового слоя в начале и конце зоны соответственно, °С;

$t_{\text{п}}$ — средняя температура дымовых газов в зоне, °С, определяется как среднее арифметическое из температур газов в начале и конце зоны.

По графику [56] находят значение S_0 , соответствующее найденному параметру средней температуры. Затем определяют продолжительность нагрева коксового слоя в рассматриваемой зоне по формуле [56]

$$\tau_s = S_0 h^2 / a, \quad (3.78)$$

где a — температуропроводность кокса, м²/ч.

$$\text{Длина зоны будет равна } L_3 = L\tau_3/\tau. \quad (3.79)$$

Время пребывания кокса в зоне сушки [56]

$$\tau_c = q_{H_2O} h^2 / [2\lambda (t_n - t_k)], \quad (3.80)$$

где q_{H_2O} — теплота испарения влаги, отнесенная к 1 м³ высушиваемого кокса;

λ — средняя теплопроводность слоя влажного кокса, кДж/(м·ч·К);

t_k — температура кокса в зоне сушки, °С.

Расчет передачи тепла от дымовых газов к слою прокаливаемого кокса. Количество тепла, передаваемого от дымовых газов к слою кокса в отдельных зонах, следует рассчитывать по уравнению

$$Q = \alpha \theta S, \quad (3.81)$$

где α — суммарный коэффициент теплоотдачи, кДж/м²·ч·град, определяемый как сумма коэффициентов теплоотдачи конвекцией $\alpha_{кон}$ и радиацией $\alpha_{рад}$ [48];

θ — средняя логарифмическая разность температур дымовых газов T_1 и кокса T_2 , К;

S — поверхность теплообмена, м².

$$\text{Здесь } \alpha_{кон} = Nu\lambda/D = 0,0258 Re^{0,8} \lambda/D, \quad (3.82)$$

$$Re = uD/\nu, \quad (3.83)$$

где ν — кинематическая вязкость дымовых газов в рассматриваемой зоне, м²/с.

$$\alpha_{рад} = 20,5\psi[(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4]/(1/\epsilon_k + 1/\epsilon_r - 1)(T_1 - T_2), \quad (3.84)$$

где ϵ_k — степень черноты кладки ($\epsilon_k = 0,85$ [48]);

ϵ_r — степень черноты дымовых газов, равная

$$\epsilon_r = \epsilon_{CO_2} + b\epsilon_{H_2O} = \epsilon_{CO_2} + 1,08\epsilon_{H_2O} \quad (3.85)$$

здесь ϵ_{CO_2} , ϵ_{H_2O} — степени черноты CO₂ и водяных паров;

b — поправка на парциальное давление водяного пара;

ψ — угловой коэффициент излучения, определяется как отношение части окружности, не экранируемой коксом, к общей длине окружности ($\psi \approx 0,8$).

ϵ_{CO_2} находят по номограмме [48] в зависимости от температуры дымовых газов.

Поверхность теплообмена рассчитывают по формуле

$$S = L_3(L_x + L_d), \quad (3.86)$$

где L_3 — длина зоны, м;

L_x и L_d — длины хорды и дуги сегмента, занятого коксом в поперечном сечении печи, м.

Расчитанное количество тепла, передаваемое от дымовых газов к коксу, должно быть равно количеству тепла, необходимому для нагрева кокса в каждой зоне. Если отклонения между приходом и расходом тепла в какой-нибудь зоне окажутся более 10%, то необходимо изменить протяженность этой зоны. Расчет можно считать окончанным при соблюдении равенства

$$L = \sum L_i, \quad (3.87)$$

где L — длина прокаточной печи, м;

$\sum L_i$ — суммарная длина всех зон печи, м.

При несоблюдении равенства между принятой длиной печи и суммарной длиной всех зон, т. е. если разница превышает 10%, следует повторить расчеты, задавшись новыми размерами печи, другой степенью заполнения барабана, иным значением угла наклона печи и т. п.

Составление тепловых балансов отдельных зон. *Первая зона.* В первой зоне кокс нагревается до температуры 100 °С. Ввиду короткого времени пребывания условно считаем, что здесь отсутствует унос пыли, так как кокс влажный. Но нужно иметь в виду, что через первую зону с потоком дымовых газов проходит пыль из других зон.

Приход тепла:

$$1) \text{ с дымовыми газами } Q_{г21} = G_{г21} c_{г21} t_{г21}, \quad (3.88)$$

$$2) \text{ с потоком коксовой пыли } Q_{у.п21} = G_{у.п} t_{г21} c_{у.п21}. \quad (3.89)$$

Итого $Q_{г21} + Q_{у.п21}$.

Расход тепла:

1) с нагретым до температуры 100 °С коксом

$$Q_{F12} = G_{F12} t_{F12} c_{F12} = G_F t_{F12} c_{F12}, \quad (3.90)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{г10} = G_{г10} c_{г10}, \quad (3.91)$$

$$3) \text{ с пылью } Q_{у.п10} = G_{у.п} t_{г10} c_{у.п10}, \quad (3.92)$$

$$4) \text{ через футеровку } Q_{пф1}. \quad (3.93)$$

Итого $Q_{F12} + Q_{г10} + Q_{у.п10} + Q_{пф1}$.

Из теплового баланса находим температуру дымовых газов на входе в первую зону $t_{г21}$

$$t_{г21} = \frac{Q_{F12} + Q_{г10} + Q_{у.п10} + Q_{пф1}}{G_{г21} c_{г21} + G_{у.п} c_{у.п21}}. \quad (3.94)$$

Вторая зона. Приход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F12} = G_{F12} t_{F12} c_{F12} = G_F t_{F12} c_{F12}, \quad (3.95)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{г32} = (G_{г} - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01) t_{г32} c_{г32}, \quad (3.96)$$

$$3) \text{ с коксовой пылью } Q_{у.п32} = G_{у.п} t_{г32} c_{у.п32} \quad (3.97)$$

Итого $Q_{F12} + Q_{г32} + Q_{у.п32}$.

Расход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F23} = (G_F - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01) t_{F23} c_{F23}, \quad (3.98)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{г21} = G_{г21} t_{г21} c_{г21}, \quad (3.99)$$

$$3) \text{ на испарение влаги } Q_{H_2O}, \quad (3.100)$$

$$4) \text{ с коксовой пылью } Q_{у.п21} = G_{у.п} t_{г21} c_{г21}, \quad (3.101)$$

5) потери тепла через футеровку $Q_{пф2}$.

Итого $Q_{F23} + Q_{г21} + Q_{H_2O} + Q_{у.п21} + Q_{пф2}$.

Из теплового баланса определяем температуру дымовых газов на входе в зону $t_{г32}$

$$t_{г32} = \frac{Q_{F21} + Q_{г21} + Q_{H_2O} + Q_{у.п21} + Q_{пф2} - Q_{F12}}{(G_{г} - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01) c_{г32} + G_{у.п} c_{у.п32}}. \quad (3.102)$$

Третья зона. Приход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F23}, \quad (3.103)$$

2) с дымовыми газами

$$Q_{r43} = G_{r43} t_{r43} c_{r43} = (G_r - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01) t_{r43} c_{r43}, \quad (3.104)$$

$$3) \text{ с коксовой пылью } Q_{y.p43} = 0,5 G_{y.p} t_{r43} c_{F43}. \quad (3.105)$$

$$\text{Итого } Q_{F23} + Q_{r43} + Q_{y.p43}.$$

Расход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F34} = G_{F34} t_{F34} c_{F34} = \\ = (G_F - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01 - 0,5 G_{y.p}) t_{F34} c_{F34}, \quad (3.106)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{r34} = G_{r34} t_{r34} c_{r34}, \quad (3.107)$$

$$3) \text{ с коксовой пылью } Q_{y.p34} = G_{y.p} t_{r34} c_{F34}, \quad (3.108)$$

4) через футеровку $Q_{пф3}$.

$$\text{Итого } Q_{F34} + Q_{r34} + Q_{y.p34} + Q_{пф3}.$$

Из теплового баланса третьей зоны определяем температуру дымовых газов на входе в зону t_{r43}

$$t_{r43} = \frac{Q_{F34} + Q_{r34} + Q_{y.p34} + Q_{пф3} - Q_{F23}}{0,5 G_{y.p} c_{F23} + (G_r - G_{H_2O} G_F \cdot 0,01) c_{F43}}. \quad (3.109)$$

Четвертая зона. Приход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F34}, \quad (3.110)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{F54} = G_{r54} t_{r54} c_{r54} = \\ = (G_r - G_{H_2O} - B_{л}^{усл} G_{Fc} \cdot 0,01) t_{r54} c_{r54}, \quad (3.111)$$

3) от сгорания летучих веществ

$$Q_{л4} = \frac{G_{л} q_{л}}{L_{л}} \cdot \frac{B_{л1}}{B_{л1} + B_{л2}}. \quad (3.112)$$

$$\text{Итого } Q_{F34} + Q_{r54} + Q_{л4}.$$

Расход тепла:

$$1) \text{ с коксом } Q_{F45} = G_{F45} t_{r45} c_{F45} = \\ = (G_F - G_{H_2O} - G_{y.p} - B_{л}^{усл} G_{Fc} \cdot 0,01) t_{F45} c_{F45}, \quad (3.113)$$

$$2) \text{ с дымовыми газами } Q_{r43} = G_{r43} c_{r43} = (G_r - G_{H_2O}) t_{r43} c_{r43}, \quad (3.114)$$

3) с пылью $Q_{y.p43}$,

4) через футеровку $Q_{пф4}$,

$$5) \text{ на образование летучих веществ } Q_{л4} = Q_{л1,3}. \quad (3.115)$$

$$\text{Итого } Q_{F45} + Q_{r43} + Q_{y.p43} + Q_{пф4} + Q_{л1,3}.$$

Из теплового баланса находим температуру дымовых газов на входе в четвертую зону t_{r54}

$$t_{r54} = \frac{Q_{F34} + Q_{r43} + Q_{y.p43} + Q_{пф4} + Q_{л1,3} - Q_{F45} - Q_{л4}}{(G_r - G_{H_2O} - B_{л}^{усл} G_{Fc} \cdot 0,01) c_{r54}}. \quad (3.116)$$

Пятая зона. Приход тепла:

1) с коксом Q_{F45} ,

2) с дымовыми газами $Q_{г65} = (G_F + G_r + G_n) t_{г65} c_{г65}$, (3.117)

3) от сгорания летучих веществ

$$Q_{л5} = \frac{G_{л} q_{л}}{L_{л}} \cdot \frac{B_{л2}}{B_{л1} + B_{л2}}. \quad (3.118)$$

$$\text{Итого } Q_{F45} + Q_{г65} + Q_{л5}.$$

Расход тепла:

1) с коксом $Q_{F56} = G_{F56} t_{F56} c_{F56} = (G_{п.к} + G_n) t_{F56} c_{F56}$, (3.119)

2) на вторичные реакции $Q_{в.р}$,

3) через футеровку $Q_{пф5}$,

4) с дымовыми газами $Q_{г54} = G_{г54} t_{г54} c_{г54}$, (3.120)

5) на образование летучих веществ $Q_{л5} = Q_{л} \cdot 0,3/1,3$. (3.121)

$$\text{Итого } Q_{F56} + Q_{в.р} + Q_{пф5} + Q_{г54} + Q_{л5}.$$

Из теплового баланса пятой зоны определяем температуру дымовых газов на входе $t_{г65}$

$$t_{г65} = \frac{Q_{F56} + Q_{в.р} + Q_{пф5} + Q_{г54} + Q_{л5} - Q_{F45} - Q_{л5}}{(G_n + G_r + G_n) c_{г65}}. \quad (3.122)$$

Шестая зона. Приход тепла:

1) с коксом Q_{F67} ,

2) с воздухом $Q_{возд}$,

3) горение топлива Q_T ,

4) горение пыли $Q_{п}$.

$$\text{Итого } Q_{F67} + Q_T + Q_{п}.$$

Расход тепла:

1) с коксом $Q_{F67} = G_{п.к} t_{F67} c_{F67}$, (3.123)

2) с дымовыми газами $Q_{г65}$,

3) через футеровку $Q_{пф6}$.

$$\text{Итого } Q_{F67} + Q_{г65} + Q_{пф6}.$$

Из теплового баланса определяем температуру прокаленного кокса на выходе из печи t_F

$$t_F = \frac{Q_{F67} + Q_T + Q_{п} - Q_{F65} + Q_{возд} - Q_{пф6}}{G_{п.к} c_{F67}}. \quad (3.124)$$

Правильность расчета тепловых балансов подтверждается следующим условием: $t_{F67} = t - 350 + 273^\circ\text{C}$. (3.125)

В расчетах принимается: $t_{F12} = 100^\circ\text{C}$, $t_{F34} = 500^\circ\text{C}$; $t_{F23} = 100^\circ\text{C}$, $t_{F45} = 850^\circ\text{C}$, $t_{F56} = 1200^\circ\text{C}$ (или другое значение в зависимости от требуемой истинной плотности прокаленного кокса).

3.3.3. Расчет прокалочной печи с вращающимся подом

Определить технологические размеры прокалочной печи с вращающимся подом можно путем ряда поверочных расчетов, которые удобно разбить на три этапа. На первом этапе задаются геометрическими размерами и формой прокалочной печи, числом, размерами и расположением перемешивающих устройств — скребков.

На втором этапе рассчитывают теплопередачи в слое нагреваемого материала на вращающейся подине. В случае получения неудовлетворительных результатов — низкая температура нагрева кокса, недостаточная производительность печи — необходимо пересмотреть принятые исходные геометрические размеры печи и повторить расчет теплопередачи в слое кокса.

На третьем этапе составляют тепловой и материальный балансы прокалочной печи, из которых устанавливают требуемое количество горячего и холодного воздуха, а также топлива, подаваемых в прокалочную печь, и другие материальные и тепловые потоки, в том числе потери в окружающую среду в зависимости от производительности печи, влажности и выхода летучих веществ из кокса, толщины слоя кокса на подине, температуры топочного пространства, скорости вращения подины.

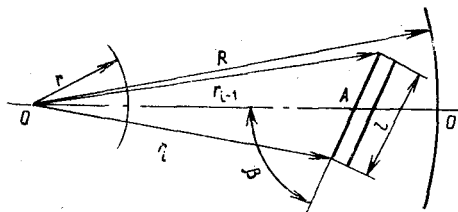
Во избежание сильного уноса пыли важно обратить внимание на то, что линейная скорость дымовых газов в прокалочной печи не должна превышать 0,2 м/с. Внутренние размеры печи — диаметр и высоту рекомендуется ориентировочно принимать, исходя из условия, что удельный съем кокса с 1 м² площади пода и с 1 м³ печного пространства не превышает значений, указанных ниже:

	$g, \text{ кг(м}^2 \cdot \text{ч)}$	$g, \text{ кг(м}^3 \cdot \text{ч)}$
Рядовой кокс:		
суммарный	55—65	28—34
крупный	85—95	45—55
мелкий	40—50	20—28
Игольчатый кокс	38—45	20—25

Кроме того, необходимо учитывать возможность и удобства проведения строительных и ремонтных работ внутри печи. Угол наклона подины принимают равным 10°. Уменьшение угла наклона подины приведет к возрастанию крутящего момента на валу привода, а при увеличении возникнет опасность скатывания кусков кокса и самопроизвольного сползания слоя с подины в разгрузочный колодец без достаточного прогрева.

Для обеспечения высокой производительности весьма важно иметь одинаковую толщину слоя кокса на подине и равномерное перемешивание его. Это достигается правильным выбором числа и размеров скребков, а также соответствующим размещением их относительно друг друга и подины. Идеально равномерное перемешивание слоя сыпучего материала будет при беско-

Рис. 3.10. Горизонтальная проекция скребка печи с вращающимся подом



нечно большом числе скребков. Однако в реальных условиях их число должно быть ограничено в пределах 12—20. Исходя из условия, что интенсивность перемешивания в зоне действия каждого скребка одинаковая, определяем площадь, описываемую рабочей плоскостью скребка за 1 оборот пода

$$S_i = \pi (R_1^2 - r^2)/N, \quad (3.126)$$

где R_1^2 — наружный радиус окружности, описываемый крайним скребком, расположенным в зоне загрузки кокса, м;

r — радиус разгрузочной горловины, м;

N — число скребков.

Зазор между радиусом пода R и R_1 следует принимать равным примерно 130 мм. Для определения координат размещения скребков в горизонтальной плоскости следует использовать следующие формулы:

$$\cos \beta = (r_i^2 - r_{i-1}^2)/(2L_i r_A), \quad (3.127)$$

$$r_A^2 = (r_i^2 - r_{i-1}^2)/2 - L_i/4. \quad (3.128)$$

Видно, что формула (3.128) допускает неодинаковую длину рабочей плоскости скребков и различный угол поворота их относительно оси 0—0 (рис. 3.10). Однако в целях упрощения изготовления и монтажа скребков предлагается разбить их на три группы с соотношением длин рабочих плоскостей 1 : 2 : 3. Скребки первой группы надо размещать у периферии пода, второй — в средней части и третьей — у разгрузочной горловины. У первой и второй групп угол поворота скребков β должен находиться в пределах 54—70°. Излишнее увеличение угла приводит к необходимости выбора большого числа скребков, а при малом угле увеличивается сила, действующая на скребок со стороны слоя. При определении общего числа скребков в печи в каждой группе необходимо соблюдать следующие два условия:

$$r_i - r_{i-1} \leq 2h/\operatorname{tg} \alpha, \quad (3.129) \quad b_i \geq 5d, \quad (3.130)$$

где h — высота слоя кокса на подине, м;

α — угол естественного откоса кокса, град;

b_i — ширина щели между соседними скребками, м;

d — максимальный размер кусков кокса, м.

Для определения высоты слоя кокса воспользуемся формулой

$$h = G_K/(N\gamma S), \quad (3.131)$$

где G_K — производительность печи по сухому коксу, кг/ч;

γ — насыпная масса кокса, кг/м³.

Условие (3.129) позволяет исключить оголение подины при движении ее относительно скребков; при соблюдении условия (3.130) не будет заклинивания кокса между скребками. Чтобы свести к минимуму износ футеровки печи от истирания, расстояние между подом и нижней кромкой скребков должно быть не менее максимального размера кусков прокаливаемого кокса, т. е. 50 мм.

По конструктивным соображениям все скребки желательно располагать вдоль оси 0—0 (см. рис. 3.10). Но с точки зрения обеспечения благоприятных условий теплообмена взаимное расположение скребков должно быть таким, чтобы предыдущий скребок (если счет скребков вести от центра печи) успевал освободить участок для сдвижки слоя продукта последующим скребком. Это может быть обеспечено, если ширину щели между скребками определять по формуле

$$b_i = g(r_i - r_{i-1}) + \delta, \quad (3.132)$$

где g — для первой группы скребков равно 0,6; для второй — 0,7 и для третьей — 0,8;
 δ — толщина скребка, м.

В прокалочной печи с вращающимся подом, снабженной скребками, лимитирующей стадией процесса является передача тепла внутри слоя кокса. С некоторыми допущениями можно принять, что температура топочного пространства и температура поверхности слоя кокса одинаковы.

В зоне действия каждого скребка за один оборот пода печи среднюю температуру нагрева кокса можно определить по уравнению

$$t = t_{\Pi} - \theta(t_{\Pi} - t_0). \quad (3.133)$$

Расчет производят последовательно от скребка к скребку, начиная от периферии. При расчете температуры от скребка к скребку начальная температура слоя последующего скребка принимается равной конечной температуре предыдущего.

Радиус эквивалентного полуцилиндра равен

$$R = \sqrt{(2S/\pi)}, \quad (3.134)$$

где S — поперечное сечение слоя кокса, образуемого скребком, м².

Для расчета параметра θ в зависимости от критерия Фурье можно воспользоваться графическим методом, изложенным в справочнике [56].

Процесс прокаливания нефтяного кокса в печи с вращающимся подом можно рассматривать как состоящий из трех стадий: нагрев до температуры испарения влаги, испарение влаги и удаление летучих веществ с уплотнением структуры.

Для определения протяженности участка сушки рекомендуется использовать уравнение теплового баланса на границе фазового перехода воды в пар [18]

$$-\lambda(t_k - t)/[R_k(\ln R - \ln R_k)] = q_{H_2O} dR_k/dt, \quad (3.135)$$

решение которого имеет вид

$$R_k (\ln R_k/R - 0,5)/R + 0,5 = 2\pi t (t_n - t)/(Lq_{H_2O} R^2), \quad (3.136)$$

где R_k — расстояние от центра цилиндра до границы фазового перехода воды в пар за время одного оборота пода, м;

Lq_{H_2O} — теплота испарения воды, отнесенная к 1 м³ кокса, кДж/м³.

Исходными данными для расчета конечной температуры нагрева кокса являются: размеры печи (внутренний диаметр, высота, угол наклона подины, размеры колодца, выполняющего роль реакционной камеры), производительность, число оборотов пода в минуту, число скребков, их размеры и расположение в печи, температура топочного пространства, влажность и теплофизические свойства кокса.

3.4. ПРОИЗВОДСТВО БИТУМОВ

Основным способом производства нефтяных битумов является окисление тяжелых остатков вакуумной перегонки мазута деасфальтизации гудрона пропаном [57]. В качестве окисляющего агента используют воздух. Процесс осуществляют в реакторах колонного и трубчатого типа, а также в кубах периодического либо непрерывного действия.

3.4.1. Выбор и обоснование технологической схемы и режима получения окисленных битумов

Технологическая схема битумной установки должна обеспечивать требуемую производительность, возможность получения широкого ассортимента битумов при достаточно хорошем их качестве. Обязательным требованием должно быть обеспечение возможности поддержания максимальной поверхности реагирующих фаз, высокой степени ее обновления и оптимальная продолжительность контакта сырья с воздухом. Процесс будет высокоэффективным при наличии специальной системы отвода тепла, выделяющегося в результате окисления сырья.

Следует также решить вопрос обезвреживания и утилизации газов окисления и жидкого отгона. Одним из наиболее вероятных способов считается сжигание газов в печах и передача отгона в нефтеловушки либо использование его в качестве топлива.

Перспективным способом окисления гудронов считается применение реакторов колонного типа. Типы реакторов для окисленных битумов: 1) кубы непрерывного или периодического действия; 2) змеевиковые реакторы с длиной труб 200—300 м; 3) колонны с использованием воздуха для перемешивания продукта либо снабженные специальными турбинными мешалками (турбореактор).

При выборе реакционного устройства необходимо учитывать тип сырья и качество готового продукта. Если при окислении выделяется много тепла, предпочтение следует отдать реакто-

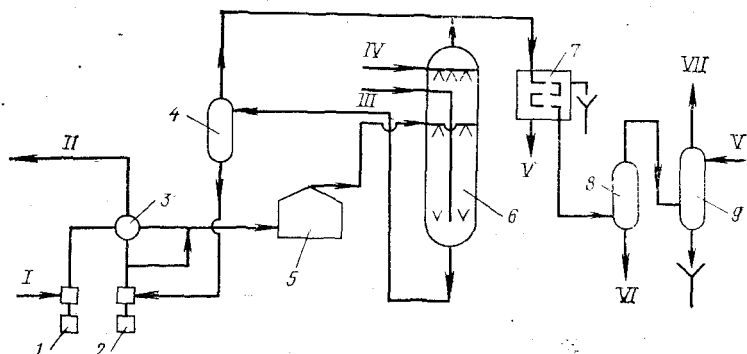


Рис. 3.11. Принципиальная схема установки получения битума окислением гудрона:

1, 2 — поршневые насосы; 3 — теплообменник; 4, 8 — газосепараторы; 5 — трубчатая печь; 6 — окислительная колонна; 7 — конденсатор-холодильник; 9 — скруббер; I — сырье (гудрон, асфальт); II — битум; III — воздух; IV — водяной пар; V — вода; VI — жидкий отгон (смола); VII — газы окисления

рам колонного типа, в которых избыточное тепло легко отводится подачей воды на верх колонны. Реакторы трубчатого типа предпочтительны для производства строительных битумов с температурой размягчения по КйШ более $60\text{--}70^\circ\text{C}$ [57, 58], так как позволяют достигать нужной глубины окисления за сравнительно короткое время, без ухудшения таких показателей, как пластичность, морозостойкость и адгезионные свойства.

Принципиальная схема установки получения битума с применением окислительной колонны показана на рис. 3.11. Исходное сырье (гудрон, асфальт) насосом прокачивают последовательно через теплообменники и трубчатую печь и нагретое до 250°C подают в верхнюю половину окислительной колонны через маточник. В колонне сырье контактирует с восходящим потоком воздуха и в окисленном виде через нижнюю часть колонны выводится в сепаратор, затем насосом прокачивается через теплообменники и выводится с установки в виде готового продукта. В схеме предусмотрена рециркуляция части битума, позволяющая регулировать температуру размягчения и другие показатели качества.

Газы окисления выводят из колонны сверху, охлаждают и выделяют из них сконденсировавшиеся смолы — жидкий отгон. В дальнейшем газы окисления сжигают в топках печей [53].

3.4.2. Технологический расчет окислительной колонны непрерывного действия

Цель технологического расчета окислительной колонны — определение ее размеров и материальных и тепловых потоков. Рекомендуется соблюдать изложенную ниже последовательность в расчетах.

Таблица 3.26. Условия для получения битумов в окислительной колонне [58]

Марка битума	$w, \text{ч}^{-1}$	$g_{\text{возд}}, \text{нм}^3/\text{т}$	$u_{\text{возд}}, \text{м}^3/\text{с}$	$t_{\text{разм}}, ^\circ\text{C}$
БНД-40/60	0,25	66	0,080	53
БНД-60/90	0,30	45	0,065	50
БНД-90/130	0,35	30	0,051	47

Таблица 3.27. Выход битума из гудрона плотностью 985 кг/м³

$B_b, \% (\text{масс.})$	99	98	97	96	94	92	85
$t_{\text{разм}}, ^\circ\text{C}$	40	45	48	52	70	90	120

Подбирают исходные данные, необходимые для расчета: производительность по сырью, качество сырья и получаемого битума, условия процесса. Для получения некоторых марок окисленных битумов из гудрона (с температурой размягчения 36—42 °С) при температуре 250 °С и давлении, близком к атмосферному, экспериментально подбирают условия, указанные в табл. 3.26.

Выход готового продукта B_b зависит от степени окисления (табл. 3.27). По данным Черножукова, расход воздуха на окисление составляет 50—400 м³/т.

Если окислению подвергаются тяжелые гудроны с добавками асфальта и экстрактов селективной очистки масел, то выход битума будет на 1—2% выше, чем указано в табл. 3.27.

Содержание несвязанного кислорода в газах окисления зависит от высоты слоя гудрона в колонне, расхода воздуха, температуры и этот показатель желательно принимать по практическим данным [53, 57, 58].

При окислении гудрона западно-сибирских нефтей с целью получения дорожного битума БНД-60/90 количество выделяю-

Таблица 3.28. Тепловой эффект окисления гудронов, полученных из различных нефтей [58]

Исходная нефть	$t_{\text{разм гудро-на}}, ^\circ\text{C}$	Тепловой эффект, кДж/кг				
		$t_{\text{разм битума}}, ^\circ\text{C}$				
		45	58	70	90	105
Ярегская	28	669	765	773	786	820
Тэбукская	34	192	669	765	907	1035
Ромашкинская	35	376	577	690	710	732
Анастасьевская	36	373	418	460	519	573
Арчединская	45	—	192	292	350	455

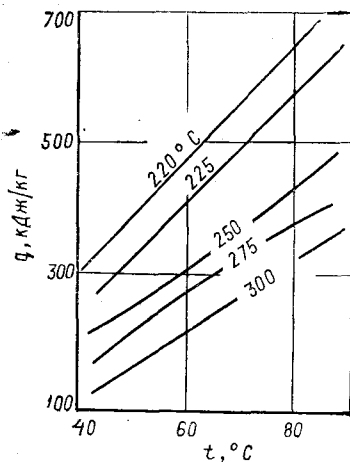


Рис. 3.12. Зависимость теплового эффекта окисления гудрона от достигаемой температуры размягчения t при различной температуре окисления гудрона (цифры у кривых)

щегося тепла составляет 628 кДж на 1 кг, строительных битумов около 879 кДж/кг. Для некоторых других нефтей тепловой эффект окисления гудронов представлен в табл. 3.28.

Влияние температуры окисления гудрона на тепловой эффект процесса показано на рис. 3.12. Снижение теплового эффекта в интервале температур 200—300 °C сопровож-

дается повышением содержания масел и понижением содержания смол и асфальтенов в битуме.

3.4.3. Пример расчета окислительной колонны непрерывного действия

Требуется составить материальный и тепловой балансы окислительной колонны непрерывного действия и определить ее реакционный объем, внутренний диаметр и высоту, а также рассчитать расход воздуха на окисление гудрона.

Исходные данные: сырье — гудрон ромашкинской нефти с температурой размягчения 36 °C и плотностью 985 кг/м³; производительность колонны по сырью $G_F = 16\,000$ кг/ч; марка получаемого битума БНД-60/90 с температурой размягчения по КиШ 48 °C; условия процесса: температура $t = 250$ °C, давление $P = 0,3$ МПа, удельный расход воздуха $g_{\text{возд}} = 100$ нм³/т, объемная скорость подачи гудрона $\omega = 0,3$ ч⁻¹.

Расчет. Составляем материальный баланс колонны.

Выход готового продукта, согласно данным табл. 3.27, составит 96,5% (масс.) или

$$G_6 = 97,0 G_F / 100 = 97,0 \cdot 16\,000 / 100 = 15\,520 \text{ кг/ч.}$$

Общий расход воздуха

$$G_{\text{возд}} = g_{\text{возд}} G_F \rho_{\text{возд}} = 100 \cdot 16 \cdot 1,293 = 2069 \text{ кг/ч.}$$

Количество азота

$$G_{N_2} = 0,77 G_{\text{возд}} = 0,77 \cdot 2069 = 1593 \text{ кг/ч.}$$

Количество подаваемого кислорода

$$G_{O_2} = 0,23 G_{\text{возд}} = 0,23 \cdot 2069 = 476 \text{ кг/ч.}$$

Количество остаточного кислорода в газах окисления

$$G'_{O_2} = 0,05 G_{\text{возд}} = 0,05 \cdot 2069 = 103 \text{ кг/ч.}$$

Количество израсходованного кислорода

$$G''_{O_2} = G_{O_2} - G'_{O_2} = 476 - 103 = 373 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс колонны (без учета водяного пара, подаваемого в верхнюю часть колонны для разбавления газов окисления) сводим в табл. 3.29.

Из теплового баланса окислительной колонны определяем температуру сырья на входе.

Приход тепла:

1) с сырьем $G_{Ftc} = 16\,000 \cdot t_c$, кДж/ч,

где c — теплоемкость гудрона, кДж/(кг·К);

t — температура, °С.

2) тепло, выделяющееся при окислении гудрона $Q_p = I G_F = 188 \times \times 16\,000 = 3\,008\,000$ кДж/ч,

где I — энтальпия окисления гудрона, кДж/кг.

Всего приход тепла $(9\,600\,000 + 16\,000ct)$ кДж/ч.

Расход тепла:

1) с битумом $Q_6 = G_6 ct = 15\,540 \times \times 2,1 \cdot 250 = 8\,158\,500$ кДж/ч,

2) с газами окисления $G_{г.окт} = = 2529 \cdot 1,26 \cdot 250 = 796\,600$ кДж/ч,

3) потери тепла в окружающую среду $Q_{пот} = \alpha S (t_c - t_o)$, кДж/ч,

где α — коэффициент теплоотдачи, принимаем равным 25 кДж/(м²·ч·К);

S — теплопередающая поверхность, м²;

t_c — температура на наружной оболочке колонны, °С;

t_o — температура окружающей среды, °С.

$$Q_{пот} = 25 \cdot 115 (50 - 10) = 115\,000 \text{ кДж/ч.}$$

Всего расход тепла составляет $9\,070\,100$ кДж/ч.

Температура сырья на входе в колонну

$$t = 9070100 / (2,0 \cdot 16\,000) = 190^\circ\text{С.}$$

Рассчитываем количество и состав побочных продуктов окисления, входящих из окисляемого слоя колонны. Принимаем, что на образование CO_2 расходуется 30% (масс.) кислорода, а на образование H_2O 65% (масс.). Количество образующегося CO_2

$$G_{\text{CO}_2} = 0,3 G_{\text{O}_2} M_{\text{CO}_2} / M_{\text{O}_2} = 0,3 \cdot 373 \cdot 44 / 32 = 154 \text{ кг/ч,}$$

где M_{CO_2} и M_{O_2} — молекулярные массы CO_2 и O_2 соответственно.

Количество образующейся воды

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 0,65 G_{\text{O}_2} M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{O}_2} = 0,65 \cdot 373 \cdot 18 / 16 = 273 \text{ кг/ч,}$$

где $M_{\text{H}_2\text{O}}$ — молекулярная масса воды.

Количество гудрона, пошедшее на образование CO_2 и H_2O

$$\begin{aligned} G &= (G_{\text{CO}_2} - 0,3 G_{\text{O}_2}) + (G_{\text{H}_2\text{O}} - 0,65 G_{\text{O}_2}) = \\ &= (154 - 0,3 \cdot 373) + (273 - 0,65 \cdot 373) = 73 \text{ кг/ч,} \end{aligned}$$

что составляет 0,46% (масс.) от сырья.

Количество углеводородных газов, образующихся в процессе, принимаем равным 2% (масс.), что составит

$$G_{\text{уг.г}} = 2 \cdot 16\,000 / 100 = 320 \text{ кг/ч.}$$

Таблица 3.29. Материальный баланс окислительной колонны

Показатели	% (масс.)	кг/ч
В з я т о		
Гудрон	100	16 000
Воздух	12,9	2069
Σ	112,9	18 069
П о л у ч е н о		
Битум	97,0	15 540
Азот	10,0	1593
Кислород	0,6	103
Диоксид углерода	1,0	154
Вода	1,7	273
Углеводородные газы	2,0	320
Отгон	0,6	86
Σ	112,9	18 069

Жидкие продукты в составе отгона приняты равными 0,54% (масс.) от сырья или $G_{ж}=0,54 \cdot 16\,000/100=86$ кг/ч.
Реакционный объем равен

$$V_p = \frac{G_F}{\rho_F V} = \frac{16\,000}{985 \cdot 0,3} = 54,1 \text{ м}^3.$$

Принимаем диаметр колонны $D=2,5$ м. Тогда площадь живого сечения колонны $S=\pi D^2/4=3,14 \cdot 2,5^2/4=4,91 \text{ м}^2$.

Высота слоя $h=54,1/4,91=11,0$ м.

В условиях процесса скорость подачи воздуха

$$G_{\text{возд}} = \frac{2069}{1,293} \cdot \frac{250 + 273}{273} \cdot \frac{0,1}{0,3 \cdot 3600} = 0,28 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Линейная скорость воздуха $u_{\text{возд}}=V_{\text{возд}}/S=0,28/4,91=0,06$ м/с.

Расчетная скорость воздуха в колонне не превышает допустимых значений, поэтому принятые размеры колонны можно считать правильными.

ГЛАВА 4

ПРОИЗВОДСТВО МАСЕЛ

4.1. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ЭКСТРАКЦИИ ПРОЦЕССОВ ПРОИЗВОДСТВА МАСЕЛ

Современное масляное производство — это целый комплекс сложных технологических процессов, в котором каждая установка выполняет определенные задачи по разделению исходного сырья и облагораживанию полученных продуктов. В состав масляного производства входят следующие установки: деасфальтизация гудронов в пропановом растворе, фенольная очистка дистиллятного и остаточного сырья, депарафинизация масел, контактная очистка отбеливающими землями или гидроочистка масляного сырья.

Процессы пропановой деасфальтизации и фенольной очистки определяют качественную характеристику базовой основы товарных масел. От глубины очистки пропаном и фенолом зависит углеводородный химический состав получаемых масел. В процессе экстракции для каждого вида сырья подбирают кратность соотношения растворителя, состав растворителя, температурные условия разделения и другие параметры процесса.

На современном уровне знаний теория растворимости не имеет на своем вооружении метода расчета фазовых переходов и расчета перераспределения компонентов между фазами даже для отдельных конкретных систем, таких, как пропан — углево-

дороды, фенол — углеводороды. В плане освоения математической модели экстракции предлагается новый подход к решению некоторых общих и частных задач. Разработан метод расчета фазовых переходов на системе пропан — углеводороды и фенол — углеводороды.

В теории растворимости можно выделить два направления, развивающиеся самостоятельно и полностью математически обоснованные. Первое направление, созданное В. К. Семенченко и развитое М. И. Шахпароновым, носит название теории молекулярных силовых полей. Оно математически описывает закономерности всех классов реальных растворов, в том числе и растворов твердой фазы в жидкой.

Второе направление — теория регулярных растворов Дж. Гильдебранда — в отличие от первого способно математически описать лишь неполярные растворы. Однако эта теория значительно проще и удобнее в решении практических задач.

В теории молекулярных силовых полей учитывается все многообразие взаимодействий, включая диполь-дипольное, квадруполь-квадрупольное и диполь-квадрупольное. Исследованиями в этой области было показано, что растворители, обладающие близкими по величине силовыми полями, взаимно растворимы. Распределение по величине силовых полей различных растворителей приводит к петле Семенченко, на одной ветви которой укладываются слабые взаимодействия, на другой ветви — сильные. В качестве критерия, определяющего энергию взаимодействия, предлагается использовать диэлектрическую проницаемость, плотность энергии когезии. Введено понятие об обобщенных моментах, эффективном заряде и эффективном радиусе. Несмотря на то что теория молекулярных силовых полей достаточно строго описывает механизм взаимодействия молекул в растворе, пользоваться ею для расчета систем практически невозможно [59, 60], поскольку математический аппарат не обеспечен исходными данными в справочной литературе.

Первые работы Дж. Гильдебранда связаны с обоснованием закономерностей идеальных растворов. Им показано, что если при образовании раствора теплота растворения кристаллов соответствует скрытой теплоте плавления и растворы образуются без изменения суммы объемов, растворы следуют закону Рауля [61]. Рассматривая механизм внутримолекулярного взаимодействия в растворе, Дж. Гильдебранд ввел понятие о внутреннем давлении. Жидкости с равными внутренними давлениями образуют идеальный раствор. Жидкости с близкими внутренними давлениями и близкой полярностью взаимно растворимы в широком диапазоне концентраций. Для оценки энергии связи сил межмолекулярного взаимодействия им использованы величины скрытой теплоты испарения. Растворы с дисперсионными силами взаимодействия, у которых теплоты смешения имеют низкие значения, а изменение энтропии происходит по закону идеальных газов, были выделены в отдельный класс, полу-

чив название регулярных. Были исследованы закономерности атермальных растворов [61, 62]. Несмотря на менее строгий математический подход, теория Гильдебранда оперирует физико-химическими константами, имеющимися в справочной литературе. Использование основ теории при ее дальнейшей доработке позволяет вплотную подойти к математической модели и практическому расчету отдельных систем, в том числе экстракционных процессов масляного производства. Впервые разработанная автором методика расчета процесса пропановой деасфальтизации тяжелых остатков и процесса фенольной очистки масел излагается в последующих разделах настоящего издания.

4.1.1. Идеальные, реальные и регулярные растворы

Движущая сила любого процесса, в том числе и при образовании раствора, характеризуется свободной энергией. Для идеального, реального и регулярного растворов справедливо равенство

$$\Delta G = \Delta I - T\Delta S, \quad (4.1)$$

где ΔG — изменение свободной энергии, кДж/кг (кДж/моль);

ΔI — изменение энтальпии за счет теплоты смешения, кДж/кг (кДж/моль);

ΔS — изменение энтропии за счет неупорядоченного распределения молекул, кДж/кг (кДж/моль);

T — абсолютная температура, К.

Термодинамически процесс растворения возможен, если ΔG — величина отрицательная; при $\Delta G = 0$ система переходит в состояние равновесия. Рассмотрим частные случаи. Первый частный случай — при образовании раствора тепло не выделяется и не поглощается, т. е. $\Delta I = 0$, и изменение энтропии осуществляется по законам идеального газа, а именно:

$$\Delta S = -R [n_1 \ln x' + n_2 \ln (1 - x')], \quad (4.2)$$

где n_1, n_2 — число молей растворителя и растворяемого вещества;

$x', (1-x')$ — мольные доли растворителя и растворяемого вещества.

По литературным данным, этот случай приводит к образованию идеального раствора. Причем растворы такого типа на практике образуются крайне редко.

Математическая интерпретация идеального раствора предложена Дж. Раулем и связана с линейными изменениями давления насыщенных паров раствора в зависимости от мольных концентраций, входящих в раствор чистых компонентов. Для бинарного раствора по закону Рауля

$$P = p_1 x' + p_2 (1 - x'), \quad (4.3)$$

где P — общее давление в системе, МПа;

p_1, p_2 — парциальные давления компонентов в растворе, МПа.

Отклонения от закона Рауля могут быть либо весьма существенными либо сравнительно небольшими. Дж. Гильдебранд вы-

делил растворы с небольшими отклонениями от идеальности в отдельный класс регулярных и атермальных растворов.

Второй частный случай, вытекающий из уравнения (4.1), — это случай, когда изменение энтальпии при образовании раствора имеет небольшую численную величину, т. е. $\Delta I \neq 0$, а изменение энтропии соответствует закономерности (4.2). Уравнение для определения теплоты смешения было выведено Дж. Гильдебрандом и Скэтчардом на основе экспериментальных данных Дж. Ван-Лоара. При выводе уравнения учитывалось, что суммарная потенциальная энергия двух молекул зависит от расстояния между ними, а их межмолекулярное взаимодействие обусловлено исключительно дисперсионными силами. Дж. Гильдебранд считал, что не только размеры молекул обеспечивают аддитивность равноименных молекул в растворе. Для полной аддитивности необходимо дополнительно учитывать молярные объемы равноименных молекул:

$$x'' = \frac{x'V_1}{x'V_1 + (1-x')V_2}; \quad 1-x'' = \frac{(1-x'')V_2}{x'V_1 + (1-x')V_2}.$$

В дифференциальной форме изменение теплоты смешения ΔI при образовании регулярного раствора будет иметь вид:

$$\Delta I_1 = V_1 (x_2'')^2 [(\Delta L_1/V_1)^{0,5} - (\Delta L_2/V_2)^{0,5}]^2, \quad (4.4)$$

где (x_2'') — молярная объемная концентрация вещества в растворе;

V_1, V_2 — молярные объемы растворителя и растворяемого компонента, м³/моль;

$\Delta L_1, \Delta L_2$ — скрытая теплота испарения растворителя и компонента, кДж/кг.

Выражение $\Delta L/V$ в этой формуле характеризует плотность энергии когезии.

Третий частный случай связан с образованием атермальных растворов. Этот класс растворов образуется без изменения энтальпии, когда $\Delta I = 0$, но за счет разности в размерах молекул растворителя и растворяемого компонента изменение энтропии составляет заметную величину. Таким образом для атермальных растворов энергия Гиббса будет подчиняться закономерности

$$\Delta G = -T\Delta S. \quad (4.5)$$

Регулярные и атермальные растворы в основном образуются неполярными растворителями. У регулярных растворов положительные отклонения от закона Рауля, а у атермальных — отрицательные. Полярные растворители, и в первую очередь растворители, склонные к ассоциации, имеют более существенные отклонения от прямолинейной зависимости, изменения давления паров и даже приближенно не подчиняются закону Рауля.

Г. Льюис и М. Рендалл для учета влияния отклонения реальных газов от равновесного состояния идеальных газов ввели понятие об эффективном давлении — летучести (фугитивности). Замена упругостей летучестью в уравнениях фазовых переходов несколько приближает расчетные данные к экспериментальным.

Для реального раствора в изотермическом процессе изменение свободной энергии составит

$$G - G^0 = RT \ln f/f^0 = RT \ln a, \quad (4.6)$$

где a — отношение летучести к летучести, отнесенной к стандартному состоянию f/f^0 , названа активностью.

В равновесных гетерогенных системах летучесть каждого компонента одинакова в каждой из фаз. Поэтому, если выбрано одинаковое стандартное состояние, активности также в каждой фазе одинаковы. При изучении свойств растворов удобнее пользоваться коэффициентом активности. Коэффициент активности является функцией состояния приведенной температуры и приведенного давления, а при критическом состоянии свойства газов и жидкостей сближаются. Коэффициент активности можно использовать в качестве меры отклонения от идеальности, хотя и в этом случае сходимость расчетных и экспериментальных данных не совсем удовлетворительная.

Для реальных растворов расчеты фазового равновесия с использованием коэффициента активности не достаточно точны даже для ограниченного числа систем, поэтому для построения кривых равновесия приходится частично использовать экспериментальные данные. Решение отдельных частных задач с использованием данных эксперимента обычно проводят по уравнению

$$G_i = -RT \sum_i x_i' \ln V_i.$$

Анализ литературных данных показывает, что в теории растворов до настоящего времени нет надежного универсального метода расчета фазовых переходов при экстракции многокомпонентных систем.

4.1.2. Уравнение растворимости Гильдебранда и его совершенствование

Дж. Гильдебранд первым предложил за величину энергии взаимодействия между одноименными молекулами в системе использовать скрытую теплоту испарения, которая входит в уравнение параметра растворимости

$$\sigma = [(\Delta L - RT)/V]^{0.5}, \quad (4.7)$$

где σ — параметр растворимости, $(\text{кДж}/\text{м}^3)^{0.5}$;

ΔL — изменение скрытой теплоты испарения, $\text{кДж}/\text{кг}$;

RT — избыточная энергия переноса молекулы в газовую фазу, $\text{кДж}/\text{кг}$;

V — мольный объем, $\text{м}^3/\text{моль}$.

Используя физико-химические константы индивидуальных веществ, он получил сопоставительные данные по растворяющей способности многих неполярных и полярных растворителей.

Низкомолекулярные алканы имеют низкую растворимость, полярные растворители, склонные к ассоциации, отличаются более высокой растворимостью. Растворители с близкими значениями σ способны к взаимному растворению в широком интервале соотношений. У растворителей, значительно различающихся по параметру растворимости, взаимная растворимость снижается до минимума [63].

При моделировании экстракционных процессов основная задача сводится к математическому расчету концентрации компонентов, перешедших в экстрактную фазу, и последующему расчету коэффициента распределения. Построив кривую равновесия, можно рассчитать основные показатели разделения при одноступенчатой или многоступенчатой экстракции. Уравнение параметра растворимости Гильдебранда характеризует относительную растворяющую способность растворителя. В уравнении не учитывается второй компонент, с которым при образовании раствора взаимодействует первый. Природа растворяемого компонента может быть самой различной, и поэтому энергия взаимодействия должна меняться в широких пределах.

Автор настоящей работы предлагает в параметре растворимости учитывать парное взаимодействие молекул растворителя и растворяемого компонента. Для этого в параметр растворимости рекомендуется дополнительно ввести исходную тепловую энергию растворителя и растворяемого компонента, теплоту смешения за счет прироста энтальпии и прирост энтропии; соотношение компонентов в растворе выражать в мольных объемных концентрациях.

В общем виде модернизированный параметр растворимости для растворителя σ_p и для растворяемого компонента σ_k будет описываться следующими двумя уравнениями:

$$\sigma_p = \left[\frac{\Delta L_p - RT_p}{V_p} x'' + \frac{I_k M_k}{V_k} (1 - x'') + \frac{\Delta I_k M_k}{V_k} + \frac{\Delta S_k T}{V_k} \right]^{0.5}, \quad (4.8)$$

$$\sigma_k = \left[\frac{\Delta L_k - RT_k}{V_k} (1 - x'') + \frac{I_p M_p}{V_p} x'' + \frac{\Delta I_p M_p}{V_p} + \frac{\Delta S_p T}{V_p} \right]^{0.5}, \quad (4.9)$$

где $\Delta L_p, \Delta L_k$ — изменение скрытой теплоты испарения растворителя и компонента, кДж/кг;

I_p, I_k — исходные энтальпии растворителя и компонента, кДж/кг;

M_p, M_k — молекулярные массы растворителя и компонента;

$x'', (1 - x'')$ — мольные объемные концентрации растворителя и компонента;

$\Delta S_p, \Delta S_k$ — изменение энтропии растворителя и компонента, кДж/(кг·К);

$\Delta I_p, \Delta I_k$ — изменение энтальпии растворителя и компонента, кДж/кг;

T_p, T_k — температуры кипения растворителя и компонента, К;

V_p, V_k — мольные объемы растворителя и компонента, м³/моль;

T — абсолютная температура образования раствора, К.

Для случая частичного растворения переход растворяемого компонента в фазу растворителя можно рассчитать по уравнению Гильдебранда. Для одного моля раствора это уравнение

можно записать так:

$$RT = V_{\text{см}}(\sigma_p - \sigma_k)^2, \quad (4.10)$$

где $V_{\text{см}}$ — мольный объем смеси, $\text{м}^3/\text{моль}$.

Представляя объем смеси через суммарный объем компонентов

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2, \quad (4.11)$$

где X'' и $1 - X''$ — мольные объемные концентрации растворителя и компонента в экстракционной фазе.

Величина $(\sigma_p - \sigma_k)^2$ заменяет давление и приобретает физический смысл внутреннего давления в системе.

Для построения кривой равновесия при различных параметрах достаточно найти численные значения $(1 - X'')$, решая совместно уравнения (4.8, 4.9 и 4.11).

Для расчета по разработанной методике требуются лишь несколько физико-химических констант индивидуальных углеводородов — плотность, молекулярная масса, температура кипения, скрытая теплота испарения, энтальпия, которые можно найти в справочной литературе.

При переходе к многокомпонентным системам исходное сырье разделяют на ряд узких фракций и физико-химические константы определяют для каждой отдельной фракции, или, если это возможно, заимствуют из соответствующей литературы. В параметр растворимости поочередно вносят данные, характеризующие отдельную узкую фракцию при заданной концентрации (соотношение растворителя и сырья) и определяют концентрации каждой фракции в экстракционной фазе.

Многоступенчатые экстракционные процессы состоят из ряда единичных ступеней однократного разделения. На каждой ступени кроме фазовых переходов можно просчитать качественные характеристики деасфальтизата или рафината и экстракта, используя правило аддитивности.

Многоступенчатый процесс можно с успехом просчитать по псевдопротивоточной схеме Нэша. Каждая ступень такой схемы представляет собой узел контактирования встречных потоков при определенной температуре. Расчет проводят от ступени к ступени. При выбранном соотношении растворителя и сырья определяют концентрации всех последовательных фракций, перешедших в фазу растворителя. В сводном балансе суммируют перераспределение фракций между фазами. С учетом нового состава просчитывают следующую ступень разделения. Расчет продолжают от ряда к ряду до устойчивого равновесия в системе.

Разработаны программы для осуществления расчета на электронно-вычислительной машине «Мир-1». Расчет экстракционной системы, содержащей 5 сырьевых фракций, осуществляется в течение 30 мин.

4.2. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ДЕАСФАЛЬТИЗАЦИИ В РАСТВОРЕ ПРОПАНА

4.2.1. Технологическая схема процесса деасфальтизации

Процесс переработки остатков вакуумной перегонки мазутов на масла связан с разделением высокомолекулярных компонентов на две фазы: пропано-масляную и асфальтовую. Пропан обычно относят к растворителям-коагуляторам асфальтено-смолистых веществ и одновременно к избирательным растворителям. Это — не обычный избирательный растворитель: с повышением температуры растворяющая способность пропана падает, а избирательность возрастает. Селективность пропана проявляется в первую очередь по размеру молекул, а уже во вторую очередь — по групповому химическому составу. В пропановый раствор избирательно переходят более низкомолекулярные масляные компоненты, преимущественно нафтено-парафиновые и ароматические углеводороды с длинными боковыми цепями.

В экстракционной колонне установки деасфальтизации в качестве контактирующих устройств используют жалюзийные тарелки — пластины высотой 250—300 мм, установленные под углом 45° к горизонту. В экстракционной зоне колонны размещается 8—12 жалюзийных тарелок. Гудрон с установок АВТ с температурой 130—140 °С подается на верхнюю жалюзийную тарелку, а жидкий пропан с температурой 40—50 °С — под нижнюю тарелку. По высоте колонны устанавливается температурный градиент, равный 20—25 °С. В зависимости от качества перерабатываемого сырья температура верха колонны меняется в пределах 78—85 °С, а низа колонны — 55—63 °С. Температура верха колонны регулируется подачей пара в глухой змеевиковый нагреватель, вмонтированный в верхней зоне колонны, а температура низа регулируется нагревом пропана в выносном подогревателе. Давление в колонне поддерживается равным 3,6—4,0 МПа. Массовое отношение пропана к сырью меняется от 2:1 до 3:1 для гудронов восточных и западно-сибирских нефтей и от 3,5:1 до 4,5:1 — для гудронов южных нефтей. Принципиальная схема процесса пропановой деасфальтизации представлена на рис. 4.1.

Гудрон и жидкий пропан подвергаются противоточному контактированию в экстракционной зоне колонны 1. Масляные углеводороды образуют пропано-масляную фазу (деасфальтизат) и поднимаются в верхнюю часть аппарата, а асфальтено-смолистые соединения и полициклические ароматические углеводороды в асфальтовой фазе опускаются в нижнюю часть колонны. Для удаления остатков нежелательных компонентов пропано-масляная фаза в верхней части колонны дополнительно нагревается подачей пара. За счет сдвига фазового равновесия из раствора выпадает концентрат ароматических углеводородов и смол. Выпавший концентрат опускается в низ колонны.

пано-масляную фазу переходят ограниченные количества масляных углеводородов, образуются разбавленные пропановые растворы. В зависимости от условий деасфальтизации концентрация углеводородной фазы в растворителе меняется от 13 до 18% (масс.) и, таким образом, численно мало влияет на прирост энтропии.

На величину энтропии существенно влияет разность мольных объемов взаимодействующих растворителя и высокомолекулярных компонентов. Этим требованиям удовлетворяет уравнение энтропии

$$\Delta S = R (\ln V_k - \ln V_p). \quad (4.12)$$

Применительно к пропановой деасфальтизации параметры растворимости принимают следующий вид:

$$\sigma_p = \left[\frac{\Delta L_p - RT_p}{V_p} x'' + \frac{I_k M_k}{V_k} (1 - x'') + \frac{RT (\ln V_k - \ln V_p)}{V_k} \right]^{0.5}, \quad (4.13)$$

$$\sigma_k = \left[\frac{\Delta L_k - RT_k}{V_k} (1 - x'') + \frac{I_p M_p}{V_p} x'' + \frac{RT (\ln V_k - \ln V_p)}{V_p} \right]^{0.5}. \quad (4.14)$$

Расчеты процесса деасфальтизации на ЭВМ показали удовлетворительную сходимость расчетных данных с промышленными. При этом сопоставлялись влияния температурных условий процесса, отношения растворителя к сырью, числа ступеней экстракции, природы растворителя и других факторов.

4.2.3. Однократная экстракция бинарных и многокомпонентных систем

Расчетный метод процесса экстракции жидким пропаном позволяет определить фазовые переходы к равновесному состоянию, а на этой основе — перераспределение компонентов сырья между пропано-масляной и асфальтовой фазами. Перераспределение компонентов в свою очередь позволяет найти выход целевой фракции (деасфальтизата) и содержание углеводородной фракции в пропановом растворе. Если имеется физико-химическая характеристика узких фракций сырья, на основании расчета определяют качественную характеристику деасфальтизата и асфальта, в том числе и групповой химический состав продуктов разделения. По полученным данным легко вычислить диаметр экстракционного аппарата и по найденному диаметру рассчитать истинную объемную скорость смешения фаз и кратность внутренней циркуляции потоков. Наконец, можно составить точный материальный баланс по ступеням с учетом выходных и промежуточных потоков в экстракционной колонне, а следовательно, можно рассчитать нагрузку по жидкости для каждой секции аппарата.

Для расчета требуется ограниченное число исходных данных: плотности ρ , молекулярные массы M и температуры кипе-

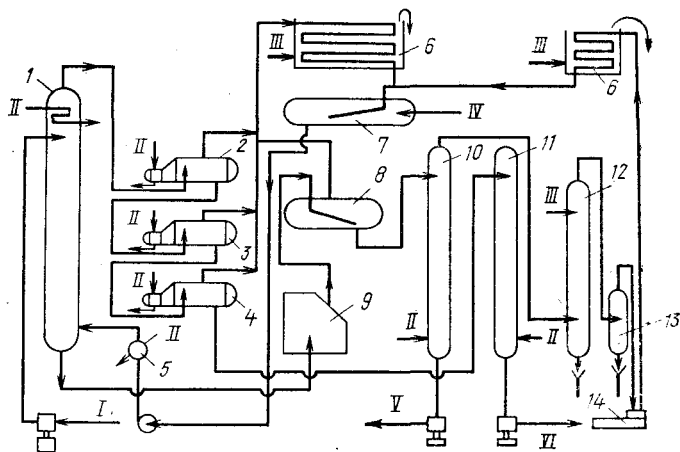


Рис. 4.1. Принципиальная схема установки деасфальтизации:

1 — экстракционная колонна; 2—4 — испарители; 5 — выносной подогреватель; 6 — конденсаторы пропана; 7 — пропановая емкость; 8 — асфальтовый эвапоратор; 9 — огневой нагреватель; 10, 11 — отпарные колонны; 12 — конденсатор смешения; 13 — ресивер; 14 — компрессор; I — гудрон; II — водяной пар; III — вода; IV — пропан; V — асфальт; VI — деасфальтизат

Пропано-масляная фаза подвергается регенерации в испарителях 2—4. Остатки растворителя удаляются в отпарной колонне 11. Асфальтовая фаза для регенерации пропана направляется в трубчатый огневой нагреватель 9, а затем через эвапоратор 8 в отпарную колонну 10. Пары пропана из испарителей и эвапораторов конденсируются в пропановом конденсаторе 6. Жидкий пропан собирается в емкостях 7. Пары пропана и водяные пары из отпарных колонн 10 и 11 направляются в конденсатор смешения 12, где водяные пары конденсируются, а пропановые охлаждаются. Далее пары пропана через емкость 13 поступают на прием компрессора 14, сжимаются и конденсируются в конденсаторе 6.

4.2.2. Уравнение растворимости для деасфальтизации

Растворы высокомолекулярных углеводородов в жидком пропане можно отнести к классу атермальных, поэтому перераспределение компонентов в системе до равновесного состояния связано с затратой свободной энергии. Таким образом энтропийная составляющая свободной энергии определяет свойства атермальных растворов, так как теплота смешения у атермальных растворов отсутствует.

Энтропия — удельная энергия, отнесенная к единице массы и абсолютной температуре, затрачиваемая для перевода рабочего тела из заданного состояния в другое состояние [69].

В процессе пропановой деасфальтизации поддерживаются высокие кратности отношения растворителя к сырью, но в про-

ния растворителя и узких фракций исходного сырья, энтальпии I паров и жидкости. По величине $1/\rho$ находят мольные объемы V . По разности энтальпий определяют скрытую теплоту испарения: $\Delta L = I_{\text{п}} - I_{\text{ж}}$. Энергия межмолекулярного взаимодействия корректируется по температурам кипения растворителя и узких фракций. Для расчета качественной характеристики деасфальтизата и асфальта необходимо также знать групповой химический состав исходного сырья и качественную характеристику узких фракций. Получить эти данные можно путем хроматографии сырья на силикагеле АСК (методика ВНИИ НП) с последующим анализом узких фракций. Для некоторых видов сырья эти сведения приведены в работах [48, 64, 65].

Однократная экстракция бинарной смеси. Расчет фазовых переходов при однократной экстракции при температуре 60°C первоначально рассматриваем на системе пропан — генэйкозан. Исходные данные сводим в таблицу.

Исходные данные:

Компонент	M	ρ° , кг/м ³	V , м ³ /кмоль	$I^\circ_{\text{ж}}$, кДж/кг	$I^\circ_{\text{п}}$, кДж/кг	ΔL , кДж/моль
Пропан	44,09	434,0	101,6	169,57	434,61	11686
Генэйкозан	296,0	759,4	389,8	121,42	459,31	100015
Σ						

Компонент	x	x/M	x'	$x'V$	x''
Пропан	0,50	0,0112	0,8703	88,43	0,6363
Генэйкозан	0,50	0,0017	0,1296	50,53	0,3636
Σ		0,0129		138,96	

По уравнению (4.12) определяем изменение энтропии $\Delta ST/V$:

$$\text{для пропана } \Delta ST/V = \frac{8,315 \cdot 333 (\ln 389,8 - \ln 101,6)}{101,6} = 36,645 \text{ кДж/м}^3,$$

$$\text{для генэйкозана } \Delta ST/V = \frac{8,315 \cdot 333 (\ln 389,8 - \ln 101,6)}{389,8} = 9,5511 \text{ кДж/м}^3.$$

Рассчитываем параметры растворимости по формулам (4.13) и (4.14):

$$\text{для пропана } \sigma_p = \left[\frac{11\,686 - 8,315(273 - 42)}{101,6} \cdot 0,6363 + \right.$$

$$+ \frac{121,42 \cdot 296}{389,8} \cdot 0,3636 + 9,5511 \Big]^{0,5} = 10,210 \text{ (кДж/м}^3\text{)}^{0,5},$$

для генэйкозана $\sigma_k = \left[\frac{100\,015 - 8,315(273 + 355,1)}{389,8} \cdot 0,3636 + \right.$

$$\left. + \frac{169,57 \cdot 44,09}{101,6} \cdot 0,6363 + 36,645 \right]^{0,5} = 13,1115 \text{ (кДж/м}^3\text{)}^{0,5}.$$

Для расчета перераспределения генэйкозана между пропановой фазой и фазой рефлюкса используем уравнение (4.11)

$$333 \cdot 8,315 = 101,60X'' + 389,81(1 - X'')(13,111 - 10,210)^2,$$

$$X'' = 0,2113, \quad 1 - X'' = 0,7887.$$

Переводим мольные объемные концентрации X'' в массовые X и сводим их в таблицу:

Компонент	X''	V	X''/V	X'	M	$X'M$	X
Пропан	0,2113	101,59	0,0021	0,5068	44,09	22,34	0,1327
Генэйкозан	0,7887	389,81	0,0020	0,4931	296,0	145,98	0,8672
Σ			0,0041			168,32	

Результаты расчета показали, что при температуре 60 °С и массовом соотношении 1:1 0,8672 генэйкозана удерживается пропановой фазой, а 0,1327 его переходит в фазу ароматизированного концентрата (рефлюкса).

Однократная экстракция многокомпонентной смеси. Для расчета однократной экстракции многокомпонентных смесей использовался тот же метод. Разделению подвергался деасфальтированный остаток, лишенный асфальтенов. Методом хроматографии деасфальтированный остаток разделен по групповому химическому составу на 4 фракции: фракция 1 — парафинонафтеновая, фракция 2 — легкая ароматика; фракция 3 — средняя ароматика, фракция 4 — тяжелая ароматика. Их характеристика представлена в табл. 4.1.

Таблица 4.1. Состав и качество фракций деасфальтированного остатка

Показатели	Фракция 1	Фракция 2	Фракция 3	Фракция 4
Содержание, % (масс.)	26,1	13,6	28,1	32,2
Плотность при 20 °С, кг/м ³	881	948	990	1032
Молекулярная масса	478	563	691	836
Показатель преломления при 20 °С	1,4715	1,5235	1,5630	1,5800
Содержание серы, % (масс.)	0,35	1,95	2,89	3,44
Коксуемость по Конрадсону, % (масс.)	0,115	0,89	2,67	4,32
Вязкость при 100 °С, мм ² /с	11,95	25,13	46,36	68,30

Перераспределение компонентов между фазами считаем по каждой фракции отдельно. При этом отношение растворителя к сырью для каждой фракции выдерживаем постоянным. Температура 60 °С, массовое соотношение пропан : сырье = 2 : 1. Стадии расчета для каждой фракции записываем в форме таблиц.

А. Исходные данные:

Компонент	М	ρ^{60} , кг/м ³	V, м ³ /кмоль	$I^{60}_{ж}$, кДж/кг	$I^{60}_{п}$, кДж/кг
Д л я					
Пропан Фракция 1	44,09 478,0	434,00 850,60	101,59 561,95	169,57 118,49	434,61 445,91
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 2	44,09 563,0	434,00 924,96	101,59 608,67	169,57 112,63	434,61 422,46
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 3	44,09 691,0	434,00 969,12	101,59 713,01	169,57 108,02	434,61 410,32
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 4	44,09 836,0	434,00 1013,3	101,59 825,02	169,57 104,25	434,61 401,95
Σ					

ΔL , кДж/кмоль	x	$\frac{x}{M} \cdot 100$	x'	$x'V$	x''
фракции 1					
11686	0,667	1,5127	0,9559	97,13	0,7970
156508	0,333	0,0696	0,0440	24,73	0,2029
1,5823			121,86		
фракции 2					
11686	0,667	1,5127	0,9623	97,78	0,8102
174439	0,333	0,0591	0,0376	22,90	0,1897
1,5718			120,68		
фракции 3					
11686	0,667	1,5127	0,9691	98,46	0,8173
208890	0,333	0,0481	0,0309	22,01	0,1827
1,5608			120,47		
фракции 4					
11686	0,667	1,5127	0,9743	98,99	0,8238
248873	0,333	0,0398	0,0256	21,170	0,1761
1,5525			120,16		

Б. Изменение энтропии $\Delta ST/V$:

Компонент	$\Delta ST/V = [RT(\ln V_{K(P)} - \ln V_{P(K)})]/V_{K(P)}, \text{ кДж/м}^3$
Для фракции 1	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 561,95 - \ln 101,59)}{101,59} = 46,613$
Фракция 1	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 561,95 - \ln 101,59)}{561,95} = 8,4275$
Для фракции 2	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 608,67 - \ln 101,59)}{101,59} = 48,790$
Фракция 2	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 608,67 - \ln 101,59)}{608,67} = 8,1439$
Для фракции 3	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 713,01 - \ln 101,59)}{101,59} = 53,102$
Фракция 3	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 713,01 - \ln 101,59)}{713,01} = 7,5665$
Для фракции 4	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 825,02 - \ln 101,59)}{101,59} = 57,079$
Фракция 4	$\frac{8,315 \cdot 333(\ln 825,02 - \ln 101,59)}{825,02} = 7,0290$

В. Параметр растворимости σ :

Компонент	σ_p по уравнению (4.13) и σ_K по уравнению (4.14), $(\text{кДж/м}^3)^{0,5}$
Для фракции 1	
Пропан	$\left[\frac{11686 - 8,315(273 - 42)}{101,59} 0,7970 + \frac{118,49 \cdot 478}{561,95} 0,2029 + 8,4275 \right]^{0,5} = 10,271$
Фракция 1	$\left[\frac{156508 - 8,315(273 + 540)}{561,95} 0,2029 + \frac{169,57 \cdot 44,09}{101,59} 0,7970 + 46,613 \right]^{0,5} = 12,623$

Компонент	σ_p по уравнению (4.13) и σ_k по уравнению (4.14), кДж/м ³
Для фракции 2	
Пропан	$\left[\frac{11686 - 8,315(273 - 42)}{101,59} 0,8102 + \frac{112,63 \cdot 563}{608,67} 0,1897 + \right. \\ \left. + 8,1439 \right]^{0,5} = 10,285$
Фракция 2	$\left[\frac{174439 - 8,315(273 + 540)}{608,67} 0,1897 + \frac{169,57 \cdot 44,09}{101,59} 0,8102 + \right. \\ \left. + 48,790 \right]^{0,5} = 12,677$
Для фракции 3	
Пропан	$\left[\frac{11686 - 8,315(273 - 42)}{101,59} 0,8173 + \frac{108,02 \cdot 691}{713,01} 0,1827 + \right. \\ \left. + 7,5665 \right]^{0,5} = 10,259$
Фракция 3	$\left[\frac{208890 - 8,315(273 + 540)}{713,01} 0,1827 + \frac{169,57 \cdot 44,09}{101,59} 0,8173 + \right. \\ \left. + 53,102 \right]^{0,5} = 12,847$
Для фракции 4	
Пропан	$\left[\frac{11686 - 8,315(273 - 42)}{101,59} 0,8238 + \frac{104,25 \cdot 836}{825,02} 0,1761 + \right. \\ \left. + 7,0290 \right]^{0,5} = 10,238$
Фракция 4	$\left[\frac{248873 - 8,315(273 + 540)}{825,02} 0,1761 + \frac{169,57 \cdot 44,09}{101,59} 0,8238 + \right. \\ \left. + 57,079 \right]^{0,5} = 13,016$

Г. Перераспределение компонентов между фазами:

Фракция	$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_k - \sigma_p)^2$
Фракция 1	$8,315 \cdot 333 = [101,59 X'' + 561,95 (1 - X'')] (12,624 - 10,271)^2$ $X'' = 0,1343, 1 - X'' = 0,8657$
Фракция 2	$8,315 \cdot 333 [101,59 X'' + 608,67 (1 - X'')] (12,677 - 10,285)^2$ $X'' = 0,2718, 1 - X'' = 0,7282$
Фракция 3	$8,315 \cdot 333 [101,59 X'' + 713,01 (1 - X'')] (12,847 - 10,259)^2$ $X'' = 0,4901, 1 - X'' = 0,5099$
Фракция 4	$8,315 \cdot 333 [101,59 X'' + 825,02 (1 - X'')] (13,016 - 10,238)^2$ $X'' = 0,6443, 1 - X'' = 0,3557$

Д. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Для фракции 1							
Пропан	0,1343	101,59	0,1322	0,4619	44,09	20,368	0,0734
Фракция 1	0,8657	561,95	0,1540	0,5380	478,0	257,2	0,9266
Σ			0,2862			277,57	
Для фракции 2							
Пропан	0,2718	101,59	0,2675	0,6910	44,09	30,469	0,1491
Фракция 2	0,7282	608,67	0,1196	0,3089	563,0	173,96	0,8509
Σ			0,3871			204,43	
Для фракции 3							
Пропан	0,4901	101,59	0,4823	0,8708	44,09	38,400	0,3009
Фракция 3	0,5099	713,01	0,0715	0,1291	691,0	89,229	0,6991
Σ			0,5538			127,63	
Для фракции 4							
Пропан	0,6443	101,59	0,6341	0,9363	44,09	41,287	0,4369
Фракция 4	0,3557	825,02	0,0431	0,0636	836,02	53,211	0,5631
Σ			0,6772			94,498	

Е. Материальный баланс разделения:

Фракция	Пропано-масляная фаза, % (масс.)	Фаза рефлюкса, % (масс.)
Фракция 1	26,1·0,9264 = 24,185	26,1·0,0736 = 1,9152
Фракция 2	13,6·0,8509 = 11,573	13,6·0,1491 = 2,0271
Фракция 3	28,1·0,6991 = 19,645	28,1·0,3009 = 8,4544
Фракция 4	32,2·0,5631 = 18,131	32,2·0,4369 = 14,068
Σ	73,534	26,465

При температуре 60 °С и массовом отношении пропана к сырью 2:1 в пропано-масляную фазу переходит 73,5% фракции деасфальтированного гудрона. При однократной экстракции избирательность разделения крайне низкая. Вместе с парафино-

нафтовой фракцией в пропано-масляную фазу переходит и более половины фракции тяжелой ароматики.

Определяем качественную характеристику деасфальтизата (пропано-масляная фаза) и рефлюкса.

Качественная характеристика деасфальтизата

Плотность при 20 °C $\rho_{см}$:

$$\frac{73,535}{\rho_{см}^{20}} = \frac{24,185}{881} + \frac{11,573}{948} + \frac{19,645}{990} + \frac{18,131}{1032},$$

$$\rho_{см}^{20} = 954 \text{ кг/м}^3.$$

Молекулярная масса $M_{см}$:

$$\frac{73,535}{M_{см}} = \frac{24,185}{478} + \frac{11,573}{563} + \frac{19,645}{691} + \frac{18,131}{836},$$

$$M_{см} = 606,37.$$

Показатель преломления $n_{D см}^{20}$:

$$73,535 n_{D см}^{20} = 24,185 \cdot 1,4715 + 11,573 \cdot 1,5235 +$$

$$+ 19,645 \cdot 1,563 + 18,131 \cdot 1,58,$$

$$n_{D см}^{20} = 1,5309.$$

Содержание серы $S_{см}$:

$$73,535 S_{см} = 24,185 \cdot 0,35 + 11,573 \cdot 1,95 + 19,645 \cdot 2,89 + 18,131 \cdot 3,44,$$

$$S_{см} = 2,042\% \text{ (масс.)}.$$

Коксуемость $KI_{см}$:

$$73,535 KI_{см} = 24,185 \cdot 0,115 + 11,573 \cdot 0,89 + 19,645 \cdot 2,67 + 18,131 \cdot 4,32,$$

$$KI_{см} = 1,956\% \text{ (масс.)}.$$

Вязкость кинематическая $\nu_{см}^{100}$:

$$73,535 \ln \nu_{см}^{100} = 24,185 \ln 11,95 + 11,573 \ln 25,13 +$$

$$+ 19,645 \ln 46,36 + 18,131 \ln 68,3,$$

$$\nu_{см}^{100} = 29,66 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Качественная характеристика асфальтовой фазы

Плотность при 20 °C $\rho_{см}$:

$$\frac{26,465}{\rho_{см}^{20}} = \frac{1,9152}{881} + \frac{2,0271}{948} + \frac{8,4544}{990} + \frac{14,068}{1032},$$

$$\rho_{см}^{20} = 999,3 \text{ кг/м}^3.$$

Молекулярная масса $M_{см}$:

$$\frac{26,465}{M_{см}} = \frac{1,9152}{478} + \frac{2,0271}{563} + \frac{8,4544}{691} + \frac{14,068}{836},$$

$$M_{см} = 721,70.$$

Показатель преломления $n_{D_{CM}}^{20}$:

$$\begin{aligned} 26,465n_{D_{CM}}^{20} &= 1,9152 \cdot 1,4715 + 2,0271 \cdot 1,5235 + \\ &+ 8,4544 \cdot 1,563 + 14,068 \cdot 1,58, \\ n_{D_{CM}}^{20} &= 1,5624. \end{aligned}$$

Содержание серы S_{CM} :

$$\begin{aligned} 26,465S_{CM} &= 1,9152 \cdot 0,35 + 2,0271 \cdot 1,95 + \\ &+ 8,4544 \cdot 2,89 + 14,068 \cdot 3,44, \\ S_{CM} &= 2,926\% \text{ (масс.)}. \end{aligned}$$

Коксуемость KI_{CM} :

$$\begin{aligned} 26,465KI_{CM} &= 1,9152 \cdot 0,115 + 2,0271 \cdot 0,89 + \\ &+ 8,4544 \cdot 2,67 + 14,068 \cdot 4,32, \\ KI_{CM} &= 3,226\% \text{ (масс.)}. \end{aligned}$$

Вязкость кинематическая ν_{CM}^{100} :

$$\begin{aligned} 26,465 \ln \nu_{CM}^{100} &= 1,9152 \ln 11,95 + 2,0271 \ln 25,13 + \\ &+ 8,4544 \ln 46,36 + 14,068 \ln 68,3, \\ \nu_{CM}^{100} &= 49,274 \text{ мм}^2/\text{с}. \end{aligned}$$

4.2.4. Противоточная экстракция многокомпонентных систем

Деасфальтизация тяжелых нефтяных остатков пропановым растворителем — чрезвычайно сложный процесс, связанный с коагуляцией асфальтенов. В процессе деасфальтизации происходит взаимодействие надмолекулярных структур и их разрушение, взаимодействие, связанное с разрушением дисперсных систем, с последующей коагуляцией асфальтенов. Процессы, протекающие на границе раздела твердой фазы, связаны с изменением поверхностной энергии, что еще более усложняет взаимодействие. Упрощенная модель растворения, разработанная автором, не учитывает всей сложности перестройки структур, но, как будет показано в расчетах, учитывает наиболее сильные взаимодействия и удовлетворительно описывает процесс разделения гудронов. Сходимость расчетных и промышленных данных вполне достаточная.

По литературным данным, разделяющая способность жалюзийных тарелок в промышленной деасфальтизационной колонне приблизительно равняется трем теоретическим ступеням. При помощи псевдопротивоточной схемы Нэша можно представить последовательность контактов встречных потоков промышленной колонны (рис. 4.2, см. стр. 237).

Как видно из рисунка, деасфальтизационная колонна работает не по полной схеме. В верхнюю часть колонны (ступень III) продуктовые потоки с внешней стороны не подаются. На III ступени разделения за счет сдвига фазового равновесия (температура повышается до 82 °C) из пропано-масляной фазы

выделяется фаза нежелательных компонентов, которая перетекает на II ступень. Здесь она встречается с потоками сырья и с пропано-масляной фазой, поднимающейся с I ступени разделения. На I экстракционную ступень поступает асфальтовая фаза, которая встречается с потоком свежего растворителя. Для расчета противоточной схемы необходимо знать составы фаз ароматизированного концентрата (рефлюкса) и асфальтовых фаз II и I ступеней.

В зависимости от технологического режима и качественной характеристики сырья содержание пропана в фазах рефлюкса и асфальтовой фазе меняются довольно в узких пределах. В среднем следует принять концентрацию пропана в фазе рефлюкса равной 0,6% (масс.), в асфальтовых фазах II и I ступеней разделения 0,55 и 0,50% (масс.) соответственно. Расчет противоточной экстракции осуществляется по описанной выше методике от ступени к ступени. После каждого единичного узла экстракции определяют состав отходящих потоков. Найденные составы используют для расчета последующих ступеней разделения. Расчет продолжают до тех пор, пока не установится устойчивое равновесие, т. е. количество вводимых в систему продуктов будет равно количеству выводимых.

При расчете противоточного процесса деасфальтизации используем продукты разделения гудрона туймазинской нефти: фракция 1 — парафино-нафтеновая, фракция 2 — легкая ароматика, фракция 3 — средняя ароматика, фракция 4 — тяжелая ароматика, фракция 5 — коагулят. Характеристика фракций этого гудрона представлена в табл. 4.2.

Таблица 4.2. Состав и качество гудрона туймазинской нефти

Показатели	Фракция 1	Фракция 2	Фракция 3	Фракция 4	Фракция 5
Содержание, % (масс.)	13,74	12,44	19,01	28,97	25,84
Плотность при 20 °С, кг/м³	883	951	985	1021	1085
Показатель преломления при 20 °С	1,4835	1,5350	1,5670	1,5713	—
Молекулярная масса	470	572	675	815	1500
Коксуемость по Конрадсону, % (масс.)	0,17	0,91	2,73	4,12	16,85
Содержание серы, % (масс.)	0,39	2,55	2,70	3,23	2,95
Вязкость при 100 °С, мм²/с	13,29	27,38	48,96	71,20	—

Технологический режим, а также производительность установки приняты на основании промышленных данных: температура по ступеням разделения 60, 70 и 82 °С соответственно; массовое соотношение пропан:сырье=2,5:1,0; производительность установки по сырью 650 т/сут или 27,083 т/ч; производительность установки по пропану 67,708 т/ч. Согласно схеме Нэша, расчет начинаем со II ступени первого ряда.

II ступень первого ряда, температура 70 °C

А. Исходные данные:

Компонент	M	ρ^{70} , кг/м ³	V, м ³ /моль	$I^{70}_{ж}$, кДж/кг	$I^{70}_{п}$, кДж/кг
Д л я					
Пропан Фракция 1	44,094 470	408 849,85	108,07 553,04	205,16 136,08	437,96 456,38
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 2	44,094 572	408 922,35	108,07 620,15	205,16 129,80	437,96 438,38
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 3	44,094 675	408 958,60	108,07 704,15	205,16 127,70	437,96 429,17
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 4	44,094 815	408 996,85	108,07 817,57	205,16 124,35	437,96 421,63
Σ					
Д л я					
Пропан Фракция 5	44,094 1500	408 1064,4	108,07 1409,2	205,16 119,33	437,96 401,95
Σ					

ΔL , кДж/кмоль	x	$(x/M)100$	x'	$x'V$	x''
фракции 1					
10265	0,7143	1,6199	0,9638	104,16	0,8936
150542	0,2857	0,0608	0,0362	20,003	0,1064
1,6807			124,17		
фракции 2					
10264	0,7143	1,6199	0,973	105,15	0,88221
176509	0,2857	0,0449	0,027	16,75	0,1178
1,6649			121,90		
фракции 3					
10264	0,7143	1,6199	0,97453	105,32	0,86836
203490	0,2857	0,0423	0,0255	17,93	0,1316
1,6622			123,25		
фракции 4					
10264	0,7143	1,6199	0,9788	105,78	0,8503
242280	0,2857	0,0350	0,0212	17,3244	0,1497
1,6549			123,11		
фракции 5					
10264	0,7143	1,6192	0,9884	106,82	0,8372
423933	0,2857	0,0190	0,0116	16,375	0,1628
1,6382			123,19		

Б. Изменение энтропии $\Delta S^T/V$:

Компонент	$\Delta S^T/V = [RT(\ln V_{K(p)} - \ln V_{K(p)})]/V_{K(p)}, \text{ кДж/м}^3$
Для фракции 1	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 553,04 - \ln 108,07)}{108,07} = 43,084539$
Фракция 1	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 553,04 - \ln 108,07)}{553,04} = 8,4194776$
Для фракции 2	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 620,15 - \ln 108,07)}{108,07} = 46,107$
Фракция 2	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 620,15 - \ln 108,07)}{620,15} = 8,0350$
Для фракции 3	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 704,15 - \ln 108,07)}{108,07} = 49,459$
Фракция 3	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 704,15 - \ln 108,07)}{704,15} = 7,5910$
Для фракции 4	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 817,57 - \ln 108,07)}{108,07} = 53,401$
Фракция 4	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 817,57 - \ln 108,07)}{817,57} = 7,0589$
Для фракции 5	
Пропан	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 1409,2 - \ln 108,07)}{108,07} = 67,769$
Фракция 5	$\frac{8,315 \cdot 343(\ln 1409,2 - \ln 108,07)}{1409,2} = 5,1971$

В. Параметр растворимости σ :

Компонент	σ_p по уравнению (4.13) и σ_K по уравнению (4.14), $(\text{кДж/м}^2)^{0,5}$
Для фракции 1	
Пропан	$\left[\frac{10265 - 8,315(273 - 42)}{108,07} 0,8936 + \frac{136,08 \cdot 470}{553,0487} 0,1064 + \right. \\ \left. + 8,4195 \right]^{0,5} = 9,4719$
Фракция 1	$\left[\frac{150542 - 8,315(273 + 540)}{553,04} 0,1064 + \frac{205,16 \cdot 44,094}{108,07} 0,8936 + \right. \\ \left. + 43,084 \right]^{0,5} = 12,064$

Компонент	σ_p по уравнению (4.13) и σ_k по уравнению (4.14), (кДж/м ²) ^{0,5}
-----------	---

Для фракции 2

Пропан	$\left[\frac{10265-8,315(273-42)}{108,07} 0,8822 + \frac{129,80 \cdot 572}{620,15} 0,1178 + \right. \\ \left. + 8,0350 \right]^{0,5} = 9,5000$
Фракция 2	$\left[\frac{176509-8,315(273+540)}{620,15} 0,1178 + \frac{205,16 \cdot 44,094}{108,07} 0,8822 + \right. \\ \left. + 46,107 \right]^{0,5} = 12,337$

Для фракции 3

Пропан	$\left[\frac{10265-8,315(273-42)}{108,07} 0,8684 + \frac{127,70 \cdot 675}{704,15} 0,1316 + \right. \\ \left. + 7,5910 \right]^{0,5} = 9,5263$
Фракция 3	$\left[\frac{203490-8,315(273+540)}{704,15} 0,1316 + \frac{205,16 \cdot 44,094}{108,07} 0,8684 + \right. \\ \left. + 49,459 \right]^{0,5} = 12,606$

Для фракции 4

Пропан	$\left[\frac{10264-8,315(273-42)}{108,07} 0,8503 + \frac{124,35 \cdot 815}{817,57} 0,1497 + \right. \\ \left. + 7,0589 \right]^{0,5} = 9,5533$
Фракция 4	$\left[\frac{242281-8,315(273+540)}{817,57} 0,1497 + \frac{205,16 \cdot 44,094}{108,07} 0,8503 + \right. \\ \left. + 53,401 \right]^{0,5} = 12,950$

Для фракции 5

Пропан	$\left[\frac{10265-8,315(273-42)}{108,07} 0,8372 + \frac{119,33 \cdot 1500}{1409,2} 0,1628 + \right. \\ \left. + 5,1971 \right]^{0,5} = 9,5138$
Фракция 5	$\left[\frac{423934-8,315(273+540)}{1409,2} 0,1628 + \frac{205,16 \cdot 44,094}{108,07} 0,8372 + \right. \\ \left. + 67,769 \right]^{0,5} = 14,130$

Г. Перераспределение компонентов между фазами:

Фракция	$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_k - \sigma_p)^2$
Фракция 1	$8,315 \cdot 343 = [108,07 X'' + 553,04 (1 - X'')] (12,064 - 9,4719)^2$ $X'' = 0,2907, 1 - X'' = 0,7092$
Фракция 2	$8,315 \cdot 343 = [108,07 X'' + 620,15 (1 - X'')] (12,337 - 9,5000)^2$ $X'' = 0,5196, 1 - X'' = 0,4803$
Фракция 3	$8,315 \cdot 343 = [108,07 X'' + 704,15 (1 - X'')] (12,606 - 9,5263)^2$ $X'' = 0,6773, 1 - X'' = 0,3227$
Фракция 4	$8,315 \cdot 343 = [108,07 X'' + 817,57 (1 - X'')] (12,950 - 9,5533)^2$ $X'' = 0,8037, 1 - X'' = 0,1963$
Фракция 5	$8,315 \cdot 343 = [108,07 X'' + 1409,2 (1 - X'')] (14,130 - 9,5138)^2$ $X'' = 0,9736, 1 - X'' = 0,0264$

Д. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Для фракции 1							
Пропан	0,2907	108,07	0,2690	0,6672	44,094	29,860	0,1644
Фракция 1	0,7092	553,04	0,1282	0,3328	470	151,72	0,8356
Σ			0,3972			181,58	
Для фракции 2							
Пропан	0,5196	108,07	0,4808	0,8613	44,094	37,976	0,3236
Фракция 2	0,4803	620,15	0,0775	0,1387	572	79,360	0,6763
Σ			0,5583			117,336	
Для фракции 3							
Пропан	0,6773	108,07	0,6267	0,9318	44,094	41,089	0,4718
Фракция 3	0,3227	704,15	0,0458	0,0681	675	45,999	0,5282
Σ			0,6725			87,088	
Для фракции 4							
Пропан	0,8037	108,07	0,7436	0,9687	44,094	42,715	0,6262
Фракция 4	0,1063	817,57	0,0240	0,0313	815	25,496	0,3738
Σ			0,7676			68,211	
Для фракции 5							
Пропан	0,9736	108,07	0,9009	0,9979	44,094	44,003	0,9341
Фракция 5	0,0264	1409,2	0,0019	0,0021	1500	3,106	0,0659
Σ			0,9028			47,109	

Порядок расчета аналогичен расчету II ступени первого ряда. По результатам расчета составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Пропано-масляная фаза, т/ч	Фаза рефлюкса, т/ч
Фракция 1	$3,1093 \cdot 0,4243 = 1,3193$	$3,1093 - 1,3193 = 1,7900$
Фракция 2	$2,2787 \cdot 0,3407 = 0,9297$	$2,2787 - 0,9297 = 1,3490$
Фракция 3	$2,7194 \cdot 0,2478 = 0,674$	$2,7194 - 0,674 = 2,0454$
Фракция 4	$2,9327 \cdot 0,1704 = 0,4997$	$2,9327 - 0,4997 = 2,4330$
Фракция 5	$0,4615 \cdot 0,0110 = 0,0051$	$0,4615 - 0,0051 = 0,4564$
Σ	3,4278	8,0738

Содержание пропана в фазе рефлюкса на III ступени составляет 60% (масс.), т. е. $8,0738 \cdot (0,6/0,4) = 12,111$ т/ч. Пропан, уходящий с деасфальтизатом, $48,664 - 12,111 = 36,553$ т/ч.

I ступень второго ряда, температура 60 °C

Поступает: 67,708 т/ч свежего растворителя, со II ступени первого ряда 19,044 т/ч растворителя и 15,581 т/ч асфальта.

Высокая кратность отношения пропана к сырью (пропана — 86,752 т/ч и асфальта — 15,581 т/ч) приводят к тому, что фракции 1, 2, 3 и 4 полностью растворяются в пропане, а фракция 5 растворяется частично.

По результатам расчета составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Пропано-масляная фаза, т/ч	Асфальтовая фаза, т/ч
Фракция 1	$0,6119 \cdot 1 = 0,6119$	—
Фракция 2	$1,0904 \cdot 1 = 1,0904$	—
Фракция 3	$2,4291 \cdot 1 = 2,4291$	—
Фракция 4	$4,9133 \cdot 1 = 4,9133$	—
Фракция 5	$6,5368 \cdot 0,3454 = 2,2578$	$6,5368 - 2,2578 = 4,279$
Σ	11,3026	4,279

В асфальтовой фазе с I ступени уходит 50% (масс.) пропана, т. е. $4,279 \cdot (0,5/0,5) = 4,279$ т/ч.

В пропано-масляной фазе уходит пропана $86,752 - 4,279 = 82,473$ т/ч и 11,3026 т/ч масла.

II ступень второго ряда, температура 70 °C

Поступает: 27,083 т/ч свежего гудрона; 11,3026 т/ч масла, 8,0738 т/ч рефлюкса; количество поступающего пропана $82,473 + 12,111 = 94,584$ т/ч.

Состав углеводородной фазы:

Фракция	Гудрон, т/ч	Масляная фаза, т/ч	Рефлюкс, т/ч	Продукт, т/ч
Фракция 1	3,7212	0,6119	1,7900	6,1231
Фракция 2	3,3692	1,0904	1,3490	5,8086
Фракция 3	5,1485	2,4291	2,0454	9,6231
Фракция 4	7,8460	4,9133	2,4330	15,1923
Фракция 5	6,9983	2,2578	0,4564	9,7126
Σ				46,4597

После просчета фазового равновесия составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Пропано-масляная фаза, т/ч	Асфальтовая фаза, т/ч
Фракция 1	$6,1231 \cdot 0,7735 = 4,7364$	$6,1231 - 4,7364 = 1,3867$
Фракция 2	$5,8086 \cdot 0,6156 = 3,5759$	$5,8086 - 3,5759 = 2,2327$
Фракция 3	$9,6231 \cdot 0,4714 = 4,5361$	$9,6231 - 4,5361 = 5,0870$
Фракция 4	$15,1924 \cdot 0,3224 = 4,8987$	$15,192 - 4,8987 = 10,293$
Фракция 5	$9,7126 \cdot 0,0419 = 0,4070$	$9,7126 - 0,4070 = 9,3056$
Σ	18,1541	28,305

Содержание пропана в асфальтовой фазе 55% (масс.), т. е. $28,305 \cdot (0,55/0,45) = 34,596$ т/ч.

Содержание пропана в масляной фазе $94,584 - 34,596 = 59,988$ т/ч.

III ступень второго ряда, температура 82 °C

Поступает: 59,988 т/ч пропана и 18,154 т/ч масла.

По результатам расчета составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Пропано-масляная фаза, т/ч	Фаза рефлюкса, т/ч
Фракция 1	$4,7364 \cdot 0,4077 = 1,9312$	$4,7364 - 1,9312 = 2,8052$
Фракция 2	$3,5759 \cdot 0,3236 = 1,1571$	$3,5759 - 1,1571 = 2,4188$
Фракция 3	$4,5361 \cdot 0,2301 = 1,0439$	$4,5361 - 1,0439 = 3,4922$
Фракция 4	$4,8987 \cdot 0,1554 = 0,7612$	$4,8987 - 0,7612 = 4,1375$
Фракция 5	$0,4070 \cdot 0,0035 = 0,0014$	$0,4070 - 0,0014 = 0,4055$
Σ	4,8948	13,2592

Содержание пропана в фазе рефлюкса 60% (масс.), т. е. $13,259 \cdot (0,6/0,4) = 19,889$ т/ч.

Пропан, уходящий с масляной фазой: $59,988 - 19,889 = 40,099$ т/ч.

На последующих рядах противоточной схемы в промежуточных потоках накапливаются углеводородные компоненты. Начиная с пятого ряда противоточной схемы, количество выводимых углеводородных фракций из системы начинает нарастать и на тринадцатом ряду достигается состояние, близкое к равновесию.

Материальный баланс по целевым и промежуточным потокам на 13-м ряду противоточной схемы представлен на рис. 4.3 (в числителе углеводородная фаза, а в знаменателе растворитель). Получив данные о распределении фракций между фазами по 13-му ряду противоточной схемы, можно провести расчет экстракционной колонны и получить исчерпывающую информацию по выходу и качеству деасфальтизата, по нагрузке каждой секции колонны и т. д.

Выход деасфальтизата $7,6419 : (18,565 + 7,6419) = 29,16\%$ (масс.).

Содержание масла в пропановой фазе $7,6419 : (43,191 + 7,6419) = 15,03\%$ (масс.).

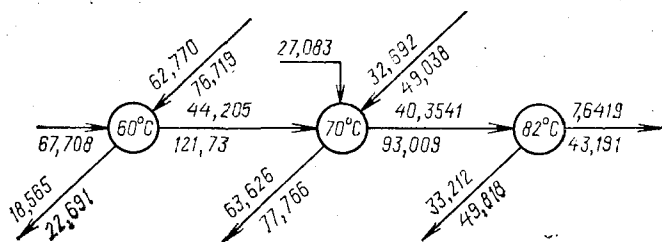


Рис. 4.3. Материальный баланс по целевым и промежуточным потокам

Переход фракций в состав деасфальтизата, т. е. выход фракций от потенциала, равен:

Фракция 1 $3,2957 : 3,7212 = 0,8856$ или 88,56% (масс.)

Фракция 2 $1,9393 : 3,3692 = 0,5756$ или 57,56% (масс.)

Фракция 3 $1,6569 : 5,1485 = 0,3218$ или 32,18% (масс.)

Фракция 4 $0,7499 : 7,8460 = 0,0956$ или 9,56% (масс.)

Фракция 5 — отсутствует.

Качественная характеристика деасфальтизата

Плотность деасфальтизата при 20 °С $\rho_{\text{см}}$:

$$\frac{7,6419}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{3,2957}{883} + \frac{1,9393}{951} + \frac{1,6569}{985} + \frac{0,7499}{1021},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 933 \text{ кг/м}^3.$$

Молекулярная масса $M_{\text{см}}$:

$$\frac{7,6419}{M_{\text{см}}} = \frac{3,2957}{470} + \frac{1,9393}{572} + \frac{1,6569}{675} + \frac{0,7499}{815},$$

$$M_{\text{см}} = 554,67.$$

Коксуюемость деасфальтизата $\text{КИ}_{\text{см}}$:

$$7,6419\text{КИ}_{\text{см}} = 3,2957 \cdot 0,17 + 1,9393 \cdot 0,91 +$$

$$+ 1,6569 \cdot 2,73 + 0,7499 \cdot 4,12,$$

$$\text{КИ}_{\text{см}} = 1,3\% \text{ (масс.)}.$$

Показатель преломления $n_{D_{\text{см}}}^{20}$:

$$7,6419n_{D_{\text{см}}}^{20} = 3,2957 \cdot 1,4835 + 1,9393 \cdot 1,5350 +$$

$$+ 1,6569 \cdot 1,5670 + 0,7499 \cdot 1,5713,$$

$$n_{D_{\text{см}}}^{20} = 1,5233.$$

Содержание серы $S_{\text{см}}$:

$$7,6419S_{\text{см}} = 3,2957 \cdot 0,39 + 1,9393 \cdot 2,55 +$$

$$+ 1,6569 \cdot 2,7 + 0,7499 \cdot 3,23,$$

$$S_{\text{см}} = 1,72\% \text{ (масс.)}.$$

Кинематическая вязкость $\nu_{\text{см}}^{100}$:

$$7,6419\ln\nu_{\text{см}}^{100} = 3,2957 \ln 13,29 + 1,9393 \ln 27,38 +$$

$$+ 1,6569 \ln 48,95 + 0,7499 \ln 71,2,$$

$$\nu_{\text{см}}^{100} = 24,97 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Предложенный метод расчета фазового равновесия по узким фракциям сырья позволяет определять истинную нагрузку по жидкости экстракционной колонны с учетом внутренней циркуляции потоков.

Используя материальный баланс по 13-му ряду противоточной схемы, определяем нагрузку колонны по верхней секции, средней зоне и нижней секции.

Верхняя секция, III ступень; температура 82 °C

Поступает: 93,009 т/ч пропана, плотность пропана $\rho^{82}_{C_3H_8} = 368 \text{ кг/м}^3$; 40,354 т/ч продукта, плотность продукта $\rho^{82}_{пр} = 928,4 \text{ кг/м}^3$.

Объемную скорость потоков w рассчитываем из формулы

$$\pi D^2/4 = (G_{C_3H_8}/\rho^{82}_{C_3H_8} + G_{пр}/\rho^{82}_{пр})/w,$$

где D — диаметр колонны, м;
 $G_{C_3H_8}$, $G_{пр}$ — расход пропана и продукта, кг/ч;
 w — объемная скорость потоков, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

$$w = \left[4 \left(\frac{93\,009}{368} + \frac{40\,354}{928,4} \right) \right] : 3,14 (2,4)^2 = 65,509 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Средняя зона, II ступень; температура 70 °C

Поступает: 27,083 т/ч гудрона, плотность гудрона $\rho_r^{70} = 973,15 \text{ кг/м}^3$; 44,205 т/ч масляной фазы, плотность масла $\rho_m^{70} = 951,28 \text{ кг/м}^3$; 32,692 т/ч рефлюкса, плотность $\rho_p^{70} = 935,85 \text{ кг/м}^3$; $121,73 + 49,038 = 170,77 \text{ т/ч}$ пропана, плотность пропана $\rho^{70}_{C_3H_8} = 408 \text{ кг/м}^3$.

$$w = \left[4 \left(\frac{170\,775}{408} + \frac{44\,205}{951,28} + \frac{27\,083}{973,15} + \frac{32\,692}{935,85} \right) \right] : 3,14 (2,4)^2 = 116,73 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Нижняя секция, I ступень; температура 60 °C

Поступает: 62,77 т/ч асфальта, плотность асфальта $\rho_a^{60} = 971,32 \text{ кг/м}^3$; $67,708 + 76,719 = 144,43 \text{ т/ч}$ пропана, плотность пропана $\rho^{60}_{C_3H_8} = 434 \text{ кг/м}^3$.

Рассчитываем объемную скорость w

$$w = \left[4 \left(\frac{144\,427}{434} + \frac{62\,770}{971,32} \right) \right] : 3,14 (2,4)^2 = 87,890 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Расчет объемных скоростей с учетом внутренних потоков показал, что средняя зона экстракционной колонны перегружена по жидкости, а верхняя секция — недогружена.

Расчет от ступени к ступени очень громоздок, требует больших затрат по времени, поэтому была составлена программа для расчета колонн деасфальтизации на электронно-вычислительной машине «Мир-1».

4.2.5. Расчет процесса деасфальтизации на ЭВМ «Мир-1»

При расчете процесса деасфальтизации определяли влияние различных факторов: отношения растворителя к сырью, температурных режимов низа и верха колонны, числа ступеней экст-

Таблица 4.3. Влияние массового отношения растворителя к сырью

Температура по ступеням 60, 70 и 82 °С

Показатели	2:1	2,25:1,0	2,5:1,0	2,75:1,0	3:1
Выход деасфальтизата, % (масс.)	26,50	28,84	30,37	31,83	33,31
Содержание масла в пропано-масляной фазе, % (масс.)	17,32	15,79	14,41	13,34	12,49
Плотность при 20 °С, кг/м³	927,8	928,1	930,2	932,2	933,9
Молекулярная масса	543,33	544,36	548,14	551,77	555,0
Показатель преломления при 20 °С	1,5188	1,5192	1,5208	1,5223	1,5236
Содержание серы, % (масс.)	1,594	1,609	1,661	1,711	1,755
Коксуемость, % (масс.)	1,141	1,153	1,196	1,237	1,273
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм²/с	23,18	23,34	23,92	24,48	24,99

ракции, природы растворителя. Данные расчетов были сведены в соответствующие таблицы.

Снижение глубины деасфальтизации при высокой кратности пропан:сырье связаны с переходом в деасфальтизат фракции 3 и 4.

Не меняя температуры в средней части (70 °С) и в верхней части колонны (82 °С), температуру низа колонны изменяли довольно в широких пределах (табл. 4.4). Результаты расчета

Таблица 4.4. Влияние температуры низа колонны

Температура на II ступени 70 °С, на III ступени 82 °С, массовое отношение растворителя к сырью 2,5:1,0

Показатели	50 °С	55 °С	60 °С	65 °С
Выход деасфальтизата, % (масс.)	41,66	36,37	30,37	24,48
Содержание масла в пропано-масляной фазе, % (масс.)	17,85	16,33	14,41	12,31
Плотность при 20 °С, кг/м³	942,2	936,0	930,2	930,7
Молекулярная масса	571,37	558,14	548,14	549,56
Показатель преломления при 20 °С	1,5304	1,5251	1,5208	1,5210
Содержание серы, % (масс.)	1,943	1,826	1,661	1,662
Коксуемость, % (масс.)	1,474	1,28	1,196	1,23
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм²/с	27,75	25,48	23,92	24,13

показывают, что влияние температуры проявляется в большей степени, чем влияние кратности отношения растворителя к сырью. Перегибы кривых при температуре низа колонны 65 °С связаны с нарушением температурного градиента экстракции, что приводит к заметному перераспределению потоков внутри экстракционной колонны.

Таблица 4.5. Влияние температуры верха колонны

Температура на I ступени 60 °С, на II ступени 70 °С, массовое отношение растворителя к сырью 2,5 : 1,0

Показатели	75 °С	77 °С	79 °С	82 °С	85 °С
Выход деасфальтизата, % (масс.)	44,55	40,75	37,37	30,37	23,99
Содержание масла в пропано-масляной фазе, % (масс.)	18,63	17,60	16,68	14,41	12,12
Плотность при 20 °С, кг/м ³	948,5	944,4	940,3	930,2	918,4
Молекулярная масса	587,34	577,80	568,84	548,14	525,71
Показатель преломления при 20 °С	1,5355	1,5301	1,5266	1,5208	1,5121
Содержание серы, % (масс.)	2,04	1,96	1,88	1,66	1,39
Коксуемость, % (масс.)	1,797	1,643	1,502	1,198	0,881
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	29,72	27,44	25,93	23,92	20,59

Влияние температуры верха колонны на материальный баланс и качественную характеристику деасфальтизата еще значительнее (табл. 4.5). Увеличение градиента температур по высоте колонны повышает четкость разделения масляных фракций.

По литературным данным, с увеличением числа ступеней экстракции пропорционально снижается расход свежего растворителя на процесс (табл. 4.6). Снижение глубины деасфальтизации при пятиступенчатой схеме экстракции связан с избытком пропана по отношению к оптимуму разбавления.

Избирательность этана проявляется в том, что он растворяет при выбранных условиях 70% (масс.) первой и 16,5% (масс.)

Таблица 4.6. Влияние числа ступеней экстракции

Температуры 60, 82 °С при двухступенчатой схеме, при трехступенчатой — 60, 70 и 82 °С, при четырехступенчатой — 60, 68, 75 и 82 °С, при пятиступенчатой — 60, 65, 70, 75 и 82 °С; массовое отношение растворителя к сырью 2,5 : 1,0

Показатели	Две ступени	Три ступени	Четыре ступени	Пять ступеней
Выход деасфальтизата, % (масс.)	40,76	30,37	27,23	28,78
Содержание масла в пропано-масляной фазе, % (масс.)	17,61	14,41	13,32	13,90
Плотность при 20 °С, кг/м ³	944,7	930,2	924,9	926,8
Молекулярная масса	578,63	548,14	537,76	540,75
Показатель преломления при 20 °С	1,5309	1,5208	1,5168	1,5184
Содержание серы, % (масс.)	1,972	1,661	1,544	1,607
Коксуемость, % (масс.)	1,61	1,196	1,048	1,064
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	28,72	23,92	22,34	22,80

Таблица 4.7. Влияние природы растворителя

Трехступенчатая схема экстракции гудрона этаном, пропаном и изобутаном; массовое отношение растворителя к сырью 2,5 : 1,0; температурные условия разделения подбирались дополнительно для каждого растворителя

Показатели	Этан (6, 16 и 28 °С)	Пропан (60, 70 и 82 °С)	Изобутан (98, 108 и 120 °С)
Выход деасфальтизата, % (масс.)	11,68	30,37	48,68
Плотность при 20 °С, кг/м ³	895,2	930,2	953,0
Молекулярная масса	486,0	548,1	590,5
Показатель преломления при 20 °С	1,4933	1,5208	1,5405
Содержание серы, % (масс.)	0,792	1,661	2,120
Коксуемость, % (масс.)	0,325	1,196	1,960
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	15,284	23,920	32,570

второй фракции (табл. 4.7). Третья фракция переходит в этановый раствор лишь в количестве 0,6% (масс.), а четвертая и пятая фракции при заданных условиях нерастворимы. Избирательность изобутана иная; при подобранных условиях в изобутановый раствор переходит кроме парафино-нафтеновой фракции и фракция полициклических ароматических углеводородов: 99% (масс.) первой фракции, 92% (масс.) второй, 68% (масс.) третьей, 35% (масс.) четвертой и 1,3% (масс.) пятой. В силу этих причин избирательность изобутана низкая.

4.3. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ФЕНОЛЬНОЙ ОЧИСТКИ МАСЕЛ

4.3.1. Технологическая схема процесса фенольной очистки масел

Фенол — типичный полярный растворитель со средней растворяющей способностью и средней избирательностью. Под влиянием силового поля молекул фенола в раствор переходят смолистые вещества, полициклические углеводороды, органические соединения серы. С увеличением кратности отношения растворителя к сырью и с повышением температуры растворяющая способность фенола повышается. При температуре, близкой к критической температуре растворения, в экстрактивный раствор начинают переходить желательные ароматические углеводороды с длинными алкильными цепями и нафтеновые углеводороды.

В качестве контактирующих устройств в экстракционной колонне фенольной очистки, как правило, применяется насадка из керамических колец Рашига; устанавливается до 8 секций насадочных устройств. Фенол подается на верхнюю, насадочную секцию, а сырье — под нижнюю. В результате противоточного контактирования в фенольную фазу переходят нежелательные компоненты и часть желательных, в виде экстрактивного раствора по-

ток опускается в низ аппарата. В нижней части колонны в экстрактивный раствор подается фенольная вода, которая, растворяясь в феноле, снижает растворяющую способность растворителя, и желательные компоненты масла выпадают из раствора и затем пополняют рафинатную фазу. Нерастворившаяся в феноле часть сырья образует рафинатную фазу и поднимается в верхнюю часть колонны.

При переработке средне- и маловязких дистиллятных фракций на некоторых установках фенольной очистки растворитель заранее обводняется, и очистка в противотоке осуществляется обводненным фенолом. Для того чтобы снизить кратность внутренней циркуляции промежуточных потоков, в экстракционной колонне при очистке масел фенолом устанавливается низкий температурный градиент. Обычно градиент не превышает 10°C . В зависимости от качества перерабатываемого сырья температура верха меняется от 80 до 50°C , а температура низа от 70 до 40°C . На верхнем пределе температур осуществляется очистка остаточных полупродуктов — деасфальтизатов, на нижнем — очистка маловязких турбореактивных и трансформаторных масел. В зависимости от вида перерабатываемого сырья меняется и кратность разбавления масляных фракций растворителем. При переработке остаточного сырья кратность отношения меняется от $4:1$ до $3:1$, а при очистке дистиллятных фракций от $2:1$ до $1,5:1,0$. С утяжелением сырья снижается и степень обводненности фенола. Давление в колонне фенольной очистки атмосферное.

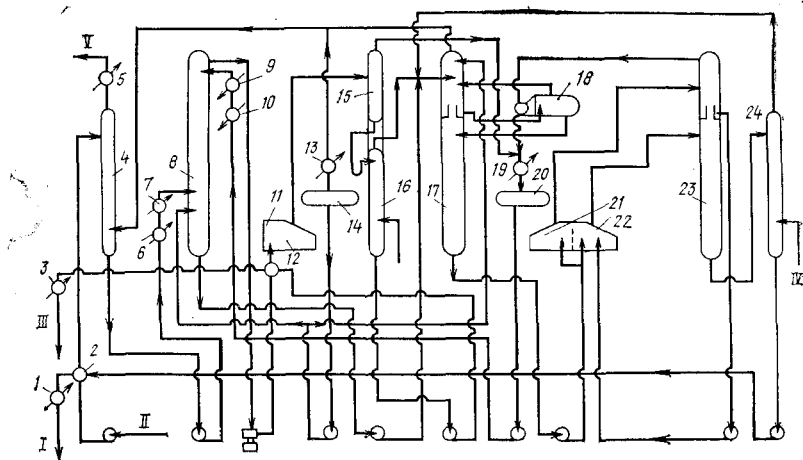


Рис. 4.4. Принципиальная схема установки очистки масляных фракций фенолом:

1—3, 5—7, 9, 10, 12, 13, 19 — теплообменные аппараты; 4 — абсорбер; 8 — экстракционная колонна; 11, 21, 22 — трубчатые печи; 14, 20 — емкости; 15, 23 — испарительные колонны; 16, 24 — отпарные колонны; 17 — осушительная колонна; 18 — кипятильник; I — экстракт; II — сырье; III — рафинат; IV — водяной пар в колонну 16; V — конденсат

Принципиальная схема процесса представлена на рис. 4.4. Сырье нагревается потоком отходящего экстракта в теплообменнике 2 и вводится в верхнюю часть абсорбера 4. В нижнюю часть абсорбера подается поток паров азеотропной смеси воды и фенола. Сырье абсорбирует пары фенола и опускается в низ аппарата, а пары воды выводятся через верх, конденсируются в аппарате 5 и отводятся в виде конденсата в систему оборотного водоснабжения. Сырье охлаждается в холодильниках 6, 7 и вводится в нижнюю часть экстракционной колонны 8. В верхнюю часть колонны из емкости 20 подается сухой фенол, который предварительно нагревается в аппаратах 10 и 9. В нижнюю часть колонны из емкости 14 подается фенольная вода.

Регенерация фенола из рафинатной фазы осуществляется последовательно в печи 11, в испарительной колонне 15 и затем в отпарной колонне 16. Рафинат отдает свое тепло рафинатному раствору в аппарате 12, охлаждается в аппарате 3 и отводится с установки. Экстрактный раствор отводится вначале на подсушку в осушительную колонну 17. Здесь отгоняется азеотропная смесь; часть этой смеси конденсируется в аппарате 13 и стекает в емкость фенольной воды 14, остальное количество направляется в абсорбер 4. Подсушенный экстрактивный раствор направляется для регенерации фенола в печь 21 и в испарительную колонну 23. Для полной регенерации фенола в колонну 23 вносится тепло из печи 22. Остатки фенола отгоняются от экстракта в отпарной колонне 24. Экстракт отдает свое тепло сырью в аппарате 2, охлаждается в аппарате 1 и выводится с установки.

Пары сухого фенола из колонны 23 направляются в трубный пучок кипятильника 18, а затем смешиваются с парами фенола из колонны 15, конденсируются в аппарате 19 и конденсат собирается в емкости 20. Пары фенола и пары воды выводятся из отпарных колонн 16 и 24, соединяются с потоком экстрактивного раствора в смесителе и далее отводятся в осушительную колонну 17.

4.3.2. Уравнение растворимости для фенольной очистки масел

В случае полярных растворителей методики расчета перераспределения компонентов между фазами даже для отдельных конкретных систем пока не разработаны. Между тем использование энергии Гиббса в уравнении параметра растворимости удобно в том отношении, что в изобарно-изотермический потенциал входят лишь две функции — тепловая и энтропийная. Не требуется отдельно искать математическую зависимость степени ассоциации молекул растворителя при разных температурах процесса, так как этот эффект учитывается изменением теплоты смешения.

По расчетам ΔI в литературе приведено очень мало данных. Кроме расчета по уравнению Скэтчарда — Гильдебранда для регулярных растворов [62] во многих работах даются лишь общие понятия об интегральной и парциальной теплотах растворения. В одной из работ [67] описывается методика расчета ΔI по данным равновесия жидкость — пар, которая требует экспериментальных определений парциальных давлений компонентов.

В уравнении Редлиха — Кистера для бинарного раствора требуются экспериментальные данные для парного взаимодействия:

$$\Delta I = x'(1-x')B + C[x' - (1-x')] + D[x' - (1-x')]^2, \quad (4.15)$$

где B, C, D — постоянные коэффициенты, определяемые экспериментально.

Для тройных систем уравнение Редлиха — Кистера преобразуется из уравнения парных взаимодействий. По уравнению Колера для тройных систем также необходимо знать ΔI парных взаимодействий, которые определяются экспериментально [67]. Уравнение Колера имеет следующий вид:

$$\Delta I = (1-x_1')^2 \Delta I_{2,3} + (1-x_2')^2 \Delta I_{1,3} + (1-x_3')^2 \Delta I_{1,2}. \quad (4.16)$$

Уравнение Бо [68] для симметричных кривых изменения теплоты смешения связано с молярными концентрациями взаимодействующих компонентов. Концентрации в большей мере, чем температура и другие параметры системы влияют на изменение энтальпии

$$\Delta I = k(1-x')x', \quad (4.17)$$

где k — постоянная, определяемая из уравнения Бирона.

Для асимметричных кривых с положительными отклонениями от закона Рауля автором предложены следующие уравнения степенного ряда, которые хорошо согласуются с экспериментальными данными:

$$\Delta I_p = I_p M_p [x'' + (x'')^2 + (x'')^4 + (x'')^8 + (x'')^{16} + \dots], \quad (4.18)$$

$$\Delta I_k = I_k M_k [(1-x'') + (1-x'')^2 + (1-x'')^4 + (1-x'')^8 + (1-x'')^{16} + \dots], \quad (4.19)$$

где $\Delta I_p, \Delta I_k$ — изменение теплоты смешения для растворителя и растворяемого компонента, кДж/кг.

Эти уравнения описывают зависимость изменения теплоты смешения от соотношения компонентов в растворе и являются чисто эмпирическими.

В растворах масляных углеводородов величина удельной энергии может быть довольно значительной, так как она затрачивается на перемещение высокомолекулярных молекул.

Для реальных растворов с использованием метода стандартных состояний парциальная мольная энтропия выражается следующей функцией

$$\bar{S}_1 = S_1^0 - R \ln a_1 - RT (\partial \ln a_1 / \partial T)_{p,m}. \quad (4.20)$$

или через избыточные термодинамические функции и мольные концентрации

$$S_1^{\text{из}} = -RT (\partial \ln v_1 / \partial T) - R \ln x_1'. \quad (4.21)$$

Ввиду отсутствия чисто расчетных уравнений энтропии для реальных растворов автором осуществлен подбор этой функции для систем масло — фенол. Лучшие результаты получены по уравнениям, где логарифмическая зависимость заменена степенной

$$\Delta S_p = 2R(1-x'')^{x''} \quad \text{и} \quad \Delta S_k = 2R(x'')^{1-x''}. \quad (4.22)$$

Полное уравнение параметра растворимости для системы масло — фенол будет иметь следующий вид:

$$\sigma_p = \left[\frac{\Delta L_p - RT_p}{V_p} x'' + \frac{I_k^* M_k}{V_k} (1-x'') + \frac{\Delta I_k}{V_k} - \frac{T \Delta S_k}{V_k} \right]^{0.5}, \quad (4.23)$$

$$\sigma_k = \left[\frac{\Delta L_k - RT_k}{V_k} (1-x'') + \frac{I_p^* M_p}{V_p} x'' + \frac{\Delta I_p}{V_p} - \frac{T \Delta S_p}{V_p} \right]^{0.5}. \quad (4.24)$$

В развернутом виде уравнения параметра растворимости можно выразить так:

$$\sigma_p = \left[\frac{\Delta L_p - RT_p}{V_p} x'' + \frac{I_k^* M_k}{V_k} (1-x'') + \frac{I_k^* M_k [(1-x'') + (1-x'')^2 + (1-x'')^4 + (1-x'')^8 + \dots]}{V_k} - 2 \frac{RT (x'')^{(1-x'')}}{V_k} \right]^{0.5}, \quad (4.25)$$

$$\sigma_k = \left[\frac{\Delta L_k - RT_k}{V_k} (1-x'') + \frac{I_p^* M_p}{V_p} x'' + \frac{I_p^* M_p [x'' + (x'')^2 + (x'')^4 + (x'')^8 + (x'')^{16} + \dots]}{V_p} - 2 \frac{RT (1-x'')^{x''}}{V_p} \right]^{0.5}. \quad (4.26)$$

Корректность предложенных уравнений проверялась построением расчетных кривых критических температур растворения (КТР) для бинарных и многокомпонентных систем, а затем в процессе экстракции на системе фенол — четвертая масляная фракция и обводненный фенол — третья масляная фракция. Позднее были проведены расчеты противоточной многоступен-

чатой очистки масел на электронно-вычислительной машине «Мир-1».

Символ	Растворитель	Компонент
Δ_1	$\Delta L_p - RT_p/V_p$	$\Delta L_k - RT_k/V_k$
Δ_2	$I_k^* M_k/V_k$	$I_p^* M_p/V_p$
Δ_3	$\{I_k^* M_k [(1-x'') + (1-x'')^2 + (1-x'')^4 + (1-x'')^8 + \dots]\}/V_k$	$\{I_p^* M_p [x'' + (x'')^2 + (x'')^4 + (x'')^8 + \dots]\}/V_p$
Δ_4	$2RT (x'')^{(1-x'')}/V_k$	$2RT (1-x'')^{x''}/V_p$

Тогда формула параметра растворимости примет следующий (условный) вид:

$$\sigma_p = [\Delta_1 x'' + \Delta_2 (1-x'') + \Delta_3 + \Delta_4]^{0,5},$$

$$\sigma_k = [\Delta_1 (1-x'') + \Delta_2 x'' + \Delta_3 + \Delta_4]^{0,5}.$$

В последующих разделах даны примеры расчета с использованием уравнения растворимости однократной экстракции фенолом бинарных и многокомпонентных систем, противоточной очистки масел.

4.3.3. Однократная экстракция фенолом бинарных и многокомпонентных смесей

Методика расчета фазовых переходов при фенольной экстракции аналогична методике расчета деасфальтизации пропаном. В отличие от процесса деасфальтизации в параметр растворимости вводят изменение энтальпии за счет теплоты смешения, функцию энтропии вводят с обратным знаком, так как фенольные растворы имеют верхнюю экстремальную точку на кривой КТР (в отличие от пропановых растворов, имеющих минимум КТР). Переход фракций в раствор избирательного растворителя рассчитывается по величинам $(1-X)$ в той же последовательности, что и при деасфальтизации пропаном.

Получив составы экстрактной и рафинатной фаз, рассчитывают выход рафината, состав рафината с учетом выхода от потенциала каждой фракции. По распределению фракций определяют групповой химический состав рафината и экстракта.

Если имеется необходимость, строят расчетную кривую КТР. По аддитивности свойств определяют качественную характеристику рафината и экстракта, а по материальному балансу последнего ряда очистки вычисляют нагрузку по жидкости на каждую секцию колонны с последующим расчетом диаметра колонны либо объемной скорости. Как и в случае деасфальтизации пропаном для расчета требуется несколько физико-хими-

Однократная экстракция фенолом бинарных смесей.

А. Исходные данные:

Компонент	$\rho^{60},$ кг/м ³	$V,$ м ³ /кмоль	M	$I_{ж}^{60},$ кДж/кг	$I_{п}^{60},$ кДж/кг	$\Delta L,$ кДж/кмоль
Фенол	1040	90,490	94,11	123,93	647,31	49255
Гепта- декан	750,7	320,31	240,46	121,42	466,85	83061
Σ						

Компонент	x	$(x/M)100$	x'	$x'V$	x''
Фенол	0,6	0,6375	0,7931	71,765	0,5198
Гептадекан	0,4	0,1663	0,2069	66,282	0,4801
Σ		0,8038		138,05	

Б. Определение параметра растворимости:

1. $\Delta_1, \text{кДж/м}^3$	2. $\Delta_2, \text{кДж/м}^3$
$\Delta_{1p} = \frac{49\,255 - 8,315(273 + 181)}{90,490} = 502,59$	$\Delta_{2p} = \frac{123,93 \cdot 94,11}{90,490} = 128,89$
$\Delta_{1k} = \frac{83\,061 - 8,315(273 + 302,5)}{320,31} = 244,37$	$\Delta_{2k} = \frac{121,42 \cdot 240,46}{320,31} = 91,152$

3. $\Delta_3, \text{кДж/м}^3$

$\Delta_{3p} = \frac{123,93 \cdot 94,11 (0,5198 + 0,5198^2 + 0,5198^4 + 0,5198^8 + \dots)}{90,490} = 111,94$
$\Delta_{3k} = \frac{121,42 \cdot 240,46 (0,4801 + 0,4801^2 + 0,4801^4 + 0,4801^8 + \dots)}{320,31} = 69,882$

4. $\Delta_4, \text{кДж/м}^3$

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,4801)^{0,5198}}{90,490} = 41,792$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,5198)^{0,4801}}{320,31} = 12,628$$

5. σ_p по уравнению (4.25) и σ_k по уравнению (4.26), $(\text{кДж/м}^3)^{0,5}$

$$\sigma_p = [502,59 \cdot 0,5198 + 91,152 \cdot 0,4801 + 69,882 - 12,628]^{0,5} = 19,034$$

$$\sigma_k = [244,37 \cdot 0,4801 + 128,89 \cdot 0,5198 + 111,94 - 41,792]^{0,5} = 15,953$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [90,490 X'' + 320,31 (1 - X'')] (19,034 - 15,953)^2$$

$$X'' = 0,1244, \quad 1 - X'' = 0,8756$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Фенол	0,1244	90,490	0,1374	0,3345	94,11	31,485	0,16442
Гепта- декан	0,8756	320,31	0,2734	0,6654	240,46	160,010	0,8356
Σ			0,4108			191,49	

ческих констант растворителя и узких масляных фракций. По справочным данным находят плотность, молекулярную массу, энтальпии паров и жидкости, температуры кипения. Путем хроматографии определяют групповой химический состав сырья, а анализом укрупненных хроматографических фракций — плотность, молекулярную массу, показатель преломления, коксуюемость, содержание серы, вязкость и другие показатели укрупненных фракций. Показатели физико-химических свойств продуктов хроматографирования используют затем для расчета свойств рафината и экстракта.

В качестве примера дан расчет бинарной системы фенол — гептадекан.

При массовом отношении фенола к гептадекану, равном 1,5 : 1,0 и при температуре 60 °С 83,5% (масс.) углеводорода переходит в фазу растворителя, т. е. экстрактную фазу.

Фазовые переходы одного из ароматических углеводородов рассчитываем на системе фенол — этилнафталин. Растворимость этилнафталина в феноле настолько высокая, что концентрацию растворителя в растворе следует уменьшить до 0,15.

Однократную экстракцию дистиллята четвертой масляной фракции с пределами выкипания 350—500 °С фенолом осуществляем при различных отношениях растворителя к сырью, т. е. различных значениях x'' и $(1 - x'')$.

А. Исходные данные:

Компонент	$\rho^{50},$ кг/м ³	M	$V,$ м ³ /кмоль	$I_{ж}^{50},$ кДж/кг	$I_{п}^{50},$ кДж/кг	$\Delta L,$ кДж/кмоль	x''
Фенол	1050	94,11	89,628	102,58	627,21	49373	0,15
Этилнафталин	992,63	156	157,16	89,183	393,58	47485	0,85

Б. Определение параметра растворимости:

1. $\Delta_1, \text{кДж/м}^3$	2. $\Delta_2, \text{кДж/м}^3$
$\Delta_{1p} = \frac{49373 - 8,315(273 + 181)}{89,628} = 508,74$	$\Delta_{2p} = \frac{102,58 \cdot 94,11}{89,628} = 107,71$
$\Delta_{1k} = \frac{47485 - 8,315(273 + 258,3)}{157,16} = 274,042$	$\Delta_{2k} = \frac{89,183 \cdot 156}{157,16} = 88,526$

3. $\Delta_3, \text{кДж/м}^3$

$$\Delta_{3p} = \frac{102,58 \cdot 94,11 [0,15 + (0,15)^2 + (0,15)^4 + (0,15)^8 + \dots]}{89,628} = 18,634$$

$$\Delta_{3k} = \frac{89,183 \cdot 156 [0,85 + (0,85)^2 + (0,85)^4 + (0,85)^8 + \dots]}{157,16} = 216,60$$

4. $\Delta_4, \text{кДж/м}^3$

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 323 (0,85)^{0,15}}{89,628} = 58,487$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 323 (0,15)^{0,85}}{157,16} = 6,8145$$

5. σ_p по уравнению (4.25) и σ_k по уравнению (4.26), $(\text{кДж/м}^3)^{0,5}$

$$\sigma_p = [508,74 \cdot 0,15 + 88,526 \cdot 0,85 + 216,60 - 6,8145]^{0,5} = 19,009$$

$$\sigma_k = [274,04 \cdot 0,85 + 107,71 \cdot 0,15 + 18,634 - 58,487]^{0,5} = 14,465$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 323 = [89,628 X'' + 157,16 (1 - X'')] (19,009 - 14,465)^2$$

$$X'' = 0,4010, \quad 1 - X'' = 0,5989$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Фенол	0,4010	89,628	0,4474	0,5400	94,11	50,822	0,4146
Этилнафталин	0,5989	157,16	0,38112	0,4600	156	71,756	0,5854
Σ			0,8286			122,58	

А. Исходные данные:

Компонент	$\rho^{55},$ кг/м ³	M	$V,$ м ³ /кмоль	$I_{ж}^{55},$ кДж/кг	$I_{п}^{55},$ кДж/кг	$\Delta L,$ кДж/кмоль
Фенол	1045	94,11	90,057	113,26	636	49196
Фр. 350— 500 °С	891	407,08	456,88	101,53	425	131667

$\Delta_1, \text{кДж/м}^3$	$\Delta_2, \text{кДж/м}^3$
$\Delta_{1p} = \frac{49\,196 - 8,315(273 + 181)}{90,057} = 504,3529$	$\Delta_{2p} = \frac{113,26 \cdot 94,11}{90,057} = 118,35$
$\Delta_{1к} = \frac{131\,667 - 8,315(273 + 440)}{456,88} = 275,21$	$\Delta_{2к} = \frac{101,53 \cdot 407,08}{456,88} = 90,467$

Расчет при $x''=0,4$ и $(1-x'')=0,6$

1. $\Delta_3, \text{кДж/м}^3$

$$\Delta_{3p} = \frac{113,26 \cdot 94,11 (0,4 + 0,4^2 + 0,4^4 + 0,4^8 + \dots)}{90,057} = 69,386$$

$$\Delta_{3к} = \frac{101,53 \cdot 407,08 (0,6 + 0,6^2 + 0,6^4 + 0,6^8 + \dots)}{456,88} = 100,12$$

2. $\Delta_4, \text{кДж/м}^3$

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,6)^{0,4}}{90,057} = 49,375$$

$$\Delta_{4к} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,4)^{0,6}}{456,88} = 6,8897$$

3. σ_p и $\sigma_k, (\text{кДж/м}^3)^{0,5}$

$$\sigma_p = [504,35 \cdot 0,4 + 90,467 \cdot 0,6 + 100,12 - 6,8897]^{0,5} = 18,688$$

$$\sigma_k = [275,21 \cdot 0,6 + 118,35 \cdot 0,4 + 69,386 - 49,375]^{0,5} = 15,247$$

4. $RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')](\sigma_p - \sigma_k)^2$

$$8,315 \cdot 328 = [90,057 X'' + 456,88 (1 - X'')](18,688 - 15,247)^2$$

$$X'' = 0,6174, \quad 1 - X'' = 0,3826$$

5. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Фенол	0,6174	90,057	0,6856	0,8911	94,11	83,866	0,6543
Фракция 4	0,3826	456,88	0,0837	0,1088	407,08	44,309	0,3457
Σ			0,7693			128,17	

Расчет при $x''=0,5$ и $(1-x'')=0,5$

1. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{113,26 \cdot 94,11 (0,5 + 0,5^2 + 0,5^4 + 0,5^8 + \dots)}{90,057} = 96,627$$

$$\Delta_{3к} = \frac{101,53 \cdot 407,07 (0,5 + 0,5^2 + 0,5^4 + 0,5^8 + \dots)}{456,88} = 73,859$$

2. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,5)^{0,5}}{90,057} = 42,828$$

$$\Delta_{4к} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,5)^{0,5}}{456,88} = 8,4421$$

3. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [504,35 \cdot 0,5 + 90,467 \cdot 0,5 + 73,859 - 8,4421]^{0,5} = 19,048$$

$$\sigma_k = [275,21 \cdot 0,5 + 118,35 \cdot 0,5 + 96,627 - 42,828]^{0,5} = 15,829$$

4. $RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$

$$8,315 \cdot 328 = [90,057 X'' + 456,88 (1 - X'')] (19,048 - 15,830)^2$$

$$X'' = 0,5274, \quad 1 - X'' = 0,4726$$

5. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Фенол	0,5274	90,057	0,5856	0,8499	94,11	79,982	0,5669
Фракция 4	0,4726	456,88	0,1034	0,1501	407,07	61,108	0,4331
Σ			0,6890			141,09	

Расчет при $x''=0,6$ и $(1-x'')=0,4$

1. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{113,26 \cdot 94,11 (0,6 + 0,6^2 + 0,6^4 + 0,6^8 + \dots)}{90,057} = 130,98$$

$$\Delta_{3к} = \frac{101,53 \cdot 407,07 (0,4 + 0,4^2 + 0,4^4 + 0,4^8 + \dots)}{456,88} = 53,037$$

2. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,4)^{0,6}}{90,057} = 34,953$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 328 (0,6)^{0,4}}{456,88} = 9,7325$$

3. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [504,35 \cdot 0,6 + 90,467 \cdot 0,4 + 53,037 - 9,7325]^{0,5} = 19,547$$

$$\sigma_k = [275,21 \cdot 0,4 + 118,35 \cdot 0,6 + 130,98 - 34,953]^{0,5} = 16,647072$$

4. $RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$

$$8,315 \cdot 328 = [90,057 X'' + 456,88 (1 - X'')] (19,547 - 16,647)^2$$

$$X'' = 0,3363, \quad 1 - X'' = 0,6636$$

5. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X' \cdot M$	X
Фенол	0,3363	90,057	0,3735	0,7200	94,11	67,758	0,3728
Фракция 4	0,6636	456,88	0,1452	0,2800	407,07	113,98	0,6271
Σ			0,5187			181,74	

Однократная экстракция фенолом многокомпонентной смеси. Однократную экстракцию многокомпонентной смеси обводненным фенолом рассчитываем, используя дистиллят четвертой масляной фракции (табл. 4.8), который разделяем на три фракции: фракция 1 — парафино-нафтеновая, фракция 2 — легкая ароматика, фракция 3 — тяжелая ароматика.

Обводненность фенола 4% (масс.), температура 60 °С, массовое отношение обводненного фенола к углеводородной фазе 1,6:1,0.

Свойства воды при 60 °С:

$$\rho^{60} = 983,24 \text{ кг/м}^3, \quad V^{60} = (1000:983,24) \cdot 18,016 = 18,323 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 251,22 \text{ кДж/кг}, \quad I_{ц}^{60} = 2609,3 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (2609,3 - 251,22) \cdot 18,016 - 8,315 (273 + 100) = 39382 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фенола при 60 °С:

$$\rho^{60} = 1040 \text{ кг/м}^3, \quad V^{60} = (1000:1040) \cdot 94,11 = 90,490 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{\text{ж}}^{60} = 123,93 \text{ кДж/кг}, \quad I_{\text{п}}^{60} = 644,80 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (644,80 - 123,93) \cdot 94,11 - 8,315 (273 + 181) = \\ = 45\,243 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства обводненного фенола:

$$V_{\text{о.ф}} = 90,490 \cdot 0,96 + 18,323 \cdot 0,04 = 87,604 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{\text{ж.ф}} = 123,93 \cdot 0,96 + 251,22 \cdot 0,04 = 129,03 \text{ кДж/кг};$$

$$100/M_{\text{о.ф}} = 96/94,11 + 4/18,016, \quad M_{\text{о.ф}} = 80,508,$$

$$\Delta L - RT = 45\,243 \cdot 0,96 + 39\,382 \cdot 0,04 = 45\,009 \text{ кДж/кмоль}.$$

Таблица 4.8. Состав и качество четвертой масляной фракции

Показатели	Фракция 1	Фракция 2	Фракция 3
Выход фракций, % (масс.)	50,18	14,55	35,27
Молекулярная масса	441,18	409,00	366,10
Плотность при 20 °С, кг/м ³	859,5	926,0	994,7
Показатель преломления при 20 °С	1,4721	1,5150	1,5700
Содержание серы, % (масс.)	0,403	1,370	2,749
Температура плавления, °С	40,3	20,0	9,8
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	4,861	8,792	18,618

Свойства фракции 1 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 859,5 - 0,693 (60 - 20) = 831,78 \text{ кг/м}^3,$$

$$V = (1000:831,78) \cdot 441,18 = 530,404 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{\text{ж}}^{60} = 119,329 \text{ кДж/кг}, \quad I_{\text{п}}^{60} = 448,01 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (448,01 - 119,329) \cdot 441,18 - 8,315 (273 + 440) = \\ = 139\,078 \text{ кДж/моль}.$$

Свойства фракции 2 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 926,0 - 0,606 (60 - 20) = 901,76 \text{ кг/м}^3,$$

$$V = (1000:901,76) \cdot 409 = 453,56 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{\text{ж}}^{60} = 113,05 \text{ кДж/кг}, \quad I_{\text{п}}^{60} = 429,17 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (429,17 - 113,05) \cdot 409 - 8,315 (273 + 440) = \\ = 123\,364 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фракции 3 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 994,7 - 0,514 (60 - 20) = 974,14 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:974,14) \cdot 366,1 = 375,83 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{\text{ж}}^{60} = 107,60 \text{ кДж/кг}, \quad I_{\text{п}}^{60} = 412,42 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (412,42 - 107,60) \cdot 366,1 - 8,315 (273 + 440) = \\ = 105\,664 \text{ кДж/кмоль}.$$

Расчет для фракции I

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводненный фенол Фракция 1	0,6154	80,508	0,7644	0,8976	87,604	78,635	0,5915
	0,3846	441,18	0,0872	0,1024	530,40	54,301	0,4085
Σ			0,8516			132,936	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м³

$$\Delta_{1p} = \frac{45\,009}{87,604} = 513,78$$

$$\Delta_{1k} = \frac{139\,078}{530,40} = 262,21$$

2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{2p} = \frac{129,03 \cdot 80,508}{87,604} = 118,57$$

$$\Delta_{2k} = \frac{119,33 \cdot 441,18}{530,40} = 99,256$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{129,03 \cdot 80,508 (0,5915 + 0,5915^2 + 0,5915^4 + \dots)}{87,604} = 127,95$$

$$\Delta_{3k} = \frac{119,33 \cdot 441,18 (0,4085 + 0,4085^2 + 0,4085^4 + \dots)}{530,40} = 59,944$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,4085)^{0,5915}}{87,604} = 37,223$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,5915)^{0,4085}}{530,40} = 8,4253$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [513,78 \cdot 0,5915 + 99,256 \cdot 0,4085 + 59,944 - 8,4253]^{0,5} = 19,899$$

$$\sigma_k = [262,21 \cdot 0,4085 + 118,57 \cdot 0,5915 + 127,95 - 37,223]^{0,5} = 16,370$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [87,604 X'' + 530,40 (1 - X'')] (19,899 - 16,370)^2$$

$$X'' = 0,6958, \quad 1 - X'' = 0,3042$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводнен- ный фенол Фракция 1	0,6958	87,604	0,7942	0,9326	80,5083	75,086	0,7164
	0,3042	530,40	0,0574	0,0673	441,18	29,716	0,2835
Σ			0,8516			104,802	

Парафино-нафтеновая фракция ограниченно растворяется в полярном растворителе.

Расчет для фракции 2

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводнен- ный фенол Фракция 2	0,6154	80,508	0,7644	0,8904	87,604	78,0068	0,6109
	0,3846	409	0,0940	0,1095	453,56	49,6866	0,3891
Σ			0,8584			127,6934	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м³

$$\Delta_{1P} = \frac{45009}{87,604} = 513,78$$

$$\Delta_{1K} = \frac{123364}{453,56} = 271,99$$

2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{2P} = \frac{129,03 \cdot 80,508}{87,604} = 118,57$$

$$\Delta_{2K} = \frac{113,05 \cdot 409}{453,56} = 101,94$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3P} = \frac{129,03 \cdot 80,508 (0,6109 + 0,6109^2 + 0,6109^4 + \dots)}{87,604} = 135,55$$

$$\Delta_{3K} = \frac{113,05 \cdot 409 (0,3891 + 0,3891^2 + 0,3891^4 + \dots)}{453,56} = 57,492$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4P} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,3891)^{0,6109}}{87,160} = 35,513$$

$$\Delta_{4K} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,6109)^{0,3891}}{453,56} = 10,079$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [513,78 \cdot 0,6109 + 101,94 \cdot 0,3891 + 57,492 - 10,079]^{0,5} = 20,023$$

$$\sigma_k = [271,99 \cdot 0,3891 + 118,57 \cdot 0,6109 + 135,55 - 35,513]^{0,5} = 16,682$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [87,604 X'' + 453,56 (1 - X'')] (20,023 - 16,682)^2$$

$$X'' = 0,5616, \quad 1 - X'' = 0,4384$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводнен- ный фенол	0,5616	87,604	0,6410	0,8690	80,508	69,959	0,5662
Фракция 2	0,4384	453,56	0,0967	0,1310	409	53,591	0,4337
Σ			0,7377			123,55	

Растворимость фракции легкой ароматики вдвое выше растворимости парафино-нафтеновой фракции.

Расчет для фракции 3

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводнен- ный фенол	0,6154	80,508	0,7644	0,8791	87,604	77,018	0,6291
Фракция 3	0,3846	366,1	0,1050	0,1208	375,83	45,413	0,3709
Σ			0,8694			122,43	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м³2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{1p} = \frac{45009}{87,604} = 513,78$$

$$\Delta_{2p} = \frac{129,03 \cdot 80,508}{87,604} = 118,57$$

$$\Delta_{1k} = \frac{105663}{375,83} = 281,15$$

$$\Delta_{2k} = \frac{107,606 \cdot 366,1}{375,83} = 104,82$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{129,03 \cdot 80,508 (0,6291 + 0,6291^2 + 0,6291^4 + \dots)}{87,604} = 143,07$$

$$\Delta_{3k} = \frac{107,60 \cdot 366,1 (0,3709 + 0,3709^2 + 0,3709^4 + \dots)}{375,83} = 55,324$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,3709)^{0,6291}}{87,604} = 33,874$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,6291)^{0,3709}}{375,83} = 12,407$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [513,78 \cdot 0,6291 + 104,82 \cdot 0,3709 + 55,324 - 12,407]^{0,5} = 20,125$$

$$\sigma_k = [281,15 \cdot 0,3709 + 118,57 \cdot 0,6291 + 143,07 - 33,874]^{0,5} = 16,973$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [87,604 X'' + 375,83 (1 - X'')] (20,1247 - 16,973)^2$$

$$X'' = 0,3370, \quad 1 - X'' = 0,6630$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X	V	(X''/V)100	X	M	X'M	X
Обводнен- ный фенол Фракция 3	0,3370	87,604	0,3847	0,6856	80,508	55,196	0,3241
	0,6630	375,83	0,1764	0,3144	366,1	115,10	0,6759
Σ			0,5611			170,30	

В состав фенольной фазы переходит более половины фракций тяжелой ароматики.

После просчета фазовых переходов составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Экстракт, % (масс.)	Рафинат, % (масс.)
Фракция 1	50,18 · 0,2835 = 14,228	50,18 — 14,228 = 35,952
Фракция 2	14,55 · 0,4337 = 6,3112	14,55 — 6,3112 = 8,2388
Фракция 3	35,27 · 0,6759 = 23,838	35,27 — 23,838 = 11,432
Σ	44,378	55,622

Качественная характеристика рафината

Плотность при 20 °C $\rho_{\text{см}}^{20}$:

$$\frac{55,622}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{35,952}{859,5} + \frac{8,2388}{926,0} + \frac{11,432}{994,7},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 894 \text{ кг/м}^3.$$

Молекулярная масса $M_{\text{см}}$:

$$\frac{55,622}{M_{\text{см}}} = \frac{35,952}{441,18} + \frac{8,2388}{409} + \frac{11,432}{366,1},$$

$$M_{\text{см}} = 418,65.$$

Показатель преломления $n_{D\text{см}}^{20}$:

$$55,622n_{D\text{см}}^{20} = 35,952 \cdot 1,4721 + 8,2388 \cdot 1,515 + 11,432 \cdot 1,57,$$

$$n_{D\text{см}}^{20} = 1,4986.$$

Температура плавления $t_{\text{пл.см}}$:

$$55,622t_{\text{пл.см}} = 35,952 \cdot 40,3 + 8,2388 \cdot 20 + 11,432 \cdot 9,8,$$

$$t_{\text{пл.см}} = 31 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Содержание серы $S_{\text{см}}$:

$$55,622S_{\text{см}} = 35,952 \cdot 0,403 + 8,2388 \cdot 1,37 + 11,432 \cdot 2,749,$$

$$S_{\text{см}} = 1,028\% \text{ (масс.)}.$$

Качественная характеристика экстракта

Плотность при 20 °C $\rho_{\text{см}}^{20}$:

$$\frac{44,378}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{14,228}{859,5} + \frac{6,3112}{926,0} + \frac{23,838}{994,7},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 937,5 \text{ кг/м}^3.$$

Молекулярная масса $M_{\text{см}}$:

$$\frac{44,378}{M_{\text{см}}} = \frac{14,228}{441,18} + \frac{6,3112}{409} + \frac{23,838}{366,1},$$

$$M_{\text{см}} = 393,43.$$

Показатель преломления $n_{D\text{см}}^{20}$:

$$44,378n_{D\text{см}}^{20} = 14,228 \cdot 1,4721 + 6,3112 \cdot 1,515 + 23,838 \cdot 1,57,$$

$$n_{D\text{см}}^{20} = 1,5308.$$

Содержание серы $S_{\text{см}}$:

$$44,378S_{\text{см}} = 14,228 \cdot 0,403 + 6,3112 \cdot 1,37 + 23,838 \cdot 2,749,$$

$$S_{\text{см}} = 1,8\% \text{ (масс.)}.$$

Температура плавления $t_{\text{пл.см}}$:

$$44,378t_{\text{пл.см}} = 14,228 \cdot 40,3 + 6,3112 \cdot 20 + 23,838 \cdot 9,8,$$

$$t_{\text{пл.см}} = 21 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Вязкость кинематическая $\nu_{\text{см}}^{100}$:

$$44,378 \ln \nu_{\text{см}}^{100} = 14,228 \ln 4,861 + 6,3112 \ln 8,792 + 23,838 \ln 18,618,$$

$$\nu_{\text{см}}^{100} = 10,88 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

4.3.4. Противоточный многоступенчатый процесс очистки масел фенолом

Упрощенная модель экстракции фенолом углеводородных фракций также не отражает всей сложности взаимодействий одноименных и разноименных молекул в системе. Многие исследователи относят фенол к группе растворителей, образующих водородные связи, т. е. к группе растворителей с большими отклонениями от закона Рауля. Для этой группы растворителей характерны асимметричные кривые изменения теплоты смешения и сложный характер изменения энтропии. Степень ассоциации молекул растворителя меняется в зависимости от температурных условий разделения.

Подобранные уравнения для параметра растворимости дают лишь удовлетворительное приближение для сложной модели процесса. Трехступенчатая противоточная схема Нэша моделирует работу промышленной экстракционной колонны очистки масел фенолом. Последовательность контактов этой схемы была использована в расчете противоточной многоступенчатой очистки на системе обводненный фенол — третья масляная фракция.

Схема очистки представлена на рис. 4.5. Физико-химические характеристики узких фракций дистиллята представлены в табл. 4.9. Условия очистки следующие: производительность по сырью 30 т/ч; массовое отношение фенола к сырью 1,6 : 1,0; производительность по растворителю $30 \cdot 1,6 = 48$ т/ч; содержание фенола в рафинатной фазе 25% (масс.) на III ступени, 20% (масс.) — на II и 15% (масс.) — на I ступени; растворитель содержит 94,5% (масс.) фенола и 5,5% (масс.) воды. Продукты

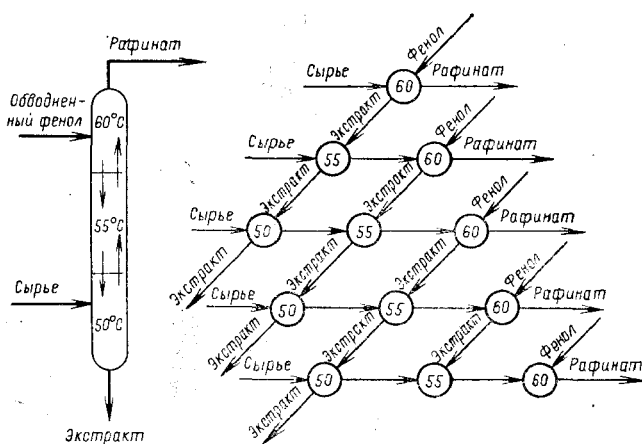


Рис. 4.5. Схема очистки фенолом

Таблица 4.9. Состав и характеристика узких фракций дистиллята

Показатели	Фракция 1	Фракция 2	Фракция 3	Фракция 4	Фракция 5
Содержание фракций, % (масс.)	14,3	41,1	11,6	15,4	17,6
Плотность при 20 °С, кг/м³	816	853	921	983	1011
Молекулярная масса	403	388	356	333	305
Показатель преломления при 20 °С	1,4410	1,4720	1,5170	1,5440	1,5710
Содержание серы, % (масс.)	0,07	0,47	1,85	2,35	3,23
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм²/с	2,52	3,65	6,35	11,96	20,67
Температура плавления, °С	54	32	17	8	2

разделения: фракция 1 — парафиновая, фракция 2 — нафтопарафиновая, фракция 3 — легкая ароматика, фракция 4 — средняя ароматика, фракция 5 — тяжелая ароматика и смолы.

III ступень, температура 60 °С

Свойства воды при 60 °С:

$$\begin{aligned}\rho^{60} &= 983,24 \text{ кг/м}^3, & V &= (1000:983,24) \cdot 18,016 = 18,333 \text{ м}^3/\text{кмоль}, \\ I_{ж}^{60} &= 251,22 \text{ кДж/кг}, & I_{п}^{60} &= 2609,3 \text{ кДж/кг}; \\ \Delta L - RT &= (2609,3 - 251,22) \cdot 18,016 - 8,315 (273 + 100) = \\ &= 39\,382 \text{ кДж/кмоль}.\end{aligned}$$

Свойства фенола при 60 °С:

$$\begin{aligned}\rho^{60} &= 1040 \text{ кг/м}^3, & V &= (1000:1040) \cdot 94,1 = 90,490 \text{ м}^3/\text{кмоль}, \\ I_{ж}^{60} &= 29,6 \cdot 4,187 = 123,93 \text{ кДж/кг}, \\ I_{п}^{60} &= 154 \cdot 4,187 = 644,79 \text{ кДж/кг}; \\ \Delta L - RT &= (644,79 - 123,93) \cdot 94,11 - 8,315 (273 + 181) = \\ &= 45\,243 \text{ кДж/кмоль}\end{aligned}$$

Свойства обводненного фенола:

$$\begin{aligned}V_{о.ф} &= 90,490 \cdot 0,945 + 18,333 \cdot 0,055 = 86,521 \text{ м}^3/\text{кмоль}, \\ I_{о.ф} &= 123,93 \cdot 0,945 + 251,22 \cdot 0,055 = 130,93 \text{ кДж/кг}; \\ \Delta L - RT &= 45\,243 \cdot 0,945 + 39\,382 \cdot 0,055 = 44\,921 \text{ кДж/кмоль}. \\ 100/M_{о.ф} &= 94,5/94,11 + 5,5/18,016 = 1,3097, \\ M_{о.ф} &= 76,369.\end{aligned}$$

III ступень пятого ряда, температура 60 °С

Поступает: рафинатная фаза — 40,062 т/ч рафината и 10,015 т/ч обводненного фенола и свежий растворитель — 48 т/ч.

Состав поступающего рафината (т/ч):

Фракция 1	5,1754
Фракция 2	15,782
Фракция 3	4,9553
Фракция 4	7,4142
Фракция 5	6,7350

$$\Sigma = 40,062$$

Свойства фракции 1 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 816 - 0,751(60 - 20) = 785,96 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:785,96) \cdot 403 = 512,74 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 28,5 \cdot 4,187 = 119,32 \text{ кДж/кг},$$

$$I_{п}^{60} = 109,3 \cdot 4,187 = 457,63 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (457,63 - 119,32) \cdot 403 - 8,315(273 + 400) = \\ = 130\,742 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фракции 2 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 853 - 0,702(60 - 20) = 824,92 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:824,92) \cdot 388 = 470,34 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 28 \cdot 4,187 = 117,23 \text{ кДж/кг},$$

$$I_{п}^{60} = 107,5 \cdot 4,187 = 450,10 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (450,10 - 117,23) \cdot 388 - 8,315(273 + 400) = \\ = 123\,556 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фракции 3 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 921 - 0,612(60 - 20) = 896,52 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:896,52) \cdot 356 = 397,09 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 26,5 \cdot 4,187 = 110,95 \text{ кДж/кг},$$

$$I_{п}^{60} = 104 \cdot 4,187 = 435,44 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (435,44 - 110,95) \cdot 356 - 8,315(273 + 400) = \\ = 109\,923 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фракции 4 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 983 - 0,53(60 - 20) = 961,8 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:961,8) \cdot 333 = 346,22 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 25,5 \cdot 4,187 = 106,76 \text{ кДж/кг},$$

$$I_{п}^{60} = 99 \cdot 4,187 = 414,51 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (414,51 - 106,76) \cdot 333 - 8,315(273 + 400) = \\ = 96\,882 \text{ кДж/кмоль}.$$

Свойства фракции 5 при 60 °С:

$$\rho^{60} = 1011 - 0,495(60 - 20) = 991,2 \text{ кг/м}^3,$$

$$V^{60} = (1000:991,2) \cdot 305 = 307,70 \text{ м}^3/\text{кмоль},$$

$$I_{ж}^{60} = 24,5 \cdot 4,187 = 102,58 \text{ кДж/кг},$$

$$I_{п}^{60} = 97,5 \cdot 4,187 = 408,23 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta L - RT = (408,23 - 102,58) \cdot 305 - 8,315(273 + 400) = \\ = 87\,627 \text{ кДж/кмоль}.$$

Расчет для фракции 1

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводненный фенол Фракция 1	0,5915	76,369	0,7745	0,8842	86,521	76,509	0,5632
	0,4084	403,0	0,1013	0,1157	512,74	59,333	0,4367
Σ			0,8758			135,84	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м³

$$\Delta_{1p} = \frac{44\,921}{86,521} = 519,19$$

$$\Delta_{1k} = \frac{130\,742}{512,74} = 254,98$$

2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{2p} = \frac{130,93 \cdot 76,369}{86,521} = 115,57$$

$$\Delta_{2k} = \frac{119,32 \cdot 403}{512,74} = 93,788$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{130,93 \cdot 76,369 (0,5632 + 0,5632^2 + \dots)}{86,52118} = 114,565$$

$$\Delta_{3k} = \frac{119,32 \cdot 403 (0,4367 + 0,4367^2 + 0,4367^3 + \dots)}{512,74} = 62,395$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,4367)^{0,5632}}{86,521} = 40,142$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,5632)^{0,4367}}{512,74} = 8,4048$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [519,19 \cdot 0,5632 + 93,788 \cdot 0,4367 + 62,395 - 8,4048]^{0,5} = 19,681$$

$$\sigma_k = [254,98 \cdot 0,4367 + 115,57 \cdot 0,5632 + 114,56 - 40,142]^{0,5} = 15,839$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [86,521 X'' + 512,74 (1 - X'')] (19,681 - 15,839)^2$$

$$X'' = 0,7646, \quad 1 - X'' = 0,2353$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводнен- ный фенол	0,7646	86,521	0,8837	0,9506	75,369	72,598	0,7843
Фракция 1	0,2353	512,74	0,0459	0,0493	403	19,899	0,2151
Σ			0,9296			92,497	

Расчет для фракции 2**А. Исходные данные:**

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводнен- ный фенол	0,5915	76,369	0,7745	0,8803	86,521	76,168	0,5750
Фракция 2	0,4084	388	0,1052	0,1196	470,34	56,279	0,4249
Σ			0,8797			132,44	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м ³	2. Δ_2 , кДж/м ³
------------------------------------	------------------------------------

$$\Delta_{1p} = \frac{44\,921}{86,521} = 519,19$$

$$\Delta_{2p} = \frac{130,93 \cdot 76,369}{86,521} = 115,57$$

$$\Delta_{1к} = \frac{123\,556}{470,34} = 262,69$$

$$\Delta_{2к} = \frac{117,23 \cdot 388}{470,34} = 96,710$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{130,93 \cdot 76,369 (0,5750 + 0,5750^2 + 0,5750^4 + \dots)}{86,521} = 118,72$$

$$\Delta_{3к} = \frac{117,23 \cdot 388 (0,4249 + 0,4249^2 + 0,4249^4 + 0,4249^8 + \dots)}{470,34} = 61,811$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,4249)^{0,5750}}{86,521} = 39,125$$

$$\Delta_{4к} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,5750)^{0,4249}}{470,34} = 9,3072$$

Б. σ_p и σ_K , $(\text{кДж/м}^3)^{0,5}$

$$\sigma_p = [519,19 \cdot 0,5750 + 96,710 \cdot 0,4249 + 61,811 - 9,3072]^{0,5} = 19,803$$

$$\sigma_K = [262,69 \cdot 0,4249 + 115,57 \cdot 0,5750 + 118,72 - 39,125]^{0,5} = 16,052$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_K (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_K)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [86,521 X'' + 470,34 (1 - X'')] (19,803 - 16,052)^2$$

$$X'' = 0,7124, \quad 1 - X'' = 0,2875$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводненный фенол Фракция 2	0,7124	86,521	0,8234	0,9308	76,369	71,091	0,7261
	0,2875	470,34	0,0611	0,0691	388	26,813	0,2738
Σ			0,8845			97,904	

Расчет фракции 3

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводненный фенол Фракция 3	0,5915	76,369	0,7745	0,8709	86,521	75,357	0,5952
	0,4084	356	0,1147	0,1290	397,09	51,233	0,4047
Σ			0,8892			126,59	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м^3 2. Δ_2 , кДж/м^3

$$\Delta_{1p} = \frac{44 \cdot 921}{86,521} = 519,19$$

$$\Delta_{2p} = \frac{130,93 \cdot 76,369}{86,521} = 115,57$$

$$\Delta_{1K} = \frac{10 \cdot 992}{397,09} = 276,82$$

$$\Delta_{2K} = \frac{110,95 \cdot 356}{397,09} = 99,474$$

3. Δ_3 , кДж/м^3

$$\Delta_{3p} = \frac{130,93 \cdot 76,369 (0,5952 + 0,5952^2 + 0,5952^4 + \dots)}{86,521} = 126,11$$

$$\Delta_{3K} = \frac{110,95 \cdot 356 (0,4047 + 0,4047^2 + 0,4047^4 + \dots)}{397,09} = 59,292$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,4047)^{0,5952}}{86,521} = 37,355$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,5952)^{0,4047}}{397,09} = 11,305$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = (519,19 \cdot 0,5952 + 99,474 \cdot 0,4047 + 59,292 - 11,305)^{0,5} = 19,932$$

$$\sigma_k = (276,82 \cdot 0,4047 + 115,57 \cdot 0,5952 + 126,11 - 37,355)^{0,5} = 16,419$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [86,521 X'' + 397,09 (1 - X'')] (19,932 - 16,419)^2$$

$$X'' = 0,5560, \quad 1 - X'' = 0,4439$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводненный фенол	0,5560	86,521	0,6426	0,8518	76,369	65,052	0,5521
Фракция 3	0,4439	397,09	0,1118	0,1481	356	52,754	0,4478
Σ			0,7544			117,80	

Расчет фракции 4

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводненный фенол	0,5915	76,369	0,7745	0,8632	86,521	74,692	0,6120
Фракция 4	0,4084	333	0,1226	0,1367	346,22	47,334	0,3879
Σ			0,8971			122,02	

Б. Определение параметра растворимости:

1. Δ_1 , кДж/м³

$$\Delta_{1p} = \frac{44\,921}{86,521} = 519,19$$

$$\Delta_{1k} = \frac{96\,882}{346,22} = 279,82$$

2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{2p} = \frac{130,93 \cdot 76,369}{86,521} = 115,57$$

$$\Delta_{2k} = \frac{106,76 \cdot 333}{346,22} = 102,68$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{130,93 \cdot 76,369 (0,6120 + 0,6120^2 + 0,6120^4 + \dots)}{86,521} = 132,58$$

$$\Delta_{3k} = \frac{106,76 \cdot 333 (0,3879 + 0,3879^2 + 0,3879^4 + \dots)}{346,22} = 57,6631$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,3879)^{0,6120}}{86,521} = 35,848$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,6120)^{0,3879}}{346,22} = 12,221$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [519,19 \cdot 0,6120 + 102,68 \cdot 0,3879 + 57,663 - 12,221]^{0,5} = 20,051$$

$$\sigma_k = [279,82 \cdot 0,3879 + 115,57 \cdot 0,6120 + 132,58 - 35,848]^{0,5} = 16,614$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [86,521 X'' + 346,22 (1 - X'')] (20,051 - 16,614)^2$$

$$X'' = 0,4305, \quad 1 - X'' = 0,5694$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$(X''/V)100$	X'	M	$X'M$	X
Обводнен- ный фенол	0,4305	86,521	0,4976	0,7516	76,369	57,400	0,4096
Фракция 4	0,5694	346,22	0,1644	0,2483	333	82,710	0,5903
Σ			0,6620			140,11	

Расчет для фракции 5

А. Исходные данные:

Компонент	x	M	$(x/M)100$	x'	V	$x'V$	x''
Обводнен- ный фенол	0,5915	76,369	0,7745	0,8525	86,521	73,766	0,6192
Фракция 5	0,4084	305	0,1474	0,1474	307,70	45,361	0,3807
Σ			0,9219			119,12	

Б. Определение параметра растворимости:1. Δ_1 , кДж/м³

$$\Delta_{1p} = \frac{44\,921}{86\,521} = 519,19$$

$$\Delta_{1k} = \frac{87\,627}{307,70} = 284,77$$

2. Δ_2 , кДж/м³

$$\Delta_{2p} = \frac{130,93 \cdot 76,369}{86,521} = 115,57$$

$$\Delta_{2k} = \frac{102,58 \cdot 305}{307,70} = 101,67$$

3. Δ_3 , кДж/м³

$$\Delta_{3p} = \frac{130,93 \cdot 76,369 (0,6192 + 0,6192^2 + 0,6192^4 + \dots)}{86,521} = 135,42$$

$$\Delta_{3k} = \frac{102,58 \cdot 305 (0,3807 + 0,3807^2 + 0,3807^4 + \dots)}{307,70} = 55,642$$

4. Δ_4 , кДж/м³

$$\Delta_{4p} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,3807)^{0,6192}}{86,521} = 35,201$$

$$\Delta_{4k} = 2 \frac{8,315 \cdot 333 (0,6192)^{0,3807}}{307,70} = 14,994$$

5. σ_p и σ_k , (кДж/м³)^{0,5}

$$\sigma_p = [519,19 \cdot 0,6192 + 101,67 \cdot 0,3807 + 55,642 - 14,994]^{0,5} = 20,021$$

$$\sigma_k = [284,77 \cdot 0,3807 + 115,57 \cdot 0,6192 + 135,42 - 35,201]^{0,5} = 16,739$$

В. Перераспределение компонентов между фазами:

$$RT = [V_p X'' + V_k (1 - X'')] (\sigma_p - \sigma_k)^2$$

$$8,315 \cdot 333 = [86,521 X'' + 307,70 (1 - X'')] (20,021 - 16,739)^2$$

$$X'' = 0,2274, \quad 1 - X'' = 0,7725$$

Г. Перевод мольных объемных концентраций в массовые:

Компонент	X''	V	$[X''/V]100$	X'	M	$X'M$	X
Обводнен- ный фенол Фракция 5	0,2274	86,521	0,2628	0,5114	76,369	39,058	0,2076
	0,7725	307,70	0,2510	0,4885	305	149,01	0,7923
Σ			0,5138			188,06	

После просчета фазового равновесия составляем материальный баланс разделения:

Фракция	Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
Фракция 1	$5,1754 \cdot 0,2151 = 1,1134$	4,0620
Фракция 2	$15,782 \cdot 0,2738 = 4,3223$	11,460
Фракция 3	$4,9553 \cdot 0,4478 = 2,2190$	2,7363
Фракция 4	$7,4142 \cdot 0,5903 = 4,3767$	3,0374
Фракция 5	$6,7350 \cdot 0,7923 = 5,3363$	1,3987
Σ	17,367	22,694

Содержание фенола в фазе рафината: $22,694 \cdot (0,25/0,75) = 7,5648$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $58,015 - 7,5648 = 50,450$ т/ч.

I ступень шестого ряда, температура 50 °C

Поступает: 14,120 т/ч экстракта со II ступени 5-го ряда и 46,443 т/ч фенола со II ступени 5-го ряда.

Состав исходного сырья и продуктов:

Материальный баланс разделения:

Сырье, т/ч	Экстракт, т/ч	Продукт, т/ч	Фракция	Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
4,29	0,7456	5,0356	Фракция 1	$5,0356 \cdot 0,1132 = 0,5705$	4,4650
12,33	2,9232	15,253	Фракция 2	$15,253 \cdot 0,1419 = 2,1654$	13,087
3,48	1,7470	5,2270	Фракция 3	$5,2270 \cdot 0,2217 = 1,1590$	4,0680
4,62	3,7096	8,3296	Фракция 4	$8,3296 \cdot 0,2716 = 2,2625$	6,0670
5,28	4,9949	10,274	Фракция 5	$10,274 \cdot 0,3803 = 3,9083$	6,3666
30,00	14,120	44,120	Σ	10,065	34,054

Содержание фенола в фазе рафината: $34,054 \cdot (0,15/0,85) = 6,0096$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $46,443 - 6,0096 = 40,433$ т/ч.

II ступень шестого ряда, температура 55 °C

Поступает: 34,054 т/ч рафината с I ступени 6-го ряда; 17,367 т/ч экстракта с III ступени; 6,0096 т/ч фенола с I ступени 6-го ряда; 50,450 т/ч фенола с III ступени.

**Состав исходного сырья
и продуктов:**

Рафинат, т/ч	Экстракт, т/ч	Продукт, т/ч
4,4650	1,1134	5,5785
13,087	4,3223	17,410
4,0680	2,2190	6,2870
6,0670	4,3767	10,443
6,3666	5,3363	11,702
34,054	17,367	51,422

Материальный баланс разделения:

Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
$5,5785 \cdot 0,1285 = 0,7172$	4,8613
$17,410 \cdot 0,1597 = 2,7809$	14,629
$6,2870 \cdot 0,2667 = 1,6769$	4,6100
$10,443 \cdot 0,3411 = 3,5633$	6,8805
$11,702 \cdot 0,4361 = 5,1043$	6,5986
13,842	37,57974

Содержание фенола в фазе рафината: $37,579 \cdot (0,2/0,8) = 9,3949$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $56,460 - 9,3949 = 47,065$ т/ч.

III ступень шестого ряда, температура 60 °C

Поступает: 37,579 т/ч рафината со II ступени; 9,3949 т/ч фенола со II ступени; 48,0 т/ч свежего фенола.

Материальный баланс разделения:

Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
$4,8613 \cdot 0,2285 = 1,1110$	3,7502
$14,629 \cdot 0,2888 = 4,2263$	10,402
$4,6100 \cdot 0,4714 = 2,1733$	2,4366
$6,8805 \cdot 0,6232 = 4,2880$	2,5924
$6,5986 \cdot 0,8328 = 5,4953$	1,1032
17,294	20,285

Содержание фенола в фазе рафината: $20,285 \cdot (0,25/0,75) = 6,7618$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $57,394 - 6,7618 = 50,633$ т/ч.

I ступень седьмого ряда, температура 50 °C

Поступает: 13,842 т/ч экстракта со II ступени 6-го ряда; 47,065 т/ч фенола со II ступени 6-го ряда; 30,0 т/ч исходного сырья.

Состав исходного сырья и продуктов:

Сырье, т/ч	Экстракт, т/ч	Продукт, т/ч
4,29	0,7172	5,0072
12,33	2,7809	15,110
3,48	1,6769	5,1569
4,62	3,5633	8,1833
5,28	5,1043	10,384
30,00	13,842	43,842

Материальный баланс разделения:

Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
$5,0072 \cdot 0,1185 = 0,5937$	4,4134
$15,110 \cdot 0,1416 = 2,1402$	12,970
$5,1569 \cdot 0,2212 = 1,1411$	4,0158
$8,1833 \cdot 0,2714 = 2,2212$	5,9621
$10,3843 \cdot 0,3799 = 3,9453$	6,4389
10,041	33,801

Содержание фенола в рафинатной фазе: $33,801 \cdot (0,15/0,85) = 5,9649$ т/ч.

Содержание фенола в экстрактной фазе: $47,065 - 5,9649 = 41,100$ т/ч.

II ступень седьмого ряда, температура 55 °С

Поступает: 33,801 т/ч рафината; 17,294 т/ч экстракта; 5,9649 т/ч фенола с I ступени седьмого ряда; 50,633 т/ч фенола с III ступени шестого ряда.

Состав исходного сырья и продуктов:

Рафинат, т/ч	Экстракт, т/ч	Продукт, т/ч
4,4134	1,1110	5,5245
12,970	4,2263	17,197
4,0158	2,1733	6,1891
5,9621	4,2880	10,250
6,4389	5,4953	11,934
33,801	17,294	51,095

Материальный баланс разделения:

Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
$5,5245 \cdot 0,1290 = 0,7128$	4,8117
$17,197 \cdot 0,1603 = 2,7575$	14,439
$6,1891 \cdot 0,2676 = 1,6564$	4,5327
$10,250 \cdot 0,3379 = 3,4635$	6,7865
$11,934 \cdot 0,4319 = 5,1550$	6,7793
13,745	37,349

Содержание фенола в фазе рафината: $37,349 \cdot (0,2/0,8) = 9,3374$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $56,598 - 9,3374 = 47,260$ т/ч.

III ступень седьмого ряда, температура 60 °С

Поступает: 37,349 т/ч рафината; 9,3374 т/ч фенола со II ступени седьмого ряда; 48,0 т/ч свежего фенола.

Содержание фенола в рафинатной фазе: $19,976 \cdot (0,25/0,75) = 6,6588$ т/ч.

Содержание фенола в фазе экстракта: $57337 - 6,6588 = 50,678$ т/ч.

Расчеты фазовых переходов по седьмому ряду противоточной схемы показали, что в процессе разделения наступило состояние, близкое к равновесному. Материальный баланс разделения по седьмому ряду представлен на рис. 4.6.

Материальный баланс разделения:

Экстракт, т/ч	Рафинат, т/ч
$4,8117 \cdot 0,2297 = 1,1054$	3,7062
$14,439 \cdot 0,2904 = 4,1936$	10,245
$4,5327 \cdot 0,4738 = 2,1478$	2,3848
$6,7865 \cdot 0,6265 = 4,2521$	2,5344
$6,7793 \cdot 0,8369 = 5,6741$	1,1051
17,373	19,976

Выход рафината: $19,976 : (10,041 + 19,976) = 0,6655$, или 66,55% (масс.).

Выход фракций от потенциала в составе рафината:

1. $3,7062 : 4,29 = 0,864$, или 86,4% (масс.)
2. $10,245 : 12,33 = 0,831$, или 83,1% (масс.)
3. $2,3848 : 3,48 = 0,685$, или 68,5% (масс.)
4. $2,5344 : 4,62 = 0,5486$, или 54,86% (масс.)
5. $1,1051 : 5,28 = 0,2093$, или 20,93% (масс.).

Состав рафината подтверждает недостаточную избирательность фенола.

Состав рафината и депарафинированного масла:

Фракция	Выход, т/ч	% (масс.) на рафинат	% (масс.) на масло
Фракция 1	3,7062	18,55	—
Фракция 2	10,245	51,29	62,97
Фракция 3	2,3848	11,94	14,66
Фракция 4	2,5344	12,69	15,58
Фракция 5	1,1051	5,53	6,79
	19,976	100,00	100,00

Качественная характеристика рафината

Плотность при 20 °С $\rho_{см}$:

$$\frac{19,976}{\rho_{см}^{20}} = \frac{3,70624}{816} + \frac{10,245}{853} + \frac{2,3848}{921} + \frac{2,5344}{983} + \frac{1,1051}{1011},$$

$$\rho_{см} = 875,6 \text{ кг/м}^3.$$

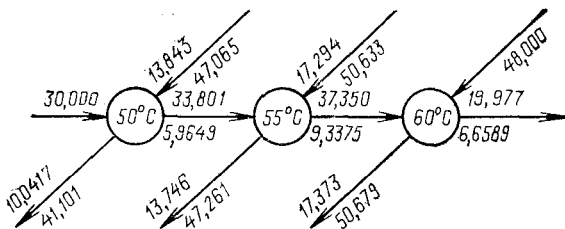


Рис. 4.6. Материальный баланс фенольной очистки

Молекулярная масса $M_{\text{см}}$:

$$\frac{19,976}{M_{\text{см}}} = \frac{3,7062}{403} + \frac{10,245}{388} + \frac{2,3848}{356} + \frac{2,5344}{333} + \frac{1,1051}{305},$$

$$M_{\text{см}} = 373,14.$$

Показатель преломления $n_{D_{\text{см}}}^{20}$:

$$19,976n_{D_{\text{см}}}^{20} = 3,7062 \cdot 1,4410 + 10,245 \cdot 1,4720 + \\ + 2,3848 \cdot 1,5170 + 2,5344 \cdot 1,5440 + 1,1051 \cdot 1,5710,$$

$$n_{D_{\text{см}}}^{20} = 1,4862.$$

Содержание серы $S_{\text{см}}$:

$$19,976S_{\text{см}} = 3,7062 \cdot 0,07 + 10,245 \cdot 0,47 + 2,3848 \cdot 1,85 + \\ + 2,5344 \cdot 2,35 + 1,1051 \cdot 3,23,$$

$$S_{\text{см}} = 0,952\% \text{ (масс.)}.$$

Температура плавления $t_{\text{пл.см}}$:

$$19,976t_{\text{пл.см}} = 3,7062 \cdot 54 + 10,245 \cdot 32 + 2,3848 \cdot 17 + \\ + 2,5344 \cdot 8 + 1,1051 \cdot 2,$$

$$t_{\text{пл.см}} = 29,6^\circ\text{C}.$$

Кинематическая вязкость $\nu_{\text{см}}$:

$$19,976 \ln \nu_{\text{см}}^{100} = 3,7062 \ln 2,52 + 10,245 \ln 3,65 + 2,3848 \ln 6,35 + \\ + 2,5344 \ln 11,96 + 1,1051 \ln 20,67,$$

$$\nu_{\text{см}}^{100} = 4,658 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Нагрузка по жидкости в экстракционной колонне

Нижняя секция, температура 50 °C

Плотность сырья при 20 °C:

$$\frac{30}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{4,29}{816} + \frac{12,33}{853} + \frac{3,48}{921} + \frac{4,62}{983} + \frac{5,28}{1011},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 897,8 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность при температуре в нижней секции колонны 50 °C:

$$\rho^{50} = 897,8 - 0,643(50 - 20) = 878,51 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность экстракта, поступающего на ступень:

$$\frac{13,842}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{0,7172}{816} + \frac{2,7809}{853} + \frac{1,6769}{921} + \frac{3,5633}{983} + \frac{5,1043}{1011},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 945,9 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho^{50} = 945,9 - 0,58 (50 - 20) = 928,5 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность фенола при 50 °С $\rho_{\text{ф}}^{50} = 1050 \text{ кг/м}^3$.

Объемная скорость в нижней секции колонны:

$$w = \left[4 \left(\frac{g_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}}} + \frac{g_{\text{э}}}{\rho_{\text{э}}} + \frac{g_{\text{ф}}}{\rho_{\text{ф}}} \right) \right] / (\pi D^2),$$

$$w = \left[4 \left(\frac{30\,000}{878,51} + \frac{13\,842}{928,5} + \frac{47\,065}{1050} \right) \right] / [3,14 (2,6)^2] = 17,691 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Средняя секция, температура 55 °С

Плотность рафината при 20 °С:

$$\frac{33,801}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{4,4134}{816} + \frac{12,970}{853} + \frac{4,0158}{921} + \frac{5,9621}{983} + \frac{6,4389}{1011},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 903,6 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho^{55} = 903,6 - 0,635 (55 - 20) = 881,37 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность экстракта при 20 °С:

$$\frac{17,294}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{1,1110}{816} + \frac{4,2263}{853} + \frac{2,1733}{921} + \frac{4,2880}{983} + \frac{5,4953}{1011},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 936,1 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho^{55} = 936,1 - 0,593 (55 - 20) = 915,34 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность фенола при 55 °С $\rho_{\text{ф}}^{55} = 1045 \text{ кг/м}^3$, расход фенола $50,633 + 5,9649 = 56,598 \text{ т/ч}$.

Объемная скорость в средней секции колонны:

$$w = \left[4 \left(\frac{33\,801}{881,37} + \frac{17\,294}{915,34} + \frac{56\,598}{1045} \right) \right] / [3,14 (2,6)^2] = 20,994 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Верхняя секция, температура 60 °С

Плотность рафината при 20 °С:

$$\frac{37,349}{\rho_{\text{см}}^{20}} = \frac{4,8117}{816} + \frac{14,439}{853} + \frac{4,5327}{921} + \frac{6,7865}{983} + \frac{6,7793}{1011},$$

$$\rho_{\text{см}}^{20} = 903,1 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho^{60} = 903,1 - 0,636 (60 - 20) = 877,66 \text{ кг/м}^3.$$

Плотность фенола при 60 °С $\rho_{\text{ф}}^{60} = 1040 \text{ кг/м}^3$, расход фенола $48 + 9,3374 = 57,337 \text{ т/ч}$.

Объемная скорость в верхней секции колонны:

$$\omega = \left[4 \left(\frac{37\,349}{877,66} + \frac{57\,337}{1040} \right) \right] / [3,14 (2,6)^2] = 18,409 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Таким образом, более нагружена по жидкости средняя секция экстракционной колонны.

4.3.5. Расчет процесса фенольной очистки масел на ЭВМ «Мир-1»

Расчет проведен на системе обводненный фенол — четвертая масляная фракция западно-сибирских нефтей. Продукты разделения: фракция 1 — парафиновая, фракция 2 — парафино-нафтеновая, фракция 3 — легкая ароматика, фракция 4 — средняя ароматика, фракция 5 — тяжелая ароматика. Их характеристика дана в табл. 4.10. При расчете процесса определяли влияние различных факторов (табл. 4.11—4.14).

Таблица 4.10. Характеристика узких фракций дистиллята

Показатели	Фракция 1	Фракция 2	Фракция 3	Фракция 4	Фракция 5
Выход фракций, % (масс.)	14,00	36,18	14,35	16,03	19,24
Показатель преломления при 20 °С	1,4490	1,4810	1,5150	1,5575	1,5805
Плотность при 20 °С, кг/м ³	836	869	926	978	1009
Содержание серы, % (масс.)	0,05	0,54	1,37	2,28	3,14
Молекулярная масса	458	435	409	392	347
Температура плавления, °С	54	35	20	12	8
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	3,847	5,321	8,792	14,33	23,155

Таблица 4.11. Влияние массового отношения растворителя к сырью
Обводненность растворителя 1% (масс.), температуры по ступеням 50, 55 и 60 °С

Показатели	1 : 1	1,5 : 1,0	2 : 1	2,5 : 1,0
Выход рафината, % (масс.)	53,29	47,42	42,22	37,25
Плотность при 20 °С, кг/м ³	888,3	879,0	871,5	865,5
Молекулярная масса	424	431	434	438
Показатель преломления при 20 °С	1,4939	1,4864	1,4805	1,4759
Содержание серы, % (масс.)	0,907	0,725	0,597	0,497
Температура плавления, °С	32,4	34,7	36,7	38,5
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	6,52	5,88	5,45	5,14
Выход, % (масс.) от потенциала:				
фракция 1	76,41	75,83	74,92	73,32
фракция 2	70,14	68,68	66,52	62,95
фракция 3	55,45	50,53	42,88	28,59
фракция 4	40,17	28,37	8,57	—
фракция 5	13,81	—	—	—

Таблица 4.12. Влияние температурного режима очистки

Массовое отношение растворителя к сырью 1,5 : 1,0,
обводненность растворителя 4% (масс.)

Показатели	Температура по ступеням, °С		
	50, 55, 60	55, 60, 65	65, 70, 75
Выход рафината, % (масс.)	67,74	59,66	47,36
Плотность при 20 °С, кг/м ³	898,0	889,4	873,5
Молекулярная масса	417	423	433
Показатель преломления при 20 °С	1,5015	1,4947	1,4821
Содержание серы, % (масс.)	1,092	0,922	0,630
Температура плавления, °С	30	32	36
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	7,25	6,59	5,569
Выход, % (масс.) от потенциала:			
фракция 1	84,28	82,39	80,18
фракция 2	80,40	77,59	73,20
фракция 3	70,78	65,53	51,99
фракция 4	59,67	48,03	12,70
фракция 5	36,01	14,36	—

Таблица 4.13. Влияние обводненности растворителя

Массовое отношение растворителя к сырью 2 : 1,
температуры по ступеням 55, 60 и 65 °С

Показатели	Содержание фенола, % (масс.)		
	1,0	4,0	7,0
Выход рафината, % (масс.)	32,15	50,42	67,26
Плотность при 20 °С, кг/м ³	861,1	878,3	895,2
Молекулярная масса	440	431	419
Показатель преломления при 20 °С	1,4728	1,4850	1,4992
Содержание серы, % (масс.)	0,429	0,712	1,033
Температура плавления, °С	40,1	34,8	30,6
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	4,935	5,837	7,018
Выход, % (масс.) от потенциала:			
фракция 1	70,00	80,17	86,10
фракция 2	57,33	73,72	82,31
фракция 3	10,54	56,74	72,62
фракция 4	—	26,23	58,41
фракция 5	—	—	28,10

Как видно из данных таблиц, улучшение качества рафинатов с углублением очистки достигается за счет конечных фракций. С повышением температуры заметно увеличивается растворимость средней и тяжелой ароматики в обводненном феноле.

Расчетный анализ показал, что фенольную воду выгоднее вводить на III и II ступени разделения, не обводя растворитель. При этом возрастает отбор фракций от потенциала. Расчетные результаты согласуются с практическими данными.

Таблица 4.14. Влияние подачи воды на I и II ступени разделения

Массовое отношение растворителя к сырью 1,5 : 1,0;
температура по ступеням 55, 60 и 65 °С

Показатели	Подача воды на I ступень 3,5%, на II ступень 3,5%	Подача воды на I ступень 4%, на II ступень 3%
Выход рафината, % (масс.)	54,74	58,85
Плотность при 20 °С, кг/м ³	877,7	888,6
Молекулярная масса	431	429
Показатель преломления при 20 °С	1,4853	1,4891
Содержание серы, % (масс.)	0,701	0,785
Вязкость кинематическая при 100 °С, мм ² /с	5,803	6,092
Выход, % (масс.) от потенциала:		
фракция 1	80,4	83,7
фракция 2	74,7	79,2
фракция 3	59,1	66,9
фракция 4	23,6	41,7
фракция 5	—	—

ГЛАВА 5

ОЧИСТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТОКОВ И ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

5.1. РАСЧЕТЫ ПО ОЧИСТКЕ И ОСУШКЕ ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ

Прямая перегонка и деструктивные процессы переработки нефти сопровождаются образованием газа, в котором в зависимости от содержания и природы сернистых соединений в сырье присутствуют в различных концентрациях сероводород и другие соединения серы (табл. 5.1). При наличии сероводорода в газе создаются условия для коррозии металлов, снижается эффективность каталитических процессов из-за отравления катализаторов. Прежде чем направить заводские газы на разделение, их как правило, подвергают очистке. Проведение очистки всегда повышает стоимость газов, однако возросший во всем мире спрос на серу в корне изменил экономические показатели процессов очистки газа. К прибыли, получаемой от реализации очищенного газа, прибавилась стоимость извлекаемой из него серы. В Канаде, например, сера при различном содержании в газе сероводорода рассматривается как основной, сопутствующий или побочный продукт, и в зависимости от этого распределяются затраты на очистку газа и производство серы [70].

Таблица 5.1. Средний состав сухого газа, получаемого при переработке сернистых и высокосернистых нефтей и нефтепродуктов [72]

Процесс	Содержание, % (масс.)									
	H ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₆ ⁺
Прямая перегонка сернистой нефти	—	0,1	0,3	—	7,5	—	39,0	—	38,1	15,0
Термический крекинг 40%-го остатка сернистой нефти	0,4	4,5	15,8	2,5	16,0	13,0	17,0	10,0	14,9	5,9
Каталитический крекинг вакуумного газойля высокосернистой нефти	3,0	29,5	25,6	—	28,8	5,4	2,7	1,6	6,8	—
Замедленное коксование 28%-го крекинг - остатка смеси восточных нефтей	0,6	5,0	37,6	1,3	17,7	0,8	15,6	1,8	12,4	7,2
Гидроочистка дизельного топлива сернистой нефти	—	9,6	25,1	—	21,7	—	20,4	—	19,9	3,3
Гидрокрекинг мазута высокосернистой нефти	—	11,0	34,5	—	10,2	—	9,1	—	18,2	17,0

5.1.1. Абсорбенты для очистки газов

Для очистки газов от сероводорода и других серосодержащих соединений используют преимущественно абсорбционные процессы. Наибольшее распространение получили алканоламиновые абсорбенты для низких и средних парциальных давлений кислых

Таблица 5.2. Физические свойства алканоламиновых растворителей

Показатели	Моноэтаноламин	Диэтаноламин	Дизопропаноламин	Дигликольамин
Молекулярная масса	61,1	105,1	133,2	105,1
Плотность при 20 °С, кг/м ³	1018	1090	989	1055
Температура кипения при атмосферном давлении, °С	171	268	248,7	221
Давление насыщенных паров при 20 °С, Па	48	1,33	1,33	1,33
Температура замерзания, °С	10,5	28	42	9,5
Вязкость динамическая, Па·с	0,241 (20 °С)	0,38 (30 °С)	0,198 (45 °С)	0,026 (24 °С)
Растворимость в воде при 20 °С, % (масс.)	Полная	96,4	87	Полная
Теплота парообразования при атмосферном давлении, кДж/кг	1486,4	1205,9	722,5	917,4

газов. В табл. 5.2 приведены основные физические свойства алканоламиновых растворителей [71].

Экзотермический эффект реакции при взаимодействии сероводорода с раствором моноэтаноламина составляет 1905 кДж на 1 кг [73].

Для удаления H_2S из газов чаще других используют растворы моноэтаноламина. Это связано в первую очередь с высокой поглотительной способностью и стабильностью этого растворителя, низкой стоимостью и доступностью его. Однако моноэтаноламин необратимо реагирует с сероуглеродом и меркаптанами. Поэтому применение его ограничивается очисткой газов, не содержащих указанные примеси. При наличии этих примесей рекомендуется применять растворы диэтаноламина.

5.1.2. Расчет тарельчатых абсорберов

В зависимости от требуемой степени очистки газа условно различают грубую, среднюю и тонкую очистку. При грубой очистке остаточное содержание сероводорода в газе менее 100 г/100 м³, при тонкой очистке — не более 2 г/100 м³ [74].

При проектировании установок моноэтаноламиновой очистки необходимо придерживаться следующих рекомендаций.

1. Объем циркулирующего раствора моноэтаноламина должен обеспечивать: а) необходимую степень очистки газа при 4—5 теоретических тарелках в абсорбере; б) концентрацию кислых газов в насыщенном растворе на выходе из абсорбера не выше 0,3 моль на 1 моль амина; в) температуру насыщенного раствора на выходе из абсорбера не выше 50 °С.

2. Температура регенерированного раствора, подаваемого на верх абсорбера, должна быть на 1—6 °С выше температуры входящего из абсорбера газа. Соблюдение этого условия необходимо для предотвращения конденсации тяжелых углеводородов, содержащихся в газе.

3. Концентрация моноэтаноламина в поглотительном растворе должна быть в пределах от 8 до 15% (масс.) в зависимости от содержания кислотных компонентов в газе. При концентрации растворителя ниже 8% (масс.) значительно снижается поглотительная способность, а выше 15% (масс.) усиливается коррозия оборудования и аппаратов; оптимальной считается концентрация 15% (масс.).

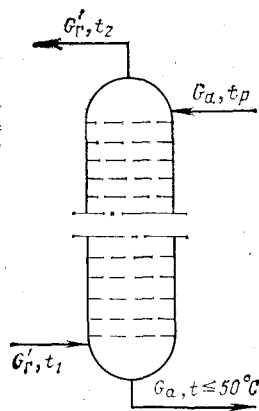


Рис. 5.1. Схема потоков в абсорбере

Рассмотрим порядок расчета абсорбера для моноэтаноламиновой очистки газа (рис. 5.1).

1. Расход циркулирующего раствора абсорбента — основной параметр процесса сероочистки — рассчитывают по уравнению [75]

$$G_a = 6,3 \frac{y' G_r' M}{c x}, \quad (5.1)$$

где G_a — расход циркулирующего раствора абсорбента, кг/ч;

G_r' — расход газа, м³/ч;

y' — молярная доля кислотных компонентов в газе;

M — молекулярная масса моноэтаноламина ($M=61,1$);

x — массовая доля моноэтаноламина в растворе, % (масс.);

c — отношение числа молей кислых газов к числу молей моноэтаноламина.

Если принять в соответствии с рекомендациями для очистки раствором моноэтаноламина значения $c=0,3$ моль/моль, $x=15\%$, то формула (5.1) будет иметь вид

$$G_a = 6,3 \frac{y' G_r' \cdot 61,1}{0,3 \cdot 15} = 85,54 y' G_r'. \quad (5.2)$$

2. Объем поглощенного сероводорода V_{H_2S} (м³/ч) определяют по формуле

$$V_{H_2S} = G_r' (y_1' - y_2'), \quad (5.3)$$

где y_1' , y_2' — соответственно молярная (объемная) доля сероводорода в исходном и очищенном газах.

В материальных расчетах объем очищаемого газа и его давление принимают равными объему и давлению очищенного газа.

3. Количество тепла Q_1 (кДж/ч), выделенного при поглощении сероводорода, вычисляют по формуле

$$Q_1 = q_{H_2S} V_{H_2S} \rho_{H_2S}, \quad (5.4)$$

где q_{H_2S} — тепловой эффект реакции взаимодействия H_2S и моноэтаноламина, кДж/кг;

ρ_{H_2S} — плотность H_2S , кг/м³.

4. Количество тепла Q_2 , затраченного на нагрев очищаемого газа в колонне, рассчитывают по формуле

$$Q_2 = G_r' \rho_g (I_2 - I_1), \quad (5.5)$$

где I_1 , I_2 — энтальпия газа на входе в абсорбер и на выходе соответственно, кДж/кг;

ρ_g — плотность газа, кг/м³.

5. Повышение температуры поглотительного раствора (абсорбента) Δt_a (°C) определяют из соотношения

$$\Delta t_a = (Q_1 - Q_2) / (G_a c_a), \quad (5.6)$$

где c_a — удельная теплоемкость абсорбента, кДж/(кг·K).

Если условие $t_p + \Delta t_a \leq 50^\circ\text{C}$ не выполняется, необходимо увеличить расход циркулирующего раствора (t_p — температура регенерированного абсорбента, подаваемого на верх абсорбера). Можно из приведенного неравенства найти допустимую величину Δt_a , а затем уточнить значение G_a :

$$G_a = (Q_1 - Q_2) / (c_a \Delta t_a).$$

6. Диаметр абсорбера в наиболее нагруженном его нижнем сечении рассчитывают по формуле [48]

$$D = \frac{G_a / 2\rho_a + \sqrt{(k_0 k + 35) G_r / \sqrt{\rho_r (\rho_a - \rho_r)}}}{k_0 k + 35}, \quad (5.7)$$

где D — диаметр абсорбера, м;

ρ_a — плотность абсорбента, кг/м³;

G_r — расход газа, кг/ч;

k — коэффициент для абсорберов, равный при расстоянии между тарелками 0,6 м $k=480$ [48, с. 264];

k_0 — коэффициент, который зависит от конструкции тарелок и равен:

Колпачковая желобчатая	0,20
Колпачковая капсульная	0,25
Тарелка с S-образными элементами	0,25
Клапанная прямоточная и с S-образными элементами и отбойниками	0,30
Струйная с вертикальными перегородками	0,35

Полученный расчетом диаметр округляют до ближайшего стандартного в большую сторону.

Пример. Рассчитать абсорбер для очистки водородсодержащего газа установки гидрокрекинга от сероводорода раствором моноэтаноламина.

Исходные данные: давление в абсорбере $P=3,0$ МПа, температура исходного газа $t_1=35^\circ\text{C}$, температура очищенного газа $t_2=40^\circ\text{C}$, концентрация раствора моноэтаноламина — 15% (масс.), температура регенерированного раствора моноэтаноламина $t_p=42^\circ\text{C}$, количество газа $G'=30\,000$ м³/ч, глубина удаления сероводорода 99%.

Расчет массового состава исходного газа:

Компонент	y_i'	M_i	$M_i y_i'$	$y_i = M_i y_i' / M$
H ₂	0,700	2	1,400	0,179
CH ₄	0,224	16	3,584	0,458
C ₂ H ₆	0,022	30	0,660	0,084
C ₃ H ₈	0,016	44	0,704	0,090
C ₄ H ₁₀	0,008	58	0,464	0,059
H ₂ S	0,030	34	1,020	0,130
Σ	1,000		7,832	1,000

Молекулярная масса газа $M = \Sigma (M_i y_i') = 7,832$.

Плотность газа при нормальных условиях равна $\rho_r^0 = M / 22,4 = 7,832 / 22,4 = 0,35$ кг/м³.

Расчет.

1. Находим расход циркулирующего раствора моноэтаноламина:

$$G_a = 85,54 \cdot 0,03 \cdot 30\,000 = 76\,986 \text{ кг/ч.}$$

2. Рассчитываем объем поглощенного сероводорода:

$$V_{H_2S} = 30\,000 (0,03 - 0,0003) = 891 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

3. Плотность сероводорода:

$$\rho_{H_2S} = M/22,4 = 34/22,4 = 1,518 \text{ кг/м}^3.$$

4. Количество тепла, выделяющегося при поглощении сероводорода:

$$Q_1 = 1905 \cdot 891 \cdot 1,518 = 2\,576\,585 \text{ кДж/ч.}$$

5. Количество тепла, необходимого на нагрев очищаемого газа:

$$Q_2 = 30\,000 \cdot 0,35 (462 - 421) = 220\,500 \text{ кДж/ч.}$$

Значения энтальпии ($I_1 = 421$ кДж/кг и $I_2 = 462$ кДж/кг) взяты из *Приложения 25* по метану.

6. Рассчитываем повышение температуры абсорбента:

$$\Delta t_a = \frac{2\,576\,585 - 220\,500}{76\,986 \cdot 4} = 7,65^\circ\text{C},$$

где $4 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$ — теплоемкость раствора моноэтаноламина при температуре $(50 + 42)/2 = 46^\circ\text{C}$.

7. Температура насыщенного раствора абсорбента:

$$t_n = t_p + \Delta t_a = 42 + 7,65 = 49,65^\circ\text{C} < 50^\circ\text{C},$$

следовательно, количество циркулирующего раствора моноэтаноламина достаточно.

8. Рассчитываем диаметр абсорбера с колпачковыми капсульными тарелками:

$$D = \frac{76\,986/(2 \cdot 1000) + \sqrt{(0,25 \cdot 480 + 35) 10\,500/\sqrt{9,31(1000 - 9,31)}}}{0,25 \cdot 480 + 35} = 1,09 \text{ м.}$$

где $G = 30\,000 \cdot 0,35 = 10\,500 \text{ кг/ч}$,

$$\rho_r = \rho_r^0 \frac{P \cdot 273}{P_0 (t_1 + 273)} = 0,35 \frac{3 \cdot 0,273}{0,1 (35 + 273)} = 9,31 \text{ кг/м}^3.$$

Принимаем $D = 1,2 \text{ м}$.

9. Проверяем высоту подпора жидкости над сливной перегородкой

$$\Delta h = 0,0029 \left(\frac{G_a}{\rho_a \Pi} \right)^{2/3}, \quad (5.8)$$

где Π — периметр слива, м.

Для односливных тарелок $\Pi \approx 0,7 D$. (5.9)

$$\text{Тогда } \Delta h = 0,0029 \left(\frac{76\,986}{1000 \cdot 0,7 \cdot 1,2} \right)^{2/3} = 0,059 \text{ м, т. е. } \Delta h > 0,05 \text{ м.}$$

Величина Δh превышает $0,05 \text{ м}$, поэтому необходимо устанавливать двухсливные тарелки.

Для двухсливной тарелки $\Pi \approx 1,4 D$. (5.10)

$$\begin{aligned} \text{Таким образом } \Delta h &= 0,0029 \left(\frac{76\,986}{1000 \cdot 1,4 \cdot 1,2} \right)^{2/3} = \\ &= 0,037 \text{ м, т. е. } \Delta h < 0,05 \text{ м.} \end{aligned}$$

Раствор моноэтаноламина рекомендуется регенерировать в десорбере при следующих параметрах: давление 0,06—0,09 МПа, максимальная температура в десорбере 116—122 °С. На многих установках десорбер имеет 15—20 тарелок или слой насадки, эквивалентный 3—4 т.т. Для уменьшения потерь моноэтаноламина с парами и газами 30—35% тарелок должны располагаться выше точки ввода сырья в колонну.

5.1.3. Осушка газов

На нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятиях имеются газовые потоки, которые используют в технологических процессах. Это — газы пиролиза, которые, как правило, направляют для разделения на отдельные компоненты при отрицательных температурах; циркулирующий водородсодержащий газ, используемый на установках риформинга; инертный газ, применяемый при регенерации катализаторов риформинга, и др. Все эти газовые потоки содержат влагу, которая приводит к определенным затруднениям при эксплуатации технологических установок.

При низких температурах водяные пары могут конденсироваться в технологических системах, создавая условия для образования гидратов — твердых кристаллических веществ, которые закупоривают рабочие пространства трубопроводов и аппаратов, нарушая нормальные условия эксплуатации объектов транспортирования и переработки газа. Температура, при которой водяные пары, содержащиеся в газе, конденсируются называется точкой росы газа по давлению.

Газы пиролиза необходимо осушать до точки росы более низкой, чем минимальная температура, которая может быть в системах транспортирования или переработки газа. Наличие влаги в циркулирующем водородсодержащем газе риформинга приводит к дезактивации катализатора за счет вымывания галогенов, поэтому содержание влаги в этом газе поддерживают не более 0,001—0,0015% (об.).

В промышленности наиболее широко применяют следующие методы осушки газов: абсорбцию влаги гигроскопическими жидкостями, адсорбцию влаги твердыми поглотителями, конденсацию влаги за счет сжатия или охлаждения газа.

5.1.4. Расчет адсорберов для осушки газов

Адсорбционный метод осушки используют, как правило, для обеспечения глубокой осушки газа — до точки росы минус 85÷—минус 100 °С. Процесс основан на способности адсорбентов поглощать влагу из газа при сравнительно низких температурах (адсорбция) и выделять ее при повышенных температурах (десорбция). В табл. 5.3 приведены свойства адсорбентов, применяемых для осушки природных и нефтяных газов.

Таблица 5.3. Свойства адсорбентов

Показатели	Бокситы	Глиноземы	Гели	Цеолиты
Размер частиц, мм	Разные	0,6—6,0	2,4—4,0	1,6—3,2
Внутренняя пористость, %	25—35	25—40	30—40	30—55
Насыпная плотность, кг/м ³	690—960	480—850	400—770	480—800
Средний диаметр пор, нм	8—40	6—20	3,5—14,0	0,3—1,0
Активная поверхность, м ² /г	25—150	100—300	200—900	500—800
Адсорбционная емкость по воде, г/г	0,04—0,15	0,10—0,25	0,14—1,00	0,20—0,65
Максимальная теплота адсорбции, кДж/кг воды	4187	4187	4187	4187
Теплоемкость, кДж/(кг·К)	0,837	1,005—1,047	0,921	0,837

Наибольшее практическое применение получили периодические адсорбционные процессы в аппаратах с неподвижным слоем адсорбента. Для обеспечения непрерывности осушки газа предусматриваются три или два адсорбера. В первом случае в одном адсорбере проводят адсорбцию, в другом — десорбцию поглощенного из газа вещества, в третьем — охлаждение адсорбента. При совмещении в одном аппарате циклов регенерации (десорбции) и охлаждения адсорбента устанавливают два адсорбера.

В процессе поглощения паров воды в аппарате образуется адсорбционный фронт, который перемещается в направлении движения газа. В момент, когда этот фронт достигнет последнего слоя адсорбента, содержание влаги в осушенном газе начинает резко увеличиваться (проскок влаги), что свидетельствует о необходимости переключения подачи сырого газа в адсорбер с регенерированным и охлажденным адсорбентом.

Расчет процесса адсорбционной осушки газа сводится к определению объема адсорбента, требуемого для получения осушенного газа, длительности работы слоя адсорбента до проскока влаги и потери давления при движении газа через адсорбент.

Для проектного расчета в качестве исходных данных принимают следующие: давление P и температуру t осушаемого газа, объем осушаемого газа V , точку росы осушенного газа t_p , продолжительность цикла адсорбции τ и тип адсорбента.

Продолжительность цикла адсорбции может изменяться в широких пределах — от нескольких минут, например на установках короткоцикловой адсорбции, до 8 ч и более; τ определяется в основном динамической активностью адсорбентов. Кроме того, продолжительность цикла адсорбции должна быть достаточной для проведения цикла регенерации насыщенного адсорбента и его охлаждения.

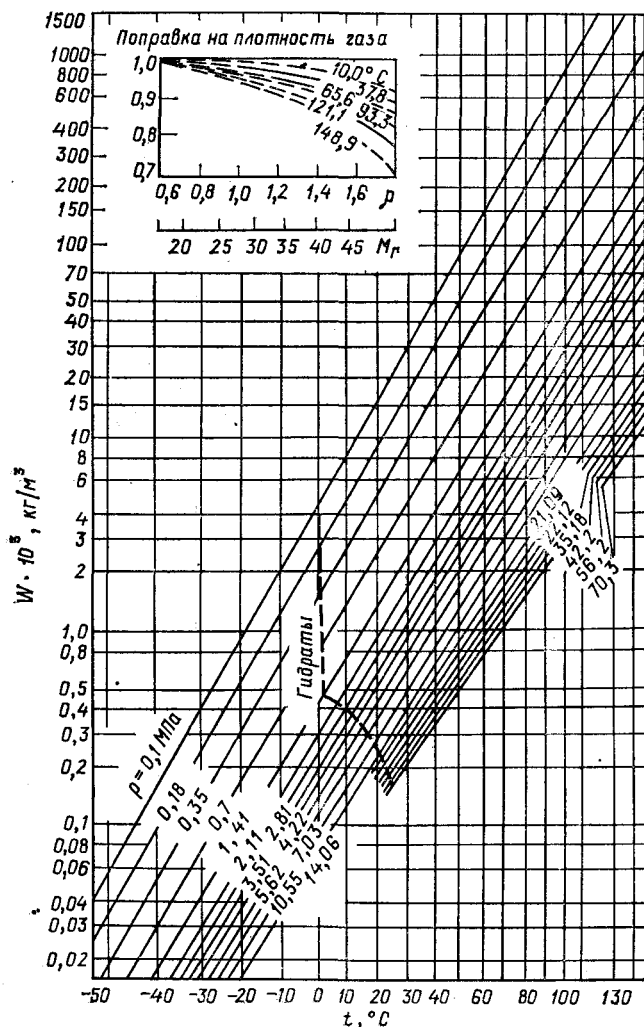


Рис. 5.2. Равновесное влагосодержание газа W при различных температурах и давлениях

Для принятой продолжительности цикла адсорбер рассчитывают в такой последовательности [75].

1. Определяют максимально допустимую линейную скорость газа в адсорбере. Для этого можно использовать уравнение Леду [75].

$$u_r = (78c_{\text{ад}}d_{\text{ад}}g/\rho_r)^{0,5}, \quad (5.11)$$

где u_r — линейная скорость газа, м/с;

ρ_r — плотность газа при рабочих условиях, кг/м³;

$c_{\text{ад}}$ — средняя плотность адсорбента, кг/м³;

$d_{ад}$ — средний диаметр гранул адсорбента, м;
 c — константа ($c=0,025-0,033$);
 g — ускорение силы тяжести, м/с².

2. Принимают допустимую линейную скорость газа в адсорбере u_p (м/мин) несколько ниже значения u_r .

3. Полагая, что вся влага, поступающая в адсорбер с сырым газом, поглощается адсорбентом, вычисляют массу воды, извлекаемой из газа на протяжении цикла адсорбции. В расчете используют данные о влагосодержании сырого газа W_r (рис. 5.2):

$$G_{H_2O} = G_r' W_r / n, \quad (5.12)$$

где G_r' — объем осушаемого газа, м³/сут;
 W_r — влагосодержание сырого газа, кг/м³;
 n — число циклов в сутки;
 G_{H_2O} — масса воды, кг.

4. По исходным данным рассчитывают внутренний диаметр адсорбера D (м):

$$D = \sqrt{G' / (0,785 u_p)}, \quad (5.13)$$

где G' — объем осушаемого газа, м³/мин.

Диаметр аппарата принимают ближайший больший по нормали.

5. Рассчитывают линейную скорость газа в свободном сечении при рабочих условиях u_1 . Если окажется, что $u_1 > u_p$, следует увеличить диаметр аппарата до выполнения условия $u_1 \leq u_p$.

6. Определяют удельную нагрузку слоя по воде g_b [кг/(ч × м²)]:

$$g_b = \frac{G_{H_2O}}{0,785 \tau D^2}. \quad (5.14)$$

7. Рассчитывают высоту адсорбционной зоны h (м):

$$h = 31,3 \frac{g_b^{0,7895}}{u_1^{0,5506} (P/P_s)^{0,2646}}, \quad (5.15)$$

где P/P_s — относительная влажность осушаемого газа, %;
 g_b — удельная нагрузка, кг/(м² · мин).

8. Определяют высоту слоя адсорбента H из условия, что соотношение H/D обычно принимают в интервале от 2 до 5 [76].

9. Из рис. 5.3 находят динамическую равновесную влагоемкость слоя a_p (%) и рассчитывают динамическую влагоемкость слоя a_d при работе слоя до проскока:

$$a_d = a_p (H - 0,45h) / H. \quad (5.16)$$

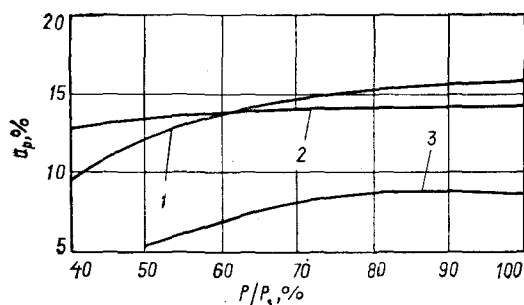


Рис. 5.3. Зависимость равновесной динамической влагоемкости a_p свежих адсорбентов от относительной влажности газа P/P_s для температуры контакта 25 °C: 1 — силикагель; 2 — цеолиты; 3 — оксид алюминия

10. Рассчитывают минимально необходимую высоту слоя адсорбента:

$$h_{\text{сл}} = \frac{127,4G_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{ад}}D^3ag} \quad (5.17)$$

11. Если $H < h_{\text{сл}}$, необходимо принять новое значение H и повторить расчет по пп. 8—10.

12. Рассчитывают продолжительность работы слоя до проскока влаги τ_1 (ч):

$$\tau_1 = 0,01ag\rho_{\text{ад}}h_{\text{сл}}/g_v \quad (5.18)$$

13. Если τ_1 значительно отличается от принятой продолжительности цикла адсорбции τ , повторяют расчет по пп. 2—12, приняв величину цикла несколько меньше полученной в п. 12 величины.

14. Перепад давления при движении газа через адсорбент определяют из выражения

$$\Delta P = \frac{2f\rho_g Hu_1^2}{d_s g \varepsilon^2}, \quad (5.19)$$

где f — коэффициент трения;
 d_s — эквивалентный диаметр частиц, м;
 ε — пористость, м³/м³ адсорбента.

Коэффициент трения вычисляют как функцию от числа Рейнольдса, которое рассчитывают по формуле

$$\text{Re} = \frac{u_1 d_s \rho_g}{\mu}, \quad (5.20)$$

где u_1 — скорость газа в свободном сечении, м/с;
 μ — динамическая вязкость газа, Па·с.

Пример. Рассчитать адсорбер установки осушки на цеолитах циркуляционного водородосодержащего газа установки каталитического риформинга.

Исходные данные: расход газа $G'_r = 40\,000$ м³/ч, давление газа на входе в адсорбер $P = 3,0$ МПа, температура $t = 30$ °C, точка росы осушенного газа $t_p = \text{минус } 60$ °C, продолжительность цикла адсорбции $\tau = 6$ ч (т. е. число циклов в сутки равно 4), средний диаметр частиц адсорбента

$d_{ад}=0,0025$ м, средняя плотность адсорбента $\rho_{ад}=700$ кг/м³. Состав исходного газа приведен ниже:

Компонент	y_i	y_i/M_i	$y_i' = \frac{y_i/M_i}{\Sigma(y_i/M_i)}$
H ₂	0,174	0,0870	0,716
CH ₄	0,320	0,0200	0,165
C ₂ H ₆	0,310	0,0103	0,085
C ₃ H ₈	0,150	0,0034	0,028
C ₄ H ₁₀	0,046	0,0008	0,006
Σ	1,000	0,1215	1,000

Молекулярная масса $M=1/0,1215=8,23$.

Плотность газа при нормальных условиях

$$\rho_r^0 = M/22,4 = 8,23/22,4 = 0,3674 \text{ кг/м}^3.$$

Расчет.

1. Определяем максимально допустимую линейную скорость газа в адсорбере

$$u_r = (78 \cdot 0,03 \cdot 700 \cdot 0,0025 \cdot 9,81/9,93)^{0,5} = 4 \text{ м/с} = 240 \text{ м/мин},$$

$$\text{где } \rho_r = \rho_r^0 \frac{PT_0}{P_0T} = 0,3674 \frac{3,0 \cdot 273}{0,1 \cdot 303} = 9,93 \text{ кг/м}^3.$$

2. Принимаем допустимую линейную скорость, равную $u_p=100$ м/мин.

3. Рассчитываем массу извлеченной воды. Из рис. 5.2 находим влагосодержание сырого газа $W_r=1,1 \cdot 10^{-3}$ кг/м³.

$$\text{Объем осушаемого газа } G_r' = 40\,000 \cdot 24 = 960\,000 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

$$\text{Тогда } G_{H_2O} = 960\,000 \cdot 1,1 \cdot 10^{-3} / 4 = 264 \text{ кг.}$$

4. Рассчитываем внутренний диаметр адсорбера D (м). Объем газа G' (м³/мин) равен

$$G' = G_r' \frac{T}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{1}{24 \cdot 60} = 960\,000 \frac{303}{273} \cdot \frac{0,1}{3,0} \cdot \frac{1}{1440} = 24,7 \text{ м}^3/\text{мин},$$

$$D = \sqrt{\frac{G'}{0,785 u_p}} = \sqrt{\frac{24,7}{0,785 \cdot 100}} = 0,561 \text{ м.}$$

Принимаем $D=1,0$ м.

5. Линейная скорость газа в свободном сечении составляет

$$u_1 = \frac{V}{0,785 d^2} = \frac{24,7}{0,785 \cdot 1} = 31,46 \text{ м/мин} < u_p,$$

т. е. условие $u_1 \leq u_p$ выполняется.

6. Определяем удельную нагрузку слоя по воде

$$g_v = \frac{264}{0,785 \cdot 6 \cdot 1^2} = 56 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)} = 0,93 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{мин)}.$$

7. Рассчитываем высоту адсорбционной зоны

$$h = 31,3 \frac{(0,93)^{0,7895}}{(31,46)^{0,5506} \cdot 100^{0,2646}} = 1,31 \text{ м.}$$

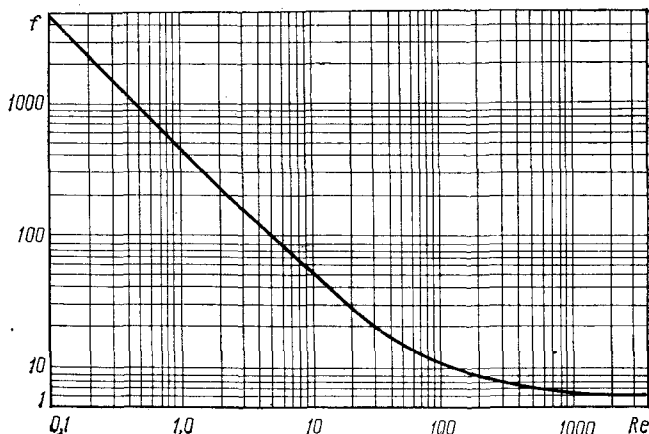


Рис. 5.4. Зависимость коэффициента трения f газа о слой адсорбента от числа Рейнольдса Re

8. Принимаем высоту слоя адсорбента $H=5D=5 \cdot 1=5$ м.

9. Из рис. 5.3. находим динамическую равновесную влагоемкость слоя $a_p=14\%$ и рассчитываем a_d

$$a_d = 14(5 - 0,45 \cdot 1,31)/5 = 12,35\%.$$

10. Рассчитываем минимально необходимую высоту слоя адсорбента по формуле (5.17)

$$h_{сл} = \frac{127,4 \cdot 264}{700 \cdot 1^2 \cdot 12,35} = 3,89 < H,$$

следовательно, принятая высота слоя адсорбента $H=5$ м является достаточной.

11. Рассчитываем продолжительность работы слоя до проскока влаги

$$\tau_1 = 0,01 \cdot 12,35 \cdot 700 \cdot 5,0/56 = 7,72 \text{ ч} > 6 \text{ ч},$$

следовательно, выбранный цикл адсорбции 6 ч приемлем.

12. Рассчитываем перепад давления в слое адсорбента.

Принимаем, что гранулы адсорбента имеют цилиндрическую форму диаметром $d=0,002$ м и длиной $l=0,003$ м.

Порозность слоя при допущении упорядоченного расположения частиц адсорбента равна

$$\varepsilon = V_{ш}/V_k, \quad (5.21)$$

где $V_{ш}$ — объем шара, эквивалентный объему частицы адсорбента цилиндрической формы, м^3 ;

V_k — объем куба, описанного вокруг шара, м^3 .

$$V_{ш} = \frac{\pi d^2}{4} l = \frac{3,14 \cdot 0,002^2}{4} \cdot 0,003 = 9,42 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3.$$

Сторона куба, описанного вокруг шара, равна эквивалентному диаметру d_s этого шара

$$d_s = \sqrt[3]{6V_{ш}/\pi} = \sqrt[3]{6 \cdot 9,42 \cdot 10^{-9}/3,14} = 2,62 \cdot 10^{-3} \text{ м},$$

$$V_k = d_s^3 = (2,62 \cdot 10^{-3})^3 = 18 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3,$$

$$\varepsilon = \frac{9,42 \cdot 10^{-9}}{18 \cdot 10^{-9}} = 0,523.$$

По формуле Фроста [48, с. 43] рассчитываем динамическую вязкость газа

$$\mu = T(6,6 - 2,25 \lg M) \cdot 10^{-8} = 303 \cdot (6,6 - 2,25 \lg 8,23) \cdot 10^{-8} = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{u_1 d_0 \rho_f}{\mu} = \frac{31,46 \cdot (2,62 \cdot 10^{-3}) \cdot 9,93}{0,523 \cdot (1,4 \cdot 10^{-5})} = 111\,800.$$

Из рис. 5.4 находим коэффициент трения $f=2$, тогда

$$\Delta P = \frac{2f \rho_f H u_1^2}{d_0 g \varepsilon^2} = \frac{2 \cdot 2 \cdot 9,93 \cdot 5 \cdot 0,524^2}{(2,62 \cdot 10^{-3}) \cdot 9,81 \cdot 0,523^2} = 7756,5 \text{ кг/м}^2,$$

где $u_1 = 31,46/60 = 0,524 \text{ м/с}$.

Величина, равная сумме перепада давления в слое и произведения высоты слоя адсорбента на его насыпную плотность $(\Delta P + H \rho_{\text{ад}})$, не должна превышать предела прочности гранул адсорбента на раздавливание.

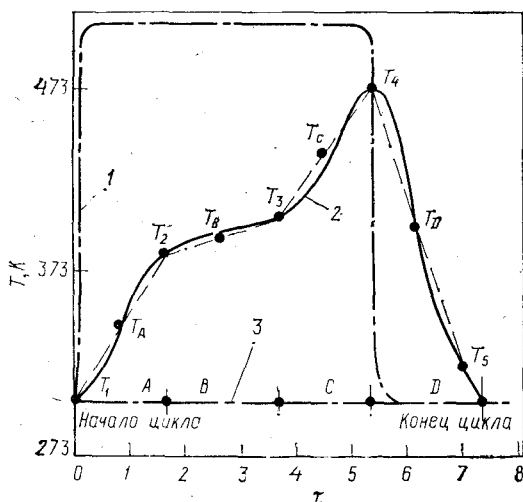
5.1.5. Расчет цикла регенерации адсорбента

Цикл регенерации адсорбента можно разделить на четыре периода: *A*, *B*, *C* и *D* (рис. 5.5). Продолжительность каждого периода зависит от температуры регенерационного газа после печи T и расхода газа G_r . Общая продолжительность цикла регенерации и охлаждения должна быть меньше или равна продолжительности цикла адсорбции. Рассмотрим особенности каждого периода регенерации.

Температура T_4 является максимальной температурой регенерации адсорбента и находится в пределах 450—533 К (для цеолитов 588—643 К). Температуру газа на выходе из печи T желательно иметь выше T_4 примерно на 35 К.

Рис. 5.5. Температурный режим адсорбера при регенерации и охлаждения адсорбента:

1 — температура газа регенерации на входе в адсорбер; 2 — изменение температуры на выходе из адсорбера при регенерации и охлаждении адсорбента; 3 — температура газа регенерации на входе в подогреватель, равная температуре осушаемого газа; *A*—*D* — периоды цикла регенерации и охлаждения



За период *A* из адсорбента извлекаются почти все адсорбированные углеводороды. Влага практически полностью извлекается за период *B*. Опыт работы промышленных установок показывает, что T_2 , T_3 и T_B равны приблизительно 383, 400 и 389 К независимо от других условий регенерации. Температура T_1 — это температура сырого газа на входе в адсорбер. В период *C* происходит окончательная очистка поверхности адсорбента от тяжелых компонентов, а период *D* соответствует охлаждению адсорбента.

Рассмотрим тепловые затраты в каждом периоде цикла регенерации.

Расход тепла за период *A* (нагрев от T_1 до T_2):

$$\left. \begin{aligned} 1) G_a c_a (T_2 - T_1) &= Q_1, \\ 2) G_m c_m (T_2 - T_1) &= Q_2, \\ 3) G_{уг} c_{уг} (T_2 - T_1) &= Q_3, \\ 4) G_{уг} q_{дес} &= Q_4, \\ 5) G_{H_2O} c_{H_2O} (T_2 - T_1) &= Q_5, \end{aligned} \right\} Q_A$$

где G_a , $G_{уг}$, G_m , G_{H_2O} — массы адсорбента, углеводородов, металла аппарата и воды соответственно, кг;

c_a , $c_{уг}$, c_m , c_{H_2O} — удельные теплоемкости адсорбента, углеводородов, металла и воды соответственно, кДж/(кг·К);

$q_{дес}$ — удельная теплота десорбции углеводородов, кДж/кг.

В расчетах можно принять удельную теплоемкость стали 0,5 кДж/(кг·К); тепловые потери около 10% от суммы тепла, израсходованного в пп. 1—5.

Расход тепла за период *B* (нагрев от T_2 до T_3):

$$\left. \begin{aligned} 1) G_a c_a (T_3 - T_2) &= Q_1, \\ 2) G_m c_m (T_3 - T_2) &= Q_2, \\ 3) G_{H_2O} c_{H_2O} (T_3 - T_2) &= Q_3, \\ 4) G_{H_2O} q_{H_2O} &= Q_4, \end{aligned} \right\} Q_B$$

где q_{H_2O} — удельная теплота десорбции воды, кДж/кг.

Расход тепла за период *C* (нагрев от T_3 до T_4):

$$\left. \begin{aligned} 1) G_a c_a (T_4 - T_3) &= Q_1, \\ 2) G_m c_m (T_4 - T_3) &= Q_2. \end{aligned} \right\} Q_C$$

Если расход регенерационного газа — G_r (кг/ч), то количество тепла, которое необходимо подать в адсорбер, составит:

$$\begin{aligned} \text{за период } A \quad & G_r c_p (T - T_A) \tau_A, \\ \text{за период } B \quad & G_r c_p (T - T_B) \tau_B, \\ \text{за период } C \quad & G_r c_p (T - T_C) \tau_C, \end{aligned}$$

где c_p — удельная теплоемкость газа при давлении регенерации, кДж/(кг·К); τ_A , τ_B , τ_C — продолжительность периодов *A*, *B* и *C*.

Период D — охлаждение адсорбента от температуры T_4 до температуры T_5 с помощью потока сырого газа, имеющего температуру T_1 . Температура T_5 должна быть не ниже 323 К (с целью уменьшения насыщения слоя влагой во время охлаждения). Расход газа на охлаждение равен расходу газа на регенерацию.

Количество выводимого тепла:

$$\left. \begin{aligned} 1) G_a c_a (T_4 - T_5) &= Q_1, \\ 2) G_m c_m (T_4 - T_5) &= Q_2. \end{aligned} \right\} Q_D$$

Эта сумма должна быть эквивалентна теплу, снимаемому газом

$$G_r c_p (T_D - T_1) \tau_D.$$

Таким образом, имеется четыре уравнения, каждое из которых содержит G_r и τ , численное значение каждого уравнения и условие, что сумма $\tau_A + \tau_B + \tau_C + \tau_D$ должна быть равна или несколько меньше продолжительности цикла адсорбции. Для данной продолжительности цикла можно определить расход газа G_r .

Во время десорбции воды (период B) скорость потока газа регенерации и его влагосодержание должны быть такими, чтобы газ мог «удержать» всю влагу, десорбируемую за время τ_B . Этому требованию соответствует равенство

$$G_{H_2O} = G_r (W_{T_B} - W_{T_1}) \tau_B,$$

где G_{H_2O} — количество извлеченной газом влаги, кг;

W_{T_B}, W_{T_1} — влагосодержание газа при соответствующих температурах, кг/м³.

Используя найденное значение G_r , рассчитывают продолжительность каждого периода τ_i . Если сумма этих периодов окажется меньше цикла адсорбции, расход газа считается достаточным, в противном случае необходимо увеличить расход газа. Можно также изменять давление регенерации, которое влияет на влагосодержание газа.

Теплота десорбции воды принимается равной 3256 кДж/кг, теплота десорбции углеводов 465,1 кДж/кг [75]; количество адсорбированных углеводов принимается равным 10% (масс.) количества поглощенной воды.

Пример. Рассчитать расход газа регенерации.

Исходные данные: количество адсорбированной воды $G_{H_2O} = 264$ кг; количество адсорбированных углеводов (бутан) $G_{уг} = 0,1 \cdot G_{H_2O} = 26,4$ кг; температуры (см. рис. 5.5) $T_1 = 303$, $T_2 = 383$, $T_3 = 400$, $T_4 = 473$, $T = 508$, $T_A = 343$, $T_B = 391,5$, $T_C = 436,5$, $T_D = 398$ К; давление регенерации 2,0 МПа; толщина стенки адсорбера $\delta = 0,025$ м; высота адсорбера $H_1 = H = 5$ м; диаметр адсорбера внутренний $D = 1,0$ м; потери тепла в окружающую среду 10%.

Расчет.

1. Рассчитываем массу адсорбера по формуле

$$G_m = G_{об} + 2G_{дн},$$

где $G_{об}$, $G_{дн}$ — массы обечайки и днища адсорбера, кг.

$$G_{об} = 0,785 (d_n^2 - d^2) H_1 \rho_M = 0,785 (1,05^2 - 1,0^2) \cdot 5 \cdot 8000 = 3140 \text{ кг},$$

$$2G_{дн} = \frac{\pi}{3} (d_n^3 - d^3) \rho_M = \frac{\pi}{3} (1,05^3 - 1,0^3) \cdot 8000 = 660 \text{ кг},$$

$$G_{см} = 3140 + 660 = 3800 \text{ кг}.$$

2. Вычисляем массу адсорбента:

$$G_{ад} = 0,785 \cdot D^2 H \rho_{ад} = 0,785 \cdot 1,0^2 \cdot 5 \cdot 700 = 2747,5 \text{ кг}.$$

3. Определяем расход тепла за период А:

$$Q_1 = 2747,5 \cdot 0,837 \cdot (383 - 303) = 183\,973 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = 3800 \cdot 0,5 \cdot (383 - 303) = 72\,000 \text{ кДж}$$

$$Q_3 = 26,4 \cdot 1,9 \cdot (383 - 303) = 4013 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = 26,4 \cdot 465,1 = 12\,279 \text{ кДж}$$

$$Q_5 = 264 \cdot 4,187 (383 - 303) = 88\,429 \text{ кДж}$$

$$Q_A = 360\,694 \text{ кДж},$$

где 0,837 — теплоемкость адсорбента, кДж/(кг·К);

1,9 — теплоемкость бутана, кДж/(кг·К) [71, с. 98];

0,5 — теплоемкость металла, кДж/(кг·К);

465,1 — теплота десорбции углеводородов, кДж/кг [75];

4,187 — теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

С учетом потерь тепла $Q_A = 1,1 \cdot 360\,694 = 396\,763 \text{ кДж}$.

4. Рассчитываем расход тепла за период В:

$$Q_1 = 2747,5 \cdot 0,837 \cdot (400 - 383) = 39\,094 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = 3800 \cdot 0,5 \cdot (400 - 383) = 32\,300 \text{ кДж}$$

$$Q_3 = 26,4 \cdot 4,187 \cdot (400 - 383) = 18\,791 \text{ кДж}$$

$$Q_4 = 26,4 \cdot 3256 = 859\,584 \text{ кДж}$$

$$\text{Итого } Q_B = 949\,769 \text{ кДж},$$

где 3256 — теплота десорбции воды, кДж/кг.

С учетом потерь тепла $Q_B = 1,1 \cdot 949\,769 = 1\,044\,746 \text{ кДж}$.

5. Рассчитываем расход тепла за период С:

$$Q_1 = 2747,5 \cdot 0,837 \cdot (473 - 400) = 179\,909 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = 3800 \cdot 0,5 \cdot (473 - 400) = 138\,700 \text{ кДж}$$

$$Q_C = 318\,609 \text{ кДж}.$$

С учетом потерь тепла $Q_C = 1,1 \cdot 318\,609 = 350\,470 \text{ кДж}$.

6. Рассчитываем количество тепла, выводимого за период D:

$$Q_1 = 2747,5 \cdot 0,897 (473 - 323) = 369\,676 \text{ кДж}$$

$$Q_2 = 3800 \cdot 0,5 \cdot (473 - 323) = 285\,000 \text{ кДж}$$

$$Q_D = 654\,676 \text{ кДж}.$$

С учетом потерь тепла $Q_D = 0,9 \cdot 654\,676 = 589\,208 \text{ кДж}$.

7. На основании полученных данных записываем следующую систему уравнений:

$$1) G_r \cdot 2,35 \cdot (508 - 343) \tau_A = 396\,763, \quad G_r \tau_A = 1023;$$

$$2) G_r \cdot 2,45 \cdot (508 - 391,5) \tau_B = 1\,044\,746, \quad G_r \tau_B = 3660;$$

$$3) G_r \cdot 2,55 \cdot (508 - 436,5) \tau_C = 350\,470, \quad G_r \tau_C = 1922;$$

$$4) G_r \cdot 2,00 \cdot (398 - 303) \tau_D = 589\,208, \quad G_r \tau_D = 3101;$$

$$5) \tau_A + \tau_B + \tau_C + \tau_D = 6.$$

Таким образом

$$G_r \sum \tau_i = G_r \cdot 6 = 1023 + 3660 + 1922 + 3101 = 9706 \text{ кг},$$

$$G_r = 9706/6 = 1618 \text{ кг/ч},$$

где 2,35, 2,45, 2,55, 2,00 — средние теплоемкости регенерационного газа (этана) при соответствующих температурах, кДж/(кг·К) [71]; G_r — расход регенерационного газа, кг/ч.

8. Рассчитываем время периода десорбции воды

$$\tau_B = G_r \tau_B / G_r = 3660/1618 = 2,26 \text{ ч}.$$

9. Рассчитываем расход регенерационного газа, исходя из условия удержания газом десорбированной влаги при давлении регенерации 2,0 МПа.

Из рис. 5.2 находим влагосодержание газа при 391,5 и 303 К: $W_{T_B} = 72 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, $W_{T_1} = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.

Тогда из выражения $G_r (W_{T_B} - W_{T_1}) \tau_B = G_{H_2O}$ находим

$$G_r = \frac{G_{H_2O}}{(W_{T_B} - W_{T_1}) \tau_B} = \frac{264}{(72 - 1,1) \cdot 10^{-3} \cdot 2,26} = 1648 \text{ кг/ч}.$$

10. Рассчитываем продолжительность периодов A, B, C, D

$$\tau_A = \frac{1023}{1648} = 0,62 \text{ ч}, \quad \tau_B = \frac{3660}{1648} = 2,22 \text{ ч};$$

$$\tau_C = \frac{1922}{1648} = 1,17 \text{ ч}, \quad \tau_D = \frac{3101}{1648} = 1,88 \text{ ч};$$

$$\sum \tau_i = 0,62 + 2,22 + 1,17 + 1,88 = 5,9 \text{ ч}.$$

Полученная продолжительность меньше продолжительности процесса адсорбции, следовательно, расход газа является достаточным.

5.2. РАСЧЕТЫ ЭЛЕМЕНТОВ СИСТЕМ ПО ОХРАНЕ ВОЗДУШНОГО БАССЕЙНА

Предприятия нефтеперерабатывающей промышленности выбрасывают в атмосферу значительные количества газов и пыли. По данным [72], по группе предприятий Башкирской АССР 63% составляют выбросы паров и газов в атмосферу, а 36% — выбросы в виде продуктов сгорания углеводородов, содержащие оксид углерода, диоксид серы и оксиды азота. При хранении и переработке сернистых нефтей вместе с углеводородами выбрасывается и сероводород. Заводы технического углерода выбрасывают в воздух мелкодисперсную сажу. Пыль выделяется в процессах, связанных с применением твердых катализаторов, при размоле, просеивании, транспортировании пылящих веществ и других операциях.

Оксид углерода, оксиды азота и сероводород являются сильными ядами. Диоксид серы, находясь в воздухе, окисляется до триоксида серы, который при взаимодействии с атмосферной водой образует серную кислоту. Последняя наносит вред расте-

ниям, подкисляет почву, ускоряет процесс коррозии металлов, разрушает каменную облицовку зданий.

Пыль и сажа помимо раздражающего действия на слизистые оболочки и кожные покровы снижают прозрачность атмосферы, в том числе для ультрафиолетовой радиации, обладающей бактерицидными свойствами, а также препятствуют самоочищению атмосферы.

Установлены нормы предельно допустимых концентраций (ПДК) различных веществ в атмосферном воздухе населенных мест. Различают два вида ПДК — максимально разовую и среднесуточную. Воздействие веществ в концентрациях, не превышающих максимально разовую ПДК до 20 мин, не вызывает у человека неприятных реакций, в концентрациях не превышающих среднесуточную ПДК, обеспечивает нормальное функционирование человеческого организма. Ниже приведены ПДК некоторых веществ в атмосферном воздухе населенных пунктов (мг/м³):

	ПДК максим- ально разо- вая	ПДК сред- несуточная
Диоксид серы	0,5	0,05
Диоксид азота	0,085	0,085
Оксид углерода	3,0	1,0
Сероводород	0,008	0,008
Бензин (малосернистый в пере- счете на С)	5,0	1,5
Бензол	1,5	0,8
Толуол	0,6	0,6
Ксилол	0,2	0,2
Пыль нетоксичная	0,5	0,1
Сажа	0,15	0,05

Самым крупным является выброс углеводородов в атмосферу. Борьба с такими выбросами затрудняется тем, что они происходят из громадного числа источников, рассредоточенных на большой территории. Поэтому применение каких-либо очистных сооружений исключается, и задача сокращения выбросов должна решаться мерами технологического порядка.

Выбросы оксида углерода можно уменьшить упорядочением процесса сжигания топлива, а также каталитическим дожиганием СО до диоксида углерода. Уменьшить выбросы диоксида серы можно в результате предварительного обессеривания (десульфуризации) сжигаемого топлива. Однако в настоящее время процессы каталитического дожига и десульфуризации топлива еще не доведены до экономически приемлемого уровня, и их практически не применяют.

Степень загрязнения атмосферного воздуха зависит также от высоты выброса. При ветровом потоке воздуха, направленном на здание, над крышей и за зданием создается область пониженного давления, называемая зоной аэродинамической тени. Внутри этой зоны возникает циркуляция воздуха, в результате

которой в зону вовлекаются пыль и газовые выбросы. Поэтому все организованные выбросы должны направляться выше этой зоны. При этом приземные концентрации вредных веществ могут быть уменьшены до 6 раз.

5.2.1. Выбросы из одиночного источника [77]

Величина максимальной приземной концентрации вредных веществ C_m для выброса нагретой газовой смеси из одиночного источника с круглым устьем при неблагоприятных метеорологических условиях на расстоянии l_m от источника определяется по формуле

$$C_m = \frac{AG_c F m n}{H^2 \sqrt[3]{G' \Delta t}}, \quad (5.22)$$

где A — коэффициент, определяющий условия вертикального и горизонтального рассеивания вредных веществ в атмосферном воздухе, $\text{с}^{2/3} \cdot \text{мг} (\text{°C})^{1/3} / \text{г}$;

G_c — количество вредного вещества, выбрасываемого в атмосферу, г/с;

F — безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседания вредных веществ в атмосферном воздухе;

m и n — безразмерные коэффициенты, учитывающие условия выхода газовой смеси из устья источника выброса;

H — высота источника выброса над уровнем земли, м;

Δt — разность между температурой выбрасываемой газовой смеси t_r и температурой окружающего атмосферного воздуха t_b , °C ;

G' — объем газовой смеси, $\text{м}^3/\text{с}$.

Объем газовой смеси вычисляют по формуле

$$G' = \frac{\pi D^2}{4} u, \quad (5.23)$$

где D — диаметр источника выброса, м;

u — средняя скорость выхода газовой смеси из устья источника выброса, м/с.

Коэффициент A принимается равным: для субтропической зоны Средней Азии (лежащей южнее 40° с. ш.) — 240; для Казахстана и остальных районов Средней Азии, Нижнего Поволжья, Кавказа, Молдавии, Сибири Дальнего Востока — 200; для Севера и Северо-Запада европейской части СССР Среднего Поволжья, Урала и Украины — 160; для Центральной европейской части СССР — 120.

Величины G_c и G' должны определяться расчетом в технологической части проекта или приниматься в соответствии с действующими для данного производства нормативами.

Величину Δt (°C) следует определять, принимая температуру окружающего атмосферного воздуха t_b средней температурой наружного воздуха в 13 ч наиболее жаркого месяца года по главе СНиП «Строительная климатология и геофизика», а температуру t_r — по действующим для данного производства технологическим нормативам.

Величина F для различных веществ принимается равной: для газообразных веществ (SO_2 , CS_2 и т. п.) и мелкодисперсных аэрозолей (скорость упорядоченного оседания которых практически равна нулю) — 1; для пыли и золы, если средний коэффициент очистки не менее 90%, — 2, от 75 до 90% — 2,5 и менее 75% — 3.

Коэффициент m определяют по формуле

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \sqrt{f} + 0,34 \sqrt[3]{f}}, \quad (5.24)$$

где
$$f = 10^3 \frac{u^2 D}{H^2 \Delta t}. \quad (5.25)$$

Коэффициент n находят в зависимости от параметра v_m :

при $v_m \leq 0,3 \quad n = 3, \quad (5.26)$

при $0,3 < v_m \leq 2 \quad n = 3 - \sqrt{(v_m - 0,3)(4,36 - v_m)}, \quad (5.27)$

при $v_m > 2 \quad n = 1, \quad (5.28)$

где
$$v_m = 0,65 \sqrt{G' \Delta t / H}. \quad (5.29)$$

Величину l_m вычисляют по формуле

$$l_m = \zeta H, \quad (5.30)$$

где ζ — безразмерная величина, определяемая из следующих формул:

при $v_m \leq 2 \quad \zeta = 4,95 v_m (1 + 0,28 \sqrt[3]{f}), \quad (5.31)$

при $v_m > 2 \quad \zeta = 7 \sqrt{v_m} (1 + 0,28 \sqrt[3]{f}). \quad (5.32)$

Если коэффициент $F \geq 2$, величину l_m вычисляют по формуле

$$l_m = \frac{5 - F}{4} \zeta H. \quad (5.33)$$

Опасная скорость ветра u_m (м/с) на уровне флюгера (обычно 10 м от уровня земли), при которой имеет место наибольшее значение приземной концентрации вредных веществ в атмосферном воздухе C_m , должна приниматься равной

при $v_m \leq 0,5 \quad u_m = 0,5, \quad (5.34)$

при $0,5 < v_m \leq 2 \quad u_m = v_m, \quad (5.35)$

при $v_m > 2 \quad u_m = v_m (1 + 0,12 \sqrt{f}). \quad (5.36)$

Максимальную приземную концентрацию вредного вещества C_{mu} (мг/м³) при неблагоприятных метеоусловиях и скорости ветра u (м/с), отличающейся от опасной скорости ветра u_m , определяют по формуле

$$C_{mu} = r C_m, \quad (5.37)$$

где r — безразмерная величина, определяемая в зависимости от отношения u/u_m по следующим формулам:

при $\frac{u}{u_m} \leq 1 \quad r = 0,67 \left(\frac{u}{u_m} \right) + 1,67 \left(\frac{u}{u_m} \right)^2 - 1,34 \left(\frac{u}{u_m} \right)^3, \quad (5.38)$

при $\frac{u}{u_m} > 1 \quad r = \frac{3(u/u_m)}{2(u/u_m)^2 - (u/u_m) + 2}. \quad (5.39)$

Расстояние от источника выброса $l_{м\ u}$ (м), на котором приземная концентрация вредных веществ достигает максимально-го значения $C_{м\ u}$, мг/м³, находят из соотношения

$$l_{м\ u} = p l_{м}, \quad (5.40)$$

где при $u/u_{м} \leq 0,25 \quad p = 3, \quad (5.41)$

при $0,25 < u/u_{м} \leq 1 \quad p = 8,43 (1 - u/u_{м})^5 + 1, \quad (5.42)$

при $u/u_{м} > 1 \quad p = 0,32 (u/u_{м}) + 0,68. \quad (5.43)$

Величина наибольшей концентрации каждого вредного вещества $C_{м}$ в приземном слое атмосферы не должна превышать величины максимальной разовой ПДК, установленной «Санитарными нормами проектирования промышленных предприятий» СН 245—71, т. е. $C_{м} \leq \text{ПДК}$.

Пример. Определить величину максимальной приземной концентрации $C_{м}$ диоксида серы, выбрасываемого из дымовой трубы ТЭЦ, сжигающей сернистый мазут.

Исходные данные: количество сжигаемого мазута $G_{м} = 90\,000$ кг/ч; содержание серы в мазуте 2% (масс.); место нахождения ТЭЦ — район Урала; высота дымовой трубы $H = 100$ м; диаметр трубы $D = 5$ м; средняя скорость дымовых газов $u = 15$ м/с; температура дымовых газов $t_r = 300^\circ\text{C}$; температура воздуха $t_a = 30^\circ\text{C}$.

Расчет.

1. При сжигании 1 кг серы образуется 2 кг SO_2 , поэтому количество выбрасываемого в атмосферу диоксида серы составит

$$G_c = \frac{90\,000 (0,02 \cdot 2)}{3600} = 1 \text{ кг/с} = 1000 \text{ г/с}.$$

2. Принимаем $A = 160$.

3. Рассчитываем объем газовой смеси $G' = \frac{\pi \cdot 5^3}{4} 15 = 294,4 \text{ м}^3/\text{с}.$

4. Определяем параметр f :

$$f = 10^3 \frac{15^2 \cdot 5}{100^2 (300 - 30)} = 0,417,$$

тогда
$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \sqrt{0,417} + 0,34 \sqrt[3]{0,417}} = 1,01.$$

5. Рассчитываем параметр $v_{м}$:

$$v_{м} = 0,65 \sqrt[3]{294,4 \cdot 270 / 100} = 6,02 > 2,$$

тогда $n = 1$.

6. $\xi = 7 \sqrt[3]{6,02 (1 + 0,28 \sqrt[3]{0,417})} = 20,9.$

7. Рассчитываем величину $l_{м}$:

$$l_{м} = 20,9 \cdot 100 = 2090 \text{ м}.$$

8. Величина опасной скорости ветра:

$$u_{м} = 6,02 (1 + 0,12 \sqrt[3]{0,417}) = 6,56 \text{ м/с}.$$

9. Максимальная приземная концентрация SO_2 на расстоянии 2090 м:

$$C_{м} = \frac{160 \cdot 1000 \cdot 1 \cdot 1,01 \cdot 1}{100^2 \sqrt[3]{294,4 \cdot 270}} = 0,38 \text{ мг/м}^3.$$

Полученная величина C_m не превышает максимальную разовую ПДК = 0,5 мг/м³, следовательно, дымовая труба с указанными параметрами работы и размерами соответствует предъявляемым требованиям.

5.2.2. Высота дымовой трубы

Данный расчет выполняется методом приближения с использованием уравнения (5.22), где вместо C_m необходимо подставить значение ПДК вредного вещества (максимально разовую). Тогда можно написать выражение для расчета минимальной высоты дымовой трубы $H_{\min}$:

$$H_{\min} = \sqrt{\frac{AG_c F m n}{[\text{ПДК}] (G')^{1/3} (\Delta t)^{1/3}}}. \quad (5.44)$$

Рассмотрим последовательность расчета с использованием исходных данных из предыдущего примера: $A=160$, $G_c=1000$ г/с, $G'=294,4$ м³/с, $\Delta t=270$ °С, $D=5$ м, $u=15$ м/с.

1. Принимаем ПДК_{SO₂} = 0,5 мг/м³, $H_{\min}=85$ м.

2. Определяем параметр f по формуле (5.24)

$$f = 10^3 \frac{15^2 \cdot 5}{85^2 \cdot 270} = 0,577,$$

тогда
$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \sqrt{0,577} + 0,34 \sqrt[3]{0,577}} = 0,973.$$

3. Рассчитываем величину v_m по формуле (5.29)

$$v_m = 0,65 \sqrt[3]{294,4 \cdot 270 / 85} = 6,36 \text{ м/с} > 2.$$

Следовательно, $n=1$.

$$4. \quad H_{\min} = \sqrt{\frac{160 \cdot 1000 \cdot 1 \cdot 0,973 \cdot 1}{0,5 (294,4)^{1/3} (270)^{1/3}}} = 85,1 \text{ м}.$$

Расчетная и принятая величина $H_{\min}$ близки, поэтому пересчета не требуется.

5.2.3. Элементы факельной системы

На многих крупных предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности эксплуатируются факельные установки, которые предназначены для сжигания образующихся при пуске оборудования и в процессе производства некондиционных газов, дальнейшая переработка которых экономически нецелесообразна или невозможна. Сжигание сбросных газов на факельных установках позволяет значительно уменьшить загрязнение окружающей среды токсичными и горючими веществами [78].

К факельным установкам предъявляются следующие требования:

полнота сжигания, исключая образование альдегидов, кислот и других вредных промежуточных продуктов;
сжигание, исключая образование дыма и сажи;
устойчивость факела при изменении расхода и состава сбрасываемых газов;

безопасное воспламенение, бесшумность и отсутствие яркого свечения.

В производственной практике применяют различные системы факельных установок. Основные из них: 1) система со сбросом газов в факельную трубу; 2) система для газов высокого давления с отбором факельных газов на переработку или для сжигания в котельных установках; 3) комбинированные системы.

По первому варианту (рис. 5.6) сбрасываемые газы из трубопровода направляют через сепаратор 1 на сжигание в факельную трубу 2. Конденсат из сепаратора возвращают в производство или сливают в канализацию. Факельная труба оснащается дежурными 3 и запальными 4 горелками. Такую систему применяют, когда давление на технологических установках недостаточно для подачи факельного газа в газгольдер или когда газы не подлежат утилизации, а также когда газгольдеры заполнены.

В системах второго типа (рис. 5.7) газы поступают в сепаратор 1, где освобождаются от конденсата. Основная масса газа направляется потребителю, а избыток сбрасывается в факельную трубу 6 через регулирующий клапан 3.

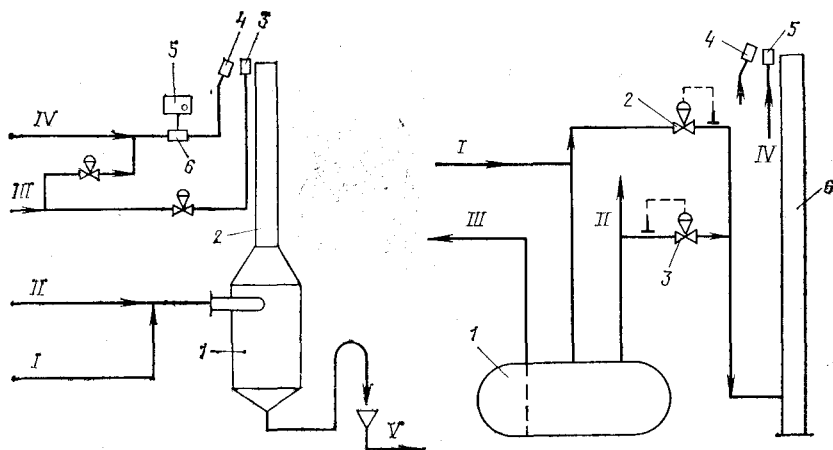


Рис. 5.6. Схема факельной установки со сбросом газов в трубу:

1 — сепаратор; 2 — факельная труба; 3 — дежурная горелка; 4 — запальная горелка; 5 — зажигающее устройство; 6 — свечи;
I — факельный газ; II — азот для продувки; III — топливный газ; IV — воздух; V — конденсат

Рис. 5.7. Схема факельной установки с сепаратором:

1 — сепаратор; 2, 3 — регулирующие клапаны; 4 — запальная горелка; 5 — дежурная горелка; 6 — факельная труба;
I — сбросный газ; II — газ потребителю; III — конденсат; IV — топливный газ

Скорость движения газа в факельной трубе независимо от колебаний нагрузки всегда должна быть больше скорости распространения пламени, но меньше некоторой предельной величины, при которой возможен отрыв пламени. На практике принимают, что пламя будет устойчивым при скорости газа на выходе из трубы, не превышающей 20—30 % скорости звука.

Расчет диаметра факельной трубы. Расход сбрасываемого газа определяется по формуле

$$G = 3600 \rho u S, \quad (5.45)$$

где G — расход газа, кг/ч;
 ρ — плотность газа, кг/м³;
 u — скорость газа на выходе из факельной трубы, м/с;
 S — площадь поперечного сечения трубы, м².

Плотность газа равна

$$\rho = PM/RT, \quad (5.46)$$

где M — молекулярная масса газа, кг;
 P — абсолютное давление газа, Па;
 T — температура, К;
 R — универсальная газовая постоянная, равная 8314,8 Па·м³/(кмоль·К).

Скорость газа на выходе из факельной трубы принимается равной 20 % скорости звука в этом же газе. В идеальном газе скорость звука может быть выражена формулой

$$u_3 = 91,5 \sqrt{kT/M}. \quad (5.47)$$

Тогда скорость газа

$$u = 0,2u_3 = 18,3 \sqrt{kT/M}, \quad (5.48)$$

где k — показатель адиабаты ($k = c_p/c_v$).

Поперечное сечение факельной трубы

$$S = 0,785D^2, \quad (5.49)$$

где D — диаметр факельной трубы, м.

После подстановки уравнений (5.46—5.49) в уравнение (5.45) — получим

$$D = 0,4 \left(\frac{T}{kM} \right)^{0,25} \left(\frac{G}{P} \right)^{0,5}. \quad (5.50)$$

Если расход газа задан G' (м³/ч), диаметр факельной трубы рассчитывают по уравнению

$$D = 0,4 \cdot 10^{-3} (G')^{0,5} \left(\frac{M}{kT} \right)^{0,25}.$$

Если сжигаются газы, не выделяющие дыма, расчетный диаметр можно уменьшить на 15 %. Длину факела L (м) рассчитывают по формуле $L = 118D$. (5.51)

Высота факельной трубы. Интенсивность теплоизлучения пламени определяется уравнением

$$q = \psi Q / (4\pi l^2), \quad (5.52)$$

где ψ — коэффициент светового излучения;

Q — количество тепла, выделяемого пламенем, МДж/ч;

l — расстояние от центра пламени (м), при котором интенсивность теплоизлучения снижается до безопасной величины $q = 5 \text{ МДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Коэффициент излучения ψ выражается эмпирическим уравнением

$$\psi = 0,2 (Q_n \cdot 26,9/900)^{0,5}, \quad (5.53)$$

где Q_n — низшая теплота сгорания факельного газа, МДж/м³, определяемая по формуле

$$Q_n = (1/26,9) (50M + 100),$$

где M — молекулярная масса газа.

Для газовых смесей $Q_n = \sum (y_i' Q_i)$,

где y_i' — мольная доля компонента i в смеси;

Q_i — низшая теплота сгорания компонента.

Количество тепла, выделяемого пламенем

$$Q = G_{ф.г} Q_n, \quad (5.54)$$

где $G_{ф.г}$ — расход факельного газа, м³/ч.

Максимальную интенсивность теплоизлучения q_m определяют по формуле

$$q_m = \psi Q / (4\pi l_1^2), \quad (5.55)$$

где l_1 — расстояние от центра пламени до основания факельной трубы, м

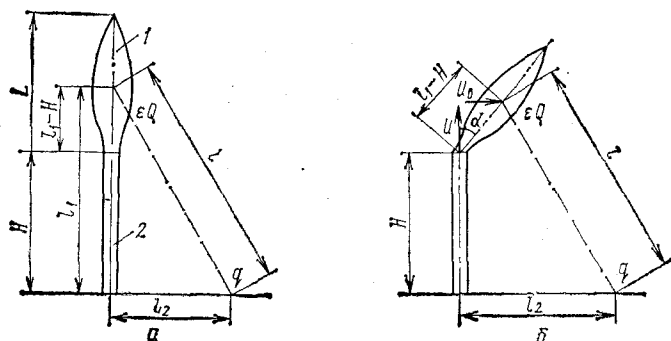


Рис. 5.8. Расположение факела в отсутствие ветра (а) и при наличии ветра (б)

Условные обозначения даны в тексте

(рис. 5.8), равное

$$l_1 = \sqrt{H(H+L)}, \quad (5.56)$$

где H — высота факельной трубы, м.

Подставляя формулу (5.56) в формулу (5.55) и решая уравнение относительно H , получим

$$H = 0,5 \{ [L^2 + \psi Q / (\pi q_m)]^{0,5} - L \}. \quad (5.57)$$

Высота факельной трубы должна обеспечить безопасность радиационно-теплового воздействия на персонал. Максимальная величина q_m , которую может выдерживать персонал в течение некоторого промежутка времени, составляет 17 МДж/(м²·ч). Подставив эту величину в уравнение (5.57), получим

$$H = 0,5 \{ [L^2 + \psi Q / (\pi \cdot 17)]^{0,5} - L \}. \quad (5.58)$$

Расстояние l_2 от основания факельной трубы до безопасной зоны (см. рис. 5.8, а) можно вычислить как длину катета в прямоугольном треугольнике

$$l_2 = \sqrt{l^2 - l_1^2} \quad \text{или} \quad l_2 = \sqrt{l^2 - H(H+L)}.$$

Эта зависимость справедлива для случая, когда сброс газа производится в неподвижную атмосферу.

При ветре (см. рис. 5.8, б) пламя будет отклонено под углом α к оси трубы. Площадь у основания трубы, на которой интенсивность излучения будет выше допустимого предела, имеет форму эллипса. Таким образом, расстояние от факельной трубы до безопасной зоны увеличивается. Как следует из рисунка

$$\operatorname{tg} \alpha = u_B / u,$$

где u_B — скорость ветра, м/с;

u — скорость сброса газов, м/с;

α — угол наклона пламени.

$$l_2 = \{ l^2 - [H + (l_1 - H) \cos \alpha]^2 \}^{0,5} + (l_1 - H) \sin \alpha.$$

Пример. Определить размеры факельной трубы для разгрузки предохранительных клапанов.

Исходные данные: давление газа в сбросной трубе $P = 100$ кПа, температура окружающего воздуха $t = 21^\circ \text{C}$. характеристика сбросов:

Газ	M	G' , моль/ч	G , кг/ч
Углеводороды	36,5	4415	161 400
Водяной пар	18	1220	22 000
Σ		5635	183 400

Свойства сбросного газа

Газ	y_i'	$c_{Y \cdot}$ кДж/(моль·К)	c_P	$y_i' c_Y$	$y_i' c_P$	Q_H	$y_i' Q_H$
Угледо- родороды Водяной пар	0,783	41,6	54,4	36,0	42,5	71,0	55,5
	0,217	25,0	33,3	5,5	7,2	0,0	0,0
Σ	1,000	—	—	41,5	49,7	—	55,5

Расчет.

1. Показатель адиабаты $k = 49,7/41,5 = 1,198$, где $k = \Sigma(y_i' c_P) / \Sigma(y_i' c_V)$.

2. Скорость звука в сбрасываемом газе

$$u_3 = 91,5 \sqrt{1,198 (21 + 273)/32,5} = 301,2 \text{ м/с.}$$

3. Плотность сбрасываемого газа $\rho = \frac{10^3 \cdot 32,5}{8314 \cdot 8,294} = 1,33 \text{ кг/м}^3$.

4. Скорость газа на выходе принимаем равной 20% скорости звука $u = 0,2 \cdot 301,2 = 60,24 \text{ м/с.}$

5. Площадь поперечного сечения факельной трубы

$$S = \frac{183\,400}{3600 \cdot 1,33 \cdot 60,24} = 0,636 \text{ м}^2.$$

6. Диаметр факельной трубы $D = \sqrt{0,636/0,785} = 0,81 \text{ м.}$

7. Общее тепловыделение $Q = (183\,400/1,33) 55,5 = 7,65 \cdot 10^6 \text{ МДж/ч.}$

8. Коэффициент излучения ($Q_H = 55,5 \text{ МДж/м}^2$).

$$\psi = 0,2 (55,5 \cdot 26,9/900)^{0,5} = 0,258.$$

9. Предельное безопасное расстояние от центра пламени [$q = 5 \text{ МДж/(м}^2 \cdot \text{ч)}$ из уравнения (5.52)]

$$l = \sqrt{\frac{\psi Q}{4\pi q}} = \sqrt{\frac{0,258 \cdot 7,65 \cdot 10^6}{4 \cdot 3,14 \cdot 5}} = 177,2 \text{ м.}$$

10. Длина пламени $L = 118 \cdot 0,81 = 96 \text{ м.}$

11. Высота факельной трубы по (5.58)

$$H = 0,5 \left[\left(96^2 + \frac{0,258 \cdot 7,65 \cdot 10^6}{3,14 \cdot 17} \right)^{0,5} - 96 \right] = 59,5 \text{ м.}$$

12. Расстояние l_2 от основания факельной трубы до безопасной зоны (см. рис. 5.8, а)

$$l_2 = \sqrt{l^2 - H(H + L)} = \sqrt{177,2^2 - 59,5(59,5 + 96)} = 149 \text{ м.}$$

13. Предположим, что средняя скорость ветра в данном районе составляет 10 м/с, и рассчитаем расстояние l_2 по следующим формулам:

$$\operatorname{tg} \alpha = u_B/u = 10/60,24 = 0,166,$$

$$\alpha = \operatorname{arc} \operatorname{tg} 0,166 = 9,4253^\circ,$$

$$\sin \alpha = 0,164, \quad \cos \alpha = 0,986,$$

$$l_1 = \sqrt{H(H + L)} = \sqrt{59,5(59,5 + 96)} = 96,2 \text{ м,}$$

$$(l_1 - H) \cos \alpha = (96,2 - 59,5) 0,986 = 36,2,$$

$$(l_1 - H) \sin \alpha = (96,2 - 59,5) 0,164 = 6,0,$$

$$l_2 = \sqrt{177,2^2 - 36,2^2} + 6,0 = 179,5 \text{ м.}$$

Таким образом, оборудование, требующее постоянного внимания со стороны обслуживающего персонала, должно располагаться за пределами зоны радиусом 179,5 м.

5.2.4. Каталитическое обезвреживание газовых выбросов

Достаточно высокая полнота сжигания вредных примесей в факельных системах достигается при температуре сгорания более 1000°C. Это вызывает некоторые сложности: необходимость применения для факельной трубы жаропрочных материалов; значительный дополнительный расход топливного газа для нагрева сбросных газов, содержащих преобладающее количество инертных компонентов и очень малую долю вредных веществ; обеспечение полноты сгорания самого топливного газа и т. д. Поэтому в настоящее время проводятся интенсивные исследования по разработке эффективных и экономичных способов каталитического окисления вредных примесей в сбросных газах различных процессов. Уже имеются действующие системы каталитического окисления фенола на некоторых установках получения фенола и ацетона, окисления вредных примесей в газах битумных установок. Значительное количество оксида углерода выбрасывается в атмосферу с газами регенерации установок каталитического крекинга, и целесообразность внедрения на них каталитического дожига CO в CO₂ очевидна.

Цель технологического расчета — определение основных размеров реактора каталитического окисления вредных примесей, подлежащих удалению из промышленных выбросов. Кроме того, определяют скорость фильтрования и толщину слоя катализатора.

Процесс каталитического окисления описывается кинетическим уравнением [79]

$$r = kc^m \left(1 + \sum bC \right)^x, \quad (5.59)$$

$$k = k_0 \exp(-E/RT), \quad (5.60) \quad b = b_0 \exp(Q/RT), \quad (5.61)$$

где r — скорость химической реакции, г/(м³·с);
 k — константа скорости химической реакции, с⁻¹;
 C — концентрация окисляемого вещества, г/м³;
 b — коэффициент кинетического уравнения;
 k_0, b_0 — предэкспоненциальные множители;
 E — энергия активации, кДж/моль;
 Q — энергия адсорбционных стадий, кДж/моль;
 R — универсальная газовая постоянная, кДж/(моль·К);
 T — температура, К;
 m, x — показатели степени в кинетических уравнениях.

Примеры кинетических уравнений для некоторых систем «вещество — катализатор» приведены в табл. 5.4.

Процесс протекает в две стадии: 1) диффузия из потока к поверхности катализатора (массопередача); 2) окисление примесей на поверхности контакта (кинетика).

Таблица 5.4. Примеры кинетических уравнений

Вещество — Катализатор	Вид уравнения	Константы
Толуол—[Pt/Ni—Cr]	$r = kC^0$	$k_0 = 4,47 \cdot 10^6$; $E = 50\,244$ кДж/моль;
Фенол—CuO	$r = \frac{kC}{1+b(C_0-C)}$	$k_0 = 9,11 \cdot 10^{13}$; $E = 134\,403$ кДж/моль; $b_0 = 2,76 \cdot 10^{-5}$; $Q = 72\,016$ кДж/моль;
Фенол—АП-56	$r = \frac{kC}{[1+b(C_0-C)]^2}$	$k_0 = 7,06 \cdot 10^7$; $E = 55\,268$ кДж/моль; $b_0 = 1,19 \cdot 10^{-7}$; $Q = 67\,829$ кДж/моль

Эффективная скорость процесса является величиной, обратной сумме сопротивлений отдельных стадий $1/k^* = 1/(a\beta) + 1/k$.

В соответствии с этим расчетная высота слоя катализатора h_p (м)

$$h_p = h_\beta + h_r, \quad (5.62)$$

где h_β — высота слоя по массопередаче, м;

h_r — высота слоя по кинетике, м.

Высота слоя по массопередаче

$$[h_\beta = Nu_\phi T_n / (\beta a T_0)], \quad (5.63)$$

где N — необходимое число единиц переноса;

β — коэффициент массопередачи, м/с;

a — удельная доступная поверхность катализатора, м²/м³;

u_ϕ — скорость фильтрования, м/с;

T_n — температура в реакторе, К;

$T_0 = 273$ К.

Необходимое число единиц переноса

$$N = \ln(C_n/C_k), \quad (5.64)$$

где C_n , C_k — начальная и конечная концентрации окисляемого вещества, г/м³.

Скорость фильтрования u_ϕ принимается по допускаемому гидравлическому сопротивлению слоя катализатора (табл. 5.5) в зависимости от порозности катализатора (ϵ) и эквивалентного диаметра каналов слоя катализатора d_ϵ .

Конечная температура катализатора T_k рассчитывается по формуле

$$T_k = T_n + q_{a,p} (C_n - C_k), \quad (5.65)$$

где $q_{a,p}$ — удельная величина адиабатического разогрева, м³·К/г.

Величину $q_{a,p}$ вычисляют по формуле

$$q_{a,p} = Q_n / (M_{AcV}), \quad (5.66)$$

где Q_n — теплота сгорания окисляемого вещества, кДж/моль;

Таблица 5.5. Рекомендуемые скорости фильтрования, отнесенные к полному сечению слоя (для рабочей температуры 250 °С)

d_s	$\varepsilon=0,35$	$\varepsilon=0,40$	$\varepsilon=0,45$
Допускаемое гидравлическое сопротивление слоя 2000 Па			
0,001	0,4—0,5	0,5—0,6	0,8—0,9
0,002	0,5—0,6	0,6—0,7	0,9—1,05
0,003	0,6—0,7	0,7—0,8	1,0—1,2
Допускаемое гидравлическое сопротивление слоя 1000 Па			
0,001	0,3—0,4	0,35—0,45	0,5—0,6
0,002	0,35—0,45	0,4—0,5	0,6—0,7
0,003	0,4—0,5	0,45—0,55	0,7—0,8

Примечание: с увеличением рабочей температуры на 50 °С скорость фильтрования следует уменьшить на 0,025 м/с.

c_V — теплоемкость воздуха, кДж/(м³·К), равная

$$c_V = (c_P - R)/22,4, \quad (5.67)$$

где c_P — теплоемкость воздуха при постоянном давлении, кДж/(моль·К).

Теплоту сгорания органического вещества находят из соотношения

$$Q_H = 393,6n_C + 121,0m_H, \quad (5.68)$$

где n_C , m_H — число атомов углерода и водорода в молекуле вещества.

Средняя температура катализатора $T_c = 0,5(T_H + T_K)$.

Коэффициент массопередачи определяют по формулам

$$\beta_0 = \frac{0,395 D_0^{0,67} u_F^{0,64}}{\varepsilon^{0,64} \nu_0^{0,31} d_s^{0,38}}, \quad (5.69) \quad \beta = \beta_0 (T_H/T_0)^{1,3}. \quad (5.70)$$

где D_0 — коэффициент диффузии, м²/с;

ε — порозность слоя катализатора, м³/м³;

ν_0 — кинематическая вязкость воздуха при нормальной температуре, м²/с;

d_s — эквивалентный диаметр каналов слоя катализатора, м.

Коэффициент диффузии вычисляют из выражения

$$D_0 = \frac{0,986 \cdot 10^{-8} T_0^{1,75}}{P_0 (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (5.71)$$

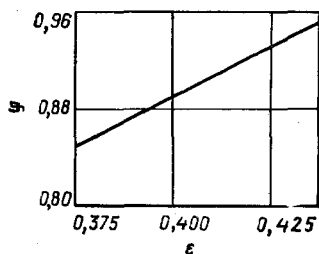
где V_A , V_B — мольные объемы окисляемого вещества и воздуха соответственно;

M_A , M_B — молекулярные массы окисляемого вещества и воздуха;

P_0 — атмосферное давление, МПа.

Мольные или атомные объемы составляют: водорода — 1,98, воздуха — 20,1, кислорода в соединениях — 5,48, углерода — 16,5, оксида углерода — 18,9, шестичленного кольца в органических соединениях — минус 20,0.

Рис. 5.9. Зависимость коэффициента доступной поверхности φ от порозности катализатора ϵ



Удельная доступная поверхность катализатора

$$a = a_0 (1 - \epsilon) \varphi, \quad (5.72)$$

где a_0 — удельная поверхность слоя катализатора, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

φ — коэффициент доступной поверхности (находят по рис. 5.9).

Эквивалентный диаметр каналов, образованных частицами катализатора

$$d_s = \frac{4\epsilon}{a_0 (1 - \epsilon)}. \quad (5.73)$$

Удельная поверхность слоя сферических частиц $a_0 = 6/d$. (5.74)

Удельная поверхность слоя цилиндрических частиц

$$a_0 = \frac{6}{d} \left(\frac{2}{3} + \frac{d}{3l} \right), \quad (5.75)$$

где d , l — диаметр и длина частицы соответственно, м.

Составляющая высоты слоя по кинетике рассчитывается по формуле $h_r = Nu_\phi C_n / r$. (5.76)

Рабочая толщина слоя катализатора для компенсации влияния неравномерности газораспределения принимается $h = (1,25 \div 1,45) h_r$. (5.77)

Необходимая поверхность фильтрования

$$S = G' / (3600 u_\phi), \quad (5.78)$$

где G' — объем промышленного выброса, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Поверхность фильтрования для наиболее распространенного варианта размещения катализатора в кольцевых корзинах рассчитывают по среднему диаметру. Рекомендуемое соотношение $H/D_{\text{ср}}$ составляет 1,5—3,5.

Объем катализатора составит $V_k (\text{м}^3)$

$$V_k = \pi D_{\text{ср}} h (H + 2h), \quad (5.79)$$

где H — рабочая высота кольцевой корзины, м;

$D_{\text{ср}}$ — средний диаметр кольца, м.

Пример. Определить основные размеры реактора для каталитического окисления вредных примесей промышленного выброса.

Исходные данные: объем выброса $G' = 15\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура выброса 15°C ; температура в реакторе 250°C ; ПДК фенола $0,01 \text{ мг}/\text{м}^3$; ПДК ацетона $0,35 \text{ мг}/\text{м}^3$; катализатор — АП-56 имеет следующую характеристику: диаметр частиц $0,003 \text{ м}$, длина частиц $0,005 \text{ м}$, форма — цилиндрическая, порозность слоя катализатора $\epsilon = 0,375$; требуемая степень очистки по веществу с меньшей ПДК, т. е. по фенолу, — $0,998$.

химический состав вы-
броса, % (об.):

азот	78
кислород	21
пары воды	0,5
диоксид углерода	0,5

концентрация вредных
примесей, г/м³

фенол	1,5
ацетон	0,5

Расчет.

Кинетическое уравнение окисления фенола на катализаторе АП-56:

$$r = kC/[1 + b(C_H - C_K)]^2,$$

$$k_0 = 7,06 \cdot 10^7, \quad b_0 = 1,19 \cdot 10^{-7},$$

$$E = 55\,268 \text{ кДж/моль}, \quad Q = 67\,829 \text{ кДж/моль}, \quad R = 8,31 \text{ кДж/(моль} \cdot \text{К)}.$$

1. Конечная концентрация фенола $C_K = 1,5(1 - 0,998) = 0,003 \text{ г/м}^3$.
2. Необходимое число единиц переноса $N = \ln(1,5/0,003) = 6,215$.
3. Скорость фильтрования принимаем из табл. 5.5 $u_f = 0,5 \text{ м/с}$.
4. Рассчитываем по формуле (5.71) коэффициент диффузии: молярный объем фенола C_6H_6O $V_A = 16,5 \cdot 6 + 1,98 \cdot 6 + 5,48 \cdot 1 = 20,0 = 96,36$, молярный объем воздуха $V_B = 20,1$, молекулярная масса фенола $M_A = 94,12$, молекулярная масса воздуха $M_B = 29$, давление $P_0 = 0,1 \text{ МПа}$.

Таким образом

$$D_0 = \frac{0,986 \cdot 10^{-8} \cdot 273^{1,75}}{0,1(96,36^{1/3} + 20,1^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{94,12} + \frac{1}{29}} = 7,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

5. Удельная поверхность слоя катализатора по формуле (5.75);

$$a_0 = \frac{6}{0,003} \left(\frac{1}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{0,003}{0,005} \right) = 1733 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

6. Эквивалентный диаметр каналов слоя катализатора по формуле (5.73):

$$d_0 = \frac{4 \cdot 0,375}{1733(1 - 0,375)} = 0,001385 \text{ м}.$$

Теплота сгорания фенола C_6H_6O :

$$Q_H = 393,6 \cdot 6 + 121,0 \cdot 6 = 3087,6 \text{ кДж/моль}.$$

Теплоемкость воздуха $c_P = 30 \text{ кДж/(моль} \cdot \text{К)}$:

$$c_V = (30 - 8,31)/22,4 = 0,966 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К)}.$$

Удельная величина адиабатического разогрева:

$$q_{a.p} = \frac{3087,6}{94,12 \cdot 0,966} = 33,96 \text{ м}^3 \cdot \text{К/г}.$$

Конечная температура катализатора:

$$T_K = 523 + 33,96(1,5 - 0,003) = 574 \text{ К}.$$

Средняя температура катализатора:

$$T_c = 0,5(T_H + T_K) = 0,5(523 + 574) = 548,5 \text{ К}.$$

7. Коэффициент массопередачи:

$$P_0 = \frac{0,395(7,2 \cdot 10^{-6})^{0,67} \cdot 0,5^{0,64}}{0,375^{0,64}(13,3 \cdot 10^{-6})^{0,31}(1,385 \cdot 10^{-3})^{0,36}} = 0,059 \text{ м/с},$$

где вязкость воздуха при 0°C $\nu_0 = 13,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

$$\beta = 0,059 \left(\frac{250 + 273}{273} \right)^{1,3} = 0,137 \text{ м/с}.$$

8. Удельная доступная поверхность катализатора:

$$a = a_0 (1 - \varepsilon) \varphi = 1733 (1 - 0,375) \cdot 0,85 = 920 \text{ м}^2/\text{м}^3,$$

где $\varphi = 0,85$ (см. рис. 5.9).

9. Высота слоя по массопередаче:

$$h_\beta = \frac{6,215 \cdot 0,5 \cdot 523}{0,137 \cdot 920 \cdot 273} = 0,047 \text{ м}.$$

10. Константа скорости реакции окисления фенола:

$$k = 7,06 \cdot 10^7 \exp \left(- \frac{55\,268}{8,31 \cdot 548,5} \right) = 382,7 \text{ с}^{-1}.$$

11. Коэффициент кинетического уравнения:

$$b = 1,19 \cdot 10^{-7} \exp \left(\frac{67\,829}{8,31 \cdot 548,5} \right) = 0,307.$$

12. Скорость реакции окисления фенола:

$$r = \frac{382,7 \cdot 1,5}{[1 + 0,307 (1,5 - 0,003)]^2} = 269,5 \text{ г}/(\text{м}^3 \cdot \text{с}).$$

13. Высота слоя катализатора по кинетике:

$$h_r = \frac{6,215 \cdot 0,5 \cdot 1,5}{269,5} = 0,017 \text{ м}.$$

14. Рабочая высота слоя катализатора:

$$h_p = 1,35 (0,047 + 0,017) = 0,0864 \text{ м}.$$

15. Необходимая поверхность фильтрования:

$$S = \frac{15\,000}{3600 \cdot 0,5} = 8,33 \text{ м}^2.$$

16. Принимаем кольцевую корзину, у которой отношение $H/D_{\text{ср}} = 2$, тогда

$$D_{\text{ср}} = \frac{S}{H\pi} = \frac{S}{2D_{\text{ср}}\pi},$$

$$D_{\text{ср}} = \sqrt{\frac{S}{2\pi}} = \sqrt{\frac{8,33}{2 \cdot 3,14}} = 1,15 \text{ м},$$

$$H = 2 \cdot 1,15 = 2,3 \text{ м}.$$

17. Объем катализатора:

$$V_k = \pi \cdot 1,15 \cdot 0,0864 (2,3 + 2 \cdot 0,0864) = 0,77 \text{ м}^3.$$

Предлагаемая методика расчета может быть применена к любым системам «вещество — катализатор», для которых известны вид кинетического уравнения и параметры, аналогичные приведенным в табл. 5.4 (k_0 , b_0 , E , Q).

5.3. РАСЧЕТЫ ЭЛЕМЕНТОВ СООРУЖЕНИЙ ПО ОЧИСТКЕ СТОЧНЫХ ВОД

Любой сброс промышленных сточных вод в водоемы нарушает водопотребление, т. е. применение воды для питьевых нужд, ухудшает водопользование, т. е. использование воды для купания, полива и других потребностей. Иногда вода водоемов, загрязненная выбросами, становится непригодной и для промышленных нужд [80]. Неочищенные сточные воды нарушают биологическое равновесие водоема. Рассмотрим, например, нарушение кислородного равновесия.

Сбрасываемые нефтеперерабатывающими предприятиями органические вещества под действием микроорганизмов окисляются до диоксида углерода и воды. Проявляется способность самоочищения водоема. При этом расходуется кислород, содержащийся в воде водоема и поступающий туда из атмосферы. Количество кислорода в мг O_2 на 1 л (мг/л), которое поглощают в процессе окисления органические вещества за определенный промежуток времени, называется биологической потребностью в кислороде — БПК. Различают БПК₅ (пятидневный) БПК₂₀ (двадцатидневный), БПК_{полн} (полный, когда вещество окисляется полностью). Сточные воды НПЗ до очистки имеют БПК_{полн} 250—450 мг/л, в то время как по санитарным нормам этот показатель в воде водоема должен составлять 3—6 мг/л в зависимости от его категории. При сбросе неочищенных сточных вод концентрация имеющегося в водоеме кислорода может резко снизиться (либо он израсходуется полностью), что вызывает гибель планктона, бентоса, рыб и других организмов, потребляющих растворенный в воде кислород.

Биологическое равновесие в водоеме нарушается также за счет других содержащихся в сточных водах веществ. Ниже показано содержание некоторых веществ в сточных водах НПЗ топливного профиля (до механической очистки) в мг/л:

	I система канализации	II система канализации
Содержание, мг/л		
нефтепродукты	1000—2000	3000—5000
взвешенные вещества	200—300	600—800
общее содержание солей	1000—1500	5000—6000
ПАВ	5—10	80—100
фенолы	3—5	2—3
БПК _{полн} , мг/л	250—300	300—450
pH	7,8—8,6	7,5—7,8

Нефтепродукты могут покрывать поверхность водоема пленкой, которая нарушает процесс поглощения водой кислорода из атмосферы и приводит к гибели живого мира водоема. Около 40% нефти, попавшей в водоем, оседает в виде донных отложений, очень стойких к самоочищению. Взвешенные в воде минеральные частицы наносят повреждения рыбам, некоторые водные организмы обволакиваются этими частицами, теряют спо-

способность к передвижению и погибают. Соли неорганических кислот нарушают биохимические процессы в водоеме.

Поверхностно-активные вещества придают воде неприятный вкус и запах, дают стойкую пену, препятствующую аэрации водоема. Вода, содержащая всего 0,001 мг/л фенола, становится неприятной для питья.

Таким образом, возникает необходимость очистки сточных вод НПЗ до такой степени, чтобы после смешения их с водой водоема не были превышены нормативные требования, обеспечивающие нормальную жизнь в водоеме. Эти требования определены «Правилами охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами».

Согласно действующим нормам, водоемы подразделяют на две категории: водоемы, используемые для водопотребления, и водоемы для водопользования. К числу нормативных требований относят следующие: содержание растворенного в воде кислорода после смешения должно быть не менее 4 мг/л; БПК_{полн} — не более 3 мг/л для водоемов первой категории и 6 мг/л — для второй; содержание взвешенных частиц в воде не должно увеличиваться после спуска сточных вод соответственно более чем на 0,25 и 0,75 мг/л; минеральный осадок может быть не более 1000 мг/л, в том числе хлоридов — 350 мг/л и сульфатов — 500 мг/л.

5.3.1. Сооружения механической очистки сточных вод

Механическая очистка служит для удаления крупнодисперсных взвесей и примесей в качестве первой стадии в общей системе очистки [81, 82]. Для задержания тяжелых нерастворимых примесей, главным образом песка, применяют песколовки. Расчет песколовки заключается в определении ее размеров — длины, ширины, высоты, или количества секций при выбранных размерах.

Песколовка — это проточный аппарат прямоугольной формы, в котором жидкость движется прямолинейно. Выделяющийся песок сгребается скребками к приемному бункеру и забирается оттуда насосами на площадки для обезвоживания. Длина песколовки колеблется в пределах 10—15 м, ширина — от 0,5 до 2,0 м, глубина проточной части — от 0,4 до 1,0 м. Скорость движения сточных вод через песколовку составляет 0,1—0,3 м/с, время пребывания 30—120 с. Песколовка предназначена для задержания минеральных частиц крупностью 0,15 мм и более.

Длину рабочей части песколовки рассчитывают по формуле

$$L_{\pi} = hu/u_0, \quad (5.80)$$

где L_{π} — длина рабочей части песколовки, м;

h — глубина рабочей части песколовки, м;

u_0 — скорость осаждения частиц определенного диаметра в движущемся турбулентном потоке жидкости, м/с;

u — скорость движения сточной воды, м/с.

Таблица 5.6. Гидравлическая крупность песка (мм/с)

$t, ^\circ\text{C}$	0,15 мм	0,20 мм	0,25 мм	0,30 мм	0,35 мм	0,40 мм	0,50 мм
15	13,2	18,8	24,2	30,0	35,5	41,2	52,4
10	11,5	17,1	22,5	28,3	34,3	39,5	50,7

Скорость осаждения u_0 находят по формуле Карпинского

$$u_0 = 10^{-3} \sqrt{u_r^2 - u_T^2}, \quad (5.81)$$

где u_r — средняя гидравлическая крупность частиц, мм/с, т. е. скорость выпадения частиц песка определенного размера из воды, находящейся в спокойном состоянии;

u_T — вертикальная турбулентная составляющая, мм/с.

Величину u_T принимают по табл. 5.6, в зависимости от диаметра частиц песка. Вертикальную турбулентную составляющую вычисляют по формуле

$$u_T = 0,05u. \quad (5.82)$$

При определении u_T должны соблюдаться следующие ограничения: при осаждении частиц диаметром 0,15 мм допустимая скорость потока через песколовку не должна превышать 0,25 м/с при температуре воды 15 °С и 0,2 м/с при температуре воды 10 °С.

И. Л. Монгайт и И. Д. Родзиллер рекомендуют проводить расчет песколовок с использованием следующих формул:

$$L_{\Pi} = K_1 K_2 \frac{h}{u_0} u, \quad (5.83)$$

где K_1 — коэффициент для учета влияния различных факторов на работу сооружения, в большинстве случаев принимается равным 1;

K_2 — коэффициент, учитывающий влияние турбулентности потока, несовершенство гидравлических условий работы, расслоение песка и других факторов.

Для определения K_2 используют формулу

$$K_2 = u_r / \sqrt{u_r^2 - u_T^2}. \quad (5.84)$$

Для данного метода расчета u_T (мм/с) вычисляют по формуле

$$u_T = 0,08u - 2,3, \quad (5.85)$$

при этом должны соблюдаться следующие ограничения: при осаждении частиц с диаметром 0,15 мм скорость потока u должна быть не более 0,15 м/с, при осаждении частиц с диаметром 0,20 мм — не более 0,2 м/с.

Другие размеры сечения песколовки находят из уравнения неразрывности струи

$$G' = Su = S_1 u_0, \quad (5.86)$$

где G' — расход сточной воды, м³/с;

S — площадь поперечного сечения песколовки, м²;

S_1 — площадь свободной поверхности сточной воды, м².

Для прямоугольного сечения песколовки

$$S = hB_{\Pi} \quad (5.87) \quad S_1 = L_{\Pi}B_{\Pi}, \quad (5.88)$$

где B_{Π} — ширина песколовки, м.

На основании уравнений (5.86)—(5.88) можно рассчитать величину B_{Π}

$$B_{\Pi} = G'/(hu) = G'/(L_{\Pi}u_0). \quad (5.89)$$

Для многосекционной песколовки по принятой ширине одной секции находят число последних:

$$n = B_{\Pi}/b, \quad (5.90)$$

где b — ширина одной секции, м.

Пример. Провести расчет песколовки для очистки нейтральных сточных вод НПЗ мощностью 12 млн. т нефти в год.

Исходные данные: удельный расход сточных вод $g=2$ м³/т нефти; скорость потока $u=0,2$ м/с; высота проточной части песколовки $h=0,6$ м; наименьший диаметр осаждаемых частиц $d=0,2$ мм; средняя температура сточной воды в песколовке $t_n=15^{\circ}\text{C}$.

Расчет.

1. Расход сточной воды

$$G' = \frac{12\,000\,000 \cdot 2}{365 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,761 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Гидравлическая крупность песка для частиц $d=0,2$ мм при 15°C равна $u_r=18,8$ мм/с (см. табл. 5.6).

3. Вертикальная турбулентная составляющая $u_t=0,08 \cdot 200-2,3=13,7$ мм/с. Тогда

$$K_2 = 18,8 / \sqrt{18,8^2 - 13,7^2} = 1,46.$$

4. Средняя скорость осаждения частиц $u_0 = \sqrt{18,8^2 - 13,7^2} = 12,87$ мм/с = 0,01287 м/с.

5. Длина песколовки:

$$L_{\Pi} = 1,45 \cdot \frac{0,6}{0,01287} \cdot 0,2 = 13,5 \text{ м}.$$

6. Ширина песколовки:

$$B_{\Pi} = \frac{0,761}{0,6 \cdot 0,2} = 6,34 \text{ м}.$$

Принимаем ширину одной секции $b=1,6$ м, тогда число секций составит $n=6,34/1,6=3,96$ или 4 шт.

После песколовки сточные воды очищаются в нефтеловушках.

Нефтеловушки — это прямоугольный железобетонный резервуар, разделенный на несколько секций и предназначенный для удаления нефти, а также взвешенных осадков, прошедших через песколовку. Глубина ловушки составляет 2—2,4 м, ширина секции 2—6 м, длина определяется из расчета, чтобы средняя продолжительность пребывания воды в ловушке составляла около 2 ч при расчетной скорости потока 0,003—0,008 м/с. Содержание нефтепродуктов в воде, выходящей из нефтеловушки, составляет около 100 мг/л.

Расчет нефтеловушки может быть выполнен в приведенной ниже последовательности.

1. Длина нефтеловушки

$$L_{\text{л}} = 3600ut, \quad (5.91)$$

где u — скорость движения воды в ловушке, м/с;
 t — время пребывания воды в ловушке, ч.

2. Ширина нефтеловушки

$$B_{\text{л}} = G'/(hu), \quad (5.92)$$

где G' — расход сточной воды, м³/с;
 h — глубина ловушки, м.

3. Число секций $n = B_{\text{л}}/b$.

Пример. Провести расчет нефтеловушки для очистки сточных вод НПЗ мощностью 12 млн. т нефти в год.

Исходные данные: удельный расход сточных вод $g=1$ м³/т нефти; скорость потока $u=0,006$ м/с; глубина ловушки $h=2,1$ м; время пребывания воды $t=2$ ч.

Расчет.

1. Расход сточной воды

$$G' = \frac{12\,000\,000 \cdot 1}{365 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,38 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Длина нефтеловушки $L_{\text{л}} = 3600 \cdot 0,006 \cdot 2 = 43,2$ м.

3. Ширина нефтеловушки $B_{\text{л}} = \frac{0,38}{2,1 \cdot 0,006} = 30$ м.

Принимаем ширину одной секции $b=5$ м, тогда число секций составит $n=30/5=6$ шт.

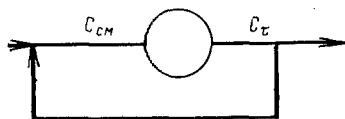
Таблица 5.7. Значение коэффициента $K_{\text{ф}}$ для определения величины $C_{\text{см}}$

Средняя зимняя температура сточных вод, °С	Рабочая высота биофильтров, м				
	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
От 8 до 10	2,5	3,3	4,4	5,7	7,5
От 10 до 14	3,3	4,4	5,7	7,5	9,6
Более 14	3,4	5,7	7,5	9,6	12,0

Высоконагруженные биофильтры (аэрофильтры) сооружаются как для полной, так и неполной очистки. БПК очищенной воды после них колеблется в пределах 15—40 мг/л [82]. Биофильтр представляет собой цилиндрический аппарат из железобетона, высотой 2—6 м, диаметром 15—25 м. Иногда биофильтр выполняется в виде прямоугольного аппарата. По режиму работы высоконагруженные биофильтры могут

быть подразделены на фильтры с рециркуляцией и без рециркуляции.

Расчет биофильтров высокой нагрузки по методу С. В. Яковлева состоит в следующем:



Биофильтр заданной высоты при заданной степени чистоты сточных вод C_{τ} может удовлетворительно работать только при определенной степени загрязнения поступающих на очистку сточных вод C_{cm} . Допустимая степень загрязнения сточных вод перед биофильтром может быть определена по формуле:

$$C_{cm} = K_{\phi} C_{\tau}, \quad (5.93)$$

где C_{cm} — БПК₂₀ поступающей на биофильтр сточной воды, г/м³.

C_{τ} — БПК₂₀ очищенной воды, г/м³;

K_{ϕ} — коэффициент, характеризующий гидродинамические и температурные условия работы биофильтра (табл. 5.7).

Если найденная по формуле (5.93) величина C_{cm} больше C , то рециркуляция не нужна. Зная величину C_{cm} и БПК₂₀ поступающей сточной жидкости C , рассчитывают необходимый коэффициент рециркуляции n_p :

$$n_p = \frac{C - C_{cm}}{C_{cm} - C_{\tau}} = \frac{q_p}{q}, \quad (5.94)$$

где q_p — гидравлическая нагрузка по рециркуляту, м³/(м²·сут);
 q — общая гидравлическая нагрузка, м³/(м²·сут).

Площадь биофильтра находят по формуле

$$S = G' (n_p + 1) C_{cm} / g_d, \quad (5.95)$$

где G' — расход сточной воды, м³/сут;

g_d — допустимая нагрузка в г на 1 м² площади биофильтра в сутки.

В зависимости от среднегодовой температуры наружного воздуха величина g_d равна:

До 3 °С	—1700
От 3 до 6 °С	—2200
Выше 6 °С	—3000

Таким образом, гидравлическая нагрузка на поверхность биофильтра равна $q = g_d / C_{cm}$. (5.96)

Величина q должна быть в пределах 10—30 м³/(м²·сут). Если $q < 10$ м³/(м²·сут), необходимо увеличить коэффициент рециркуляции n_p или уменьшить высоту биофильтра и расчет повторить.

Пример. Определить число биофильтров, необходимых для очистки сточных вод II системы канализации НПЗ мощностью 12 млн. т нефти в год.

Исходные данные: удельный расход сточных вод $g=1,5$ м³/т нефти; рабочая высота биофильтров $H=3$ м; средняя зимняя температура сточных вод 10 °С; средняя годовая температура наружного воздуха 6 °С; БПК₂₀ после биофильтров $c_t=30$ г/м³; БПК₂₀ поступающей на очистку сточной воды $C=200$ г/м³.

Расчет.

1. Находим значение коэффициента $K_f=4,4$ (см. табл. 5.8)

$$C_{см} = 4,4 \cdot 30 = 132 \text{ г/м}^3,$$

следовательно, биофильтр должен работать с рециркуляцией

$$n_p = \frac{200 - 132}{132 - 30} = 0,67.$$

2. Среднесуточный приток сточной воды

$$G' = 12\,000\,000 \cdot 1,5/365 = 50\,000 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

3. Принимаем величину $g_d=2300$, тогда общая площадь биофильтров равна

$$S = 50\,000 \cdot (1 + 0,67) \cdot 132/2300 = 4792 \text{ м}^2.$$

4. Принимаем диаметр одного биофильтра $d=25$ м, тогда число биофильтров составит

$$n_6 = \frac{4S}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 4792}{3,14 \cdot 625} = 9,77 \text{ или } 10 \text{ шт.}$$

5. Гидравлическая нагрузка на поверхность биофильтра равна

$$q = 2300/132 = 17,42 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут}) > 10,$$

следовательно, увеличивать коэффициент рециркуляции или уменьшать высоту биофильтра не нужно.

5.3.2. Биохимическая очистка сточных вод

Биохимическая очистка сточных вод основана на способности некоторых микроорганизмов питаться растворенными в воде органическими и некоторыми неорганическими веществами, например, сульфидами, солями аммония и др. В процессе потребления этих веществ происходит их окисление кислородом, растворенным в воде. Часть окисляемого микроорганизмами вещества используется для увеличения биомассы, а другая превращается в безвредные для водоема продукты — воду, диоксид углерода, нитрат- и сульфат-ионы и др. Микроорганизмы могут окислять органические вещества при небольшой их концентрации, что является важным достоинством биохимической очистки.

На интенсивность и эффективность процесса очистки оказывает влияние ряд факторов. Прежде всего необходима аэрация, т. е. подача воздуха в слой воды, в котором взвешен активный ил, представляющий собой колонии микроорганизмов. Хотя загрязняющие воды вещества являются питательной средой для микроорганизмов активного ила, увеличение их концентрации выше определенного предела может привести к гибели микроорганизмов. Такой предельно допустимой концентрацией явля-

ется: для фенолов — 1000 мг/л, спиртов — 300—500 мг/л, ионов металлов — 1—10 мг/л. Поэтому в некоторых случаях необходимо разбавление сточной воды.

Для построения биомассы микроорганизмы расходуют биогенные материалы из разрушаемых ими органических веществ, однако недостающие для этого элементы, чаще всего азот, фосфор и кальций приходится добавлять в очищаемые сточные воды в виде солей.

Большое влияние на процесс оказывает температурный режим. При понижении температуры сточной воды с 20 до 6°C скорость процесса очистки замедляется примерно в 2 раза, а при увеличении температуры с 20 до 37°C — возрастает в 2—2,3 раза. Наиболее благоприятной средой для бактерий является нейтральная или слабощелочная; при pH ниже 5 и выше 9 эффективность биохимической очистки резко снижается.

Эффективность очистки зависит от содержания активного ила в очищаемой сточной воде: чем выше концентрация ила, тем интенсивнее протекает очистка. Обычно концентрацию активного ила поддерживают в пределах 2—4 г/л.

Биохимическая очистка производственных сточных вод может осуществляться в аэротенках и биологических прудах. Обычно используют аэротенки, так как они лучше могут регулировать режим работы при изменении состава сточных вод и дают большую производительность на единицу объема сооружения.

Для расчета биохимической очистки сточных вод использованы данные работ [82—86]. Аэротенки представляют собой длинные железобетонные или бетонные резервуары прямоугольного сечения. Смесь очищаемой воды и активного ила медленно движется вдоль резервуара и непрерывно насыщается воздухом. Пузырьки воздуха перемешивают активный ил со сточными водами и не дают хлопьям ила оседать на дно. Длина аэротенков колеблется в пределах 40—120 м, ширина — 6—10 м, высота 4—5 м. Для аэротенков-смесителей степень загрязнения поступающей на очистку сточной воды должна быть не более 200—250 мг/л.

Аэротенки проектируют либо на полную биологическую очистку, либо на частичную. Степень очистки колеблется от 10 до 50 мг/л. Продолжительность аэрации составляет 4—12 ч. Окислительная мощность аэротенков зависит от степени загрязненности сточных вод. Так, для аэротенков, работающих на полную очистку, она составляет 500—2000 г/сут на 1 м³ загрузки. Концентрация активного ила 2—4 г/л, расход воздуха на 1 м³ очищаемой воды составляет 20—25 м³ при высоте слоя в аэротенке 4 м.

Зависимость между продолжительностью аэрации, степенью загрязненности сточных вод и средней скоростью окисления сточных вод в аэротенке определяют по формуле

$$w = (C - C_0) / \tau, \quad (5.97)$$

где w — скорость окисления сточных вод в мг O_2 на л/ч;
 C — БПК₂₀ поступающих в аэротенк сточных вод, мг/л;
 C_τ — БПК₂₀ очищаемых сточных вод, мг/л;
 τ — продолжительность аэрации сточных вод, ч.

Скорость окисления w в зависимости от дозы активного ила и природы органических загрязнений может быть определена по формуле

$$w = kC_{a,и}, \quad (5.98)$$

где k — удельная скорость биохимического окисления одним граммом беззольного вещества активного ила данного вида органических загрязнений в мг/ч, которая для сточных вод ЭЛОУ равна 6, а для общих сточных вод — 10 мг/(г·ч);

$C_{a,и}$ — доза сухого активного ила по беззольному веществу в иловой смеси аэротенка, г/л.

$$C_{a,и} = a(1 - s), \quad (5.99)$$

где a — концентрация активного ила, г/л;

s — зольность ила, равная 0,25—0,35.

Объем загрузки аэротенка определяется по формуле

$$V = G'\tau, \quad (5.100)$$

где V — рабочий объем аэротенка, м³;

G' — расход сточной воды, м³/ч.

Выражая величину τ из формулы (5.97) и используя формулы (5.98) и (5.99), получим

$$\tau = \frac{C - C_\tau}{w} = \frac{C - C_\tau}{ka(1 - s)}, \quad (5.101)$$

$$V = \frac{G'(C - C_\tau)}{ka(1 - s)}. \quad (5.102)$$

Пример. Определить число аэротенков, необходимых для очистки сточных вод II системы канализации НПЗ мощностью 12 млн. т нефти в год.

Исходные данные: удельный расход сточных вод $g = 1,5$ м³/т нефти; зольность активного ила $S = 0,30$; концентрация активного ила $a = 3,5$ г/л; удельная скорость биохимического окисления 10 мг/(г·ч); БПК₂₀ поступающей на очистку сточной воды 180 мг/л; БПК₂₀ после аэротенков 15 мг/л.

Расчет.

1. Расход сточных вод

$$G' = \frac{12\,000\,000 \cdot 1,5}{365 \cdot 24} = 2055 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2. Суммарный рабочий объем аэротенков

$$V = \frac{2055(180 - 15)}{10 \cdot 3,5(1 - 0,3)} = 13\,840 \text{ м}^3.$$

Принимаем 3 аэротенка с размерами 100×10×5 м. Общая емкость составит 15 000 м³.

5.3.3. Расчет необходимой степени очистки сточных вод

Правильный учет самоочищающей способности водоема позволяет экономично и обоснованно запроектировать очистные сооружения, на которых сточная вода очищается до требуемой степени очистки. Для этого необходимо иметь детальные гидрологические, гидрогеологические и гидрометрические исследования и другие данные о водоеме, в частности данные о расходах реки, ее кислородном балансе и т. д. [86]. Методика расчета необходимой степени очистки сточных вод приведена в работах [82, 84].

Для того чтобы определить необходимую степень очистки сточных вод, спускаемых в водоем, надо знать содержание взвешенных веществ, потребление растворенного кислорода, допустимую величину БПК смеси речных и сточных вод, изменение величины активной реакции водоема, окраску, запах, солевой состав и температуру, а также предельно допустимую концентрацию токсических примесей и других вредных веществ.

Предельно допустимые концентрации вредных веществ в воде водоемов после смешения со сточными водами определяются перечнем ПДК, согласно которому установлены следующие нормы по содержанию нефтей и нефтепродуктов (мг/л): нефтей — 0,1—0,3, нефтепродуктов в рыбных бассейнах — $\leq 0,05$ м, фенола — 0,001, бензина — 0,1, ксилола — 0,05.

Реакция воды водоема после смешения ее со сточными водами должна быть не ниже 6,5 и не выше 8,5. О содержании взвешенных веществ, растворенного кислорода и величине БПК было сказано выше.

Расчет по взвешенным веществам. Необходимую степень очистки сточных вод по взвешенным веществам определяют из следующего баланса:

$$G'_{c,в}C_{ст} + \alpha G'_{в}C_{в} = (\alpha G'_{в} + G'_{c,в}) (C_{д} + C_{в}), \quad (5.103)$$

где $G'_{в}$ — расход воды в водоеме, м³/с;

$G'_{c,в}$ — расход сточных вод, м³/с;

$C_{ст}$ — концентрация взвешенных веществ в сточных водах, при которой условия спуска их в водоем будут соответствовать санитарным требованиям, г/м³ (мг/л);

$C_{в}$ — концентрация взвешенных веществ в воде водоема до спуска сточных вод, г/м³;

$C_{д}$ — допустимые по нормативам увеличения содержания взвешенных веществ в воде водоема после спуска сточных вод (0,25 или 0,75 г/м³) в зависимости от категории водоема;

α — коэффициент смешения, зависящий от конструкции выпускного устройства, скорости и струйности течения воды в реке, глубины водоема, профиля дна и других особенностей водоема.

Коэффициент смешения α всегда меньше единицы до места полного смешения, которое находится на некотором расстоянии вниз по реке от места выпуска сточных вод. Коэффициент α указывает на степень полноты смешения и разбавления сточных вод.

После преобразования уравнения (5.103) получим

$$C_{ст} = C_d (\alpha G'_{в} / G'_{с.в} + 1) + C_{в}. \quad (5.104)$$

Пример. Определить допустимую концентрацию взвешенных веществ в сточных водах, сбрасываемых в черте города.

Исходные данные: расход сточных вод $G'_{с.в} = 0,6 \text{ м}^3/\text{с}$; расход воды в реке $G'_{в} = 30 \text{ м}^3/\text{с}$; концентрация взвешенных веществ в речной воде $C_{в} = 8 \text{ мг/л}$, средняя скорость течения реки на участке смешения $u_{ср} = 0,65 \text{ м/с}$; средняя глубина реки на том же участке $h_{ср} = 1,5 \text{ м}$; расстояние до створа полного смешения $L = 3,5 \text{ км}$.

Расчет.

1. Определяем коэффициент турбулентной диффузии для равнинных рек по формуле Потапова:

$$\beta_T = u_{ср} h_{ср} / 200 = 0,65 \cdot 1,5 / 200 = 0,004875.$$

2. Находим коэффициент, учитывающий влияние гидрологических факторов смешения сточных вод

$$m = \xi f_n \sqrt[3]{\beta_T / G'_{с.в}}, \quad (5.105)$$

где ξ — коэффициент, зависящий от места выпуска сточных вод в реку (при выпуске у берега $\xi = 1$, при выпуске в стержне реки в месте наибольших скоростей $\xi = 1,5$);

f_n — коэффициент извилистости реки, равный $f_n = L_{ф} / L_{пр}$ ($L_{ф}$, $L_{пр}$ — расстояния от выпуска сточных вод до створа полного смешения по фарватеру и по прямой, м).

Для расчета принимаем $\xi = 1$ и $f_n = 1$; тогда

$$m = \sqrt[3]{0,004875 / 0,6} = 0,201.$$

3. Коэффициент смешения α определяем по формуле Родзиллера

$$\alpha = (1 - v) \left/ \left(1 + \frac{G'_{в}}{G'_{с.в}} v \right) \right., \quad (5.106)$$

$$\text{где } v = e^{-m \sqrt[3]{L}} = e^{-0,201 \sqrt[3]{3500}} = 0,0474,$$

$$\alpha = (1 - 0,0474) \left/ \left(1 + \frac{30}{0,6} \cdot 0,0474 \right) \right. = 0,283.$$

4. Определяем допустимую концентрацию взвешенных веществ в сточной воде $C_{ст} = 0,75(0,283 \cdot 30 / 0,6 + 1) + 8 = 19,36 \text{ мг/л}$.

Расчет по растворенному в воде водоема кислороду. Уравнение баланса кислорода в воде водоема и в сточной воде составляется исходя из предположения, что содержание в речной воде растворенного кислорода после смешения должно быть в течение первых двух суток не ниже 4 или 6 мг/л. Тогда допустимая величина БПК сточных вод, сбрасываемых в водоем, исходя из условия минимального содержания растворенного кислорода выражается уравнением

$$O_{с.в} = \frac{\alpha G'_{в}}{0,4 G'_{с.в}} (C_p - C_{мин} - 0,4 O_{в}) - \frac{C_{мин}}{0,4}, \quad (5.107)$$

где $G'_{в}$ — расход воды в реке, $\text{м}^3/\text{с}$;

$G'_{с.в}$ — количество сбрасываемых сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$;

α — коэффициент смешения;

$O_{в}$ — полное биологическое потребление кислорода речной водой, г/м^3 ;

- $O_{с.в}$ — полное биологическое потребление кислорода сточными водами, г/м³;
 C_p — содержание растворенного кислорода в речной воде до места спуска сточных вод, г/м³ (мг/л);
 $C_{мин}$ — минимальное содержание растворенного кислорода в воде после смешения (4 или 6 г/м³);
 0,4 — коэффициент для пересчета полного потребления кислорода за двое суток.

Для створа полного смешения (т. е. без учета коэффициента смешения) уравнение баланса кислорода приобретает следующий вид:

$$G'_{в}C_p - G'_{с.в}O_{с.в} = (G'_{в} + G'_{с.в})C_{мин},$$

откуда
$$O_{с.в} = \frac{G'_{в}}{G'_{с.в}} (C_p - C_{мин}) - C_{мин}. \quad (5.108)$$

Пример. Определить допустимую концентрацию загрязнения сточных вод для водоема второй категории.

Исходные данные: расход воды в реке $G'_{в}=10$ м³/с; количество сбрасываемых сточных вод $G'_{с.в}=0,5$ м³/с; содержание кислорода в воде до смешения $C_p=8$ г/м³; содержание кислорода в воде после смешения $C_{мин}=4$ г/м³; полное биологическое потребление кислорода речной водой $O_{в}=1,8$ г/м³; коэффициент смешения $\alpha=0,3$.

Расчет.

Допустимая величина БПК сточных вод

$$O_{с.в} = \frac{0,3 \cdot 10}{0,4 \cdot 0,5} (8 - 4 - 0,4 \cdot 1,8) - \frac{4}{0,4} = 39,2 \text{ г/м}^3 \text{ (мг/л)}.$$

Для створа полного смешения $O_{с.в} = \frac{10}{1,5} (8 - 4) - 4 = 76 \text{ г/м}^3$

Расчет по содержанию вредных соединений (загрязнений).
 В основу расчета вероятности разбавления сточных вод в проточном водоеме принимается метод В. А. Фролова и И. Д. Родзиллера. Внесенные в реку загрязнения распределяются в воде водоема согласно следующему уравнению

$$\alpha G'_{в}C_{в} + G'_{с.в}C_{ст} = (\alpha G'_{в} + G'_{с.в}) C_{пдк},$$

где α — коэффициент смешения;

$G'_{в}$ — расход воды в реке, м³/с;

$G'_{с.в}$ — количество сбрасываемых сточных вод, м³;

$C_{в}$ — концентрация данного загрязнения в воде водоема до смешения, г/м³;

$C_{пдк}$ — предельно допустимая концентрация данного загрязнения в воде водоема после смешения, г/м³;

$C_{ст}$ — максимальная концентрация, которая может быть допущена в сточных водах (или тот уровень очистки сточных вод, при котором после их смешения с водой водоема степень его загрязнения не произойдет установленного норматива $C_{пдк}$, г/м³).

Из этого уравнения имеем

$$C_{ст} = \frac{\alpha G'_{в}}{G'_{с.в}} (C_{пдк} - C_{в}) + C_{пдк}.$$

Пример. Определить степень загрязнения сточных вод фенолом.

Исходные данные: расход воды в реке $G'_{в}=15$ м³/с; количество сбрасываемых сточных вод $G'_{с.в}=0,5$ м³/с; содержание фенола в речной воде до смешения $C_{в}=0,0$; $C_{пдк}$ фенола — 0,001 г/м³; коэффициент смешения $\alpha=0,3$.

Расчет. Рассчитываем максимальную концентрацию, которая может быть допущена в сточных водах

$$C_{\text{ст}} = \frac{0,3 \cdot 15}{0,5} (0,001 - 0,00) + 0,001 = 0,01 \text{ г/м}^3.$$

* * *

Таким образом, в данном пособии изложены методы расчетов основных технологических процессов нефтепереработки, включая подготовку газовых потоков с целью их дальнейшего использования, а также рассмотрены некоторые вопросы охраны природы. Особенностью пособия является то, что дан не полный расчет всей технологической цепочки любого вторичного процесса, а лишь расчеты основных аппаратов — реакторов, экстракторов, прокалочных печей и т. д. Подобный подход позволил достаточно полно изложить важные элементы расчетов, что существенно при организации самостоятельной работы студентов над курсовыми и дипломными проектами. Методы расчета ректификационных колонн и оборудования, предназначенных для блоков регенерации растворителей (при очистке масляных фракций) или для блоков разделения продуктов реакции аналогичны для любых систем и в достаточной степени рассмотрены в главе 1.

Для наиболее трудоемких расчетов разработаны программы применительно к ЭВМ «Мир». Они составлялись так, чтобы оптимизация работы аппаратов осуществлялась при деятельном участии студента, который должен проводить расчеты в широком интервале изменения параметров и уметь выбрать режим, близкий к оптимальному. Эти программы могут быть переделаны на язык других вычислительных машин. Задачу по разработке таких программ каждая кафедра должна решать с учетом конкретных условий и возможностей.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

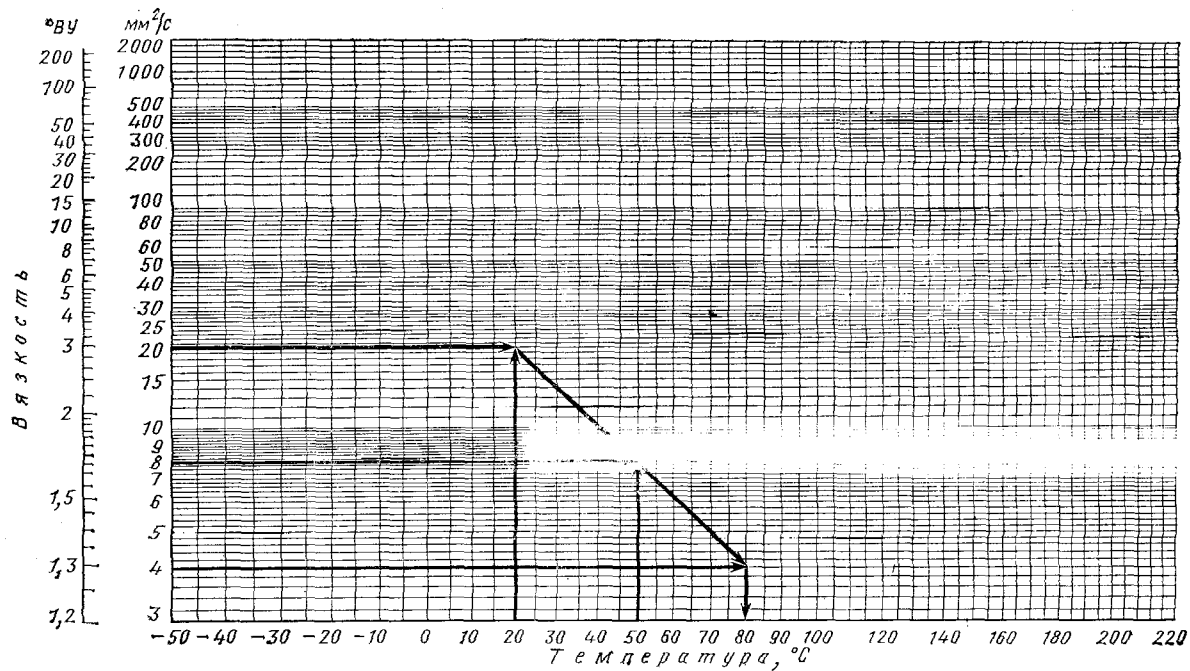
1. Гуревич И. Л. Технология нефти. Ч. 1. М., Химия, 1972. 360 с.
2. Нефтепродукты. Топлива. Битумы. Парафины. Растворители. М., Стандарты, 1977. 311 с.
3. Нефти СССР. Справочник, М., Химия, 1974. Т. 4, 787 с.
4. Джексон Д. Э., Скотт Д. К. — Инженер-нефтяник, 1961, № 11, с. 60—62.
5. Берштейн Н. В., Хуторянский Ф. М., Левченко Д. Н. // Химия и технология топлив и масел, 1983, № 1, с. 8—14.
6. Берштейн Н. В., Кессель И. Б., Левченко Д. Н. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия, М., ЦНИИТнефтехим, 1978, № 12, с. 8—10.
7. Левченко Д. Н. и др. Эмульсии нефти с водой и методы их разрушения. М., Химия, 1967. 195 с.
8. Новые нефти восточных районов СССР / Под ред. С. Н. Павловой, З. В. Дриаккой. М., Химия, 1967. 670 с.
9. Ивченко С. И., Севостьянова Г. В. Сернистые и высокосернистые нефти Башкирии. М., Химия. Ч. 1, 1963, 232 с.; Ч. 2, 1967, 206 с.
10. Багиров И. Т. Современные установки первичной переработки нефти. М., Химия, 1974. 240 с.

11. Ктаторов О. А., Коротков П. И., Сандлер В. Г. и др. Опыт проектирования, освоения и интенсификации высокопроизводительных установок первичной переработки нефти (Тем. обзор). Сер. Проектирование, освоение новых производств нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1975. 131 с.
12. Ластовкин Г. А., Рудин М. В., Васильев А. В. Прогрессивные проектные решения нефтеперерабатывающих заводов (Тем. обзор). Сер. Проектирование и освоение производств нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1976. 84 с.
13. Технология нефти и газа (вопросы фракционирования). Уфа, Башкиргонздат. 1971. Вып. 2, 336 с.; 1975, вып. 3, 376 с.
14. Кондратьев А. А., Марушкин Б. К. — Химия и технология топлив и масел, 1965, № 7, с. 53—55.
15. Harbert W. D. — Petroleum Refiner, 1957, v. 36, N 3, p. 169—174.
16. Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М., Химия, 1974. 440 с.
17. Эмирджанов Р. Г. Основы технологических расчетов в нефтепереработке. М., Химия, 1965. 544 с.
18. Губин В. Е., Губин В. В. Трубопроводный транспорт нефти и нефтепродуктов. М., Недра, 1982. 296 с.
19. Физико-химические свойства индивидуальных углеводородов/Под ред. В. М. Татевского. М., Гостоптехиздат, 1960. 412 с.
20. Эмирджанов Р. Т. Примеры расчетов нефтезаводских процессов и аппаратов. Баку, Азнефтеиздат, 1957. 404 с.
21. Гусейнов Д. А., Спектор Ш. Ш., Вайнер Л. З. Технологические расчеты процессов нефтепереработки. М., Химия, 1964. 308 с.
22. Скобло А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Гостоптехиздат, 1962. 652 с.
23. Сарданашвили А. Г., Львова А. И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. М., Химия, 1973. 272 с.
24. Souders M., Braun G. — Ind. Eng. Chem. Ind. Ed., 1934, v. 26, N 1, p. 98.
25. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. Киев, Техника, 1970. 208 с.
26. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., Химия, 1971. 296 с.
27. Славинский Д. М. Проблема разработки и внедрения эффективных конструкций ректификационных колонн. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1971. 38 с.
28. Маньковский С. И., Толчинский А. Р., Александров М. В. Теплообменная аппаратура химических производств. Л., Химия, 1976. 367 с.
29. Методика теплового и гидравлического расчета унифицированных кожухотрубчатых теплообменников и холодильников. М., ВНИИнефтемаш, 1975. 50 с.
30. Методика теплового и аэродинамического расчета аппаратов воздушного охлаждения. М., ВНИИнефтемаш, 1971. 102 с.
31. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 7-е изд., Л., Химия, 1970. 624 с.
32. Трубчатые печи. Каталог. М., ЦИНТИхимнефтемаш, 1977. 30 с.
33. Бахшиян Ц. А. Трубчатые печи с излучающими стенками. М., ГОСИНТИ, 1960. 191 с.
34. Ягудин М. Н., Абызгильдин Ю. М., Гимаев Р. Н. Теплотехнический расчет трубчатой печи установки замедленного коксования. Уфа, Башкиргонздат, 1979. 64 с.
35. Методы расчета теплофизических свойств газов и жидкостей. М., Химия, 1974. 248 с.
36. Нефтяные центробежные насосы. Каталог ЦИНТИхимнефтемаша. 1980, ГОСТ 23447—79. Насосы центробежные нефтяные. Типы и основные размеры.
37. Поршневые паровые насосы. Каталог ЦИНТИхимнефтемаша. 1982. Каталог-справочник «Насосы поршневые паровые» ГОСТ 11376—77.

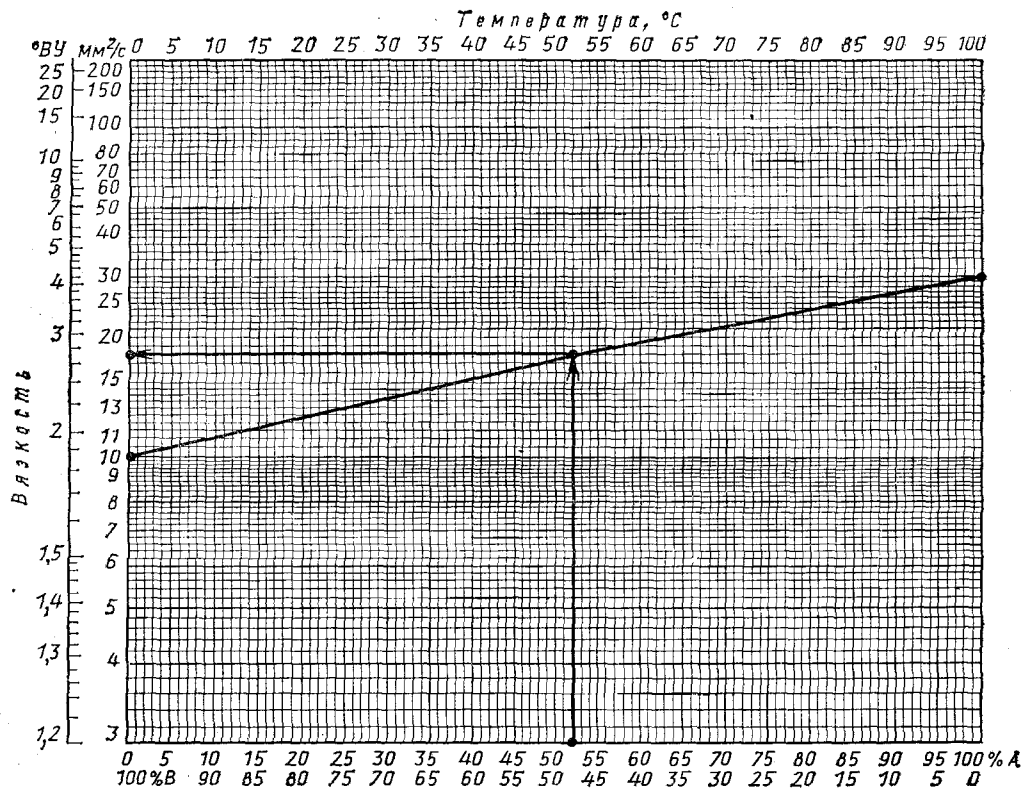
38. Насосы эжекторные вакуумные. Технические условия. ТУ 26-04-589—78.
39. Насосы вакуумные пароводяные. Отраслевой стандарт ОСТ 26-04-682—73. Типы и основные параметры.
40. Жоров Ю. М. Моделирование физико-химических процессов нефтепереработки и нефтехимии. М., Химия, 1978. 376 с.
41. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа/Под ред. Б. И. Бондаренко. М., Химия, 1983. 128 с.
42. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. М. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. Л., Химия, 1974. 335 с.
43. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. М., Химия, 1980. 328 с.
44. Эрих В. Н., Расина М. Г., Рудин М. Г. Химия и технология нефти и газа. М., Химия, 1977. 424 с.
45. Цеханович М. С., Суrowикин Ф. В. Нефтепереработка и нефтехимия. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1974, № 6, с. 4—7.
46. Тимофеев А. А., Змиевский П. К., Вассерман Л. К. и др. Нефтепереработка и нефтехимия. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1970, № 9, с. 7—10.
47. Купер Т. А., Баллард У. П. — В кн.: Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Т. 5—6. М., Химия, 1965, с. 163—200.
48. Рабинович Г. Г., Рябых П. М., Хохряков П. А. и др. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. М., Химия, 1979. 568 с.
49. Волошин Н. Д., Гимаев Р. Н., Давыдов Г. Ф. Термический крекинг нефтяных остатков и дистиллятов. Уфа, Изд-во Уфимского нефтяного ин-та, 1982. 48 с.
50. Сюняев З. И. Производство, обогащение и применение нефтяного кокса. М., Химия, 1973. 296 с.
51. Красюков А. Ф. Нефтяной кокс. М., Химия, 1966. 276 с.
52. Бендеров Д. И., Походенко Н. Т., Брондз Б. И. Процесс замедленного коксования в необогреваемых камерах. М., Химия, 1976. 176 с.
53. Грудников И. Б. Производство нефтяных битумов. М., Химия, 1983. 192 с.
54. Кретицин М. В., Фасхутдинов Р. А., Абызильдин Ю. М. Проектирование установок замедленного коксования. Уфа, Изд-во Уфимского нефтяного ин-та, 1982. 72 с.
55. Исламов М. Ш. Печи химической промышленности. Л., Химия, 1969. 176 с.
56. Пехович А. И., Жижих В. М. Расчеты теплового режима твердых тел. Л., Энергия, 1971. 352 с.
57. Ахметова Р. С., Салимгареев Р. Х. Производство нефтебитумов в СССР и за рубежом. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1973. 56 с.
58. Гун Р. Б. Нефтяные битумы. М., Химия, 1973. 432 с.
59. Шахпаронов М. И. Введение в современную теорию растворов. М., Высшая школа, 1976. 296 с.
60. Шахпаронов М. И. Взаимодействие между молекулами. М., Изд-во МГУ, 1972. 161 с.
61. Трейбал Р. Жидкостная экстракция/Пер. с англ. М., Химия, 1966. 724 с.
62. Фиалков Ю. Я. и др. Физическая химия неводных растворов. Л., Химия, 1973. 376 с.
63. Рейнольдс В. В. Физическая химия нефтяных растворителей. Л., Химия, 1967. 184 с.
64. Гурвич В. Л., Сосновский П. П. Избирательные растворители в переработке нефти. М. — Л., Госнаучтехиздат, 1953. 320 с.
65. Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М., Госиздфизматлит, 1963. 708 с.
66. Калечиц И. В. Химия гидрогенизационных процессов в переработке топлив. М., Химия, 1973. 336 с.
67. Белоусов В. П., Морачевский А. Г. Теплоты смешения жидкостей. Л., Химия, 1970. 253 с.
68. Герасимов Я. И., Гейдерих В. А. Термодинамика растворов. М., Высшая школа, 1980. 183 с.
69. Глазов В. М. Основы физической химии. М., Высшая школа, 1981. 456 с.
70. Ильина Е. Н. Извлечение сероводорода и уголекислоты из природного газа

и производство элементарной серы (обзор). М., ВНИИЭгазпром, 1969. 86 с.

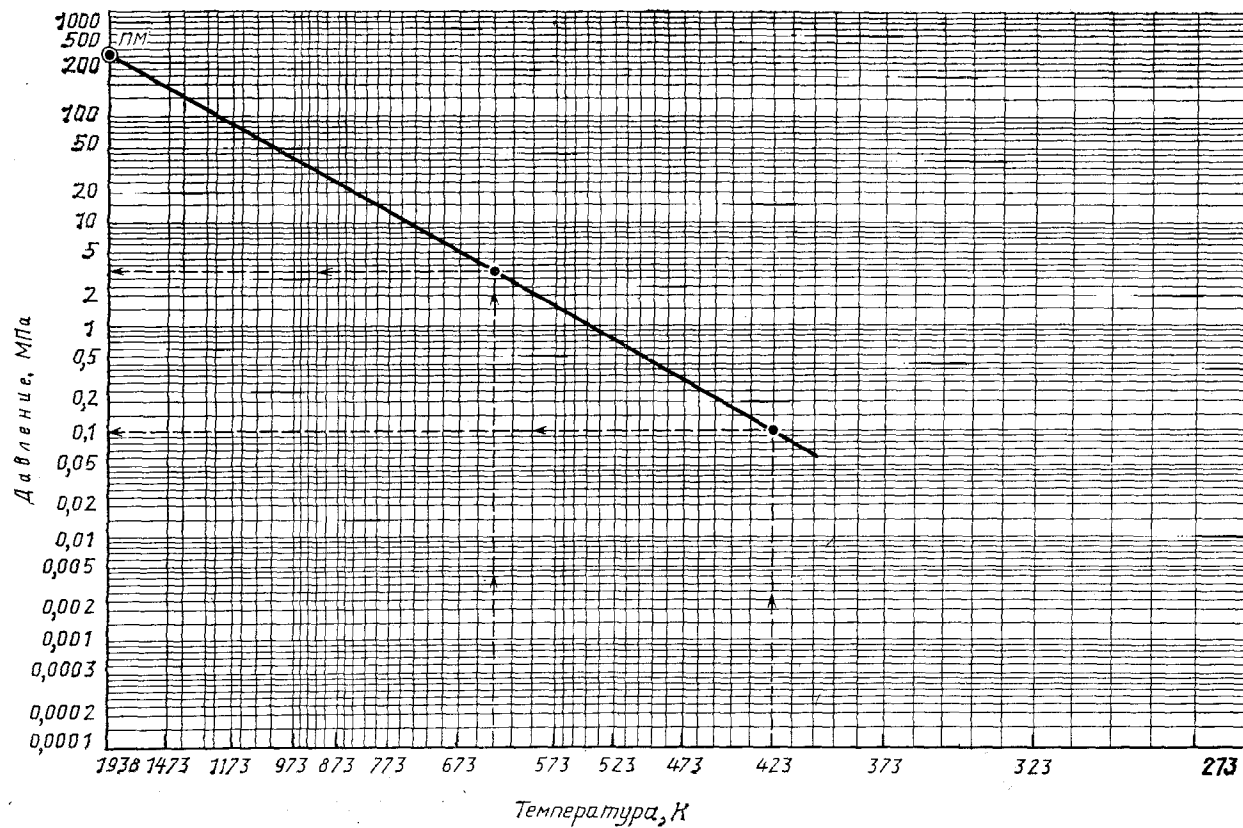
71. Берлин М. А., Гореченков В. Г., Волков Н. П. Переработка нефтяных и природных газов. М., Химия, 1981. 472 с.
72. Соркин Я. Г. Особенности переработки сернистых нефтей и охрана окружающей среды. М., Химия, 1975. 296 с.
73. Коуль А. Л., Ризенфельд Ф. С. Очистка газа/Пер. с англ./ Под ред. И. И. Абрамсона. М., Недра, 1968. 392 с.
74. Мельников Е. Я. Справочник азотчика. М., Химия, т. 1, 1967. 492 с.
75. Кемпбел Д. М. Очистка и переработка природных газов. Норман, США 1972/Пер. с англ./Под ред. С. Ф. Гудкова. М., Недра, 1977. 349 с.
76. Гвоздев Б. П. Осушка природного газа твердыми сорбентами. М., ВНИИЭгазпром, 1975. 52 с.
77. Кирпатовский И. П. Охрана природы: Справочник для работников нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Химия, 1980. 376 с.
78. Стрижевский И. И., Эльнатов А. И. Факельные установки. М., Химия, 1979. 184 с.
79. Методика технологического расчета термokatалитических реакторов очистки газов. РТМ 26-14-19—79.
80. Кушелев В. П., Горлов Г. Г., Сорокин Ю. Г. Охрана труда в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. М., Химия, 1983. 472 с.
81. Яковлев С. В., Калицин В. И. Механическая очистка сточных вод. М., Стройиздат, 1972. 200 с.
82. Яковлев С. В., Ласков Ю. М. Канализация. М., Стройиздат, 1972. 278 с.
83. Ленский В. А. Водоснабжение и канализация. М., Высшая школа. 1969. 432 с.
84. Карелин Я. А. и др. Очистка производственных сточных вод в аэротенках. М., Стройиздат, 1973. 223 с.
85. Черкинский С. М. Санитарные условия спуска сточных вод в водоемы. М., Стройиздат, 1971. 224 с.
86. Ольков П. Л. Сборник задач по курсу «Проектирование нефтеперерабатывающих заводов». Уфа. Изд-во Баш. ун-та, 1977. 36 с.



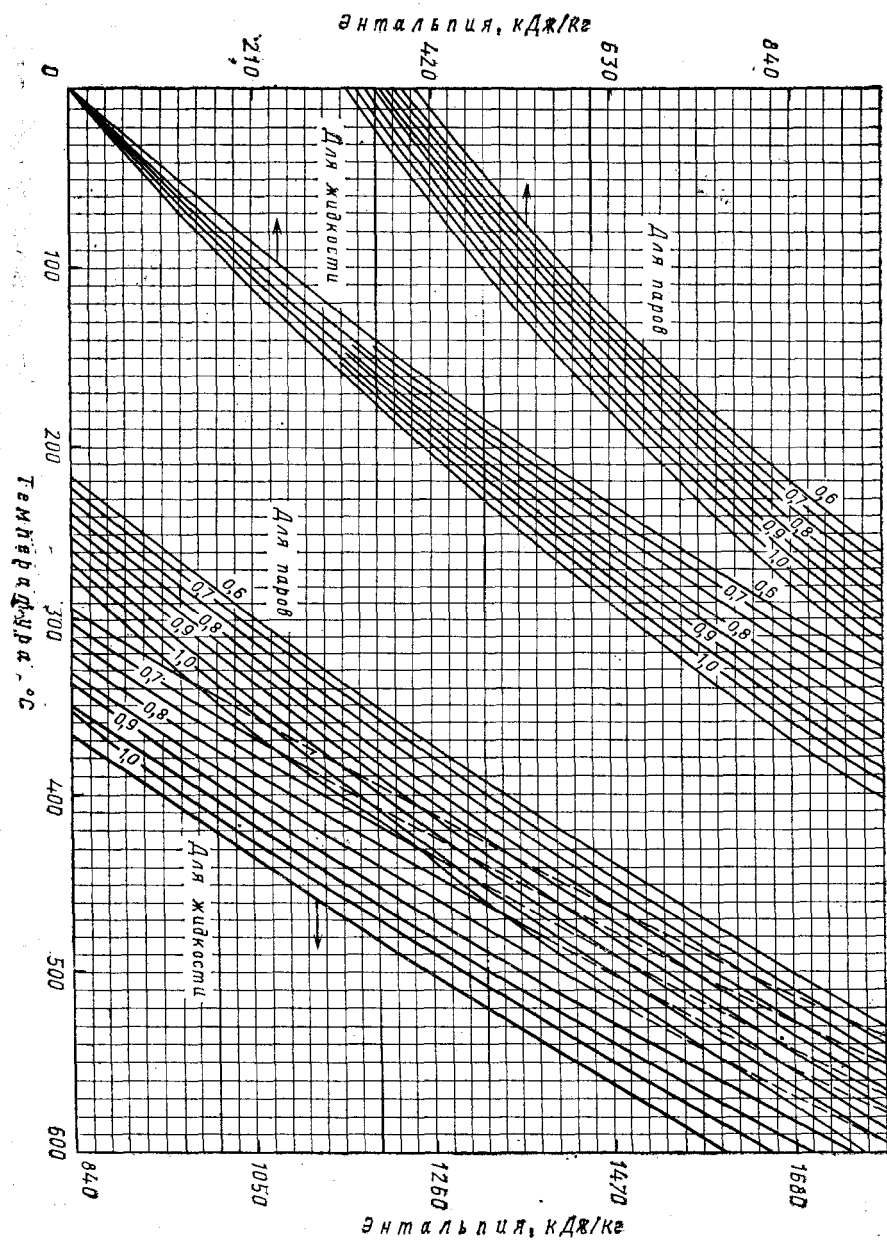
Приложение 1. Номограмма для определения вязкости нефтепродуктов в зависимости от температуры



Приложение 2. Номограмма Молина—Гурвича для определения вязкости смесей нефтепродуктов



Приложение 3. График Максвелла для нахождения давления насыщенных паров углеводородов и их смесей:
ПМ — полюс Максвелла



Приложение 4. График для определения энтальпии нефтяных паров и жидкостей

Цифры на кривых — значения относительной плотности $d_{4,20}$

Приложение 5

Давление насыщенного водяного пара

$p, 10^5 \text{ Па}$	$T, \text{ К}$	$p, 10^5 \text{ Па}$	$T, \text{ К}$	$p, 10^5 \text{ Па}$	$T, \text{ К}$	$p, 10^5 \text{ Па}$	$T, \text{ К}$
0,01	6,7	0,20	59,7	3	132,9	60	275,8
0,02	17,2	0,25	64,0	4	143,3	70	285,9
0,03	23,8	0,30	68,7	5	151,7	80	295,0
0,04	28,6	0,40	75,4	6	158,8	90	303,4
0,05	32,6	0,50	80,9	7	164,9	100	311,0
0,06	35,8	0,60	85,5	8	170,5	120	324,4
0,07	38,7	0,70	89,5	10	179,9	140	336,6
0,08	41,2	0,80	93,0	20	212,4	160	347,4
0,09	43,4	0,90	96,2	30	233,8	180	357,1
0,10	45,5	1,00	99,6	40	250,3	200	365,7
0,15	53,6	2,00	120,2	50	263,9	220	373,7

Приложение 6

Основные характеристики ректификационных колонн действующих установок АВТ

Колонна	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{ МПа}$	$D, \text{ м}$	$H, \text{ м}$	N
<i>Установка АТ-6</i>					
Предварительная К-1					
верх	120	0,56			22*
низ	240	0,58	3,8	30,2	5*
Основная атмосферная К-2					
верх	140	0,15			
низ	320	—	7,0	45,9	38*
Вторичной перегонки					
К-3					
верх	80	0,25			
низ	107	0,27	2,2	33,7	60**
К-4					
верх	112	0,30			
низ	170	0,32	3,0	37,2	60**
К-5					
верх	108	0,12			
низ	172	0,14	3,4	39,4	60**
Отпарная					
К-6	200	0,15			6*
К-7	280	0,16	2,4	27,3	6*
Стабилизационная К-8					
верх	60	1,20	2,6	—	10***
низ	220	1,22	3,6	16	10***
Отпарная К-9	134	—	1,2	10,0	14**

Установка АВТ с блоком вторичной перегонки бензина

Предварительная К-1					
верх	120	0,56			
низ	240	0,50	5,0	35,20	24***

Колонна	$t, ^\circ\text{C}$	$P, \text{МПа}$	$D, \text{м}$	$H, \text{м}$	N
Основная атмосферная К-2					
верх	126	0,15	5,0	52,50	49
24-я тарелка	260	0,16	7,0	—	
Вторичной перегонки К-3					
верх	80	0,35	2,8	45,84	30
низ	180	0,39			
К-4					
верх	80	0,35	3,6	—	60
низ	130	0,39			
К-5					
верх	128	0,12	2,8	—	20
низ	178	0,16			
Отпарные					
К-6, верх	180	0,15	2,0	28,50	6
К-7, верх	228	0,16	2,0	28,50	6
Стабилизационная К-8					
верх	62	1,20	2,8	34,57	20
низ	196	1,22	3,6		20
Отпарная К-9, верх	296	0,16	2,0	28,50	6
Вакуумная К-10					
тарелки 13—18	140	6,34*	6,4	—	12***
тарелки 9—10	300	8,24*	9,0	—	115*
тарелки 5—6	368	9,44*	9,0	33,60	
Установка АВТ-6					
Предварительная К-1					
верх	105	0,30	3,0	26,0	28
низ	225				
Основная атмосферная					
верх	120	0,12	3,8	35,0	40
низ	350				
Вакуумная					
верх	100	6,04*	8,4	22,5	18
низ	385		3,2		

* Тарелки с S-образными элементами.

** Тарелки решетчатого типа.

*** Тарелки клапанные двухпоточные.

* Давление в кПа.

* Ситчатые с отбойными элементами.

Приложение 7

Параметры колпачковых тарелок (однопоточных, разборных)

$d_T, \text{мм}$	$L^* \text{ сл}, \text{мм}$	$S_{\text{раб}}, \%$	$S_{\text{св}}, \%$	N_K^{**}	$d_K, \text{мм}$	$S_K, \text{мм}$	Масса тарелки, кг
1000	682	57,9	11,3	46/6	80	110	90
1200	830	58,6	9,6	39/6	100	140	119
1400	1094	54,0	8,8	49/6	100	140	152
1600	1258	55,7	9,1	66/7	100	140	191
1800	1418	57,6	9,4	84/8	100	140	230
2000	1472	64,2	10,1	117/10	100	140	306
2200	1632	65,7	10,3	142/11	100	140	368
2400	1794	65,3	10,3	168/12	100	140	419

d_T , мм	L^* сл, мм	$S_{\text{раб}}$, %	$S_{\text{св}}$, %	N_K^{**}	d_K , мм	S_K , мм	Масса тарелки, кг
2600	1952	66,6	10,6	190/12	100	140	526
2800	2112	67,5	10,7	232/14	100	140	575
3200	2392	67,1	14,4	268/14	150	190	864
3600	2900	61,6	13,1	190/12	150	190	1000
1400	2440/1860	40,9	8,0	60	80	110	165
1600	2840/2230	43,9	8,3	52	100	140	180
1800	3280/2420	53,5	9,8	80	100	140	270
2000	3680/2790	47,5	8,7	88	100	140	330
2200	4080/2820	55,4	10,5	124	100	140	400
2400	4480/2880	58,7	11,7	156	100	140	420
2600	4880/3420	56,3	10,7	176	100	140	500
2800	5280/3480	60,7	11,5	220	100	140	640
3200	6080/4500	52,9	12,8	136	150	190	900
3600	6840/4940	56,7	13,6	184	150	190	1250
4000	7640/5330	58,8	14,2	236	150	190	1500
4400	8440/5680	61,7	14,9	300	150	190	1700
5000	9640/6580	60,8	14,5	378	150	190	2100

* N_K — число колпачков в числителе для тарелок с центральным сливом, в знаменателе — с боковым.

** В знаменателе — число рядов колпачков.

Приложение 8

Параметры тарелок с S-образными элементами

d_T , мм	$L_{\text{сл}}^{**}$, мм	$S_{\text{раб}}$, мм	$S_{\text{св}}^{**}$, %	Число паровых патрубков	Масса***, кг
1000*	700	74,4	10,7	5	—
1600	2200/1160	53,0/78,5	8,2/11,2	6/8	354
2000	2840/1470	57,0/74,8	8,6/11,2	8/10	484
3000	4050/2240	66,0/75,3	10,0/11,4	14/15	920
4000	5850/2900	65,8/78,9	10,0/11,9	18/21	1432
5000	6400	74,5	11,2	26	2633
6000	8200	73,0	11,0	30	3457
7000	9600	75,1	11,4	36	4418
8000	11200	73,0	11,3	40	5396

* Однопоточной тарелки.

** В числителе — для двухпоточной тарелки, в знаменателе — для однопоточной.

*** Двух тарелок из легированной стали.

Приложение 9

Параметры струйных тарелок с отбойными элементами

d_T , мм	$L_{сл}$, мм	$S_{раб}$, %	$S_{св}$, %	Число рядов отбойников	Масса*, кг
<i>Однопоточные тарелки</i>					
1200	800	54,5	12,6	3	70
2000	1500	59,0	13,5	5	140
3000	2100	65,0	15,0	9	305
4000	2700	70,5	16,2	13	455
<i>Двухпоточные тарелки</i>					
2400	3200	38,0	9,0	4	485
3000	4200	46,0	11,0	6	660
4000	5400	55,0	13,2	10	990
5000	6600	62,0	14,8	14	1420
6000	7800	67,0	16,0	18	1820
7000	9000	69,5	16,7	22	2440
8000	10200	71,5	17,3	26	3160

* Одной тарелки из легированной стали.

Приложение 10

Параметры решетчатых тарелок

d_T , мм	$S_{св}$, %	Масса, кг	d_T , мм	$S_{св}$, %	Масса, кг
1000	7—27	35—54	1800	3—32	84—148
1200	8—32	44—72	2000	9—31	118—199
1400	9—39	52—90	2200	9—32	137—235
1600	9—31	72—122	2400	9—31	180—300

Примечания. 1. Толщина листа из легированной стали 2 мм, из углеродистой стали 4 мм. 2. Ширина щелей 4 и 6 мм, шаг между щелями 18—36 мм.

Типоразмеры клапанных прямооточных тарелок при $t_1=50^\circ\text{C}$

d_T , мм	l_1 , мм	$l_{3,4}$, мм	l_3 , мм	Π , м	S_0 , м ²	S_1 , м ²	S_2 , м ²	S_{CB}	N
Однопоточные по ОСТ 26-02-1401—76									
1000	690	—	120	0,65	0,08	0,08	0,05	0,102	9
1200	830	—	150	0,8	0,14	0,85	0,08	0,124	12
1400	970	—	180	0,9	0,19	1,15	0,13	0,122	14
1600	1100	—	210	1,1	0,26	1,5	0,15	0,132	17
1800	1250	—	240	1,2	0,35	2,0	0,20	0,137	20
2000	1390	—	270	1,4	0,45	2,4	0,25	0,144	23
2200	1530	—	300	1,5	0,59	3,0	0,31	0,155	26
2400	1670	—	330	1,65	0,67	3,5	0,37	0,148	28
2600	1810	—	360	1,8	0,84	4,1	0,45	0,157	31
2800	1950	—	390	1,9	0,97	4,7	0,50	0,157	34
3000	2090	—	420	2,1	1,15	5,5	0,60	0,163	37
3200	2230	—	450	2,2	1,27	6,35	0,70	0,158	40
3400	2370	—	480	2,4	1,46	7,2	0,78	0,161	42
3600	2510	—	510	2,5	1,65	8,0	0,87	0,163	45
3800	2650	—	540	2,65	1,88	8,8	0,98	0,166	48
4000	2790	—	570	2,8	2,08	10,0	1,10	0,166	51

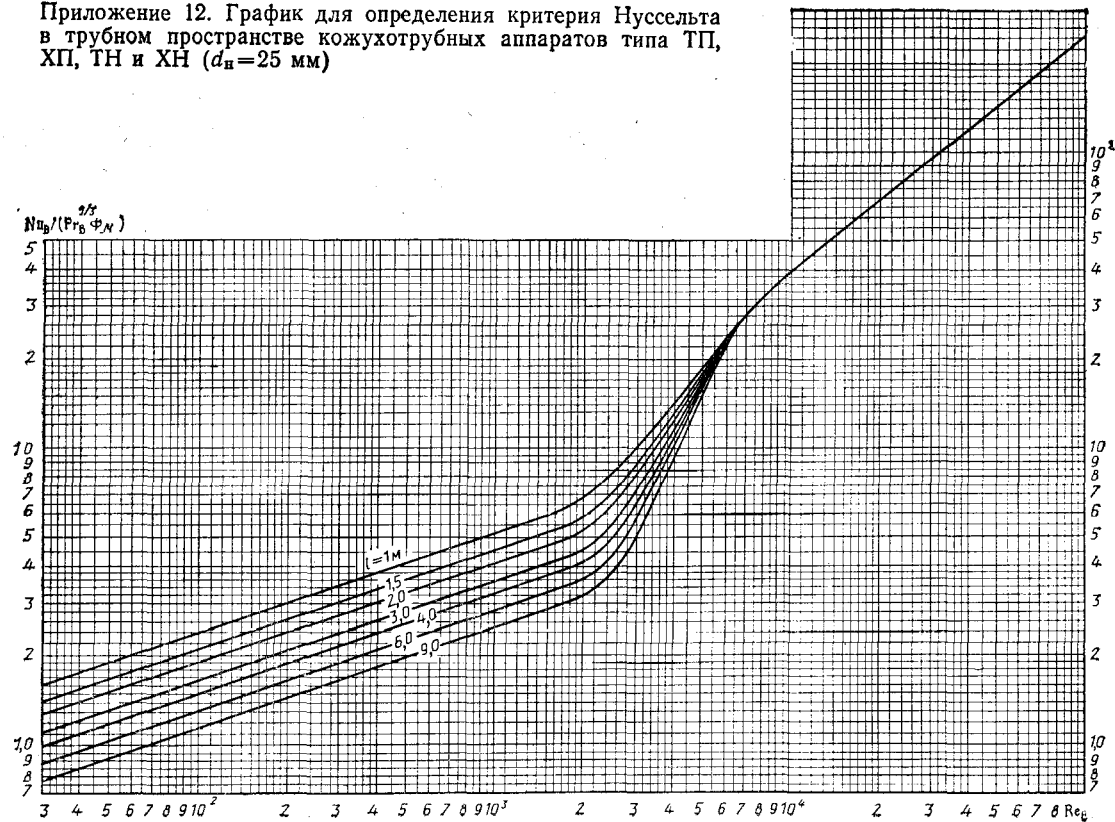
Двухпоточные по ОСТ 26-02-1401—76

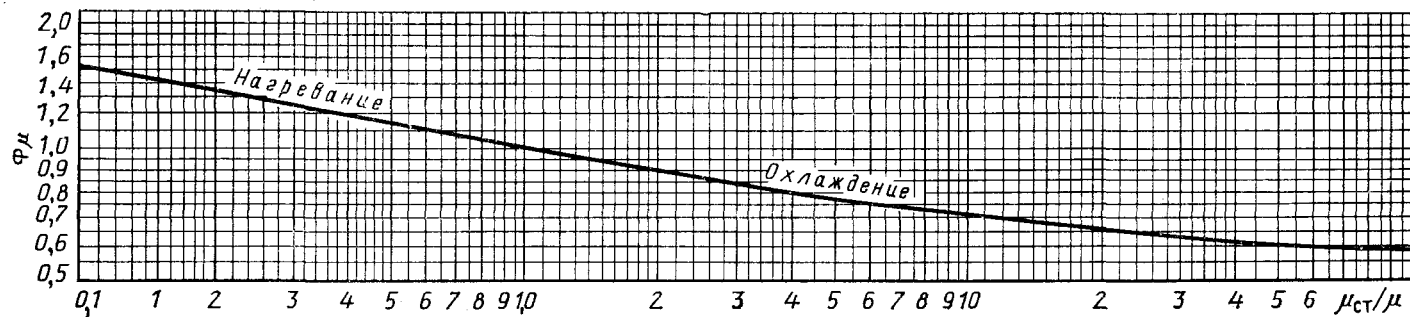
1400	370	200	150	1,6	0,09	0,63	0,16	0,058	3
1600	420	200	200	2,0	0,14	0,86	0,20	0,070	4
1800	470	200	250	2,4	0,22	1,1	0,24	0,085	5
2000	600	300	220	2,5	0,245	1,4	0,38	0,078	7
2200	650	300	220	2,6	0,315	1,9	0,38	0,083	8
2400	650	300	320	3,3	0,38	2,3	0,54	0,085	9
2600	750	300	320	3,4	0,53	2,9	0,61	0,10	11
2800	850	300	320	3,6	0,615	3,4	0,66	0,10	12
3000	950	300	320	3,7	0,71	4,2	0,71	0,10	14
3200	985	344	365	4,1	0,845	4,75	0,88	0,105	14
3400	1085	344	365	4,3	1,00	5,45	0,96	0,11	16
3600	1155	344	395	4,5	1,16	6,2	1,0	0,114	17
3800	1225	344	425	4,8	1,40	7,0	1,1	0,124	19
4000	1225	344	525	5,4	1,50	7,5	1,2	0,120	19
4500	1365	344	635	6,3	1,99	9,55	1,35	0,125	22
5000	1505	344	745	7,1	2,53	12,0	1,6	0,129	25
5500	1700	360	800	7,7	3,06	14,9	1,8	0,129	28
6000	1910	360	840	8,3	3,85	18,6	2,0	0,136	32
6400	2190	360	760	8,3	4,76	22,8	2,1	0,148	38
7000	2330	360	920	9,5	5,75	26,9	2,35	0,149	41
8000	2820	360	930	10,3	7,43	37,1	2,7	0,148	51

Четырехпоточные по ОСТ 26-02-1402—76

3200	415	300	310	9,0	0,66	4,7	1,5	0,082	5
3400	465	300	310	9,6	0,85	5,45	1,6	0,094	6
3600	495	300	350	10,3	0,915	6,2	1,7	0,09	6
3800	545	300	350	10,8	1,13	7,1	1,8	0,10	7
4000	595	300	350	11,4	1,34	8,2	1,9	0,107	8
4500	675	330	395	12,9	1,75	9,55	2,1	0,11	9
5000	800	330	395	14,2	2,35	13,5	2,7	0,12	11
5500	925	330	395	15,4	3,25	16,8	2,9	0,137	14

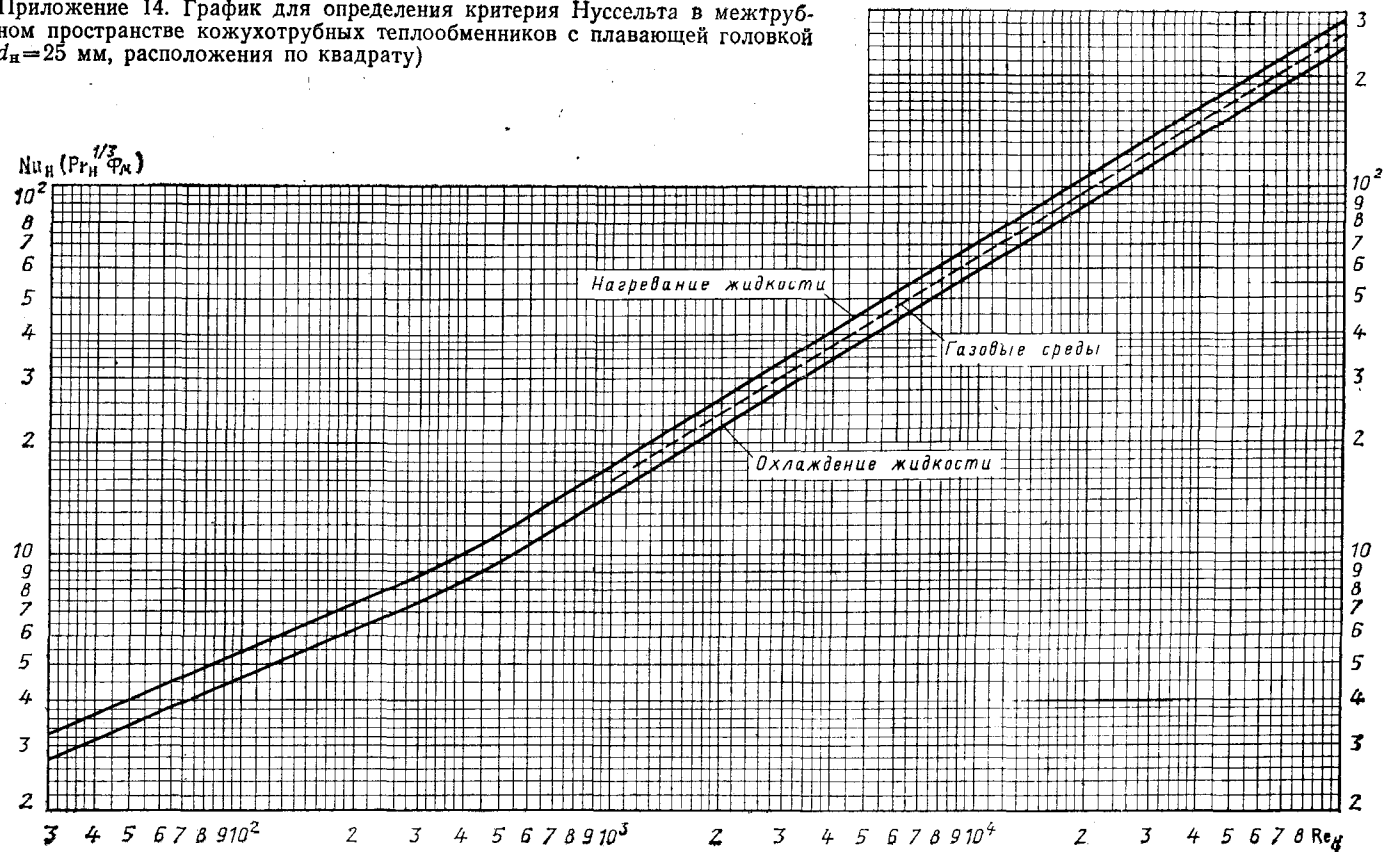
Приложение 12. График для определения критерия Нуссельта в трубном пространстве кожухотрубных аппаратов типа ТП, ХП, ТН и ХН ($d_n = 25$ мм)





Приложение 13. График для определения Φ_d к коэффициенту теплоотдачи

Приложение 14. График для определения критерия Нуссельта в межтрубном пространстве кожухотрубных теплообменников с плавающей головкой $d_H=25$ мм, расположения по квадрату)



Приложение 15

Характеристика теплообменников с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)

Диаметр, мм		Число ходов по трубам	Поверхность теплообмена при разной длине труб (мм) и расположении их в решетке (м²)				
кожуха*	труб		по вершинам квадратов			по вершинам треугольников	
			3000	6000	9000	6000	9000
325	20	2	13	26	—	—	—
	25	2	10	20	—	—	—
426	20	2	23	46	—	—	—
	25	2	19	38	—	—	—
500*	20	2	38	76	—	—	—
	25	2	31	62	—	—	—
600*	20	2	—	117	176	131	196
		4	—	107	160	117	175
	25	2	—	96	144	105	157
		4	—	86	129	—	141
800*	20	2	—	212	318	243	364
		4	—	197	295	225	337
	25	2	—	170	255	181	286
		4	—	157	235	173	259
1000*	20	2	—	346	579	402	603
		4	—	330	495	378	567
	25	2	—	284	426	325	488
		4	—	267	400	301	451
1200*	20	2	—	514	771	604	906
		4	—	494	741	576	864
	25	2	—	423	635	490	733
		4	—	403	604	460	690
1400*	20	2	—	715	1072	831	1246
		4	—	693	1040	798	1197
	25	2	—	584	876	675	1012
		4	—	561	841	642	963

* Цифры без звездочки — наружный диаметр, со звездочкой — внутренний.

Приложение 16

Площадь проходного сечения по трубам в теплообменниках с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)

Диаметр кожуха*, мм	Размеры труб, мм	Число ходов по трубам	Площадь проходного сечения, одного хода по трубам (м²·10³) при их расположении	
			по вершинам квадратов	по вершинам треугольников
325	20×2,0	2	7,0	—
	25×2,0		7,0	—
	25×2,5		7,0	—
426	20×2,0	2	12	—
	25×2,0		14	—
	25×2,5		13	—
500	20×2,0	2	20	—
	25×2,0		23	—
	25×2,5		20	—
600	20×2,0	2	30	34
	25×2,0		34	37
	25×2,5		31	34
600*	20×2,0	4	13	14
	25×2,0		15	16
	25×2,5		13	15
800*	20×2,0	2	55	63
	25×2,0		60	69
	25×2,5		55	63
	20×2,0	4	25	25
	25×2,0		23	24
	25×2,5		21	22
1000	20×2,0	2	92	106
	25×2,0		103	119
	25×2,5		94	108
	20×2,0	4	43	49
	25×2,0		41	51
	25×2,5		37	46
1200*	20×2,0	2	135	160
	25×2,0		155	179
	25×2,5		140	163
	20×2,0	4	64	76
	25×2,0		72	86
	25×2,5		65	78
1400*	20×2,0	2	194	220
	25×2,0		214	247
	25×2,5		194	224
	20×2,0	4	84	102
	25×2,0		99	110
	25×2,5		90	100

* Цифры без звездочки — наружный диаметр, со звездочкой — внутренний.

Площадь проходного сечения по межтрубному пространству в теплообменниках с плавающей головкой (ГОСТ 14246—79)

Диаметр, мм		Площадь проходных сечений (м ² ·10 ³) при расположении труб			
кожуха наружный	труб	по вершинам квадратов		по вершинам треугольников	
		в вырезе перегородки	между перегородками**	в вырезе перегородки	между перегородками**
325	20	1,2	2,0	—	—
	25	—	2,2	—	—
426	20	2,0	3,3	—	—
	25	1,9	—	—	—
530	20	3,1	5,4	—	—
	25	3,0	5,0	—	—
630	20	4,8	8,2	4,2	—
	25	4,3	7,4	4,0	6,4
800*	20	7,8	12,0	7,1	9,3
	25	7,4	—	6,8	9,7
1000*	20	11,5	18,0	10,5	14,0
	25	11,7	19,0	11,2	12,5
1200	20	13,8	28,0	14,7	19,7
	25	12,6	—	11,3	18,4
1400*	20	17,9	30,0	19,8	24,0
	25	17,4	31,8	15,3	21,0

* Внутренний диаметр.

** Проходное сечение определено для первого ряда по ГОСТ 13202—77.

Характеристика аппаратов воздушного охлаждения зигзагообразных АВЗ (ОСТ 26-02-1521—77)

Число рядов труб	Коэффициент оребрения	Число труб	Поверхность теплообмена*, м ²			
			внутренняя при разном внутреннем диаметре труб			полная
			20 мм	21 мм	22 мм	
4	9	94/564	—	37/220	38/230	440/2650
	14,6	82/492	—	32/195	34/205	620/3750
	22	—	30/180	—	—	820/4900
6	9	141/846	—	55/330	58/350	665/4000
	14,6	123/738	—	48/290	52/310	940/5650
	22		45/270	—	—	1229/7350
8	9	188/1128	—	73/440	77/460	885/5300
	14,6	164/984	—	65/390	68/410	1250/7500
	22		60/360	—	—	1640/9800

* В числителе — для секции, в знаменателе — для аппарата.

Примечания. 1. Для труб с коэффициентом оребрения $\Psi=22$ внутренний диаметр равен 20 мм, а для $\Psi=9$ и 14,6—21 мм биметаллические и 22 мм монометаллические. 2. Действительная наружная поверхность теплообмена может отличаться от номинальной на $\pm 5\%$.

Характеристика аппаратов воздушного охлаждения горизонтальных АВГ (ОСТ 26-02-1522—77)

Число рядов труб	Коэффициент оребрения труб	Общее число труб	Поверхность теплообмена при разном внутреннем диаметре труб $d_{вн}$, м ²					
			полная	внутренняя		полная	внутренняя	
				$d_{вн}=21$ мм	$d_{вн}=22$ мм		$d_{вн}=21$ мм	$d_{вн}=22$ мм
4	9	94/282	Длина труб 4000 мм			Длина труб 8000 мм		
			$\frac{32/97}{(290/875)}$	25/75	26/78	$\frac{66/197}{(590/1770)}$	50/150	52/156
	14,6	82/246	$\frac{28/85}{(415/1250)}$	22/66	23/70	$\frac{57/170}{(830/2500)}$	43/130	45/135
	9	141/423	$\frac{49/147}{(440/1320)}$	37/111	39/117	$\frac{98/285}{(880/2640)}$	74/222	78/234
6			$\frac{43/129}{(620/1870)}$	32/96	34/102	$\frac{85/285}{(1260/3800)}$	65/195	67/202
	14,6	123/369	$\frac{65/194}{(580/1740)}$	50/150	52/156	$\frac{130/390}{(1165/3500)}$	100/300	104/312
8	9	188/564	$\frac{57/170}{(830/2500)}$	43/129	45/135	$\frac{114/342}{(1700/5100)}$	87/260	89/268
	14,6	164/492						

Примечания.

1. Внутренний диаметр биметаллических труб — 21 мм, монометаллических — 22 мм.
2. Цифры в числителе — для секции, в знаменателе — для аппарата.
3. В графе поверхность теплообмена полные цифры без скобок соответствуют поверхности теплообмена по гладкой поверхности трубы у основания ребер, в скобках — по оребренной поверхности.

Климатические данные по некоторым пунктам СССР

Город	Температура воздуха, °C					Давление	
	средняя в 13 ч		абсолютная минимальная	максимальная	рекомендуемая расчетная	кПа	рекомендуемое расчетное, мм рт. ст
	самого холодного месяца	самого жаркого месяца					
Баку	5,0	27,9	-13	38	31	101,94	762
Батуми	8,5	25,9	-8	36	29	101,09	760
Владивосток	-12,0	22,1	-31	34	26	—	—
Волгоград	-8,2	28,6	-35	41	32	100,68	757
Горький	-11,2	21,6	-41	36	26	99,22	746
Грозный	-1,4	28,8	-32	42	33	99,62	749
Иркутск	-17,1	22,6	-50	35	26	95,49	718
Казань	-12,0	24,0	-43	38	28	100,15	753
Комсомольск-на-Амуре	-23,8	22,8	-46	33	25	—	—
Красноводск	3,9	31,6	-17	42	34	99,99	751
Красноярск	-15,8	24,8	-49	39	28	99,22	476
Куйбышев	-12,5	24,2	-43	37	28	99,75	750
Львов	-2,2	22,1	-34	36	26	101,61	764
Москва	-9,3	21,4	-42	35	25	99,22	746
Новосибирск	-17,2	23,0	-51	37	27	99,75	750
Омск	-17,6	23,6	-49	39	28	100,02	752
Оренбург	-13,5	26,9	-42	39	30	99,99	751
Орск	-14,6	26,3	-44	40	30	99,35	747
Пермь	-14,2	21,8	-45	37	26	—	—
Полоцк	-5,8	21,0	-39	34	25	99,35	747
Рязань	-10,0	22,8	-41	38	27	99,75	750
Саратов	-10,8	25,7	-38	40	30	100,42	755
Стерлитамак	-13,9	24,6	-46	38	28	—	—
Сызрань	-11,4	26,3	-43	40	30	—	—
Томск	-17,3	22,5	-55	36	26	99,48	748
Тюмень	-15,2	22,4	-45	37	26	100,02	752
Уфа	-13,4	23,4	-42	37	27	99,08	745
Ухта	-16,4	19,2	-52	33	23	—	—
Фергана	1,6	33,1	-27	42	35	94,29	709
Хабаровск	-19,8	24,1	-43	35	27	—	—
Чарджоу	3,6	35,4	-24	44	38	98,55	741
Ярославль	-10,0	21,6	-46	35	25	99,99	751

Приложение 21

Площадь свободного сечения аппаратов воздушного охлаждения перед секциями из оребренных труб

Коэффициент оребрения	$S_{св}, м^2$		
	аппараты АВГ		аппараты АВЗ
	$l=4 м$	$l=8 м$	
9	14,45	29,37/2	43,8
14,6	14,05	28,6/2	42,6

Полезная тепловая нагрузка $Q_{\text{пол}}$ трубчатых печей различных типов

Φ средняя допустимая теплонпряженность радиантных труб

Марка печи	$Q_{\text{пол}} \cdot 10^{-6}$		Марка печи	$Q_{\text{пол}} \cdot 10^{-6}$	
	Вт	ккал/ч		Вт	ккал/ч
Печи типа ЗР2 ($\Phi = 5,8 \cdot 10^4$ Вт/м ²)			Печи типа ВС ($\Phi = 2,9 \cdot 10^4$ Вт/м ²)		
ЗР2 $\frac{85}{3}$	6,5	5,6	ВС1 $\frac{350}{12,6}$	14,0	12,1
ЗР2 $\frac{150}{6}$	11,6	10,0	ВС2 $\frac{700}{12,6}$	28,2	24,3
ЗР2 $\frac{215}{9}$	16,6	14,3	ВС3 $\frac{1050}{12,6}$	42,2	36,4
ЗР2 $\frac{280}{12}$	21,6	18,6	ВС4 $\frac{1400}{12,6}$	56,3	48,5
ЗР2 $\frac{345}{15}$	26,7	23,0	ВС5 $\frac{1750}{16,25}$	70,4	60,7
ЗР2 $\frac{410}{18}$	31,7	27,3	ВС6 $\frac{2100}{12,6}$	84,4	72,8
ЗР2 $\frac{475}{21}$	36,7	31,6			
ЗР2 $\frac{540}{24}$	41,8	36,0			
Печи типа ЗД2 ($\Phi = 4,1 \cdot 10^4$ Вт/м ²)			Печи типа ГС (вариант II: $\Phi = 4,1 \cdot 10^4$ Вт/м ²)		
ЗД2 $\frac{85}{3}$	5,1	4,4	ГС1 $\frac{350}{15}$	18,9	16,3
ЗД2 $\frac{150}{6}$	9,0	7,8	ГС1 $\frac{422}{18}$	22,9	19,7
ЗД2 $\frac{215}{9}$	13,0	11,2	ГС1 $\frac{495}{21}$	26,8	23,1
ЗД2 $\frac{280}{12}$	6,9	14,6	ГС1 $\frac{568}{24}$	30,7	26,5
ЗД2 $\frac{345}{15}$	20,9	18,0			
ЗД2 $\frac{410}{18}$	24,7	21,3			
ЗД2 $\frac{475}{21}$	28,7	24,7			
ЗД2 $\frac{540}{24}$	32,6	28,0			
			Печи типа ГН (вариант I: $\Phi = 4,1 \cdot 10^4$ Вт/м ²)		
			ГН2 $\frac{230}{6}$	12,2	10,5
			ГН2 $\frac{345}{9}$	18,2	15,7
			ГН2 $\frac{460}{12}$	24,4	21,0
			ГН2 $\frac{575}{15}$	30,2	26,0

Продолжение

Марка печи	$Q_{\text{пол}} \cdot 10^{-6}$		Марка печи	$Q_{\text{пол}} \cdot 10^{-6}$	
	Вт	ккал/ч		Вт	ккал/ч
(вариант I: $\varphi=4,1 \cdot 10^4$ Вт/м ²)			Печи типа ЦД4 ($\varphi=2,9 \cdot 10^4$ Вт/м ²)		
ГН2 $\frac{690}{18}$	36,5	31,5	ЦД4 $\frac{630}{15}$	34,1	29,4
ГН2 $\frac{805}{21}$	42,7	36,8	ЦД4 $\frac{946}{15}$	52,2	44,1
ГН2 $\frac{920}{24}$	48,7	42,0	ЦД4 $\frac{1140}{18}$	61,7	53,2
(вариант II: $\varphi=4,1 \cdot 10^4$ Вт/м ²)			Печи типа ЦС1 ($\varphi=2,9 \cdot 10^4$ Вт/м ²)		
ГН2 $\frac{133}{6}$	7,2	6,2	ЦС1 $\frac{16}{3}$	0,46	0,4
ГН2 $\frac{205}{9}$	11,1	9,6	ЦС1 $\frac{31}{4}$	1,16	1,0
ГН2 $\frac{278}{12}$	15,1	13,0	ЦС1 $\frac{31}{4}P$	0,93	0,8
ГН2 $\frac{350}{15}$	18,9	16,3	ЦС1 $\frac{68}{6}P$	1,98	1,7
ГН2 $\frac{422}{18}$	22,9	19,7	ЦС1 $\frac{68}{6}$	2,7	2,3
ГН2 $\frac{495}{21}$	26,7	23,0	ЦС1 $\frac{80}{7}$	3,2	2,8
ГН2 $\frac{568}{24}$	30,7	26,5	ЦС1 $\frac{106}{7}$	4,3	3,7
Печи типа ЦД4 ($\varphi=2,9 \cdot 10^4$ Вт/м ²)			ЦС1 $\frac{125}{8}$	4,9	4,2
ЦД4 $\frac{275}{9}$	15,1	13,0	ЦС1 $\frac{156}{10}$	6,3	5,4
ЦД4 $\frac{367}{12}$	20,0	17,2	ЦС1 $\frac{213}{9}$	8,6	7,4
ЦД4 $\frac{504}{12}$	27,3	23,5	ЦС1 $\frac{280}{12}$	11,3	9,7
			ЦС1 $\frac{345}{15}$	13,9	12,0

Площадь сечения труб наиболее часто используемых диаметров

Размеры труб, мм	$S_{тр}, м^2$				
	одной	двух	четырех	шести	восьми
76×9	0,00264	0,00528	0,01056	0,01584	0,01211
76×5	0,00326	0,00652	0,01304	0,01756	0,02608
89×3	0,00418	0,00836	0,01672	0,02508	0,03344
102×8	0,00665	0,01330	0,02660	0,03990	0,05320
114×8	0,00752	0,01504	0,03008	0,04312	0,06016
127×8	0,00968	0,01936	0,03872	0,05808	0,07744
152×12	0,0128	0,0256	0,05120	0,0768	0,1024
152×8	0,0145	0,0290	0,0580	0,0870	0,1160
159×10	0,0152	0,0304	0,0608	0,0912	0,1246
219×20	0,0252	0,0504	0,1008	0,1512	0,2012

Расход рабочего пара и охлаждающей воды для парозжекторных вакуумных насосов

Расход отсасываемой смеси, кг/ч	Расход пара/воды для различных вариантов насоса, (кг/ч)/(м³/ч), не более			
	I	II	III	IV

$P_{абс}=0,1$ кПа

1	—	—	40/3,5	3,5/3,5
2,5	—	—	90/8	8,5/8,5
5	—	—	170/16	80/17
8	—	—	270/26	155/27
12	310/34	290/32	400/39	250/40
20	520/56	480/52	660/64	360/66
32	840/90	770/83	1060/100	600/103
50	1300/140	1200/130	1650/160	1500/165

$P_{абс}=0,25$ кПа

1	—	—	30/2,5	28/2,5
2,5	—	—	60/4,5	55/4,5
5	—	—	120/9	110/9
8	—	—	180/13	160/13
12	200/16	170/16	250/18	220/18
20	320/27	280/27	420/30	380/30
32	500/42	450/43	660/48	600/48
50	800/66	700/66	1060/75	920/75
80	1250/106	1100/106	1650/120	1480/120
125	2000/165	1750/165	2600/180	2300/180

$P_{абс}=0,5$ кПа

1	—	—	25/2	20/2
2,5	—	—	47/3	40/3
5	—	—	94/5,5	80/5,5
8	—	—	145/8,5	125/8,5
12	160/11	132/11	210/12	180/12

Расход отсасываемой смеси, кг/ч	Расход пара/воды для различных вариантов насоса, (кг/ч)/(м³/ч), не более			
	I	II	III	IV
20	260/18	220/18	350/20	300/20
32	415/29	350/29	560/32	480/32
50	650/45	550/45	880/50	750/50
80	1040/72	880/72	1400/80	1200/80
125	1630/113	1360/113	2200/125	1900/125
200	2600/180	2200/180	3500/200	3000/200

 $P_{абс} = 1,0 \text{ кПа}$

2,5	—	—	40/2	35/2
5	—	—	80/3	65/3
10	105/5,5	85/5,5	150/6	125/6
16	170/8,5	140/8,5	240/9	200/9
25	260/13	215/13	380/14	320/14
40	420/21	340/21	600/23	500/23
64	670/34	550/34	950/36	800/36
100	1050/52	850/53	1470/56	1230/57
160	1700/79	1360/80	2360/90	2000/91
250	2600/130	2100/132	3700/140	3100/142
400	4200/210	3400/213	5900/225	4900/230

 $P_{абс} = 2,0 \text{ кПа}$

5	45/2	40/2	60/2,5	55/2,5
10	80/3	70/3	110/4	100/4
16	130/5	100/5	175/6	150/6
25	190/8	160/8	275/8	240/8
40	315/12	250/12	440/13	270/13
64	490/19	400/19	705/21	600/21
100	770/29	630/30	1100/32	930/32
160	1230/47	1000/48	1760/52	1500/52
250	1920/72	1580/75	2750/80	2350/80
400	3100/116	2500/120	4400/128	3700/128
640	4900/186	4000/190	7040/205	6000/205

 $P_{абс} = 4,0 \text{ кПа}$

10	56/2,5	47/2	80/3	70/3
16	90/3,5	75/3	130/4	110/4
25	140/5	115/4	200/6	170/6
40	225/8	185/7	320/9	270/9
64	360/13	300/10	510/14	440/14
100	560/20	460/16	800/22	680/22
160	900/32	740/26	1260/35	1100/35
250	1400/50	1150/40	2000/55	1700/55
400	2250/80	1850/64	3200/90	2700/90
640	3600/130	3000/100	5100/140	4400/140
1000	5600/200	4600/160	8000/220	6800/220

 $P_{абс} = 8,0 \text{ кПа}$

20	90/2	80/2	135/2	120/2,3
32	145/3	130/3,2	210/3,2	185/3,5
50	225/4,5	200/5	330/5	290/5,5
80	360/7,5	320/8	530/8	470/9

Продолжение

Расход отсасываемой смеси, кг/ч	Расход пара/воды для различных вариантов насоса, (кг/ч)/(м³/ч), не более			
	I	II	III	IV
125	560/12	500/13	820/13	730/14
200	900/18	800/20	1320/20	1160/22
320	1450/29	1280/32	2100/32	1860/55
500	2250/45	2000/50	3300/50	2900/55
800	3600/72	3200/80	5300/80	4700/88
1250	5600/113	5000/125	8200/125	7300/138

$P_{абс} = 10,0 \text{ кПа}$

40	140/2	120/2,5	220/2	185/2,5
64	230/3	190/4	350/3	300/4
100	350/4,5	300/5,5	540/4,5	460/5,5
160	560/8	480/9	870/8	740/9
250	880/12	750/14	1350/12	1150/14
400	1400/19	1200/22	2200/19	1350/22
640	2250/30	1900/35	3500/30	2950/35
1000	3500/45	3000/55	5400/45	4600/55

Приложение 25

Зависимости энтальпии паров нефтепродуктов I от температуры t при различном давлении P

