П.И.Тугунов, В.Ф.Новосёлов, А.А.Коршак,
А.М.Шаммазов

ТИПОВЫЕ РАСЧЕТЫ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ И ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЕБАЗ И НЕФТЕПРОВОДОВ

Допущено Министерством образования Российской Федерации в качестве учебного пособия для студентов нефтегазовых вузов, обучающихся по специальности «090700 – Проектирование, сооружение и эксплуатация газонефтепроводов и газонефтехранилищ»

Уфа
ДизайнПолиграфСервис
2002

УДК [622.692.4.07+622.692.5.07]:532.5
ББК 39.77-02 Я73
Т43

Рецензенты:

Доктор технических наук, академик Колотилов Ю.В. (Главный научный сотрудник АОЗТ ЦНИИОМТП);
Кафедра "Нефтепродуктообеспечение и газоснабжение" РГУ нефти и газа им. И.М.Губкина (зав. кафедрой – доктор технических наук, профессор Прохоров А.Д.)

П.И.Тугунов, В.Ф.Новосёлов, А.А.Коршак, А.М.Шаммазов
Типовые расчёты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов. Учебное пособие для ВУЗов. – Уфа: ООО «Дизайн-ПолиграфСервис», 2002. – 658 с.

В книге приведены краткие сведения о свойствах нефти и нефтепродуктов, справочные данные о резервуарах, цистернах и танкерах. Рассмотрен порядок расчёта вместимости резервуарных парков нефте- и нефтепродуктопроводов, а также нефтебаз. Даны характеристики нефтяных центробежных и шестеренных насосов. Приведены основы расчета трубопроводов на прочность и устойчивость. Изложены методики решения задач трубопроводного транспорта маловязких и высоковязких нефтей, а также нестабильных жидкостей и эмульсий. Рассмотрен порядок исчисления естественной убыли нефти и нефтепродуктов, а также методики определения их фактических потерь при транспортировке и хранении. Даны методические основы расчета подогрева высоковязких нефтей и нефтепродуктов, сливоналивных операций на нефтебазах, защиты трубопроводов и резервуаров от коррозии, а также вспомогательных систем нефтебаз и насосных станций.

Учебное пособие предназначено для студентов нефтяных ВУЗов, обучающихся по специальности "Проектирование, сооружение и эксплуатация газонефтепроводов и газонефтехранилищ". Кроме того, оно будет полезно инженерно-техническим работникам магистральных нефте- и нефтепродуктопроводов, нефтебаз, промыслов и проектных институтов.

УДК [622.692.4.07+622.692.5.07]:532.5
ББК 39.77-02 Я73
Т43

ISBN 5-94423-023-1

© ООО "ДизайнПолиграфСервис",2002
© Тугунов П.И., Новосёлов В.Ф., Коршак А.А., Шаммазов А.М., 2002

ПРЕДИСЛОВИЕ КО 2-МУ ИЗДАНИЮ

1-е издание учебного пособия П.И.Тугунова и В.Ф.Новосёлова "Типовые расчёты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов" вышло из печати в 1981 г. - свыше 20 лет назад. Прошедшие годы показали, что данная книга пользуется неизменным спросом не только у студентов, но и у инженерно-технических работников. Однако приобрести её, со временем, стало просто невозможно. Постарел физически и тот фонд, которым располагают учебные заведения и предприятия. Поэтому возникла необходимость переиздания учебного пособия.

К сожалению, обоих авторов 1-го издания уже нет в живых. В связи с этим работу по подготовке 2-го издания пришлось взять на себя нам - их ученикам. При этом были учтены положения новых нормативных документов, существенно расширен круг рассматриваемых задач.

Авторы выражают благодарность преподавателям УГНТУ Н.А.Гаррис, М.В.Дмитриевой, В.А.Душину, Л.Г.Колпакову, М.В.Кузнецову, Е.М.Муфтахову, А.М.Нечвалю за ценные предложения по улучшению содержания данной книги.

Издание приурочено к 50-летнему юбилею кафедры "Транспорт и хранение нефти и газа" Уфимского государственного нефтяного технического университета.

Д.т.н., профессор Коршак А.А.
Д.т.н., профессор Шаммазов А.М.

СОДЕРЖАНИЕ

ГЛАВА 1. ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ, НЕОБХОДИМЫЕ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ И ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЕПРОВОДОВ И НЕФТЕБАЗ 9

§ 1.1. Исходные данные для расчетов и их обработка 9
§ 1.2. Обоснование способа транспортировки нефти и нефтепродуктов 31
§ 1.3. Примеры расчетов 40

ГЛАВА 2. ОБЪЕМЫ ХРАНИЛИЩ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 45

§ 2.1. Определение объема резервуарных парков в системе магистральных нефтепроводов 45
§ 2.2. Определение объема резервуарных парков магистральных нефтепродуктопроводов 46
§ 2.3. Определение вместимости резервуарных парков нефтебаз 47
§ 2.4. Примеры расчетов 51

ГЛАВА 3. НАСОСЫ НЕФТЕПРОВОДОВ И НЕФТЕБАЗ 57

§ 3.1. Секционные нефтяные магистральные насосы типа НМ ... 57
§ 3.2. Спиральные нефтяные магистральные насосы типа НМ 59
§ 3.3. Нефтяные насосы типов НДвН и НДсН 60
§ 3.4. Нефтяные подпорные вертикальные насосы типа НПВ 65
§ 3.5. Нефтяные подпорные насосы типа КМП 67
§ 3.6. Нефтяные насосы типа К 68
§ 3.7. Нефтяные насосы типа Н 69
§ 3.8. Нефтяные насосы типа НК и НКЭ 75
§ 3.9. Нефтяные насосы типа ПС 77
§ 3.10. Нефтяные насосы типа НД 78
§ 3.11. Центробежные насосы типа ЦНСн 86
§ 3.12. Вертикальные насосы типов НВ и НА 86
§ 3.13. Самовсасывающий насос СЦЛ 87
§ 3.14. Шестеренные насосы 88
§ 3.15. Расчет основных параметров центробежных насосов ... 88
§ 3.16. Пересчет характеристик центробежных насосов с воды на вязкую нефть 91

§ 3.17. Расчет необходимого давления на входе в насос при перекачке нефти и нефтепродуктов 94
§ 3.18. Пересчет характеристик шестеренных насосов 96
§ 3.19. Примеры расчетов 97

ГЛАВА 4. РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ НА ПРОЧНОСТЬ И УСТОЙЧИВОСТЬ 102

§ 4.1. Определение толщины стенки трубопроводов 102
§ 4.2. Уточнение толщин стенок труб на отдельных участках магистрального трубопровода 105
§ 4.3. Проверка прочности и устойчивости подземных и наземных трубопроводов 109
§ 4.4. Расчет устойчивости трубопроводов против всплытия ... 116
§ 4.5. Примеры расчетов 121

ГЛАВА 5. ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ МАЛОВЯЗКИХ НЕФТЕЙ 130

§ 5.1. Основные формулы для технологического расчета трубопроводов 130
§ 5.2. Регулирование совместной работы насосных станций и нефтепровода 139
§ 5.3. Расстановка насосных станций по трассе нефтепровода ... 143
§ 5.4. Расчет нефтепровода при заданном расположении насосных станций 146
§ 5.5. Выбор рациональных режимов эксплуатации магистрального нефтепровода 147
§ 5.6. Режим работы трубопровода при отключении промежуточной насосной станции 149
§ 5.7. Методы увеличения производительности нефтепроводов . 150
§ 5.8. Расчет подводящих (всасывающих) трубопроводов подпорных насосов головной насосной станции 152
§ 5.9. Удаление газовых и водяных скоплений из нефтепроводов .. 154
§ 5.10. Примеры расчетов 158

ГЛАВА 6. ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНАЯ ПЕРЕКАЧКА НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 183

§ 6.1. Определение числа насосных станций 183
§ 6.2. Объем смеси при перекачке прямым контактированием .. 185
§ 6.3. Допустимые концентрации нефтепродуктов друг в друге .. 186
§ 6.4. Определение числа циклов последовательной перекачки и объема партий нефтепродуктов 187

§ 6.5. Раскладка смеси на конечном пункте 189
§ 6.6. Расчет отвода от магистральной части нефтепродуктопровода 192
§ 6.7. Параметры смесей и их исправление 195
§ 6.8. Примеры расчетов 197

ГЛАВА 7. ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ ВЫСОКОВЯЗКИХ И ВЫСОКОЗАСТЫВАЮЩИХ НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 216

§ 7.1. Тепловой и гидравлический расчеты неизотермических трубопроводов 216
§ 7.2. Оптимальная температура подогрева нефти и нефтепродуктов при «горячей» перекачке 225
§ 7.3. Применение тепловой изоляции 229
§ 7.4. Определение числа и расстановка станций на «горячем» трубопроводе 233
§ 7.5. Общий случай определения оптимальных параметров «горячей» перекачки по теплоизолированному трубопроводу 237
§ 7.6. Перекачка высоковязких и высокозастывающих нефтей в смеси с маловязкими разбавителями 240
§ 7.7. Вытеснение высоковязкой нефти из трубопровода маловязкой жидкостью 243
§ 7.8. Примеры расчетов 245

ГЛАВА 8. ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ НЕСТАБИЛЬНЫХ ЖИДКОСТЕЙ И ЭМУЛЬСИЙ 281

§ 8.1. Расчет составов многокомпонентных смесей 281
§ 8.2. Фазовые переходы в многокомпонентных углеводородных смесях 285
§ 8.3. Определение параметров нефтегазовых и газоконденсатных смесей по их компонентному составу 288
§ 8.4. Расчет параметров нефтегазовых и газоконденсатных смесей по результатам разгазированных проб 292
§ 8.5. Особенности технологического расчета изотермической перекачки нестабильных жидкостей 294
§ 8.6. Гидравлический расчет трубопроводов, транспортирующих нефтяные эмульсии 296
§ 8.7. Гидравлический расчет трубопроводов для перекачки газоэмульсионных смесей 298
§ 8.8. Подбор сепараторов 306
§ 8.9. Примеры расчетов 308

ГЛАВА 9. НОРМИРОВАНИЕ ЕСТЕСТВЕННОЙ УБЫЛИ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 330

§ 9.1. Потери нефтепродуктов на нефтебазах и АЗС 331
§ 9.2. Естественная убыль нефтепродуктов на объектах магистральных нефтепродуктопроводов 339
§ 9.3. Потери нефти при ее трубопроводном транспорте 344
§ 9.4. Естественная убыль нефти и нефтепродуктов в прочих случаях 350
§ 9.5. Примеры расчетов 355

ГЛАВА 10. ОЦЕНКА ФАКТИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 359

§ 10.1. Потери от «большого дыхания» 359
§ 10.2. Потери от «малого дыхания» 366
§ 10.3. Потери от «обратного выдоха» и от вентиляции газового пространства 373
§ 10.4. Потери при заполнении транспортных емкостей 374
§ 10.5. Выбор средств сокращения потерь нефти и нефтепродуктов от испарения 374
§ 10.6. Истечение нефти и нефтепродуктов из трубопроводов и резервуаров 383
§ 10.7. Расчет безвозвратных потерь разлившейся нефти 387
§ 10.8. Примеры расчетов 390

ГЛАВА 11. ПОДОГРЕВ ВЫСОКОВЯЗКИХ НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ 424

§ 11.1. Вероятная температура нефтепродукта в емкостях 424
§ 11.2. Определение температуры подогрева нефтепродуктов.. 431
§ 11.3. Расчет различных способов подогрева нефтепродуктов в емкостях 434
§ 11.4. Расчет паро- и конденсатопроводов 445
§ 11.5. Примеры расчетов 453

ГЛАВА 12. СЛИВО-НАЛИВНЫЕ ОПЕРАЦИИ НА НЕФТЕБАЗАХ 484

§ 12.1. Определение основных параметров сливо-наливных устройств 484
§ 12.2. Продолжительность самотечного слива нефтепродуктов из железнодорожных цистерн 488
§ 12.3. Самотечный слив светлых нефтепродуктов на АЗС 492

§ 12.4. Принудительный слив нефтепродуктов из транспортных емкостей 496
§ 12.5. Налив нефтепродуктов в транспортные емкости 506
§ 12.6. Примеры расчетов 510

ГЛАВА 13. ЗАЩИТА ТРУБОПРОВОДОВ И РЕЗЕРВУАРОВ ОТ КОРРОЗИИ 536

§ 13.1. Катодная защита однониточных магистральных трубопроводов 536
§ 13.2. Совместная катодная защита подземных металлических сооружений 552
§ 13.3. Протекторная защита магистральных трубопроводов 554
§ 13.4. Протекторная защита резервуаров 559
§ 13.5. Электродренажная защита от блуждающих токов 564
§ 13.6. Технологические методы борьбы с внутренней коррозией нефтепроводов 566
§ 13.7. Примеры расчетов 568

ГЛАВА 14. ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ СИСТЕМЫ НЕФТЕБАЗ И НАСОСНЫХ СТАНЦИЙ 585

§ 14.1. Система вентиляции насосных 585
§ 14.2. Система маслоснабжения насосных агрегатов 594
§ 14.3. Охлаждение масла 595
§ 14.4. Система пароснабжения 597
§ 14.5. Очистные сооружения для нефтесодержащих стоков ... 600
§ 14.6. Грозозащита объектов перекачивающих станций и нефтебаз 604
§ 14.7. Система размыва парафинового осадка в резервуарах 608
§ 14.8. Примеры расчетов 612

ПРИЛОЖЕНИЯ 628

Приложение 1 628
Приложение 2 631
Приложение 3 633
Приложение 4 634
Приложение 5 635
Приложение 6 636
Приложение 7 637
Приложение 8 638
Приложение 9 643
Приложение 10 646
Приложение 11 652

1 ГЛАВА ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ, НЕОБХОДИМЫЕ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ И ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЕПРОДУКТОПРОВОДОВ И НЕФТЕБАЗ

§1.1. ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТОВ И ИХ ОБРАБОТКА

Для гидравлического и теплового расчетов необходимо знать теплофизические характеристики нефтепродуктов[1], такие как вязкость, плотность, теплопроводность, теплоемкость и т.д.

Плотность нефтепродуктов г находится в пределах 700-1100 кг/м^3. Изменение плотности вследствие изменения температуры Т определяют по формуле Менделеева

$$\rho_T = \frac{\rho_{293}}{1 + \beta_p (T - 293)}, \qquad (1.1)$$

где ρ_T, ρ_{293} – плотность нефтепродукта соответственно при температурах Т и 293 К ; β_p – коэффициент объемного расширения (табл. 1.1).

Таблица 1.1

Средние температурные поправки плотности и коэффициент объемного расширения

Плотность ρ_{293}, кг/м^3	Температурная поправка ξ, кг/(м^{3}К)	Коэффициент объемного расширения β_p, 1/К	Плотность ρ_{293}, кг/м^3	Температурная поправка ξ, кг/(м^{3}К)	Коэффициент объемного расширения β_p, 1/К
1	2	3	4	5	6
700-709	0,897	0,001263	890-899	0,647	0,000722
710-719	0,884	0,001227	900-909	0,638	0,000699
720-729	0,870	0,001193	910-919	0,620	0,000677
730-739	0,857	0,001160	920-929	0,607	0,000656
740-749	0,844	0,001128	930-939	0,594	0,000635

[1] Здесь и далее под словом "нефтепродукты" подразумеваются и нефти, и нефтепродукты.

Продолжение табл. 1.1

1	2	3	4	5	6
750-759	0,831	0,001098	940-949	0,581	0,000615
760-769	0,818	0,001068	950-959	0,567	0,000594
770-779	0,805	0,001039	960-969	0,554	0,000574
780-789	0,792	0,001010	970-979	0,541	0,000555
790-799	0,778	0,000981	980-989	0,528	0,000536
800-809	0,765	0,000952	990-999	0,515	0,000518
810-819	0,752	0,000924	1000-1009	0,502	0,000499
820-829	0,738	0,000896	1010-1019	0,489	0,000482
830-839	0,725	0,000868	1020-1029	0,476	0,000464
840-849	0,712	0,000841	1030-1039	0,463	0,000447
850-859	0,699	0,000818	1040-1049	0,450	0,000431
860-869	0,686	0,000793	1050-1059	0,437	0,000414
870-879	0,673	0,000769	1060-1069	0,424	0,000398
880-889	0,660	0,000746	1070-1079	0,411	0,000382

Довольно часто пользуются также линейной зависимостью

$$\rho_T = \rho_{293} + \xi(293 - T), \tag{1.2}$$

где ξ – температурная поправка (см. табл.1.1); ориентировочно ее можно рассчитать по формуле

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot \rho_{293}.$$

Плотность смесей из n нефтепродуктов с достаточной для практики точностью можно определить по формуле

$$\rho_{см} = \sum_{i=1}^{n} \rho_i a_i, \tag{1.3}$$

где ρ_i – плотность i-го нефтепродукта; a_i – его объемная доля в смеси.

Расчетную плотность нефтепродукта для трубопровода большой протяженности, прокладываемого в нескольких климатических зонах, усредняют с учетом климатических поясов

$$\rho_{см} = \frac{1}{L} \sum_{i=1}^{n} \rho_i \ell_i, \tag{1.4}$$

где L – длина трубопровода, $L = \sum_{i=1}^{n} \ell_i$; ρ_i – плотность нефтепродукта на участке трубопровода длиной ℓ_i с одинаковой температурой.

Удельная теплоемкость нефтепродуктов $c_р$ изменяется в пределах 1600...2500 Дж/(кг·К). При расчетах часто пользуются средним значением $c_р$=2100 Дж/(кг·К). При проведении уточненных расчетов $c_р$ можно вычислять по формуле Крего, справедливой для температур 273−673 К,

$$c_р = \frac{31,56}{\sqrt{\rho_{293}}}(762 + 3,39T), \qquad (1.5)$$

где ρ_{293} − плотность нефтепродукта при 293 К, кг/м³.

Коэффициент теплопроводности нефтепродуктов $\lambda_н$ изменяется в пределах 0,1...0,16 Вт/(м·К). Обычно при расчетах используют среднее значение $\lambda_н$=0,13 Вт/(м·К). При проведении более точных расчетов применяют формулу Крего-Смита, справедливую для температур 273−473 К

$$\lambda_н = \frac{156,6}{\rho_{293}}(1 - 0,00047T), \qquad (1.6)$$

где ρ_{293} приведена в тех же единицах измерения, что и в формуле (1.5).

Вязкость нефтепродукта − одна из наиболее важных характеристик, так как от нее в значительной степени зависит гидравлическое сопротивление трубопроводов. Вязкость существенно меняется с изменением температуры. В технических расчетах чаще всего используют кинематическую вязкость ν. При этом рекомендуется применять лабораторные данные, полученные для возможного диапазона изменения рабочих температур. Если лабораторных данных недостаточно, можно воспользоваться одной из расчетных зависимостей. Наибольшее применение получили формулы Вальтера (ASTM) и Рейнольдса-Филонова.

Формула Вальтера (ASTM) имеет вид

$$\lg\lg(\nu + 0,8) = a + b\lg T, \qquad (1.7)$$

где ν − кинематическая вязкость, мм²/с; Т − абсолютная температура, К. Эмпирические коэффициенты a и b в (1.7) находятся по формулам

$$\begin{aligned} a &= \lg\ \lg(\nu_1 + 0,8) - b\ \lg T_1; \\ b &= \frac{\lg\left[\lg(\nu_1 + 0,8)/\lg(\nu_2 + 0,8)\right]}{\lg\frac{T_1}{T_2}}. \end{aligned} \qquad (1.8)$$

Для определения постоянных a и b необходимо знать величины кинематической вязкости ν_1 и ν_2 при абсолютных температурах T_1 и T_2 соответственно.

Формула Рейнольдса-Филонова несколько проще

$$\nu = \nu_* \exp\left[-u\left(T - T_*\right)\right], \tag{1.9}$$

где u – коэффициент крутизны вискограммы, 1/K; ν_* – кинематическая вязкость при известной (произвольной) температуре T_*.

Величина u находится следующим образом

$$u = \frac{1}{T_1 - T_2} \ln \frac{\nu_2}{\nu_1}. \tag{1.10}$$

Достаточная точность зависимости (1.9) во всем рабочем диапазоне температур обеспечивается при выполнении неравенства $T_2<T<T_1$. В остальных случаях надо пользоваться формулой (1.7).

При изменении рабочих давлений в области до 10 МПа плотность, теплоемкость, коэффициент теплопроводности и кинематическая вязкость нефтепродуктов меняются несущественно, поэтому при расчетах его влияние на эти параметры не учитывается. Основные характеристики некоторых нефтей и нефтепродуктов приведены в табл. 1.2.

При температурах, близких к температурам застывания, высокопарафинистые нефтепродукты проявляют неньютоновские свойства, поэтому для определения их кинематической вязкости вышеперечисленные зависимости непригодны. Но так как в большинстве случаев рабочие диапазоны температур принимаются значительно выше температур застывания, то нефтепродукты в этих условиях ведут себя как ньютоновские жидкости и поэтому применение вышеприведенных зависимостей правомерно.

При технологических операциях условия теплообмена с окружающей средой меняются. Так, температура среды (грунта, воздуха), окружающей трубопроводы, в течение года меняется. Следовательно, изменяются и теплофизические характеристики перекачиваемого нефтепродукта, что влияет на технологические режимы работы трубопровода. Согласно нормам технологического проектирования заданная пропускная способность трубопровода должна обеспечиваться при самых неблагоприятных условиях, т.е. при наименьшей температуре окружающей среды. При гидравлическом и тепловом расчетах трубопровода оперируют среднемесячными многолетними данными по температурам грунта и воздуха. Эти данные принимаются по климатологическим справочникам или по запросам метеостанций районов прохождения трассы трубопровода. В большинстве

Таблица 1.2

Теплофизическне свойства некоторых иефтей и нефтепродуктов

Нефть и нефте-продукты	Плотность, кг/м³	Кинематическая вязкость [в (м²/с)·10⁴] при температуре, К										Температура застывания, К	Содержание, %	
		283	288	293	303	313	323	333	343	353	373		Серы	Парафина
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Нефть:														
узеньская	848	–	78,5	28,8	2,7	0,24	–	–	–	–	–	300	–	–
жетыбайская	851	53,5	–	16,4	0,65	0,17	–	–	–	–	–	300	–	–
Центрального Небит-Дага	870	–	–	0,59	0,25	–	0,123	–	–	–	–	285	–	–
Камышлджа	–	–	–	–	–	0,453	0,234	0,161	0,121	–	–	–	–	–
Кум-Дага	870	–	–	–	0,312	–	0,108	–	0,066	–	–	297	–	–
Котур-Тепе	869	–	–	0,403	0,194	–	0,084	–	0,053	–	–	292	–	–
Окарема	–	–	–	–	–	0,331	0,155	0,108	0,084	–	–	–	–	–
Озек-Суата	–	–	–	3,25	0,072	0,053	0,042	–	–	–	–	296	–	–
мухановская	840	–	–	0,0765	0,0565	0,0443	0,0346	–	–	–	–	265	0,6	4,5
бугурусланская	893	–	–	0,325	0,22	0,153	0,109	–	–	–	–	238	2,7	3,9
приволжская	823	0,238	–	0,0835	0,0509	0,0346	0,0269	–	–	–	–	275	0,47	8,5
жирновская	912	–	–	–	0,8463	0,5069	0,3389	–	–	–	–	237	0,79	1,8
западнотэбукская	849	0,18	–	0,1376	0,0963	0,0709	0,0572	–	–	–	–	259	0,7	3,75
яринская	824	–	–	0,0514	0,0428	0,0352	0,0287	–	–	–	–	250	0,69	6,55
воткинская	921	–	–	1,633	0,8167	0,5227	0,2821	–	–	–	–	262	3,44	5,7
арланская	892	0,684	–	0,397	0,26	0,176	0,135	–	–	–		257	3,04	3,4
ромашкинская	862	0,307	–	0,1422	0,12	0.09	0,059	–	–	–	–	273	1,61	5,1
Керосин	780	0,05	–	0,0328	–	0,0250	–					213	0,5	

Продолжение таблицы 1.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Дизельное топливо:								–	–	–	–	253	0,5	–
ДЗ	845	0,07	–	0,05	0,031	–	–	–	–	–	–			
ДЛ	835	0,08	–	0,06	0,050	0,045	0,042	–	–	–	–			
ДА	830	0,05	–	0,03	0,027	0,025	0,024	–	–	–	–			
Мазут:														
флотский Ф-5	872	–	–	–	–	–	–	–	–	0,05	0,035	267	0,45	–
флотский Ф-12	867	–	–	–	–	–	–	–	–	0,0443	0,0304	265	0,41	–
М-40	970	–	–	–	8,5	4	2	1,2	0,7	0,577	0,300	288	3,4	–
М-100	990	–	–	–	–	15	7	3,6	1,6	1,205	0,451	293-298	3,6	–
М-200	1000	–	–	–	–	30	12	5,8	3	1,629	0,618	301-308	4,5	–
Бензин авиационный														
Б-70	785	0,0085	–	0,007	–	0,0056	–	0,0046	–	–	–	–	–	–
Бензины автомобильные:														
А-72 (л)	730	0,0067	–	0,0061	0,0055	0,0051	–	–	–	–	–	–	–	–
А-76 (л)	780	0,0064	–	0,0058	0,0052	0,0047	–	–	–	–	–	–	–	–
АИ-93	760	0,0070	–	0,0063	0,0057	0,0053	–	–	–	–	–	–	–	–
Реактивное топливо:														
Т-1	800	0,0210	–	0,0183	–	0,0134	–	0,0105	–	0,0085		–	–	–
ТС-1	775	–	–	0,0125	–	–	-		–	–	–	–	–	–
Т-2	755	–	–	0,0105	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Т-5	845	0.0503	–	0,0388	–	0,024.5	–	0,0126	–	0,0126	–	–		
Т-8	875	–	–	0,0145	–	–	–		–	–	–	–	–	–
Котельное топливо	867	–	–	–	–	–	–	–	–	0,0443	0,0304	–	–	–

Продолжение таблицы 1.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Индустриальные масла:														
ИС-12	867	–	–	–	–	–	0,126	–	–	–	–	0,0364	–	–
ИС-20	900	–	–	0,7130	–	–	0,182	–	–	–	–	0,0484	–	–
ИС-45	875	–	–	2,2900	–	–	0,423	–	–	–	–	0,0812	–	–
ИС-20с	881	–	–	7,6000	–	–	1,524	–	–	–	–	0,2080	–	–
Трансформаторное	881	–	–	0,287	–	–	0,090	–	–	–	–	0,030	–	–
Для гидравлических систем (АГМ-10)	835,6	–	–	0,218	–	–	0,105	–	–	–	–	0,047	–	–
Веретенное АУ	848,6	–	–	0,4725	–	–	0,1276	0,0362	–	–	–	–	–	–
Турбинное 22 (л)	896,4	–	–	1,0000	–	–	0,218	0,0598	–	–	–	–	–	–
Турбинное 30 (Ут)	–	–	–	1,6100	–	–	0,300	0,0649	–	–	–	–	–	–
Масло моторное:														
МК-20	898	–	–	–	–	–	1,6100	–	–	–	–	0,2200	–	–
МС-20	899	–	–	13,0000	–	–	1,5940	–	–	–	–	0,2160	–	–
АК-10	922,7	–	–	14,2000	–	–	0,5500	–	–	–	–	0,1070	–	–
ДС-8	892	–	–	–	–	–	0,4200	–	–	–	–	0,0813	–	–
Индустриальное:														
АС-9	885	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	0,1000		
АС-10	–	–	–	5,6000	–	–	–	–	–	–	–	–		
АКЗП-6	–	–	–	0,4110	–	–	0,2400	–	–	–	–	0,0600		
АКЗП-10	–	–	–	0,6800	–	–	0,4500	–	–	–	–	0,1000		
МС-14	–	–	–	7,5000	–	–	0,9310	–	–	–	–	0,1400		

районов бывшего СССР самые низкие температуры грунта бывают в марте-апреле, а самые высокие – в августе-сентябре. Опыт проектирования и эксплуатации трубопроводов показывает, что глубина заложения 0,8 м до верхней образующей трубы обеспечивает устойчивые режимы перекачки в течении всего года и достаточна с точки зрения механической прочности и устойчивости трубопровода.

При надземной прокладке трубопроводов в расчете учитывают самые низкие температуры воздуха.

Для контроля в табл. 1.3 приведены основные рекомендуемые параметры магистральных трубопроводов при изотермической перекачке. Исходной величиной при выборе диаметра является годовой план перекачки. Верхние пределы пропускной способности соответствуют меньшей кинематической вязкости, а рабочее давление определяется характеристикой насосов, их числом и способом соединения. Высоковязкие нефтепродукты перед перекачкой необходимо предварительно подогревать. Технико-экономический расчет в этом случае является обязательным. Он проводится по различным вариантам (различные диаметры, температуры подогрева, рабочие давления). При тепловом и гидравлическом расчетах "горячих" трубопроводов необходимо знать теплофизические характеристики грунтов при подземной прокладке или воздуха при надземной прокладке (табл. 1.4, 1.5).

Таблица 1.3

Показатели трубопроводов

Нефтепроводы			Нефтепродуктопроводы		
Наружный диаметр и толщина стенки, мм	Рабочее давление, МПа	Пропускная способность, млн.т/год	Наружный диаметр и толщина стенки, мм	Рабочее давление, МПа	Пропускная способность, млн.т/год
529 (4-10)	5,4-6,5	6-8	219 (4-7)	9-10	0,7-0,9
630 (5-12)	5,2-6,2	10-12	273 (4-8)	7,5-8,5	1,3-1,6
720 (6-14)	5-6	14-18	325 (4-8)	6,7-7,5	1,8-2,2
820 (7-16)	4,8-5,8	22-26	377 (4-9)	5,5-6,5	2,5-3,2
920 (8-16)	4,6-5,6	32-36	426 (4-9)	5,5-6,5	3,5-4,8
1020 (9-18)	4,6-5,6	42-50	529 (4-10)	5,5-6,5	6,5-8,5
1220 (11-20)	4,4-5,4	70-78			

Примечания:

1. Оптимальные параметры определены для труб с пределом прочности 520 МПа.
2. Приведенные данные не исключают необходимости проверочного технико-экономического расчета трубопровода для заданной нагрузки с учетом конкретных условий его строительства и эксплуатации. Указанный расчет обязателен при выборе диаметре трубопровода, если заданная пропускная способность выходит за пределы рекомендуемых значений.
3. В скобках толщины стенок труб с шагом 1 мм (трубы с толщинами стенок, равными 13,15,17, и 19 мм, не изготовляют).

При значениях влажности и плотности грунтов, отличных от приведенных в табл. 1.4, их коэффициент теплопроводности может быть вычислен по формуле

$$\lambda_{\Gamma} = 1{,}163 \cdot \left[\kappa_{p} \left(10^{-3} \rho_{\Gamma} + 0{,}1\omega_{\Gamma} - 1{,}1 \right) - 0{,}1\omega_{\Gamma} \right], \qquad (1.11)$$

где κ_p – постоянный числовой коэффициент, равный: 1,5 – для песков; 1,4 – для супесей; 1,3 – для суглинков и глин; $\rho_г$ – плотность грунта, кг/м³; $\omega_г$ – влажность грунта, %.

Так как по трассе трубопровода грунты по составу и влажности различны, то тепловой и гидравлический расчеты делают либо по участкам (с одинаковыми $\lambda_{\Gamma i}$), либо для всей длины трассы по среднему коэффициенту теплопроводности

$$\lambda_{\Gamma ср} = \frac{1}{L} \sum_{i=1}^{n} \lambda_{\Gamma i} \ell_i , \qquad (1.12)$$

где $\lambda_{\Gamma i}$ – коэффициент теплопроводности грунта на участке трубопровода длиной ℓ_i; n – число участков.

Таблица 1.4

Теплофизические характеристики грунтов

Грунт	Влажность, % (по объему)	Средняя плотность, кг/м³	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)	Температуропроводность, (м²/с)·10⁻⁶	Удельная теплоемкость, Дж/(кг·К)
Растительная почва	27	2000	2,3	–	–
Песок речной	0	1520	0,3-0,33	–	–
	11,3	1640	1,13	0,89	774
Песок глинистый	28,3	2020	1,6-2,56	1,32	600-960
Глина	8	1300	0,58	0,4	1115
	18	1400	0,85	0,42	1445
	27	1600	1,23	0,48	1600
	40	2100	2,15	0,56	1830
Торф	24,1	1370	0,81	0,23	2570
Грунт подзолистый	20	1835	1,42	0,67	1155
Суглинок	20	1960	1,49	0,67	1134

Аналогично (путем пропорционального сложения) с использованием данных табл. 1.6 определяют среднее удельное электросопротивление грунтов, необходимое при расчете средств защиты от коррозии.

$$r_{Гср} = \frac{1}{L}\sum_{i=1}^{n} r_{Гi}\ell_i \,, \qquad (1.13)$$

где $r_{Гi}$ – удельное электросопротивление i-го типа грунта на трассе трубопровода.

Надземные "горячие", а в последнее время и подземные трубопроводы строят со специальной тепловой изоляцией (табл. 1.7). Ею покрывают также резервуары, теплообменники и другое оборудование "горячих" трубопроводов.

Таблица 1.5

Теплофизические характеристики воздуха

Абсолютная температура,К	Плотность, кг/м³	Удельная теплоемкость, Дж/(кг·К)	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)	Температуропроводность, (м/с)·10⁴	Кинематическая вязкость, (м²/с)·10⁶	Параметр Прандтля
223	1,584	1013	0,0204	0,127	8,2	0,728
233	1,515	1013	0,0212	0,138	9,2	0,728
243	1,453	1013	0,0220	0.149	10,2	0,723
253	1,395	1009	0,0228	0,162	11,2	0,716
263	1,342	1009	0,0236	0,174	12,2	0,712
273	1,293	1005	0,0244	0,188	13,2	0,707
283	1,247	1005	0,0251	0.201	14,2	0,705
293	1,205	1005	0,0259	0,214	15,2	0,703
303	1,165	1005	0,0267	0,229	16,2	0,701
313	1,128	1005	0,0276	0,243	17,2	0,699
323	1,093	1005	0,0283	0,257	18,2	0,698

Таблица 1.6

Величина удельного электросопротивления грунтов, Ом·м

Вид грунта	При атмосферных осадках, мм/год	
	до 250	до 500
Чернозем	20...50	2...10
Глина	10...1000	5...20
Песок	1000	30...300
Известняк	1000	30...300
Гравий	1000	100...1000

Таблица 1.7

Характеристика теплоизоляционных материалов

Теплоизоляционный материал	Средняя плотность, кг/м³	Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)	Стоимость теплоизоляционных материалов (цены 1980 г.), руб/кг
Диатомовые сегменты	600	$0{,}065+0{,}23\cdot10^{-3}T$	0,035
Вермикулит	175	$0{,}262\cdot10^{-3}T$	0,0314
Минеральная вата	150	0,046	0,035
Стекловата	150	0,046	0,117
Ячеистый бетон	600	0,145	0,32
Перлит	200	$0{,}0255+0{,}163\cdot10^{-3}T$	0,14
Пенопласт	100	0,058	2
Пенополиуретан ПУЭ	60	0,035	3,9
Пенополиуретан ППУ-30	130	0,052	3

Таблица 1.8

Основные данные по стальным вертикальным цилиндрическим резервуарам для нефти и нефтепродуктов

Номинальный объем, м³	Диаметр, м	Высота, м	Высота кровли, м		Резервуар без понтона		Резервуар со стальным понтоном	
			конической	сферической	геометрическая вместимость, м³	масса, т	геометрическая вместимость, м³	масса, т
1	2	3	4	5	6	7	8	9
100	4,73	5,96	0,12	–	105	5,44	92	7,01
200	6,63	5,96	0,16	–	206	7,94	182	9,38
300	7,58	7,45	0,19	–	336	10,57	305	13,26
400	8,53	7,45	0,21	–	426	12,36	386	15,85
700	10,43	8,94	0,26	–	764	17,75	704	22,46
1000	12,33	8,94	0,31	2,5	1066	22,91	984	28,84
						26,45		32,38
2000	15,18	11,92	0,38	3,0	2157	44,25	2010	51,44
						48,56		55,51

Продолжение таблицы 1.8

1	2	3	4	5	6	7	8	9
3000	18,98	11,92	0,48	3,0	3370	62,84 67,10	3150	74,89 83,46
5000	22,8	11,92	0,57	3,0	4866	93,44 100,20	4380	111,86 118,21
10000	34,2	11,92	0,65	3,0	10950	200,34 220,18	9590	244,77 253,99
15000	39,9	11,92	0,74	3,5	14900	268,52 295,92	13050	322,88 338,40
20000	45,6	11,92	0,85	4,0	19450	353,81 390,77	17050	422,77 440,32
30000	47,4	17,9	0,98	4,0	29420	597,70	28600	684,10
40000	53,4	17,9	–	–	38630	778,80	–	–
50000	60,7	17,9	–	–	47830	959,90	46460	1075,30

Примечание. Для резервуара каждого типоразмера указаны варианты с минимальными и максимальными толщинами стенок поясов, а также минимальная и максимальная масса его. Разные варианты обусловлены различными расчетными снеговыми и ветровыми нагрузками.

Для строительства магистральных трубопроводов применяют трубы из углеродистых сталей диаметром до 500 мм включительно и из спокойных и полуспокойных низколегированных сталей диаметром более 500 мм. Сведения о них приведены в Приложении 1.

Нефтепродукты на нефтебазах и перекачивающих станциях хранятся в резервуарах различного типа. Наибольшее распространение получили стальные вертикальные цилиндрические резервуары (табл. 1.8).

На автозаправочных станциях нефтепродукты хранят в горизонтальных (табл. 1.9) и вертикальных (табл. 1.10) цилиндрических резервуарах.

Таблица 1.9

Техиическая характеристика горизонтальных резервуаров для хранения нефтепродуктов на АЗС

Номинальная вместимость, м³	Диаметр, мм	Длина, мм	Толщина стенки, мм	Масса, кг
5	1846	2036	3	446
10	2220	3100	4	980
25	2760	4278	4	1886
50	2870	8480	4	3369

Таблица 1.10

Технческая характеристнка вертикальных резервуаров для хранения нефтепродуктов на АЗС

Номинальная вместимость, м³	Диаметр, мм	Высота, мм	Масса, кг
5	1788	2018	473
10	2233	3100	840
25	2818	2518	1140
50	3186	3218	1750

Для повышения экологической безопасности на АЗС применяют резервуары с двойными стенками (табл. 1.11).

Таблица 1.11

Техническая характернстика горнзонтальных резервуаров с двойнымн стенкамн

Номинальная вместимость, м³	Наружный диаметр, мм	Длина, мм	Объем межстенного пространства, м³	Толщина металла стенок, мм		Ориентировочная масса, кг
				наружных	внутренних	
10	2320	2800	0,25	4	4	2900
25	2320	6400	0,52	4	4	4700
50	2320	12200	0,95	5	5	7300
75	3240	7900	1,1	5	5	11500
100	3240	12700	1,4	6	6	16100

До сих пор значительное количество нефтепродуктов перевозится по железной дороге. В настоящее время почти весь подвижной состав для доставки нефти и нефтепродуктов заменен цистернами нового типа (табл. 1.12).

Таблица 1.12

Техническая характеристика железнодорожных цистерн

Груз	Модель цистерны	Параметры котла			
		Вместимость, м³		Диаметр, м	Длина, м
		полная	полезная		
Бензин и светлые нефтепродукты	15-890	61,2	60,0	2,8	10,300
	15-892				
	15-894				
	15-1443	73,1	71,7	3,0	10,770
	15-1427				
	15-1428				
	15-1547	85,6	83,9	3,2	11,194
	15-871	140,0	137,2	3,0	19,990
	15-1500	161,6	156,2	3,2	20,650
Вязкие нефтепродукты	15-897	62,3	60,3	2,8	10,520
	15-1566	73,2	70,0	3,0	10,770

Сведения об эстакадах, используемых при сливе-наливе железнодорожных цистерн, приведены в табл. 1.13, 1.14.

Таблица 1.13

Осиовные данные эстакад для налива в железнодорожные цистерны

Показатели	НС-2	НС-3	НС-4	НС-5	НС-6	НС-7	НС-8	НС-9	НС-10
Длина эстакады, м	72	108	144	180	216	252	288	324	360
Число средних звеньев	-	1	2	3	4	5	6	7	8
Число стояков:									
при трех коллекторах	34	52	70	88	106	124	142	160	178
при четырех коллекторах	44	68	92	116	140	164	188	212	236
Число четырехосных цистерн	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Грузоподъемность маршрута (по бензину), т	800	1170	1540	1910	2280	2650	3010	3380	3750

Таблица 1.14

Основные сведения об эстакадах для слива и налива светлых нефтепродуктов в железнодорожные цистерны

Показатели	КС-2	КС-3	КС-4	КС-5	КС-6	КС-7	КС-8	КС-9	КС-10
Длина эстакады, м	72	108	144	180	216	252	288	324	360
Число средних звеньев	–	1	2	3	4	5	6	7	8
Число одновременно сливаемых (наливаемых) цистерн	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Грузоподъемность маршрута (по бензину), т	800	1170	1540	1910	2280	2650	3010	3380	3750

Значительное количество нефтепродуктов перевозится нефтеналивными судами-танкерами и баржами. Сведения о них приведены в табл. 1.15...1.18.

Таблица 1.15

Основные данные морских танкеров

Показатели	«Олег Кошевой»	«Казбек»	«Прага»	«Лисичанск»	«София»	«Крым»
Дедвейт, т	4696	11800	30720	34640	49370	150000
Техническая скорость, км/ч	18,5	23,7	34,6	33,1	31,5	31,5
Число насосов	2	4	3	3	4	3
Подача насоса, м³/ч	500	250	750	1100	750	5000
Напор грузового насоса, м	100	100	80	100	100	80
Размеры, м:						
длина	123,5	145,5	202,8	195,0	230,6	295,5
ширина	16,0	19,2	25,8	27,0	31,0	45,0
осадка с грузом	4,3	8,5	10,4	10,7	11,6	17,0

Таблица 1.16

Основные показатели речных танкеров и нефтерудовозов

Показатели	Номер проекта					
	1754А	Р77	1553 (нефте-рудо-воз)	558	1577	587
Грузоподъем-ность, т	1000	2150	2700	5000	4800	3000
Грузовые насосы:						
марка	ЦСП-57	ЦСП-57	8НДВ	10НД-6×1	10НД-6×1	6НДВБ
число	2	2	2	2	2	2
подача, м³/ч	130	148/74	500	500	500	360
напор, м	55	71,5/143	33	55	55	47
Размеры, м:						
длина	86,7	108,8	119,9	132,6	132,6	110,2
ширина	12,99	15,10	13,42	16,75	16,90	13,40
осадка с грузом	1,6	2,5	3,5	3,6	3,5	3,3

Таблица 1.17

Основные данные малотоннажных речных танкеров

Показатели	Номер проекта			
	Р42	795	868	866
Класс перевозимого нефтепродукта	I, II, III, IV	I, II, III, IV	I, II, III, IV	III, IV
Грузоподъемность, т	600	150	150	600
Число цистерн	5	4	4	5
Грузовой насос для вязких нефтепродуктов:				
тип	НВВ-55	Р3-30	ЭМН-11/I-II	НВВ55 (ЭМН-11/I-II)
число	1	1	1	2 (1)
подача, м³/ч	45	18	45	50 (43)
напор, м	80	35	80	40 (80)
Грузовой насос для светлых нефтепродуктов				
тип	ЦСП-57	СЦЛ-20-24а	СЦЛ-20-24	–
число	2	2	2	–
подача, м³/ч	65	30-40	30-40	–
напор, м	110	65-40	65-40	–
Размеры, м:				
длина	66,0	50,1	43,1	65,6
ширина	9,54	8,84	7,4	9,6
осадка с грузом	2,08	0,9	1,15	1,88

Таблица 1.18

Основные показатели нефтеналивных барж

Показатели	Номер проекта и тип баржи								
	Р27	168Б	459Н	428	403Б	248А	504	«Великан»	«Алдан»
Класс перевозимого нефтепродукта	III, IV	I, II	I, III	I, II, III	I	I	I	II, III, IV	IV
Грузоподъемность, т	3000	3909	2050	6000	3700	200	40	11750	10000
Подача, м³/ч:									
погрузки	1000	1000	1200	1000	1000	-	-	1200	1200
выгрузки	800	800	800	1000	800	-	-	600	600
Размеры, м:									
длина	111,2	109,0	78,35	137,7	110,8	40,65	25,9	177,5	165,4
ширина	20,5	16,48	14,44	19,5	16,48	7,33	5,63	24,6	22,6
осадка с грузом	2,6	2,9	2,28	3,05	2,85	1,11	0,75	3,6	35,6

Для доставки нефтепродуктов на нефтебазы и АЗС широко используются автоцистерны (табл. 1.19) и прицепы-цистерны (табл. 1.20).

На нефтебазах и перекачивающих станциях применяют различные насосы стационарного типа, передвижные насосные установки, например, для зачистки резервуаров, откачки нефтепродукта из аварийного амбара и т.п. В комплекс оборудования насосных входят собственно насосы с трубопроводной обвязкой, трубопроводные коммуникации с узлами задвижек, клапанов, фильтров и т.п., привод с оборудованием, электрооборудование, электропусковая и контрольно-измерительная аппаратура, средства автоматизации, вентиляционные устройства, системы освещения, отопления, водопровода и канализации. Наибольшее распространение получили центробежные насосы. Для перекачки вязких нефтепродуктов, особенно в условиях нефтебаз, широко применяют также поршневые и шестеренные насосы. Центробежные насосы можно эксплуатировать в диапазоне 0,8...1,2 номинальной подачи. При этом заметного ухудшения КПД не наблюдается. Для магистральных насосов с подачей 0,694...2,778 м³/с применяют сменные роторы, рассчитанные на подачу, равную 0,5 и 0,7 номинальной, что обеспечивает экономную работу насосов на первой стадии освоения трубопроводов, для насоса марки НМ 10000-210

Таблица 1.19

Технические характеристики некоторых автомобилей-цистерн для транспортировки светлых нефтепродуктов

Показатель	АЦМ-4-157К	АЦ-4-131	АЦ-4,3-131	АЦ-5,5-4320	АЦ-8,5-255Б	АЦ-9,5-255Б	АЦ-10-260
1	2	3	4	5	6	7	8
Базовое шасси	ЗИЛ-157К	ЗИЛ-131	ЗИЛ-131	Урал-4320	КрАЗ-255Б	КрАЗ-255Б	КрАЗ-260
Габаритные размеры:							
длина	6754	6856	6856	7684	8795	8990	9260
ширина	2268	2455	2455	2550	2755	2750	2722
высота	1497	2480	2480	2680	3250	3165	3230
Вместимость цистерны, м³:							
эксплуатационная	4,0	4,1	4,4	5,5	8,5	9,5	10,0
геометрическая	4,080	4,220	4,320	5,620	8,730	9700	10,369
Время заполнения цистерны с помощью своего насоса, мин	12	12	12	18	22	20	22
Время слива нефтепродукта из цистерны, мин:							
с помощью своего насоса	10	12	12	18	10	12	11
самотеком	15	8	8	15	40	30	45
Цистерна:							
форма	Эллиптическая						

Продолжение таблицы 1.19

1	2	3	4	5	6	7	8
Размеры цистерны, мм:							
длина	2620	2625	2735	3680	3830	4030	4300
малая ось эллипса	950	1050	1100	1200	1220	1240	1630
большая ось эллипса	2100	1000	1900	2050	2170	2170	2170
тощина обечайки	3	3	4	3	3	3	3
толщина днища	4	4	6	4	4	4	4
Материал	Ст3	Ст3	АМг-3М	АМг-3М	Ст3	Ст3	Ст3
Тип покрытия	Металлизация цинком		–	–	Металлизация цинком		
Толщина покрытия, мкм	80...170	80...170	–	–	80...170	80...170	80...170
Горловина цистерны:							
количество, шт.	1	1	1	1	1	1	1
диаметр, мм	600	600	600	600	640	1000	1600
Диаметр наливного люка, мм	300	300	300	300	300	300	300
Насос:							
марка	СВН-80	СВН-80	СВН-80	СВН-80	СЦН-60	СЦН-60М	СЦН-60М
подача, м³/ч	30	30	30	30	60	75	75
Рукава:							
длина, м	3; 9	3; 9	3; 9	3; 9	3; 4,25	3	3; 9
диаметр, мм	65; 25	75; 38	75; 38	75; 38	75; 75	75	75; 38
количество, шт.	3; 2	3; 2	3; 2	3; 2	1; 2	2	2; 1
тип разъемного соединения	ТК-75	ТК-75	ТК-75	ТК-75	ТК-75	ТК-75	ТК-75

Продолжение таблицы 1.19

1	2	3	4	5	6	7	8
Дыхательный клапан (давления):	РС-25	РС-38	РС-38	РС-38	ТК-75	РС-38	–
тип	Шариковый	Комбинированный			Механический пружинный	Тарельчатый	
количество, шт.	2	1	1	1	1	1	2
регулируемое давление, МПа	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01		0,01
Дыхательный клапан (вакума):							
тип	–	–	–	–	Механический пружинный	–	–
количество, шт.	–	–	–	–	1	–	–
регулируемое разряжение, МПа		–	–	–	0,005	–	–

Таблица 1.20

Техническая характеристика прицепов-цистерн для транспортировки нефтепродуктов

Показатель	ПЦ-4,2-754В	ПЦ-4,7-782Б	ПЦ-5,6-817	ПЦ-6,7-8925	ПЦ-9,1-8350	ПЦМ-6-8925
1	2	3	4	5	6	7
Модификация	–	–	ПЦ-6,2-817	ПЦ-6,7-5207В	ПЦ-9-8350	–
Базовое шасси	Прицеп ИАПЗ-754	Прицеп ВСМЗ-782Б	Колесный ход прицепа ГКБ-817	Прицеп МАЗ-8925	Колесный ход прицепа ГКБ-8350	Прицеп МАЗ-8925
Полная масса, кг	5884	6955	7540	10000	11900	9970
Масса в снаряженном состоянии, кг	2272	3110	2750	4350	4200	4680
Эксплуатационная вместимость, м³	4,2	4,7	5,6	6,7	9,1	6,0
Габаритные размеры, мм:						
длина	6000	6800	6540	7850	7650	7850
ширина	2200	2345	2170	2500	2514	2500
высота	2875	2320	2770	2880	2450	2880
Время слива нефтепродукта самотеком, мин	17	18	20	27	32	20
Цистерна:						
форма	Эллиптическая			Круглая		
материал	Ст3	Ст3	Ст3	Ст3	Ст3	Коррозионно-стойкая

Продолжение таблицы 1.20

1	2	3	4	5	6	7
Габаритные размеры, мм:						
длина (без шкафов)	2825	3625	3765	4160	2	–
малая ось эллипса	1080	1025	1080	1128	–	–
большая ось эллипса	1720	1865	1720	1740	–	–
толщина обечайки	3	3	3	3	3	3
толщина днища	3	4	3	4	4	4
диаметр горловины	652		780	956	950	950
Насос:						
тип	БКФ-4	2	БКФ-4	2	2	–
подача, м³/ч	2,4	–	2,4	–	–	–
Рукава:						
диаметр, мм	65; 38	65	75; 38	65	75	75
длина, м	3; 4,5	3	3; 4,5	3	4,5	3
количество, шт.	2; 1	2	2; 1	2	2	2
Тип разъемного соединения	Резьбовое			Фланцевое		
	РС-65	РС-65	ТК-75	ТК-75	ТК-75	ТК-75

дополнительно изготовляют ротор на подачу 3,472 м³/с. Насос марки НМ 1250-260 комплектуют одним сменным ротором на подачу 0,25 м³/с. Допускается так же изменение подачи и напора насосов в результате обточки рабочих колес по наружному диаметру, но не более чем на 10% из-за возможного значительного снижения КПД.

Единичная мощность N (в кВт) привода насоса в каждом конкретном случае должна уточняться по рабочим параметрам

$$N = \Delta_p Q H \rho g \frac{10^{-3}}{\eta}, \qquad (1.14)$$

где Δ_p – коэффициент запаса, учитывающий возможные отклонения фактического режима работы насосов от расчетного (см. главу 3); Q, H – соответственно подача и развиваемый напор при рабочих условиях; ρ – плотность нефтепродукта; g – ускорение силы тяжести; η – полный КПД равный произведению КПД насоса, редуктора, передачи и т.п.

§1.2. Обоснование способа транспортировки нефтей и нефтепродуктов

Для транспортировки нефтей и нефтепродуктов на дальние расстояния применяют трубопроводный, железнодорожный и водный транспорт. В связи с этим возникает вопрос о выборе наивыгоднейшего способа транспортировки. По действующей в настоящее время методике эта задача решается путем сопоставления приведенных годовых расходов по различным видам транспорта. Оптимальным считается вариант с наименьшими приведенными годовыми расходами.

Приведенные годовые расходы П определяют по формуле

$$П = Э + E_н K, \qquad (1.15)$$

где Э – эксплуатационные расходы по данному виду транспорта; $E_н$ – нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений (для нефтегазовой промышленности $E_н$=0,12 1/год); K – капиталовложения в соответствующий вид транспорта.

При выборе способа транспортировки рассматривают и комбинированные варианты, например, водного и железнодорожного, водного и трубопроводного транспорта и т.д.

Эксплуатационные расходы Э различных видов транспорта определяют по формуле

$$Э = SG_{год}L, \quad (1.16)$$

где S - себестоимость перевозок; $G_{год}$ – количество транспортируемого нефтепродукта в год; L – длина пути.

По данным ИКТП и Гипротрубопровода, средняя себестоимость перевозок S [в коп/(т·км)] в 1980 г. характеризовалась следующими данными: трубопроводный транспорт – 0,12; железнодорожный – 0,33; водный (по рекам) – 0,17; водный (по морям) – 0,12. Себестоимость перекачки нефтепродуктов по магистральному трубопроводу зависит от его диаметра (табл. 1.21).

Таблица 1.21

Зависимость себестоимости перекачки от диаметра трубопровода (цены 1980 г.)

D, мм	S, коп/(т·км)	D, мм	S, коп/(т·км)
219	0,3	630	0,094
273	0,24	720	0,082
325	0,21	820	0,069
377	0,17	1020	0,065
426	0,15	1220	0,062
529	0,13		

Капиталовложения в трубопроводный транспорт $K_{тр}$ складываются из затрат на сооружение линейной части трубопровода $K_{л}$ и затрат на сооружение насосных станций $K_{н.с}$. Капитальные затраты в линейную часть определяют по выражению

$$K_{л} = c_{л}L_{тр}, \quad (1.17)$$

где $L_{тр}$ – длина трубопровода; $c_{л}$ – затраты на сооружение 1 км линейной части трубопровода (табл. 1.22).

Капитальные затраты на сооружение насосных станций определяют по формуле

$$K_{н.с} = c_{г.н.с} + (n-1)c_{п.н.с} + V_{р}c_{р}, \quad (1.18)$$

где $c_{г.н.с}$, $c_{п.н.с}$ – стоимость сооружения соответственно головной и промежуточной насосных станций (табл. 1.23); n – общее число насосных станций; $V_{р}$ – необходимая вместимость резервуаров; $c_{р}$ – стоимость 1 м³ установленной емкости.

Таблица 1.22

Зависимость стоимости сооружения 1 км магистрального трубопровода от его диаметра (цены 1980г.)

D, мм	$c_л$, тыс.руб/км	$c_{луп}$, тыс.руб/км	D, мм	$c_л$, тыс.руб/км	$c_{луп}$, тыс.руб/км
219	22,8	18,0	630	71,0	56,0
273	24,9	20,1	720	77,5	62,1
325	28,8	22,8	820	91,1	74,9
377	33,6	27,5	920	113,6	97,3
426	37,6	31,5	1020	136,1	119,6
529	56,6	45,1	1220	180,8	165,6

Примечание: $c_{луп}$ – затраты на сооружение 1 км лупинга.

Суммарный объем резервуарных парков в системе магистрального нефтепровода вычисляется по формуле (2.1), магистрального нефтепродуктопровода по формулам (2.2) и (2.3).

Стоимость емкости на головной насосной станции включена в стоимость головной станции. Стоимость 1 м³ емкости $c_р$ для сопоставительных расчетов с учетом технологических трубопроводов и вспомогательных сооружений ориентировочно можно принимать равной 20 руб/м³. Число насосных станций n определяют из технологического расчета или оценивают ориентировочно из условия, что на каждые 100...150 км трубопровода приходится одна насосная станция.

Таблица 1.23

Стоимость сооружения насосных станций в тыс. руб. (цены 1980г.)

Пропускная способность, млн.т/год	Головная насосная станция на площадке		Промежуточная насосная станция на площадке	
	новой	совмещенной	новой	совмещенной
0,7 – 0,9	1339	935	830	500
1,3 – 1,6	1504	1060	854	515
1,8 – 2,2	1643	1160	920	555
2,5 – 3,2	1867	1320	1127	680
3,5 – 4,8	2556	1800	1274	765
6 – 8,5	5418	3820	1926	1160
10 – 12	6730	4700	2012	1210
14 -18	8077	5605	2170	1315
22 – 26	9202	6355	2554	1535
32 - 36	12300	8640	2788	1675
42 – 50	15396	10925	3023	1815
70 -78	16195	11345	3550	2135

Расчетное число дней перекачки при выборе способа транспорта для нефтепродуктопроводов принимается равным 350, а для нефтепроводов – по таблице 5.1.

В тех случаях, когда заданный объем перекачки не попадает в интервал пропускных способностей, указанных в табл. 1.3, оптимальный диаметр и число насосных станций определяют на основании технологического расчета. При наличии лупингов или вставок большего диаметра стоимость линейной части определяют по формуле

$$K_л = c_л \left(L_{тр} - X_{луп} \right) + X_{луп} c_{луп}, \qquad (1.19)$$

где $X_{луп}$ – длина лупинга (вставки).

Расчет ведется для трех смежных диаметров.

Если по пути проектируемого трубопровода имеются сбросы или подкачки, а также связанные с ним вновь проектируемые нефтебазы, наливные пункты и т.п., то возможно, что линейную часть будут сооружать из труб разных диаметров, а насосные станции снабжать различным оборудованием, имеющим разные единичные стоимости. В этом случае технологический расчет ведут по участкам с различными диаметрами, приведенные затраты вычисляют в целом для всей системы с учетом участков. При этом расчет так же ведется минимум для трех смежных диаметров.

Капиталовложения на строительство баз для хранения нефти и нефтепродуктов могут быть найдены по табл. 1.24.

Таблица 1.24

Удельные капитальные вложения в строительство баз для хранения нефти и нефтепродуктов в стальных резервуарах (в ценах 1980г.)

Грузооборот, тыс.т/год	Ном.вместимость резервуаров, тыс.м³	Коэф. оборачиваемости	Капитальные вложения в нефтебазу, тыс.руб.					Капитальные вложения на 1 м³ вместимости, руб/м³	
			всего	резервуары	СМР	оборудование	прочие	общие	резервуары
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		Железнодорожные распределительные базы							
25	2	12,5	840	3645	611	113	116	420	18,00
40	3	13,3	1020	68	714	166	140	340	15,00
60	5	12,0	1470	121	1057	208	205	294	13,6
100	8	12,5	1800	181	1288	277	235	225	15,125

Продолжение таблицы 1.24

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
140	11	12,7	2080	239	1452	329	299	189	16,455
200	17	11,8	2570	268	1833	423	314	151	14,06
280	24	11,7	3270	531	2352	526	392	132	11,17
500	40	12,5	4230		2980	812	438	106	13,275
Водные распределительные базы									
10	5	2,0	1200	108	875	167	158	240	21,6
15	7	2,14	1390	124	1030	177	183	184	17,71
25	11	2,27	1720	211	1253	238	229	156	19,18
45	20	2,25	2430	342	1774	348	308	121	17,1
60	30	2,0	2880	414	2094	414	372	96	13,8
80	40	2,0	3340	453	2469	437	434	84	11,33
180	100	1,8	7070	1147	4818	1123	1129	71	11,47
Водно-железнодорожные, перевалочно-распределительные базы									
300	40	7,5	4560	548	3255	750	114	114	13,7
550	75	7,34	8840	921	5915	1615	1310	118	12,28
Автомобильные перевалочные базы									
2	0,8	2,5	330	15	250	33	47	411	18,75
4	1,5	2,67	340	26	263	33	44	227	17,34
10	4	2,5	440	68	341	38	61	110	17,00

Все единичные стоимости в ранее приведенных таблицах даны для равнинно-холмистой местности. В случае других условий покладки на вычисленные капитальные затраты необходимо давать надбавку, учитывающую топографические условия (табл. 1.25).

Помимо этого необходимо учитывать дополнительные капитальные вложения, зависящие от района прохождения трассы (коэффициент учитывает степень освоенности района, его промышленный потенциал, поясные цены)

$$K_{доп} = \frac{1}{L} K \sum_{i=1}^{n} \ell_{p_i} \left(K_{p_i} - 1 \right), \qquad (1.20)$$

где $K = K_{л} + K_{н.с}$; ℓ_{p_i} – протяженность участков трубопровода, проходящих по районам, на которые распространяется коэффициент K_{p_i} (табл. 1.26).

Таблица 1.25

Поправочный коэффициент $K_т$ на топографические условия трассы

Топография трассы	Диаметр трубопровода, мм		
	до 426	529-820	1020-1420
Линейная часть			
Равнинно-холмистая	1,00	1,00	1,00
Пустынная	0,91	0,92	0,91
Гористая	1,45	1,19	1,17
Болотистая	1,4	1,43	1,45
Северная	2,68	2,16	2,08
Площадочные сооружения			
Равнинно-холмистая	1,00	1,00	1,00
Пустынная	1,00	1,00	1,02
Гористая	1,19	1,23	1,26
Болотистая	1,04	1,06	1,07
Северная	1,1	1,16	1,19
Трубопровод в целом			
Равнинно-холмистая	1,00	1,00	1,00
Пустынная	0,92	0,95	0,94
Гористая	1,43	1,21	1,19
Болотистая	1,38	1,34	1,38
Северная	2,64	1,97	1,96

Таблица 1.26

Территориальные районы России и территориальный коэффициент

Распределение территории России по районам	$K_р$
1	2
Брянская, Владимирская, Вологодская, Ивановская, Калининская, Калужская, Костромская, Ленинградская, Московская, Новгородская, Орловская, Псковская, Рязанская, Смоленская, Тульская, Ярославская области	1,0
Республики: Башкортостан, Марий-Эл, Мордовия, Татарстан, Чувашия; Горьковская, Кировская, Куйбышевская, Пензенская, Саратовская, Ульяновская области	1,01

Продолжение таблицы 1.26

1	2
Республика Калмыкия, Астраханская, Белгородская, Волгоградская, Воронежская, Курская, Липецкая, Тамбовская области	1,01
Республики: Дагестан, Кабардино-Балкария, Северная Осетия, Чечня, Ингушетия; Краснодарский и Ставропольский края, Ростовская область	1,0
Республика Карелия, Архангельская область (южнее Полярного круга)	1,13
Республика Удмуртия, Пермская область (кроме Косинского, Кочевского, Кудымкарского, Юрминского и Юсьвинского районов Коми-Пермяцкого автономного округа)	1,1
Курганская, Оренбургская, Свердловская, Тюменская (южнее 60-й параллели), Челябинская области	1,1
Красноярский край (южнее 60-й параллели)	1,15
Республика Бурятия, Иркутская (южнее 60-й параллели), Читинская области	1,14
Приморский, Хабаровский (южнее 55-й параллели), Амурская область	1,24
Мурманская область	1,25
Республика Коми (южнее Полярного круга)	1,14
Алтайский край, Кемеровская, Новосибирская, Омская, Томская (южнее 60-й параллели) области	1,11
Остальные районы территории России, не вошедшие в перечень территориальных районов (корректирующий коэффициент для них определен применительно к условиям Ямало-Ненецкого автономного округа)	1,26

При определении капитальных затрат в железнодорожный транспорт учитывают только дополнительные затраты на расширение парка вагонов-цистерн и локомотивов (тепло- или электровозов)

$$K_{ж.д} = zc_z + цс_ц , \qquad (1.21)$$

где z – число локомотивов:

$$z = ц / n_м, \quad (1.22)$$

где ц – необходимое число вагонов-цистерн:

$$ц = \frac{G_{год}}{qρn_м}, \quad (1.23)$$

$n_м$ – число цистерн в маршруте; $G_{год}$- заданное количество транспортируемого нефтепродукта; q – вместимость одной цистерны; ρ – плотность транспортируемого нефтепродукта; $n_ц$- число оборотов цистерны за год:

$$n_ц = 365 / τ_п, \quad (1.24)$$

$τ_п$ – полное время оборота одной цистерны:

$$τ_п = \left(2\frac{L_{ж.д}}{\ell_{ж.д}} + τ_в\right)X_{ж.д}, \quad (1.25)$$

$L_{ж.д}$ – расстояние, на которое осуществляют перевозки по железной дороге; $\ell_{ж.д}$ – среднесуточный пробег цистерны, на основании фактических данных принимаемый равным 200...250 км/сут; $τ_в$ – время погрузки и выгрузки; $X_{ж.д}$ – коэффициент неравномерности работы железнодорожного транспорта, учитывающий возможные задержки цистерны в пути из-за заносов и других непредвиденных обстоятельств ($X_{ж.д}$ = 1...1,5); c_z – стоимость одного тепло- или электровоза (в ценах 1980 г. стоимость одного электровоза отечественного производства в зависимости от его мощности составляет 66,8...278 тыс. руб., а одного тепловоза – 104...318 тыс. руб.); $c_ц$ – стоимость одной цистерны (в ценах 1980 г. стоимость одной цистерны вместимостью 60 м³ равна 5,65 тыс. руб.).

В тех случаях, когда ставится вопрос о сооружении новой железной дороги, по которой будут перевозиться преимущественно нефтяные грузы, затраты на ее сооружение относят на нефтеперевозку. В ценах 1980 г. стоимость строительства 1 км главного пути однопутной железной дороги составляет 165...260 тыс. руб., двухпутной – 250...390 тыс. руб., стоимость сооружения железнодорожной станции достигает 30 млн. руб. Помимо этого необходимо учитывать затраты на сооружение сливно-наливных коммуникаций на головном и конечном пунктах трассы. Очевидно, что в этом случае следует проводить сравнение по всем видам нефтегрузов, транспортируемых в данном направлении.

Капиталовложения в водный транспорт $K_в$ слагаются из суммы затрат на сооружение дополнительного количества барж $K_{бр.}$, буксиров $K_б$ и необходимой береговой емкости K_v, т.е.

$$K_в = K_{бр} + K_б + K_у, \quad (1.26)$$

Затраты на сооружение барж

$$K_{бр} = c_{бр}Г, \quad (1.27)$$

где $c_{бр}$ – стоимость единицы грузоподъемности баржи (танкера) (в ценах 1980 г. $c_{бр}$=35...45 руб/т); Г – общая грузоподъемность всех барж, необходимых для заданного грузопотока

$$Г = G_{год} / n_{бр}, \quad (1.28)$$

$n_{бр}$ – число рейсов (оборотов) в год одной баржи, определяемое по формуле

$$n_{бр} = \tau_н / \tau_п, \quad (1.29)$$

$\tau_н$ – продолжительность навигационного периода; $\tau_п$ – полное время оборота одной баржи (танкера)

$$\tau_п = \left[L_в \left(\frac{1}{\ell_1} + \frac{1}{\ell_2} \right) + \tau_в \right] X_в, \quad (1.30)$$

$L_в$ – расстояние, на которое осуществляют перевозки по воде; ℓ_1, ℓ_2 – суточный ход каравана барж (танкеров) соответственно вверх и вниз по течению (табл. 1.27); $\tau_в$ – время погрузки и выгрузки судов; $X_в$ – коэффициент неравномерности работы водного транспорта, обусловленный задержками подачи порожних барж под погрузку, прихода буксиров за налитыми и порожними баржами, задержкой на перекатах, при шлюзовании и т.д. ($X_в$ = 1...1,5).

Таблица 1.27

Скорость движения (суточный ход) караванов барж (в км/сут)

Маршрут движения	Против течения	По течению
Рыбинск – Астрахань (р. Волга)	105	220
Пермь – Уфа (р. Кама)	105	220
Канал им. Москвы	100	100
Херсон – Киев (р. Днепр)	90	130
Хабаровск – Николаевск-на-Амуре (р. Амур)	95	190

Для самоходных судов средняя скорость движения может быть принята равной 350 км/сут.

Для несамоходных барж стоимость необходимого числа буксиров составляет

$$K_б = c_б N_б, \tag{1.31}$$

где $c_б$ – стоимость единицы мощности буксира (в ценах 1980 г. $c_б$=1,8...2,6 тыс. руб/кВт); $N_б$ – необходимая мощность буксиров

$$N_б = \rho_б \Gamma, \tag{1.32}$$

$\rho_б$ – мощность, необходимая для буксировки единицы груза ($\rho_б$ = 0,06÷0,12 кВт/т).

Капиталовложения на сооружение необходимой емкости

$$K_v = c_p V_o, \tag{1.33}$$

где c_p – стоимость единицы емкости (c_p=10...20 руб/м³); V_o – практический объем установленных резервуаров при известном теоретическом объеме всех резервуаров

$$V = \frac{2G_{год}}{\rho} \cdot \frac{365 - \tau_н}{365 \cdot \eta_p}, \tag{1.34}$$

η_p – коэффициент заполнения емкости (см. табл. 2.2).

§1.3. Примеры расчетов

Пример 1.1. Рассчитать кинематическую вязкость ромашкинской нефти при температуре 275 К.

Решение

1.Поскольку расчетная температура 275 К выходит за пределы температурного интервала, в котором известна вязкость ромашкинской нефти (табл. 1.2), то для расчета выбираем формулу (1.7).

2.Согласно табл. 1.2, для ромашкинской нефти при T_1 = 283 К ν_1 = 30,7 мм²/с, а при T_2 = 293 К ν_2 = 14,2 мм²/с.

3.Величины эмпирических коэффициентов в формуле (1.7) по формулам (1.8)

$$b = \frac{\lg\left[\dfrac{\lg(30,7+0,8)}{\lg(14,2+0,8)}\right]}{\lg\dfrac{283}{293}} = -6,97;$$

$$a = \lg \lg(30,7+0,8) - 6,97 \lg 283 = 17,27.$$

4.Кинематическая вязкость ромашкинской нефти при температуре 275 К по формуле (1.7)

$$\lg \lg(\nu + 0{,}8) - 6{,}97 \lg 275 = 0{,}268;$$

$$\lg(\nu + 0{,}8) = 1{,}853;$$

$$\nu + 0{,}8 = 71{,}3 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\nu = 71{,}3 - 0{,}8 = 70{,}5 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

5.Плотность нефти для примера вычислим по формулам (1.1) и (1.2). Согласно табл. 1.1 при ρ_{293}=862 кг/м³ ξ=0,686 кг/(м³·К) и β_p=0,000793 1/К.

По формуле (1.1)

$$\rho_T = \frac{862}{1 + 0{,}000793(275 - 293)} = 874{,}5 \text{ кг/м}^3.$$

По формуле (1.2)

$$\rho_T = 862 - 0{,}686(275 - 293) = 874{,}4 \text{ кг/м}^3.$$

Так как расхождение результатов расчета по формулам (1.1) и (1.2) составляет 0,011 %, то можно сделать вывод о том, что пользоваться можно обеими.

Пример 1.2. Расчетное значение коэффициента теплопроводности грунта в естественном состоянии для трубопровода длиной 80 км, если известно, что преобладающими являются грунты: на 30 км – глины ($\rho_г$ = 1400 кг/м³, ω = 18 %); на 20 км – суглинки ($\rho_г$ = 1250 кг/м³, ω = 15 %); на 10 км – супеси ($\rho_г$ = 1200 кг/м³, ω = 12 %); на 20 км – песок ($\rho_г$ = 1600 кг/м³, ω = 8 %).

Решение

1.Расчетное значение коэффициентов теплопроводности грунта для каждого участка по формуле (1.11)

$$\lambda_г^{\text{ГЛИНА}} = 1{,}16\left[1{,}3\left(1400 \cdot 10^{-3} + 0{,}1 \cdot 18 - 1{,}1\right) - 0{,}1 \cdot 18\right] = 1{,}080 \text{ Вт/(м·К)};$$

$$\lambda_г^{\text{СУГЛИНОК}} = 1{,}16\left[1{,}3\left(1250 \cdot 10^{-3} + 0{,}1 \cdot 15 - 1{,}1\right) - 0{,}1 \cdot 15\right] = 0{,}750 \text{ Вт/м·К)};$$

$$\lambda_г^{\text{СУПЕСЬ}} = 1{,}16\left[1{,}4\left(1200 \cdot 10^{-3} + 0{,}1 \cdot 12 - 1{,}1\right) - 0{,}1 \cdot 12\right] = 0{,}721 \text{ Вт/(м·К)};$$

$$\lambda_г^{\text{ПЕСОК}} = 1{,}16\left[1{,}5\left(1600 \cdot 10^{-3} + 0{,}1 \cdot 8 - 1{,}1\right) - 0{,}1 \cdot 8\right] = 1{,}337 \text{ Вт/(м·К)}.$$

2.Расчетное значение коэффициента теплопроводности грунта в естественном состоянии для всей трассы трубопровода по формуле (1.12)

$$\lambda_{Гср} = \frac{1,080 \cdot 30 + 0,750 \cdot 20 + 0,721 \cdot 10 + 1,337 \cdot 20}{80} =$$

$$= 1,016 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Пример 1.3. Определить целесообразный способ транспортировки 7 млн. т нефти Сургутского месторождения в год на нефтеперерабатывающие заводы г. Омска. Расчетная плотность нефти равна 0,842 т/м³. Транспортировку можно осуществлять по рекам Обь и Иртыш, по железной дороге через Тобольск-Тюмень и по трубопроводу Сургут-Омск. Расстояние, на которое осуществляются перевозки по воде, равно 1500 км, по трубопроводу – 700 км, по электрифицированной железной дороге – 1200 км.

Решение

1.Для заданного грузопотока по табл. 1.3 выбираем рекомендуемый диаметр трубопровода – 529 мм, для которого себестоимость перекачки в ценах 1980 г. S = 0,13 коп/(т·км)

По формуле (1.16) для каждого вида транспорта вычисляем эксплуатационные расходы

$$Э_т = 0,13 \cdot 700 \cdot 7 \cdot 10^6 = 6,37 \cdot 10^6 \text{ руб/год};$$

$$Э_{ж.д} = 0,33 \cdot 1200 \cdot 7 \cdot 10^6 = 27,72 \cdot 10^6 \text{ руб/год};$$

$$Э_в = 0,17 \cdot 1500 \cdot 7 \cdot 10^6 = 17,85 \cdot 10^6 \text{ руб/год}.$$

2.Находим капиталовложения в трубопроводный транспорт. В соответствии с нормами технологического проектирования принимаем, что эксплуатационный участок один, т.е. $n_э = 1$.

Вместимость резервуаров на конечном пункте по формуле (2.1)

$$V_р = 3V_{сут} = 3 \cdot \frac{7 \cdot 10^6}{350 \cdot 0,842 \cdot 0,84} = 84821 \text{ м}^3,$$

где 0,84 – коэффициент использования емкости (табл. 2.1).

Трубопровод должен иметь одну головную и пять-шесть промежуточных перекачивающих станций. Зная, что трасса в основном пройдет по заболоченной местности, и используя формулы (1.17), (1.18), определяем капитальные вложения с учетом топографических коэффициентов

$$K'_{тр} = K_л + K_{п.с} = (56,6 \cdot 700 \cdot 1,43 + 5418 \cdot 1,06 + 6 \cdot 1926 \cdot 1,06) \cdot 10^3 +$$
$$+ 84821 \cdot 20 = 76,435 \cdot 10^6 \text{ руб}.$$

По территории Тюменской области проходит 55% трассы, а по Омской – 45%. С учетом территориальных коэффициентов (см. табл. 1.22 и 1.25) капитальные затраты составят

$$K_{тр} = 76{,}435 \cdot 10^6 \cdot (0{,}55 \cdot 1{,}1 + 0{,}45 \cdot 1{,}11) = 84{,}423 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

3.Приведенные годовые затраты для трубопроводного транспорта по формуле (1.15)

$$П_{тр} = 6{,}37 \cdot 10^6 + 0{,}12 \cdot 84{,}423 \cdot 10^6 = 16{,}5 \cdot 10^6 \text{ руб/год.}$$

4.По формуле (1.25) определяем полное время оборота одной цистерны. Коэффициент неравномерности работы железнодорожного транспорта $X_{ж.д}$ принимаем равным 1,2. Время погрузки и выгрузки $\tau_в$ по нормам составляет 4 часа. Тогда

$$\tau_П = \left(2 \cdot \frac{1200}{240} + \frac{4}{24}\right) \cdot 1{,}2 = 12{,}2 \text{ сут.}$$

5.Число оборотов цистерны за год по формуле (1.24)

$$n_ц = \frac{365}{12{,}2} = 29{,}9 \text{ 1/год.}$$

6.Необходимое число вагонов-цистерн модели 15-897 (табл. 1.12) по формуле (1.23)

$$ц = \frac{7 \cdot 10^6}{0{,}842 \cdot 60{,}3 \cdot 29{,}9} = 4611 \text{ шт.}$$

7.Необходимое число электровозов при $n_м = 60$ по формуле (1.22)

$$z = \frac{4611}{60} \approx 77 \text{ шт.}$$

8.Капитальные затраты в железнодорожный транспорт при $c_z = 1{,}2 \cdot 10^5$ руб и $c_ц = 5{,}65 \cdot 10^3$ руб по формуле (1.21)

$$K_{ж.д} = 1{,}2 \cdot 10^5 \cdot 77 + 5{,}65 \cdot 10^3 \cdot 4611 = 35{,}3 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

9.Приведенные годовые затраты в железнодорожный транспорт по формуле (1.15) будут равны

$$П_{ж.д} = 27{,}72 \cdot 10^6 + 0{,}12 \cdot 35{,}3 \cdot 10^6 = 31{,}956 \cdot 10^6 \text{ руб/год.}$$

10.Продолжительность навигационного периода по рекам Обь и Иртыш составляет 180 сут. Принимаем, что транспортировку нефти осуществляют речными танкерами со средней скоростью движения 300 км/сут. Коэффициент неравномерности работы водного транспорта $X_в$ принимаем равным 1,25. Время погрузки и выгрузки для речных танкеров составляет 1 сут. Тогда полное время оборота танкера, определяемое по формуле (1.30), составит

$$\tau_п = \left(\frac{2 \cdot 1500}{300} + 1\right) \cdot 1,25 = 13,76 \text{ сут.}$$

11.Число рейсов одного танкера в год по формуле (1.29)

$$n_{бр} = \frac{180}{13,75} = 13,1 \text{ 1/год.}$$

12.Общая необходимая грузоподъемность всех танкеров по формуле (1.28)

$$Г = \frac{7 \cdot 10^6}{13,1} = 535000 \text{ т.}$$

13.Стоимость сооружения дополнительных танкеров без учета силовых установок при $c_{бр}$= 40 руб/т по формуле (1.27)

$$K_{бр} = 40 \cdot 535000 = 21,4 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

14.Необходимая суммарная мощность силовых установок всех танкеров при $\rho_б$ = 0,1 кВт/т по формуле (1.32)

$$N_б = 0,1 \cdot 535000 = 53500 \text{ кВт.}$$

15.Стоимость всех силовых установок танкеров при $c_б$=2000 руб/кВт по формуле (1.31)

$$K_б = 2 \cdot 10^3 \cdot 53500 = 107 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

16.Принимая коэффициент заполнения емкости $\eta_р$ = 0,84, по формуле (1.34) находим емкость резервуарного парка, необходимую для приема нефти в межнавигационный период,

$$V = \frac{2 \cdot 7 \cdot 10^6}{0,842} \cdot \frac{365 - 180}{365 \cdot 0,84} = 10,033 \cdot 10^6 \text{ м}^3.$$

17.Принимая стоимость сооружения единицы емкости $c_р$=20 руб/м^3, по формуле (1.33) находим капиталовложения на сооружение емкости при V_o/V = 1,05

$$K_v = 20 \cdot 1,05 \cdot 10,033 \cdot 10^6 = 210,7 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

18.Суммарные капитальные затраты для транспортировки нефти водным транспортом

$$K_в = 21,4 \cdot 10^6 + 107 \cdot 10^6 + 210,7 \cdot 10^6 = 339,1 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

19.Приведенные годовые затраты при водном транспорте

$$П_в = 17,85 \cdot 10^6 + 0,12 \cdot 339,1 \cdot 10^6 = 58,542 \cdot 10^6 \text{ руб/год.}$$

Сравнивая приведенные расходы $П_{тр}$=16,5·10^6 руб/год, $П_{ж.д}$=31,956·10^6 руб/год. и $П_в$=58,542·10^6 руб/год, заключаем, что наиболее экономичным является трубопроводный транспорт нефти, так как в этом случае приведенные годовые затраты наименьшие.

2 ГЛАВА ОБЪЕМЫ ХРАНИЛИЩ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

Резервуарные парки в системе магистральных нефте- и нефтепродуктопроводов, а также нефтебаз играют очень важную роль. Основное их назначение – выполнение роли буфера между поставщиком и получателем, компенсирующего неравномерности поставок и потребления нефти и нефтепродуктов. К числу других функций резервуарных парков относятся: создание запасов на случай возникновении сбоев в транспортной цепи, доведение качества нефти и нефтепродуктов до требуемого уровня, их замер и учет.

§2.1. Определение объема резервуарных парков в системе магистральных нефтепроводов

На магистральных нефтепроводах резервуарные парки размещаются:

– на головной насосной станции;

– на границах эксплуатационных участков;

– в местах подкачки нефти с близлежащих месторождений или сброса нефти попутным потребителям.

Полезный суммарный объем резервуарных парков нефтепроводов зависит от диаметра и протяженности последних (табл. 2.1).

Таблица 2.1

Рекомендуемые суммарные полезные объемы резервуарных парков нефтепроводов (единица измерения – суточный объем перекачки)

Протяженность нефтепровода, км	Диаметр, мм			
	630 и менее	720, 820	1020	1220
до 200	1,5	2	2	2
свыше 200 до 400	2	2,5	2,5	2,5
свыше 400 до 600	2,5	2,5/3	2,5/3	2,5/3
свыше 600 до 800	3	3/3,5	3/4	3,5/4
свыше 800 до 1000	3/3,5	3/4	3,5/4,5	3,5/5

Величины, приведенные в числителе, следует применять при обычных условиях прокладки, а в знаменателе – когда не менее 30% от протяженности трубопровода проходит в сложных условиях (заболоченные и горные участки).

При протяженности нефтепровода более 1000 км к размеру емкости по табл. 2.1 добавляется объем резервуарного парка, соответствующего длине остатка.

Суммарный полезный объем резервуарных парков нефтепровода ориентировочно распределяется следующим образом:

– головная насосная станция 2...3;
– НПС на границе эксплуатационных участков 0,3...0,5;
– то же при проведении приемно-сдаточных операций 1...1,5.

Для определения необходимого общего объема резервуарных парков величину их полезного объема надо поделить на коэффициент пользования емкости $\eta_р$, определяемый по табл. 2.2.

Таблица 2.2

Рекомендуемые величины $\eta_р$

Емкость резервуара	Величина $\eta_р$ для резервуаров		
	без понтона	с понтоном	с плавающей крышей
До 5000 м³ включительно	0,85	0,81	0,80
От 10000 до 30000 м³	0,88	0,84	0,83

В соответствии с нормами технологического проектирования (табл. 2.1) суммарный объем резервуарных парков в системе магистрального нефтепровода равен:

$$V_р = V_{сут}\left[\left(n_э - n_у - 1\right)\left(0,3...0,5\right) + n_у\left(1...1,5\right) + \left(2...3\right)\right], \qquad (2.1)$$

где $V_{сут}$ – суточный объем перекачки нефти по трубопроводу; $n_э$ – число эксплуатационных участков протяженностью 400...600 км; $n_у$ – число насосных станций на границе эксплуатационных участков (где выполняются приемо-сдаточные операции).

§2.2. Определение объема резервуарных парков магистральных нефтепродуктопроводов

Необходимая вместимость резервуарного парка головной насосной станции ГНС вычисляется по формуле

$$V_{гпс} = \frac{K_н K_м}{Ц} \cdot \sum_{i=1}^{m} \frac{V_{год\,i}}{\eta_{p_i}} \left(1 - \frac{q_i}{Q_i}\right), \qquad (2.2)$$

где $K_н$ – коэффициент неравномерности поступления нефтепродуктов в резервуары ГНС, $K_н = 1{,}3$; $K_м$ – коэффициент неравномерности работы трубопровода, $K_м = 1{,}1$; Ц – число циклов последовательной перекачки; $V_{год\,i}$ – годовой объем перекачки i-го нефтепродукта; Q_i, q_i - расходы соответственно поступления i – го нефтепродукта на ГНС и его закачки в трубопровод; m – количество наименований последовательно перекачиваемых нефтепродуктов.

Необходимая вместимость резервуарного парка на конечном пункте определяется по формуле

$$V_{кп} = \frac{K_м K_р}{Ц} \cdot \sum_{i=1}^{m} \frac{V^к_{год\,i}}{\eta_{p_i}} \cdot \left(1 - \frac{q^к_i}{q^к_{max\,i}}\right), \qquad (2.3)$$

где $K_р$ – коэффициент неравномерности реализации нефтепродуктов, $K_р = 1{,}5$; $V^к_{год\,i}$, $Q^к_i$ – соответственно годовой объем и средний расход i-го нефтепродукта, поступающего на конечный пункт; $q^к_{max\,i}$ – максимальный расход реализации i-го нефтепродукта на конечном пункте.

Найденная величина $V_{гнс}$ не должна быть меньше трехсуточного объема перекачки нефтепродуктов по трубопроводу.

При подборе резервуаров необходимо учитывать следующие требования:

– под каждый нефтепродукт должно быть не меньше 2-х резервуаров;

– резервуары должны быть возможно большей однотипности и единичной вместимости.

§2.3. Определение вместимости резервуарных парков нефтебаз

Наиболее точно вместимость резервуарного парка нефтебазы определяется по графикам поступление и отгрузки нефтепродуктов, составленным на основании фактических данных за 2...3 года, с учетом страхового запаса. Для каждого сорта нефтепродукта необходимый объем резервуаров находится как

$$V_i = \frac{Q^{год}_i}{100} \cdot \left(\Delta V_{max\,i} - \Delta V_{min\,i} + \Delta V^{ст}_i\right), \qquad (2.4)$$

где $Q_i^{год}$ – годовая реализация i-го нефтепродукта, м^3; $\Delta V_{max\,i}$, $\Delta V_{min\,i}$ – соответственно максимальный и минимальный суммарные остатки i-го нефтепродукта, наблюдавшиеся за год,%; ΔV_i – величина страхового запаса i-го нефтепродукта, %.

Рекомендуемые нормы страхового запаса для распределительных нефтебаз в зависимости от географического положения и надежности транспортных связей следует принимать в процентах от среднемесячной потребности нефтепродуктов (табл. 2.3).

Таблица 2.3.

Нормы страхового запаса нефтепродуктов

Тип нефтебаз	Ее местоположение	Норма запаса, %
Железнодорожные, водные (речные)	южнее 60° северной широты в европейской части страны	до 20
	севернее 60° северной широты в европейской части страны, в Сибири, на Урале и Дальнем Востоке	до 50
Водные (речные) с поступлением нефтепродуктов только навигационный период	–	до 50*)

*) Вычисляется от среднемесячной потребности в межнавигационный период.

Для трубопроводных нефтебаз и нефтебаз с реализацией менее 1 тыс.т/год страховой запас не устанавливается.

При отсутствии графиков поступления и отгрузки нефтепродуктов необходимый полезный объем резервуарного парка для каждого из них может быть вычислен по следующим формулам:

– для распределительных железнодорожных нефтебаз

$$V_i = \frac{Q_i T_ц K_{нз} K_{нв}}{30} \cdot \left(1 + \frac{\Delta V_i^{ст}}{100}\right); \qquad (2.5)$$

– для водных (речных) перевалочных и распределительных нефтебаз

$$V_i = 1,15 Q_i K_{нв} \left(1 + \frac{\Delta V_i^{ст}}{100}\right); \qquad (2.6)$$

– для водных (речных) нефтебаз с поступлением нефтепродуктов только в навигационный период

$$V_i = 1,15Q_i^{мп}\left(1+\frac{\Delta V_i^{ст}}{100}\right); \qquad (2.7)$$

– для трубопроводных нефтебаз

$$V_i = 1,1\frac{Q_i^{от}K_{нв}}{N_i}\left(1-\frac{Q_i^{от}}{8760\cdot q_{max}}\right), \qquad (2.8)$$

где Q_i – среднемесячное потребление i-го нефтепродукта, м³; $T_ц$ – продолжительность транспортного цикла поставок нефтепродукта, сутки (табл. 2.4); $K_{нз}$ – коэффициент неравномерности подачи цистерн с нефтепродуктом, $K_{нз}$ = 1,1...1,3; $K_{нв}$ – коэффициент неравномерности потребления нефтепродуктов (табл. 2.5); $Q_i^{мп}$ – межнавигационная потребность в i-ом нефтепродукте (при завозе 1 раз в год – годовая потребность); $Q_i^{от}$ – объем i-го нефтепродукта, отбираемого по отводу, м³/год; N_i – годовое число циклов, с которым работает отвод; q_{max} – максимальный из возможных расходов нефтепродукта в отводе, м³/час.

Таблица 2.4

Зависимость продолжительности транспортного цикла от удаленности поставщика

Расстояние до поставщика, км	400	600	800	1000	1200	1600	2000	2600
$T_ц$, сутки	7	9	11	13	14	15	17	20

Таблица 2.5

Величины коэффициента неравномерности потребления нефтепродуктов

Характеристика районов потребления	$K_{нв}$	
	Все виды топлива	Масла, смазки
Промышленные города	1,0	1,3
Промышленные районы:	1,1	1,5
промышленность потребляет 70%	1,2	1,8
промышленность потребляет 30%	1,5	2,0
Сельскохозяйственные районы	1,7	2,5

Полезная вместимость резервуарного парка морской перевалочной нефтебазы при отсутствии графиков поступления и отгрузки определяется по формуле

$$V_i = K_c \left(\frac{Q_i^{год}}{П_р} K_{сн} K_{мн} K_{спр} + 1,25 m_д Q_i^{сут} \right), \qquad (2.9)$$

где K_c – коэффициент сортности, при одной марке нефтепродукта $K_c = 1$, при 2-х и 3-х – $K_c = 1,05$; $П_р$ – норматив, учитывающий занятость причальных сооружений в течении года

$$П_р = 365 \cdot n_п \cdot K_{зан}, \qquad (2.10)$$

$n_п$ – количество причалов; $K_{зан}$ – коэффициент занятости причала, $K_{зан}$=0,45...0,5; $K_{сн}$ – коэффициент неравномерности суточной отгрузки вызываемой нерегулярностью подхода танкеров (табл. 2.6); $K_{мн}$ – коэффициент месячной неравномерности прибытия судов (табл. 2.6); $K_{спр}$ – коэффициент спроса внешней торговли (табл. 2.6); $m_д$ – количество нерабочих дней по метеоусловиям (табл. 2.6); $Q_i^{сут}$ – среднесуточный объем отгрузки i-го нефтепродукта.

Таблица 2.6

Рекомендуемые величины коэффициеитов
$K_{сн}$, $K_{мн}$, $K_{спо}$, $m_д$*)

Порт	Нефтепродукт	$K_{сн}$	$K_{мн}$	$K_{спр}$	m
Москальво	автобензин авиабензин	3,0 3,0	1,4 1,4	1,2 1,2	4 4
Находка	дизтопливо автобензин авиабензин	3,0 3,0 3,0	1,4 1,4 1,4	1,2 1,2 1,2	4 4 4
Новороссийск	мазут моторное топливо	2,01 2,01	1,6 1,6	1,15 1,15	7 7
Туапсе	мазут дизтопливо автобензин	2,01 2,56/2,7 3,0	1,06 1,6/2,2 1,3	1,15 1,15 1,18	7 7 7

*) В числителе указаны коэффициенты для экспортных операций, а в знаменателе – для каботажных операций.

Необходимая вместимость резервуаров нефтебаз для i-го нефтепродукта определяется по формуле:

$$V_{p_i} = \frac{V_i}{\eta_p}. \qquad (2.11)$$

Емкость и число резервуаров в составе резервуарного парка нефтебазы должны определяться с учетом:

– коэффициента использования емкости резервуара;

– однотипности по конструкции к единичной вмести резервуаров;

– грузоподъемности железнодорожных маршрутов, отдельных цистерн, а также наливных судов, занятых на перевозках нефтепродуктов;

– необходимой оперативности нефтебазы при заданных условиях эксплуатации и возможности своевременного ремонта резервуаров.

Под каждый нефтепродукт должно предусматриваться не менее двух резервуаров за исключением следующих случаев:

– операции приема и отпуска не совпадают во времени;

– среднегодовой коэффициент оборачиваемости резервуара менее трех;

– резервуар используется как промежуточная (буферная) емкость, в которой замер количества нефтепродукта не производится.

§2.4. Примеры расчетов

Пример 2.1. Рассчитать объем резервуарных парков в системе магистрального нефтепровода диаметром 720 мм протяженностью 900 км. Доля длины нефтепровода, проходящей в сложных условиях, составляет 40% . На границе эксплуатационных участков производятся приемо-сдаточных операции.

Решение

1.Находим число эксплуатационных участков

$$n_э = 900/(400...600) = 2.$$

2.Так как приемо-сдаточные операции на границе эксплуатационных участков производятся, то $n_y = 1$.

3.Задавая верхние приделы рекомендуемых объемов резервуарных парков, по формуле (2.1) находим

$$V_p = V_{сут}\left[(2-1-1)\cdot 0,5+1\cdot 1,5+3\right] = 4,5V_{сут}.$$

Найденный суммарный объем резервуаров соответствует рекомендациям табл. 2.1.

Пример 2.2. Используя данные примеров 6.1...6.3 (глава 6), определить необходимый полезный объем резервуарных парков головной насосной станции и конечного пункта магистрального нефтепродуктопровода. Принять расходы поступления нефтепродуктов А-76, ДТЛ и ТС-1 на ГНС равными соответственно 500, 450 и 480 м³/ч, а максимальные расходы их реализации на конечном пункте 360, 400 и 430 м³/ч.

Решение

1.Годовые объемы перекачки нефтепродуктов

$$V_{\text{год А-76}} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{746,3} = 3215865 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{год ДТЛ}} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{848,8} = 3770028 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{год ТС-1}} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{814,5} = 2946593 \text{ м}^3.$$

2.Полагаем, что на ГНС используются резервуары: для А-76 РВСП-10000 ($\eta_р = 0,84$), а для ДТЛ и ТС-1 РВС 10000 ($\eta_р = 0,88$).

3.Необходимая вместимость резервуарного парка ГНС по формуле (2.2)

$$V_{\text{ГНС}} = \frac{1,3 \cdot 1,1}{61} \cdot \left[\frac{3215865}{0,84} \cdot \left(1 - \frac{500}{1310}\right) + \frac{3770028}{0,88} \cdot \left(1 - \frac{450}{1193}\right) + \right.$$

$$\left. + \frac{2946593}{0,88} \cdot \left(1 - \frac{480}{1284}\right) \right] = 167193 \text{ м}^3.$$

4.Необходимая вместимость резервуарного парка на конечном пункте по формуле (2.3)

$$V_{\text{КП}} = \frac{1,1 \cdot 1,5}{61} \cdot \left[\frac{3215865}{0,84} \cdot \left(1 - \frac{360}{1310}\right) + \frac{3770028}{0,88} \cdot \left(1 - \frac{400}{1193}\right) + \right.$$

$$\left. + \frac{2946593}{0,88} \cdot \left(1 - \frac{430}{1284}\right) \right] = 212365 \text{ м}^3.$$

Таким образом, на ГНС необходимо не менее 17, а на конечном пункте не менее 22 резервуаров номинальной вместимостью 10000 м³.

Пример 2.3. Определить вместимость резервуарного парка нефтебазы по бензину А-76 при заданном графике поступления и отгрузки (в процентах от годовой реализации):

Показатели	Их величина (%)												
	январь	февраль	март	апрель	май	июнь	июль	август	сентябрь	октябрь	ноябрь	декабрь	всего
Поступление	14	13	11	7	4	3	3	7	9	9	10	10	100
Отгрузка	3	4	5	7	8	13	15	13	12	10	6	4	100

Среднемесячное потребление бензина 1000 м³. Нефтебаза расположена в Волгоградской области.

Решение

1.Рассчитываем месячные остатки и их сумму нарастающим итогом:

Показатели	Их величина (%)											
	январь	февраль	март	апрель	май	июнь	июль	август	сентябрь	октябрь	ноябрь	декабрь
Месячный остаток	11	9	6	0	-4	-10	-12	-6	-3	-1	4	6
Сумма месячных остатков	11	20	26	26	22	12	0	-6	-9	-10	-6	0

2.Величину страхового запаса бензина примем в размере 10% от среднемесячного потребления, то есть $\Delta V_i^{ст} = 10\%$.

3.Учитывая, что $\Delta V_{max} = 26\%$, а $\Delta V_{min} = -10\ \%$, находим необходимый полезный объем резервуаров по формуле

$$V_1 = \frac{12000}{100} \cdot \left[26 - (-10) + 10\right] = 5520 \text{ м}^3.$$

4.Так как под каждый нефтепродукт должно быть не менее 2-х емкостей, то на нефтебазе будут установлены резервуары объемом менее 5000 м³ с понтоном. Учитывая это по табл. 2.2. находим величину η_p=0,81.

5.Необходимый геометрический объем резервуаров для бензина А-76 составит

$$V_{pi} = \frac{V_i}{\eta_p} = \frac{5520}{0,81} = 6815 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке два резервуара РВСП 5000.

Пример 2.4. Определить необходимый полезный объем резервуарного парка распределительной железнодорожной нефтебазы, находящейся на расстоянии 850 км от поставщика и расположенной южнее 60° северной широты в европейской части России, в районе, где промышленность потребляет 50% нефтепродуктов. Принять среднемесячное потребление бензина 5000 м³, дизельного топлива – 7000 м³, керосина – 1000 м³.

Решение

1.Используя данные табл. 2.4, 2.5, методом интерполяции находим величины $T_ц$ и $K_{нв}$

$$T_ц = 11 + (13 - 11) \cdot \frac{850 - 800}{1000 - 800} = 11,5 \text{ сут};$$

$$K_{нв} = 1,2 + (1,5 - 1,2) \cdot \frac{70 - 50}{70 - 30} = 1,35.$$

2.По формуле (2.5) находим искомые величины полезного объема резервуаров для каждого нефтепродукта

$$V_{бенз} = \frac{5000 \cdot 11,5 \cdot 1,2 \cdot 1,35}{30} \cdot \left(1 + \frac{20}{100}\right) = 3726 \text{ м}^3;$$

$$V_{диз} = \frac{7000 \cdot 11,5 \cdot 1,2 \cdot 1,35}{30} \cdot \left(1 + \frac{20}{100}\right) = 5216,4 \text{ м}^3;$$

$$V_{кер} = \frac{1000 \cdot 11,5 \cdot 1,2 \cdot 1,35}{30} \cdot \left(1 + \frac{20}{100}\right) = 745,2 \text{ м}^3.$$

3.Общий полезный объем резервуарного парка нефтебазы

$$V=3726+5216,4+745,2=9687,6 \text{ м}^3.$$

Пример 2.5. Определить полезную вместимость резервуарного парка морской перевалочной нефтебазы, работающей на экспорт и расположенной в районе г. Туапсе. Годовая реализация нефтепродуктов (м³): автобензин – 100000, дизтопливо – 120000, мазут – 70000, а их среднесуточная реализация составляет соответственно (м³): 35, 42 и 25.

Решение

1.Норматив, учитывающий занятость причальных сооружений в течении года, по формуле (2.10)

$$П_р = 365 \cdot 3 \cdot 0,5 = 547,5 \text{ сут}.$$

2.По табл. 2.6 находим коэффициенты $K_{сн}$, $K_{мн}$, $K_{спр}$, $m_д$ для каждого нефтепродукта и по формуле (2.9) вычисляем необходимые полезные объемы резервуаров под них

$$V_{бенз} = 1,05 \cdot \left(\frac{100000}{547,5} \cdot 3 \cdot 1,3 \cdot 1,18 + 1,25 \cdot 7 \cdot 35 \right) = 1204 \text{ м}^3;$$

$$V_{диз} = 1,05 \cdot \left(\frac{120000}{547,5} \cdot 2,56 \cdot 1,6 \cdot 1,15 + 1,25 \cdot 7 \cdot 42 \right) = 1470 \text{ м}^3;$$

$$V_{маз} = 1,05 \cdot \left(\frac{70000}{547,5} \cdot 2,01 \cdot 1,06 \cdot 1,15 + 1,25 \cdot 7 \cdot 25 \right) = 559 \text{ м}^3.$$

3.Общая полезная вместимость резервуарного парка нефтебазы

$$V=1204+1470+559=3223 \text{ м}^3.$$

3 ГЛАВА НАСОСЫ НЕФТЕПРОВОДОВ И НЕФТЕБАЗ

Для перекачки нефтей и нефтепродуктов, в основном, используются центробежные насосы. Их характеристики приводятся в специальных каталогах. Они представляет собой зависимость напора (H), потребляемой мощности (N), к.п.д. (η) и допустимого кавитационного запаса ($\Delta h_{доп}$) от подачи (Q) насоса.

Учитывая, что возможность пользоваться каталогами центробежных насосов имеется не всегда, удобно представлять их характеристики в аналитическом виде

$$H = H_0 + a \cdot Q - в \cdot Q^2; \tag{3.1}$$

$$\Delta h_{доп} = \begin{cases} \Delta h_{доп.ном} & при 0,5 \cdot Q_{ном} \le Q \le Q_{ном} \\ a_0 \cdot Q_*^{b_0} & при Q > Q_{ном} \end{cases}; \tag{3.2}$$

$$\eta_н = c_0 + c_1 \cdot Q + c_2 \cdot Q^2, \tag{3.3}$$

где H, $\Delta h_{доп}$, $\eta_н$ – напор, допустимый кавитационный запас и к.п.д. насоса при подаче Q; H_o, a_o, a, $в_o$, в, c_o, c_1, c_2 – эмпирические коэффициенты; Q_* – безразмерная подача насоса, численно равная Q.

Параметры в формулах (3.1)-(3.3) имеют следующие размерности: [H]=м; [η]=доли единицы; [$\Delta h_{доп}$]=м; [Q]=м^3/ч.

В тех случаях, когда насос электродвигателем не комплектуется, последний подбирается по необходимой мощности электродвигателя

$$N_{необх} = k_т \cdot N, \tag{3.4}$$

где $k_т$ – коэффициент запаса, величина которого зависит от потребляемой насосом мощности N, равной

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{3600 \cdot \eta_н \cdot \eta_{мех} \cdot \eta_{эл}} \cdot 10^{-3}, \qquad (3.5)$$

$\eta_{мех}$ – к.п.д. механической передачи, $\eta_{мех} \approx 0{,}99$; $\eta_{эл}$ – к.п.д. электродвигателя, определяемый по формуле (5.54).

Размерности подачи и напора в формуле (3.5), те же, что и в формулах (3.1)...(3.3). Мощность вычисляется в киловаттах.

Величина коэффициента $k_т$ принимает следующие значения: при N меньше 20 кВт $k_т = 1{,}25$; при N от 20 до 50 кВт $k_т = 1{,}2$; при N от 50 до 300 кВт $k_т = 1{,}15$ и при N>300 кВт $k_т = 1{,}1$.

Техническая характеристика нефтяных центробежных насосов и коэффициенты в расчетных формулах (3.1)...(3.3) при работе насосов на воде приведены в табл. 3.1...3.26.

Другой распространенный тип насосов, используемых при транспортировке и хранении нефти и нефтепродуктов – это **шестеренные насосы**. Их применяют для перекачки высоковязких углеводородых жидкостей (масел, мазутов и др.)

Характеристика шестеренных насосов описывается уравнениями вида

$$Q = Q_ш - a_ш(P\ P_ш)^{B_ш}; \qquad (3.6)$$

$$\eta = d_0 + d_1 \cdot P + d_2 \cdot P^2, \qquad (3.7)$$

где $Q_ш$, $P_ш$ – характерные подача и давление, развиваемые шестеренным насосом; $a_ш$, $в_ш$, d_0, d_1, d_2 – эмпирические коэффициенты.

Размерность величин Q и η здесь такая же, что и в формулах (3.1)...(3.3), а размерность давления [P]= МПа.

Необходимо иметь в виду, что в области малых давлений ($P<P_ш$) зависимость подачи от P является линейной ($в_ш=1$), а при $P>P_ш$ – криволинейной ($в_ш>1$).

Техническая характеристика шестеренных насосов и величины эмпирических коэффициентов в формулах (3.6), (3.7) даны в табл. 3.27, 3.28.

§3.1. Секционные нефтяные магистральные насосы типа НМ

Секционные насосы типа НМ – центробежные горизонтальные, в однокорпусном секционном исполнении с рабочими колесами одностороннего входа.

Входной и напорный патрубки насоса направлены в противоположные стороны и присоединяются к технологическим трубопроводам с помощью фланцев.

Корпуса насосов рассчитаны на предельное рабочее давление 9,9 МПа, а концевые уплотнения ротора (торцового типа) – на давление 4,9 МПа.

Насосы укомплектованы асинхронными взрывозащищенными электродвигателями типа 2АРМП1 или 2АЗМП1 (асинхронными с разомкнутым или замкнутым циклом вентиляции под избыточным давлением). Допускается поставка насосов мощностью до 400 кВт с электродвигателем серии ВАО и мощностью до 800 кВт с электродвигателем серии 2АЗМВ1 (асинхронными во взрывонепроницаемой оболочке).

Технические характеристики насосов приведены в табл. 3.1.

Таблица 3.1

Технические характеристики секционных насосов серии НМ

Типоразмер насоса	Насос						Электродвигатель		
	Номинальный режим					Масса, кг	Тип	Мощность, кВт	Масса, Кг
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращения, об/мин	Доп. кавит. запас, м	К.п.д., %				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
НМ 125-550	125	550	2980	4,0	72	1950	ВАО2-450LA-2У2		2835
НМ 125-550*	125	550	3000	4,0	72	1950	2АРМП1-400/6000У4 2АЗМП1-400/6000У4	400	2230 2230
НМ 180-500	180	500	2980	4,0	74	1950	ВАО2-450LB-2У2		3255
НМ 180-500*	180	500	3000	4,0	72	1950	2АРМП1-400/6000У4 2АЗМП1-400/6000У4	400	2230 2230
НМ 250-475	250	475	2980	4,5	77	3100	2АЗМВ1500/6000У5		4190

Продолжение табл. 3.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
НМ 250-475*	250	475	3000	4,0	75	3100	2АРМП1-500/ 6000У4 2АЗМП1-500/ 6000У4	500	2350 2390
НМ 360-460	360	460	2980	4,5	80	3200	2АЗМВ1500/ 6000У5		4100
НМ 360-460*	360	460	3000	4,5	78	3200	2АРМП1-630/ 6000У4 2АЗМП1-630/ 6000У4	630	4190 4190
НМ 500-300	500	300	2980	4,5	80	2800	2АЗМВ1500/ 6000У5		4740
НМ 500-300*	500	300	3000	4,5	80	2800	2АРМП1-500/ 6000У4 2АЗМП1-500/ 6000У4	500	2350 2390
НМ 710-280	710	280	2980	6	80	2920	2АЗМВ1800/ 6000У5		7005
НМ 710-280*	710	280	3000	6,0	80	2920	2АРМП1-800/ 6000У4 2АЗМП1-800/ 6000У4	800	3370 3470

*) насосы прошлых лет выпуска.

§3.2. Спиральные нефтяные магистральные насосы типа НМ

Спиральные насосы типа НМ – центробежные горизонтальные с двусторонним подводом жидкости к рабочему колесу и двухзавитковым спиральным отводом жидкости от рабочего колеса.

Входной и напорный патрубки насоса направлены в противоположные стороны и присоединяются к технологическим трубопроводам сваркой.

Корпуса насосов рассчитаны на предельное рабочее давление 7,4 МПа, а концевые уплотнения ротора – механические, торцового типа – на давление 4,9 МПа.

Для передачи вращения от ротора электродвигателя к насосу применяются зубчатые муфты.

С целью повышения экономичности работы насосов в условиях длительной эксплуатации на пониженных подачах в насосах НМ 2500-230, НМ 3600-230, НМ 5000-210, НМ 7000-210 и НМ 10000-210 применяются сменные роторы с рабочими колесами на подачу 0,5 и 0,7 от номинальной. Насос НМ 1250-260 комплектуется одним сменным ротором на подачу 0,7 от номинальной, а область применения насоса НМ 10000-210 расширена за счет применения сменного ротора на подачу 1,25 от номинальной.

В качестве привода насосов используются электродвигатели взрывозащищенного исполнения серий СТДП (синхронный продуваемый с замкнутым циклом вентиляции), 2АРМП (синхронный продуваемый с разомкнутым циклом вентиляции) и 2АЗМВ1 (асинхронный во взрывонепроницаемой оболочке). По согласованию с заказчиком насосы могут быть поставлены с синхронными электродвигателями серии СТД обычного общепромышленного назначения (без продувки). В этом случае их устанавливают в отдельном от насосного зала помещении, защищенном от проникновения паров нефти и нефтепродуктов.

Техническая характеристика насосов приведена в табл. 3.3, а справочные данные по ним в табл. 3.4.

§3.3. Нефтяные насосы типов НДвН и НДсН*

Насосы типов НДвН и НДсН – центробежные, одноступенчатые с горизонтальным разъемом корпуса. Рабочее колесо – двустороннего входа.

Данные по ним представлены в табл. 3.5,3.6.

Таблица 3.5

Техническая характеристика насосов типа НДвН и НДсН

Типоразмер насоса	Номинальный режим				
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращения, об/мин	Доп. кавит. запас, м	К.п.д., %
8НДвН	500	28	960	4,5	79
12НДсН	800	28		4,0	86
14НДсН	1100	30		5,0	88

Таблица 3.2

Справочные данные по секционным насосам типа НМ

Типоразмер насоса	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
	H_0,м	a, ч/м^2	$10^3 \cdot b$, ч^2/м^5	a_0, м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, ч/м^3	$10^4 \cdot c_2$, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
НМ 125-550	623,2	–	5,120	4	–	-10,9	1,26	-41,02		198	266	60
НМ 125-550	504,7	–	4,76	4	–	-10,9	1,26	-41,02		198	240	72
НМ 125-550*	639,4	–	6,461	0,9	0,302	3,45	0,94	-30,21	16	200	260*	64
НМ 180-500	645,9	–	4,4	4	–	5,29	0,83	-24,56		198	270	77
НМ 180-500	518,3	–	4,46	4	–	5,29	0,83	-24,56		198	243	99
НМ 180-500*	631,1	–	4,104	0,409	0,445	3,05	0,81	-24,48		200	272*	73
НМ 250-475	553,4	–	1,32	4	–	-18,11	0,8	-16		246	305	80
НМ 250-475	464,5	–	1,57	4	–	-18,11	0,8	-16		246	274,5	97
НМ 250-475*	526,1	–	0,982	0,161	0,582	2,29	0,51	-8,71		250	300*	88
НМ 360-460	535,8	–	0,42	4,6	–	9,14	0,40	-5,71		246	300	79
НМ 360-460	501,0	–	0,67	4,6	–	9,14	0,40	-5,71		246	290	86
НМ 360-460	438,5	–	0,63	4,6	–	9,14	0,40	-5,71		246	240	95
НМ 360-460*	557,7	–	0,659	0,854	0,292	7,61	0,38	-5,05	24	300	300*	80
НМ 500-300	350,2	–	0,21	4,5	–	-12,3	0,32	-2,94		284	300	128
НМ 500-300	318	–	0,23	4,5	–	-12,3	0,32	-2,94		284	285	143
НМ 500-300	277,7	–	0,15	4,5	–	-12,3	0,32	-2,94		284	270	154
НМ 500-300*	407,2	–	0,427	0,083	0,647	6,00	0,33	-3,52	28	300	300*	123
НМ 710-280	309,8	–	0,096	6	–	-29,48	0,34	-2,6		284	312	161
НМ 710-280	305,5	–	0,18	6	–	-29,48	0,34	-2,6		284	285	207
НМ 710-280*	393,4	–	0,226	0,0012	1,306	-0,33	0,27	-2,13	–	300	315*	151

Таблица 3.3

Техническая характеристика спиральных насосов типа НМ

Типоразмер насоса	Насос						Электродвигатель		
	Номинальный режим					Масса, кг	Тип	Мощность, кВт	Масса, кг
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращ., об/мин	Доп. кавит. запас, м	Кпд, %				
НМ1250-260*	1250	260	3000	20	80	2800	СТДП1250-2 УХЛ 4	1250	7030
НМ1250-260	1250	260		20	80		СТДП1250-2 УХЛ 4 СТДП1600-2 УХЛ 4	1250 1600	
НМ1800-240*	1800	240		25	83	3500	СТДП1600-2УХЛ 4	1600	7630
НМ1800-240	1800	240							
НМ2500-230*	2500	230		32	86	3920	СТДП2000-2УХЛ 4	2000	8030
НМ2500-230	2500	230		32	86		СТДП2000-2УХЛ 4 СТДП2500-2УХЛ 4	2000 2500	
НМ3600-230*	3600	230		40	87	4490	СТДП2500-2УХЛ 4	2500	11150
НМ3600-230	3600	230		38	87		СТДП2500-2УХЛ 4 СТДП3150-2УХЛ 4	2500 3150	
НМ5000-210*	5000	210		42	88	4600	СТДП3150-2УХЛ 4	3150	12350
НМ5000-210	5000	210							
НМ7000-210*	7000	210		52	89	6125	СТДП5000-2УХЛ 4	5000	14750
НМ7000-210	7000	210		52	89		СТДП4000-2УХЛ 4 СТДП5000-2УХЛ 4 СТДП6300-2УХЛ 4	4000 5000 6300	
НМ10000-210*	10000	210		65	89	9795	СТДП6300-2УХЛ 4	6300	21600
НМ10000-210	10000	210		65	89		СТДП5000-2УХЛ 4 СТДП6300-2БУХЛ 4 СТДП8000-2БУХЛ 4	5000 6300 8000	
НМ10000-210 со сменным ротором на 12500 м³/ч	12500	210		87	87	9795	СТДП8000-2УХЛ 4	8000	2300

Таблица 3.4

Справочные данные по спиральным насосам типа НМ

Типоразмер насоса	Ротор	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
		H_0, м	a, ч/м²	$10^6 \cdot b$, ч²/м⁵	a_0, м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^4 \cdot c_1$, ч/м³	$10^8 \cdot c_2$, ч²/м⁶	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
НМ 1250-260*	1	318,8	–	38,7	0,017	1,037	20,29	10,36	-44,35	26	353	440*	73
	0,7	283,0	–	35,4	0,163	0,678	17,14	11,91	-52,68	26	353	418*	59
НМ 1250-260	0,7	216,4	–	40,9	0,092	0,76	9,63	14,3	-69,6		353	418	62
	1	316,8	–	41,9	0,092	0,76	20,60	11,3	-50		353	460	71
		289,8	–	34,8	0,092	0,76	20,60	11,3	-50		353	418	77
		271,0	–	43,9	0,092	0,76	20,60	11,3	-50		353	395	89
	1,25	327,4	–	25,0	1,17	0,46	34,10	627	-21,7		353	450	79
НМ 1250-400*	1	544,3	–	9,24	6,071	0,245	-1,32	15,2	-67,56		353	365	41
НМ 1800-240*	1	298,7	–	17,8	$1,29 \cdot 10^{-4}$	1,634	3,86	9,51	-28,57		512	440*	90
НМ 2500-230*	1	287,9	–	9,47	0,0598	0,813	6,86	7,11	-15,63	36,2	512	430*	109
	0,7	246,8	–	7,18	0,487	0,538	4,96	7,94	-19,81	38	512	405*	95
	0,5	248,0	–	16,3	1,273	0,399	5,66	9,73	-29,87	26	512	425*	79
НМ 2500-230	0,5	246,7	–	16,8	1,41	0,39	24,8	644	-16,9		512	425	77
	0,7	248,7	–	7,61	1,97	0,35	-79,35	15,8	-37		512	405	93
	1	281,5	–	7,84	1,26	0,42	26,20	485	-9,7		512	440	109
		258,8	–	8,59	1,26	0,42	26,2	485	-9,7		512	405	117
		235,9	–	8,32	1,26	0,42	26,2	485	-9,7		512	385	129
	1,25	371,0	–	14,9	1,26	0,42	18,8	403	-6,2		512	450	123
НМ 3600-230*	1	325,6	–	7,36	0,761	0,492	7,05	5,30	-8,64	41	512	450*	127
	0,7	269,6	–	7,24	1,872	0,376	4,29	6,32	-12,28	43	512	450*	104
	0,5	272,8	–	13,1	3,880	0,300	7,55	7,62	-19,52	29	512	450*	93

Продолжение таблицы 3.4

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
НМ 3600-230	0,5	279	–	16,3	5,11	0,25	12,7	669	-15,7		512	450	93
	0,7	270,3	–	6,7	4,33	0,27	-10,5	750	-14,5		512	430	109
	1	307,3	–	7,57	0,92	0,47	34,3	332	-5,16		512	460	131
		276,8	–	7,1	0,92	0,47	34,3	332	-5,16		512	425	143
		246,3	–	6,92	0,92	0,47	34,3	332	-5,16		512	415	154
	1,25	319,1	–	5,43	$4,9 \cdot 10^{-7}$	2,18	15,1	4	-4,57		512	470	147
НМ 5000-210*	1	227,9	–	2,81	0,0425	0,813	10,57	3,42	-3,74	70	610	450*	165
	0,7	284,5	–	5,31	1,19	0,4	22,61	3,66	-5,33	72	610	470*	134
	0,5	133,9	–	5,85	2,268	0,316	33,57	2,89	-4,02	70	610	430*	117
НМ 7000-210*	1	300,1	–	1,89	0,125	0,678	0,46	2,58	-1,85	61	610	475*	196
	0,7	283,1	–	3,11	0,417	0,55	3,14	3,17	-3,11	49	610	475*	168
	0,5	243,7	–	3,29	1,818	0,404	0,16	4,11	-4,93	52	610	467*	138
НМ 7000-210	0,5	232,9	–	2,13	0,76	0,52	10,5	3	-3,6		610	450	138
	0,7	281,8	–	2,84	1,76	0,41	12,1	3	-2,73		610	475	165
	1	296,6	–	1,87	1,49	0,4	-4,03	3	-2,16		610	475	196
		270,7	–	1,95	1,49	0,4	-4,03	3	-2,16		610	450	211
		238,4	–	1,51	1,49	0,4	-4,03	3	-2,16		610	430	265
	1,25	323,6	–	1,43	$8 \cdot 10^{-4}$	1,25	2,25	2	-1,23		610	490	219
НМ 10000-210*	1,25	377,6	–	1,06	$4,54 \cdot 10^{-4}$	1,286	17,0	1,47	-0,76		610	530*	193
	1	297,4	–	0,89	0,0079	0,989	5,66	1,84	-1,02	66	610	495*	234
	0,7	321,2	–	2,44	$1,4 \cdot 10^{-4}$	1,475	5,55	2,35	-1,70	57	610	505*	203
	0,5	267,8	–	2,03	1,093	0,434	1,00	3,08	-2,86	58	610	475*	165
НМ 10000-210	0,5	251,3	–	1,72	0,11	0,71	27,4	1,5	-1,0		990	465	165
	0,7	304	–	2,08	0,0053	1,05	26,1	1,6	-1,07		990	496	196
	1	291,8	–	0,86	$1,64 \cdot 10^{-5}$	1,65	14,6	1,4	-0,68		990	500	234
		279,9	–	0,85	$1,64 \cdot 10^{-5}$	1,65	14,6	1,4	-0,68		990	480	249
		263,1	–	0,83	$1,64 \cdot 10^{-5}$	1,65	14,6	1,4	-0,68		990	465	263
	1,25	360,5	–	0,93	$1,63 \cdot 10^{-5}$	1,62	18,0	1,4	-0,65		990	530	262
		346,8	–	0,99	$1,63 \cdot 10^{-5}$	1,62	18,0	1,4	-0,65		990	520	282
		339,8	–	0,98	$1,63 \cdot 10^{-5}$	1,62	18,0	1,4	-0,65		990	515	294

*) насосы прошлых лет выпуска.

Насосы 8НДвН, 12НДсН и 14НДсН применяются как подпорные на перекачивающих станциях и для налива железнодорожных цистерн.

Таблица 3.6

Справочные данные по насосам типов НДвН и НДсН

Типоразмер насоса	Ротор	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
		H_0, м	a, ч/м²	$10^6 \cdot b_2$, ч²/м⁵	a_0, м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, ч/м³	$10^6 \cdot c_2$, ч²/м⁶	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
8НДвН	1	31,6	$2{,}95 \times 10^{-2}$	0,733	0,0431	0,729	3,63	0,391	-4,81	14,0		470	65
12НДсН	1	33,4	–	8,58	0,065	0,628	6,14	0,205	-1,26	5,0		460	100
	2	29,4	–	9,47	0,065	0,628	12,8	0,196	-1,27	7,0		430	105
	3	24,1	–	9,84	0,065	0,628	11,9	0,220	-1,58	9,0		400	120
14НДсН	1	39,0	–	6,19	5	–	7,1	0,133	-0,59			480	107
	2	48,7	–	5,26	5	–	7,1	0,133	-0,59			540	83

*) насосы прошлых лет выпуска

§3.4. Нефтяные подпорные вертикальные насосы типа НПВ

Подпорные вертикальные насосы типа НПВ – центробежные вертикальные одноступенчатые.

Насосы расположены в вертикальном колодце. Входной и выходной патрубки насоса направлены в противоположные стороны, расположены горизонтально. Входной патрубок присоединяется к технологическим трубопроводам сваркой, а напорный – с помощью фланцев.

Рабочее колесо двустороннего входа. Насосы укомплектованы электродвигателем взрывозащищенного исполнения серии ВАОВ (вертикальный асинхронный обдуваемый). Роторы насоса и электродвигателя соединены втулочно-пальцевой муфтой.

Техническая характеристика насосов и справочные данные по ним приведены в табл. 3.7, 3.8.

Таблица 3.7

Техническая характеристика насосов типа НПВ

Типоразмер насоса	Насос						Электродвигатель		
	Номинальный режим					Масса, кг	Тип	Мощность, кВт	Масса, кг
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращ., об/мин	Доп. кавит. запас, м	К.п.д., %				
НПВ 150-60	150	60	2975	3	72		2В250М-2У2		
НПВ 300-60	300	60	2975	3	75		2В250М-2У2		
НПВ 600-60	600	60	1485	4	77		ВАОВ-560М-4У1		
НПВ 1250-60	1250	60		2,2	76	11940	ВАОВ500М-4У1	400	5000
НПВ 2500-80	2500	80	1500	3,2	82	11870	ВАОВ630L-4У1	800	7500
НПВ 3600-90	3600	90		4,8	84	17000	ВАОВ710L-4У1	1250	9800
НПВ5000-120	5000	120		5,0	85	16700	ВАОВ800L-4У1	2000	13200

Таблица 3.8

Справочные данные по насосам типа НПВ

Типоразмер насоса	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
	H_0, м	a, ч/м²	$10^6 \cdot b$, ч²/м⁵	a_0, м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^4 \cdot c_1$, ч/м³	$10^8 \cdot c_2$, ч²/м⁶	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
НПВ	78,5	–	836	3	–	-4,9	0,99	-31,5		307	230	103
150-60	63,9	–	875	3	–	7,07	0,73	-23,7		307	207	130
НПВ	78,5	–	199	4	–	1,0	0,47	-7,51		307	240	145
300-60	63,1	–	197	4	–	-15,1	0,57	-9,6		307	216	190
НПВ	75,3	–	45	4	–	9,15	0,24	-2,09		408	445	103
600-60	62,1	–	47,7	4	–	9,03	0,20	-1,62		408	400	127
НПВ	77,1	–	11,48	2,2	–	5,0	10,01	-35,11		800	495*	106
1250-60*	64,2	–	13,27	2,2	–	5,0	10,01	-35,11		800	445*	136
НПВ	74,8	–	9,5	2,3	–	17,2	0,08	-0,24		408	525	106
1250-60	69,2	–	10,6	2,3	–	17,2	0,08	-0,24		408	500	116
	59,9	–	8,9	2,3	–	17,2	0,08	-0,24		800	475	127
НПВ	113,3	–	5,36	3,2	–	-0,75	6,93	-14,40		800	530*	121
2500-80*	82,9	–	3,61	3,2	–	-0,75	6,93	-14,40		800	477*	150

Продолжение таблицы 3.8

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
НПВ	79,7	–	1,0	3,3	–	32,3	0,04	-0,081		800	540	121
2500-80	96,4	–	4,5	3,3	–	32,3	0,04	-0,081		800	515	133
	86,3	–	4,4	3,3	–	32,3	0,04	-0,081		800	487	150
НПВ	136,3	–	3,70	4,8	–	1,02	4,79	-6,69		1000	640*	133
3600-90*	101,8	–	3,00	4,8	–	1,02	4,79	-6,69		1000	550*	173
НПВ	127	–	2,9	4,9	–	-3,64	0,045	-0,064		1000	610	133
3600-90	112	–	2,6	4,9	–	-3,64	0,045	-0,064		1000	580	149
	93,7	-	1,4	4,9	–	-3,64	0,045	-0,064		1000	550	169
НПВ	151,9	–	1,33	5,0	–	3,71	3,54	-3,81		1000	640*	126
5000-120*	121,1	–	1,24	5,0	–	3,71	3,54	-3,81			576*	156
НПВ	151,3	–	1,3	5	–	22,4	0,026	-0,027		1000	645	126
5000-120	132,7	–	0,099	5	–	22,4	0,026	-0,027		1000	613	139
	120,7	–	1,0	5	–	22,4	0,026	-0,027		1000	580	154

*) насосы прошлых лет выпуска.

§3.5. Нефтяные подпорные насосы типа НМП*

Подпорные насосы типа НМП – центробежные горизонтальные одноступенчатые. В настоящее время не выпускаются.

Рабочее колесо – двустороннего входа.

Насос и электродвигатель, соединенные зубчатой муфтой, устанавливают на отдельных фундаментных рамах.

Техническая характеристика насосов и справочные данные по ним приведены в табл. 3.9, 3.10.

Таблица 3.9

Техническая характеристика насосов типа НМП

Типоразмер насоса	Насос						Электродвигатель		
	Номинальный режим					Масса, кг	Тип	Мощность, кВт	Масса, кг
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращ., об/мин	Доп. кавит. запас, м	Кпд, %				
НМП 2500-74	2500	74	1000	3	72	7775	ДС118/44-6	800	8540
НМП 3 600-78	3600	78		3	83	7775	ДС118/44-6	800	8540
НМП 5000-115	5000	115		3,5	85	9321	СДН2-16-59-6	1000	6750

Таблица 3.10

Справочные данные по насосам типа НМП *)

Типоразмер насоса	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
	H_0, м	a, ч/м^2	$10^6 \cdot b$, ч^2/м^5	a_0,м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, ч/м^3	$10^8 \cdot c_2$, ч^2/м^6	B_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
НМП 2500-74	80,3	-	0,961	3	–	27,3	0,0221	-1,82		1020	690	85
НМП 3600-78	89,2	–	0,842	3	–	2,09	0,0420	-5,46		900	725	98
НМП 5000-115	137,6	–	0,940	3,5	–	12,9	0,0275	-2,69		900	840	87

*) насосы прошлых лет выпуска.

§3.6. Нефтяные насосы типа К

Насосы типа К – центробежные горизонтальные с одним или двумя рабочими колесами.

Одноступенчатые насосы с подачей до 250 м^3/ч снабжены рабочим колесом с односторонним входом жидкости. Насосы с большей подачей имеют рабочее колесо двустороннего входа.

Каждый насос типа К может быть изготовлен с одним из двух вариантов ротора и с рабочим колесом (или колесами) одного из четырех выходных диаметров (варианты а, б, в и г).

Корпуса насосов рассчитаны на рабочее давление 4 МПа (НК 560/335-70, НК 560/335-120, НК 560-120А, НК 65/35-70, НК 65/35-125, НК 200/120-70, НК 200/120), 5 МПа (НК 65/35-240, НК 200-210А, НК 560/335-180, НК 560-180, НК 560-180А) и 6,4 МПа (НК 200/370, НК 560/300).

Типоразмер насоса (например, НК560/335-120) означает: Н – нефтяной насос; К – консольный; число в числителе – подача при роторе 1, м^3/ч; число в знаменателе – подача при роторе 2, м^3/ч; следующее число – напор, м.

Техническая характеристика насосов и справочные данные по ним приведены в табл. 3.11, 3.12.

Таблица 3.11

Техническая характеристика насосов типа К

Типоразмер насоса	Номинальный режим			Масса, кг	
	Подача, м³/ч	Напор, м	Частота вращ., об/мин	насоса	агрегата без привода
НК 65/35-70	65 35	70	2950	295	1014
НК 65/35-125	65 35	125		335	1090
НК 65/35-240	65 35	240		630	1500
НК 200/120-70	200 120	70		305	1230
НК 200/120	200 120	120		485	1300
НК 200/120А	200 120	210		605	1620
НК 200/120-210	200 120	210		650	1900
НК 200/370	200 120	370		940	2300
НК 560/335-70	560 335	70		730	2000
НК 560/335-120	560 335	120		740	2220
НК 560/120А	560 335	120		1020	2470
НК 560/335-180	560 335	180		865	2340
НК 560/180А	560 335	180		1153	2791
НК 560/180	560 335	180		1153	2791
НК 560/300	560 335	300		1380	3830

§3.7. Нефтяные насосы типа Н

Насосы типа Н – центробежные, двух- или четырехступенчатые, с рабочими колесами одностороннего входа жидкости, которые могут иметь до четырех вариантов выходного диаметра (варианты а, б, в, и г).

Таблица 3.12

Справочные данные по насосам типа К

Типоразмер насоса	№ ротора	Вариант	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
			H_0,м	a, ч/м^2	10^5·b, ч^2/м^5	a_0,м	b_0	10^2·c_0	10^2·c_1, ч/м^3	10^6·c_2, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
НК 65/35-70	1	а	77,8	0,557	1070	1,178	0,21	1,40	1,88	-170,5	11,8	100	245	56
		б	67,6	0,627	1309	1,178	0,21	1,17	1,97	-193,5	12,3		232	60
		в	59,9	0,518	1304	1,178	0,21	1,50	2,21	-257,1	12,8		218	62
		г	50,1	0,472	1464	1,178	0,21	1,58	2,25	-279,8	13,4		202	65
	2	а	71,7	0,505	1464	0,244	0,737	0,89	2,33	-273,2	5,9	100	245	52
		б	62,8	0,45	1554	0,244	0,737	0,68	2,40	-298,2	6,3		225	54
		в	54,2	0,361	1500	0,244	0,737	0,82	2,74	-391,1	6,6		210	57
		г	44,4	0,425	1839	0,244	0,737	0,50	2,87	-439,3	6,9		195	64
НК 65/35-125	1	м	144,4	0,646	1025	0,123	0,778	1,03	1,58	-117,5	9,0	100	320	37
		а	131,7	0,563	1025	0,123	0,778	1,03	1,58	-117,5	9,6		305	41
		б	114,9	0,574	1089	0,123	0,778	1,03	1,58	-117,5	10,2		288	46
		в	99,3	0,485	986,5	0,123	0,778	1,54	1,63	-129,1	10,8		272	48
		г	83,5	0,503	1106	0,123	0,778	1,21	1,71	-142,7	11,5		252	54
	2	м	138,1	0,544	1500	0,225	0,753	0,82	2,22	-255,4	4,5	100	320	31
		а	124,4	0,685	1839	0,225	0,753	0,82	2,22	-255,4	4,5		310	34
		б	107,3	0,596	1661	0,225	0,753	0,82	2,22	-255,4	5,0		292	38
		в	92,2	0,526	1714	0,225	0,753	0,61	2,29	-280,4	5,3		275	41
		г	75,1	0,563	1857	0,225	0,753	0,61	2,33	-301,8	5,8		252	45
НК 65/35-240	1	а	286,2	-	959,3	0,167	0,702	4,71	1,61	-139,3	9,6	100	305	37
		б	250,9	-	1365	0,167	0,702	4,9	1,59	-141,1	10,2		290	40
		в	213,6	-	1082	0,167	0,702	3,90	1,73	-176,6	10,7		272	42
		г	174,4	-	802,4	0,167	0,702	3,40	1,79	-192,9	11,4		255	46
	2	а	269,4	-	1971,3	0,132	0,881	11,50	1,91	-250,0	4,8	100	305	29
		б	234,6	-	2172,4	0,132	0,881	9,00	2,25	-350,0	5,1		290	32
		в	198,0	-	2166,7	0,132	0,881	6,75	2,54	-425,0	5,4		272	34
		г	162,4	-	1408,1	0,132	0,881	8,00	2,40	-400,0	5,7		255	37

Продолжение табл. 3.12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
НК 200/ 120 -70	1	а	91,1	-	52,1	0,145	0,671	8,00	0,74	-21,4	22,6	150	245	95
		б	80,2	-	49,2	0,145	0,671	15,40	0,72	-22,8	24,2		230	96
		в	68,6	-	49,8	0,145	0,671	14,50	0,75	-24,3	26,0		215	105
		г	58,2	-	49,5	0,145	0,671	11,80	0,83	-29,0	28,8		200	115
	2	а	79,0	-	66,0	0,0289	1,016	7,05	1,08	-43,6	10,3	150	235	86
		б	69,2	-	65,9	0,0289	1,016	7,05	1,08	-43,6	11,1		232	97
		в	60,7	-	74,7	0,0289	1,016	8,14	1,16	-52,1	12,6		215	105
		г	50,8	-	72,3	0,0289	1,016	8,14	1,16	-52,1	15,1		195	126
НК 200/ 120 -210	1	а	260,3	-	119,4	0,0250	1,00	3,80	0,74	-21,4	15,5	150	320	70
		б	223,3	-	98,9	0,0250	1,00	3,80	0,75	-22,3	16,3		302	79
		в	198,6	-	132,5	0,0250	1,00	2,00	0,80	-25,5	17,3		280	87
		г	168,6	-	139,4	0,0250	1,00	2,00	0,81	-25,9	18,3		260	99
	2	а	242,9	-	229,4	0,0613	0,883	2,61	0,95	-36,0	8,3	150	320	67
		б	209,1	-	222,8	0,0613	0,883	2,61	0,95	-36,0	9,1		302	78
		в	185,8	-	260,2	0,0613	0,883	7,82	0,94	-38,7	9,8		284	82
		г	150,6	-	205,4	0,0613	0,883	6,36	1,02	43,8	11,0		258	84
НК 200/ 120	1	а	134,5	0,0902	84,1	0,0649	0,82	2,36	0,76	-20,1	12,0	150	320	70
		б	117	0,0679	87,8	0,0649	0,82	1,71	0,79	-22,3	12,5		300	76
		в	99,5	0,0645	82,6	0,0649	0,82	2,71	0,89	-28,1	12,8		280	86
		г	87,6	0,06	94,9	0,0649	0,82	2,29	0,92	-30,4	13,8		262	90
	2	а	137,6	-	122,2	0,751	0,336	1,77	1,04	-41,1	7,0	150	320	62
		б	117,7	-	141,5	0,751	0,336	1,57	1,06	-43,2	7,5		300	68
		в	100	-	126,8	0,751	0,336	1,50	1,15	-52,2	7,8		280	72
		г	88,1	-	141,3	0,751	0,336	1,24	1,24	-61,3	8,3		202	74
НК 200/ 120А	1	а	218,1	0,211	132,4	0,0057	1,27	1,05	0,73	-18,4	14,0	150	400	46
		б	193	0,144	99,3	0,0057	1,27	0,60	0,76	-20,2	14,9		375	52
		в	168,1	0,146	110,5	0,0057	1,27	1,64	0,80	-22,8	16,0		350	54
		г	145,5	0,127	102,7	0,0057	1,27	1,14	0,86	-26,3	17,3		325	56
	2	а	218,6	0,311	346,0	0,382	0,482	1,37	0,99	-40,4	8,0	150	400	38
		б	192,5	0,333	387,5	0,382	0,482	1,05	1,06	-47,0	9,5		375	40
		в	167,3	0,331	398,4	0,382	0,482	0,86	1,16	-56,9	10,5		350	42
		г	144,5	0,248	348,2	0,382	0,482	1,01	1,23	-64,6	11,5		325	45

Продолжение табл. 3.12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
НК 200/ 370	1	м	419,2	–	44,9	0,135	0,657	6,90	0,65	-15,7	15,0		380	54
		а	397,5	–	167,4	0,135	0,657	7,3	0,65	-15,51	15,6		365	56
		б	345,0	–	75,8	0,135	0,657	5,40	0,69	-17,4	16,7		340	58
		в	294,5	–	103,4	0,135	0,657	3,40	0,75	-21,0	17,5		320	62
		г	250,6	–	70,8	0,135	0,657	2,23	0,78	-22,3	18,2		305	65
	2	м	414,7	–	149,5	0,0748	0,821	-8,43	1,49	-70,2	9,0	150	380	40
		а	401,9	–	236,2	0,0748	0,821	-8,71	1,51	-71,7	9,3		374	42
		б	352,5	–	267,6	0,0748	0,821	-9,43	1,54	-74,7	10,3		352	44
		в	298,9	–	251,4	0,0748	0,821	-13,50	1,72	-88,8	11,5		332	49
		г	255,3	–	381,4	0,0748	0,821	-15,90	1,87	-101,3	12,0		312	52
НК 560/ 335– 70	1	м	97,7	–	6,50	0,582	0,351	-1,569	0,26	-2,546	48,7	250	260	111
		а	92,5	–	7,01	0,582	0,351	-0,10	0,28	-2,73	52,2		250	120
		б	81,9	–	7,49	0,582	0,351	-1,10	0,29	-2,91	56,6		240	124
		в	72,1	–	8,24	0,582	0,351	-4,50	0,32	-3,59	60,9		232	144
		г	62,7	–	8,00	0,582	0,351	-3,60	0,32	-3,50	67,5		223	148
	2	м	90,7	–	12,25	0,201	0,555	13,00	0,31	-4,00	28,0	250	260	116
		а	81,9	–	10,46	0,201	0,555	13,00	0,31	-4,00	29,6		250	124
		б	72,9	–	10,46	0,201	0,555	12,30	0,32	-4,25	32,6		235	126
		в	65,5	–	13,51	0,201	0,555	10,80	0,34	-4,75	35,4		225	130
		г	55,8	–	11,95	0,201	0,555	9,25	0,36	-5,25	40,6		210	144
НК 560/ 335– 120	1	м	166,4	–	10,8	0,0176	0,91	5,00	0,28	-2,82	39,9	250	325	70
		а	156,6	–	11,7	0,0176	0,91	5,00	0,28	-2,82	40,8		315	75
		б	137,2	–	11,9	0,0176	0,91	5,00	0,28	-2,82	42,6		295	83
		в	122,5	–	11,4	0,0176	0,91	3,20	0,30	-3,32	44,2		280	85
		г	108,9	–	12,4	0,0176	0,91	3,80	0,30	-3,46	47,3		265	87
	2	м	152,9	–	12,5	0,0195	0,95	6,75	0,39	-5,75	22,6	250	325	59
		а	138,3	–	17,1	0,0195	0,95	6,75	0,39	-5,75	24,3		305	66
		б	120,9	–	13,5	0,0195	0,95	6,75	0,39	-5,75	25,2		295	72
		в	110,7	–	16,2	0,0195	0,95	6,25	0,41	-6,25	26,9		275	81
		г	94,1	–	14,7	0,0195	0,95	6,25	0,41	-6,2	27,7		265	94
НК 560/ 120А	1	м	155,3	–	5,69	0,0104	0,99	-2,56	0,29	-2,54	34,0	250	325	76
		а	137,5	–	6,17	0,0104	0,99	-4,66	0,32	-3,06	34,0		308	78
		б	121,3	–	6,76	0,0104	0,99	-5,1	0,32	-3,23	34,6		290	81
		в	105,2	–	6,32	0,0104	0,99	-5,3	0,33	-3,45	36,2		278	90
		г	95,5	–	6,92	0,0104	0,99	-7,8	0,35	-4,0	38,3		268	98

Продолжение табл. 3.12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
	2	м	157,1	–	18,9	0,0423	0,80	2,86	0,41	-5,93	22,0	250	325	60
		а	136,9	–	18	0,0423	0,80	-0,54	0,46	-7,27	22,0		308	62
		б	120,8	–	18,6	0,0423	0,80	-3,35	0,51	-8,64	22,6		292	64
		в	106,8	–	20,4	0,0423	0,80	-2,0	0,49	-8,59	23,8		280	70
		г	93,9	–	21,4	0,0423	0,80	-3,0	0,51	-9,38	26,2		266	81
НК 560/ 335–180	1	м	247,9	0,065	26,7	0,0157	0,966	13,30	0,22	-2,38	34,1	250	390	51
		а	227,3	0,0646	26,6	0,0157	0,966	13,30	0,22	-2,38	35,4		375	54
		б	204,2	0,0629	27,6	0,0157	0,966	13,30	0,22	-2,38	37,2		355	58
		в	180,1	0,0675	29,4	0,0157	0,966	13,00	0,23	-2,54	38,8		338	62
		г	157,6	0,0608	29,6	0,0157	0,966	13,00	0,23	-2,54	40,4		320	72
	2	м	221,5	0,0623	28,6	0,063	0,783	26,25	0,16	-2,25	17,0	250	390	48
		а	193,3	0,0697	31,4	0,063	0,783	26,25	0,16	-2,25	19,2		365	54
		б	173,4	0,0766	37,1	0,063	0,783	26,25	0,16	-2,25	20,9		345	58
		в	151,5	0,0763	38,6	0,063	0,783	24,75	0,18	-2,75	22,2		330	62
		г	131,9	0,059	35,0	0,063	0,783	24,75	0,18	-2,75	23,7		312	70
НК 560/ 300	1	м	358,8	0,0413	18,4	1,132	0,247	5,10	0,29	-2,77	18,0	250	490	39
		а	322,9	0,0811	22,5	1,132	0,247	5,10	0,29	-2,77	19,0		475	41
		б	303,9	0,0589	21,8	1,132	0,247	4,10	0,30	-2,95	20,4		455	42
		в	268,6	0,0825	27,3	1,132	0,247	2,50	0,31	-3,34	22,0		432	45
		г	237,3	0,0173	10,9	1,132	0,247	-0,20	0,34	-3,93	23,5		410	48
	2	м	345,8	0,157	57,1	0,0112	1,039	16,00	0,30	-4,00	12,0	250	490	31
		а	320,3	0,117	54,3	0,0112	1,039	16,00	0,30	-4,00	12,4		475	33
		б	284,0	0,132	60,0	0,0112	1,039	16,00	0,30	-4,00	13,1		452	35
		в	254,5	0,144	69,3	0,0112	1,039	14,00	0,33	-5,00	13,8		428	37
		г	215,8	0,098	50,0	0,0112	1,039	12,00	0,36	-6,00	14,6		400	40
НК 560/ 180А	1	м	230	0,0172	8,35	0,380	0,408	2,53	0,26	-2,05	35,5	250	390	62
		а	197,3	-0,0129	3,44	0,380	0,408	1,19	0,28	-2,51	39,0		364	64
		б	172,8	-0,0048	6,12	0,380	0,408	0,93	0,29	-2,64	41,4		346	69
		в	151,2	-0,004	5,00	0,380	0,408	0,93	0,29	-2,64	43,8		328	73
		г	135,4	-0,033	0,0002	0,380	0,408	0,89	0,29	-2,59	45,6		315	77
	2	м	237,5	–	19,5	0,247	0,494	2,46	0,47	-7,07	25,2	250	390	46
		а	201,2	–	19,3	0,247	0,494	2,51	0,47	-7,14	27,6		364	49
		б	178,9	–	19,8	0,247	0,494	2,43	0,48	-7,29	29,1		348	54
		в	155,3	–	17,3	0,247	0,494	1,55	0,52	-8,57	30,7		330	58
		г	134,1	–	16,1	0,247	0,494	1,50	0,52	-9,00	32,1		315	61

Продолжение табл. 3.12

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
НК 560/ 180	1	м	209,2	0,0404	8,91	0,319	0,448	2,32	0,25	-2,07	35,5	250	390	58
		а	185,8	0,028	7,0	0,319	0,448	2,32	0,25	-2,07	39,0		364	64
		б	167,4	0,0282	8,21	0,319	0,448	2,40	0,28	-2,59	41,4		346	71
		в	146,5	0,0517	12,7	0,319	0,448	1,88	0,30	-2,95	43,8		328	74
		г	129,7	0,0265	7,89	0,319	0,448	1,61	0,30	-3,09	45,6		315	77
	2	м	212,4	–	13,5	0,275	0,477	1,07	0,41	-6,08	25,2	250	390	46
		а	193,8	–	14,4	0,275	0,477	1,07	0,41	-6,08	27,6		364	50
		б	167,2	–	13,5	0,275	0,477	1,71	0,44	-7,03	29,1		348	52
		в	148,0	–	13,9	0,275	0,477	1,71	0,44	-7,03	30,7		330	56
		г	132,4	–	14,1	0,275	0,477	1,97	0,48	-8,93	32,1		315	58

Насосы типа Н комплектуются взрывобезопасными электродвигателями с частотой вращения 3000 об/мин.

Корпуса насосов рассчитаны на рабочее давление 1,6 МПа (4Н-5х2); 2,5 МПа (4Н-5х4, 5Н-5х2, 6Н-7х2) и 4 МПа (5Н-5х4, 6Н-10х4).

Типоразмер насоса (например, 6Н-10х4) означает: первая цифра – диаметр входного патрубка, уменьшенный в 25 раз, мм; Н – нефтяной; число (одно- или двухзначное) после тире – коэффициент быстроходности, уменьшенный в 10 раз; последняя цифра – число ступеней.

Техническая характеристика насосов приведена в табл. 3.13, а справочные данные по ним в табл. 3.14.

Таблица 3.13

Техническая характеристика насосов типа Н

Типоразмер насоса	Номинальный режим			Масса, кг	
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Частота вращ., об/мин	насоса	агрегата без привода
4Н-5*2	53,0	108	2950	350	720
4Н-5*4	62	212		710	1220
5Н-5*2	100	183		570	1360
5Н-5*4	98	320		924	2400
6Н-7*2	149	200		640	1530
6Н-10*4	190	240		1410	3050

§3.8. Нефтяные насосы типа НК И НКЭ

Насосы типа НК – консольные одноступенчатые с рабочими колесами одностороннего входа жидкости. Рабочее колесо может иметь до пяти вариантов выходного диаметра (варианты а, б, в, г, д).

Привод насосов НК – взрывобезопасные электродвигатели исполнения ВЗГ и ВЗТ4 с частотой вращения 3000 об/мин.

Насосы типа НКЭ – консольные моноблочные электронасосы, состоящие из взрывобезопасного электродвигателя, на удлиненном конце вала которого устанавливается рабочее колесо с односторонним входом жидкости.

Корпуса насосов НК и НКЭ рассчитаны на рабочее давление 1 МПа (5НК-9х1, 5НКЭ-9х1, 6НК-9х1, 6НКЭ-9х1); и 1,6 МПа (4НК-5х1, 4НКЭ-5х1, 6НК-6х1, 6НКЭ-6х1).

Типоразмер насоса (например, 4НК-5х1) означает: первая цифра – диаметр входного патрубка, уменьшенный в 25 раз, мм; Н –

Таблица 3.14

Справочные данные по насосам типа Н

Типо-размер насоса	Вари-ант	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
		H_0,м	a, ч/м^2	$10^3 \cdot b$, ч^2/м^5	a_0,м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, ч/м^3	$10^6 \cdot c_2$, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
4Н-5х2	а	122,6	0,67	17,6	0,328	0,64	6,00	2,25	-228,6	13,0	100	220	68
	б	106,3	0,81	21,4	0,328	0,64	6,00	2,25	-228,6	13,8	100	208	74
	в	92,1	0,58	18,6	0,328	0,64	6,20	2,51	-285,7	12,5	100	194	78
5Н-5х2	а	210,4	0,19	4,71	0,290	0,72	2,29	1,31	-69,6	14,0	125	275	66
	б	177,0	0,03	2,38	0,290	0,72	1,79	1,42	-81,3	15,0	125	250	69
6Н-7х2	а	225,5	0,27	3,01	0,0132	1,23	6,57	0,92	-35,1	12,0	150	290	59
	б	188,3	0,26	3,24	0,0132	1,23	4,86	0,94	-35,7	13,9	150	265	68
4Н-5х4	а	249,8	0,96	25,7	0,113	0,90	1,92	2,13	-190,9	13,0	100	220	70
	б	196,1	0,68	23,7	0,113	0,90	2,05	2,43	-250,7	12,5	100	194	76
5Н-5х4	а	371,5	0,7	11,8	0,186	0,815	1,24	1,32	-75,3	14,0	125	265	53
	б	332,2	0,73	13,3	0,186	0,815	1,12	1,41	-85,6	14,5	125	250	59
	в	278,7	0,82	14,8	0,186	0,815	0,88	1,56	-103,3	15,0	125	230	68
	г	232,5	0,94	17,3	0,186	0,815	0,52	1,66	-116,1	15,5	125	220	72
6Н-10х4	а	318,8	0,53	4,91	0,147	0,75	1,18	0,89	-27,8		100	258	94
	б	261,3	0,54	5,15	0,147	0,75	2,18	0,94	-30,5		100	245	112
	в	227,01	0,505	6,05	0,147	0,75	3,86	0,94	-30,4		100	235	119

нефтяной; К – консольный; цифра после тире – коэффициент быстроходности, уменьшенный в 10 раз; последняя цифра – число ступеней. В типоразмере насосов НКЭ буква Э означает электронасос.

Техническая характеристика насосов приведена в табл. 3.15, а справочные данные по ним – в табл. 3.17.

Таблица 3.15

Техническая характеристика насосов типа НК и НКЭ

Типоразмер насоса	Номинальный режим			Масса, кг	
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Частота вращ., об/мин	насоса	агрегата без привода
4НК-5х1	50	60	2950	259	—
4НКЭ-5х1				78	
5НК-5х1	90	100		272	—
5НКЭ-5х1				109	
5НК-9х1	90	47		264	—
5НКЭ-9х1				93	
6НК-6х1	110	119		343	—
6НКЭ-6х1				114	
6НК-9х1	120	65		272	—
6НКЭ-9х1				103	

§3.9. Нефтяные насосы типа ПС

Насосы типа ПС – секционные восьмиступенчатые с рабочими колесами одностороннего входа.

Каждый насос типа ПС может иметь до двух вариантов ротора и до четырех вариантов выходного диаметра (варианты а, б, в, г).

Корпуса насосов типа НПС рассчитаны на рабочее давление 6,4 МПа (НПС 65/35-500) и 10 МПа (НПС 120/65-750).

Типоразмер насоса означает: Н – нефтяной; П – с плоским разъемом корпуса; С – секционный; число в числителе – подача при роторе 1, $м^3/ч$; число в знаменателе – подача при роторе 2, $м^3/ч$; следующее число – напор, м.

Техническая характеристика насосов приведена в табл. 3.16, а справочные данные по ним в табл. 3.18.

Таблица 3.16

Техническая характеристика насосов типа ПС

Типоразмер насоса	Номинальный режим			Масса, кг	
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Частота вращ., об/мин	насоса	агрегата без привода
НПС 65/35-500	65	500	2950	1260	1985
НПС120/65-750	120	750		2129	3288
	65	750		2129	3288
НПС 200-700	200	700		2129	3288

§3.10. Нефтяные насосы типа НД*)

Насосы типа НД – имеют рабочие колеса с двусторонним входом жидкости.

Типоразмер насоса означает: первая цифра – диаметр входного патрубка, уменьшенный в 25 раз, мм; Н – нефтяной; Д – двустороннего входа жидкости; цифра после тире – коэффициент быстроходности, уменьшенный в 10 раз; последняя цифра – число ступеней.

Техническая характеристика насосов приведена в табл. 3.19, а справочные данные по ним в табл. 3.20.

Таблица 3.19

Техиическая характеристика насосов типа НД

Типоразмер насоса	Насос					Масса, кг	Электродвигатель		
	Номинальный режим								
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Частота вращ., об/мин	Доп. кавит. запас, м	Кпд, %		Тип	Мощность, кВт	Масса, кг
8НД-10х5	300	420	2950	2,5	80	—	—	—	—
10НД-10х2	700	290	2950	11,0	84	—	—	—	—
16НД-10х1	2200	230	2980	28,0	86	3900	АТД-1600	—	7840
20НД-12х1	3000	300	2980	24,0	86	4970	АТД-2500	—	10900
24НД-14х1	4000	216	2980	31,0	86	7000	АТД-2500	—	10900
8НД-6х1	202	100	2950	—	—	740	—	—	—

*) насосы прошлых лет выпуска.

Таблица 3.17

Справочные данные по насосам типа НК и НКЭ

Типоразмер насоса	Вариант	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_S
		H_0,м	a, ч/м^2	10^4xb, ч^2/м^5	a_0,м	b_0	10^2xc_0	10^2xc_1, ч/м^3	10^6xc_2, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
4НК-5х1 (4НКЭ-5х1)	а	66,85	0,129	53,89	0,343	0,634	2,3	2,52	-273,2	7,0	100	220	56
	б	59,59	0,146	58,5	0,343	0,634	3,5	2,64	-307,1	7,5	100	208	60
	в	51,32	0,138	58,93	0,343	0,634	6,0	2,63	-314,3	8,0	100	192	68
	г	44,87	0,0824	49,88	0,343	0,634	5,3	2,85	-360,7	9,0	100	180	72
5НК-5х1 (5НКЭ-5х1)	а	109,36	0,2964	42,86	0,115	0,916	1,00	1,39	-80,4	9,0	125	275	59
	б	90,321	0,258	41,52	0,115	0,916	3,40	1,38	-83,9	10,0	125	250	64
	в	72,571	0,22	39,3	0,115	0,916	-1,50	1,68	-112,5	11,0	125	225	69
5НК-9х1 (5НКЭ-9х1)	а	53,964	0,233	35,27	0,809	0,322	7,40	1,42	-82,1	12,0	125	210	95
	б	49,043	0,136	23,21	0,809	0,322	6,50	1,47	-87,5	12,0	125	200	103
	в	44,043	0,136	23,21	0,809	0,322	3,75	1,64	-106,3	12,5	125	190	108
	г	38,957	0,154	26,79	0,809	0,322	3,75	1,64	-106,3	13,0	125	180	120
	д	35,1	0,055	12,5	0,809	0,322	3,75	1,64	-106,3	13,5	125	170	124
6НК-6х1 (6НКЭ-6х1)	а	127,7	0,18	23,2	0,0845	0,936	-1,60	1,15	-51,8	8,4	150	305	52
	б	107,5	0,21	27,7	0,0845	0,936	-1,40	1,24	-59,8	8,4	150	280	57
	в	84,9	0,23	32,6	0,0845	0,936	0,80	1,22	-60,7	8,4	150	250	73
6НК-9х1 (6НКЭ-9х1)	а	71,4	0,23	23,9	0,0585	0,97	0,96	1,28	-55,8	14,0	150	240	86
	б	68,9	0,22	22,7	0,0585	0,97	0,96	1,28	-55,8	14,0	150	235	89
	в	63,0	0,22	24,1	0,0585	0,97	1,83	1,32	-59,8	14,5	150	225	91
	г	57,2	0,2	22,5	0,0585	0,97	1,42	1,41	-67,9	15,0	150	215	93
	д	53,0	0,16	19,2	0,0585	0,97	1,42	1,41	-67,9	15,5	150	205	95
	е	48,6	0,19	22,8	0,0585	0,97	2,88	1,45	-73,4	16,0	150	195	96

Таблица 3.18

Справочные данные по насосам типа ПС

Типоразмер насоса	№ ротора	Вариант	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_S
			H_0,м	a, ч/м^2	10^3xb, ч^2/м^5	a_0,м	b_0	10^2xc_0	10^2xc_1, ч/м^3	10^6xc_2, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
НПС 65/35-500	1	а	649,3	—	34,2	0,310	0,624	-0,57	1,87	-152,4	12	100	235	65
		б	556,0	—	42,4	0,310	0,624	-2,14	2,01	-178,6	12,4	100	220	68
		в	453,6	—	39,6	0,310	0,624	-0,40	1,88	-160,7	12,9	100	205	75
		г	354,6	—	39,3	0,310	0,624	-3,60	2,20	-221,4	13,5	100	190	86
НПС 120/65-750	1	а	703,5	3,59	44,4	0,464	0,535	3,62	1,23	-57,21	15	150	280	68
		б	600,2	3,87	47,9	0,464	0,535	0,4	1,04	-46,43	15,5	150	262	71
		в	487,9	3,8	48,2	0,464	0,535	0,6	1,21	-58,04	16	150	240	77
		г	493,8	1,82	27	0,464	0,535	1,8	1,03	-57,14	16,5	150	225	84
	2	а	822,3	1,54	17,8	0,559	0,430	0,28	1,43	-83,3	15	150	265	44
		б	712,7	1,51	18,9	0,559	0,430	0,43	1,38	-83,3	15,5	150	255	46
		в	586,3	1,53	20,3	0,559	0,430	0,43	1,38	-83,3	16	150	235	48
НПС 200-700	1	а	795,03	1,269	8,684	0,51	0,43	7,34	0,65	-17,4	15	150	280	89
		б	693,55	1,359	9,572	0,51	0,43	4,35	0,75	-22,2	15,6	150	264	91
		в	604,08	1,414	10,56	0,51	0,43	0,78	0,90	-30,4	16,5	150	248	93
		г	522,26	1,462	11,85	0,51	0,43	-0,95	0,98	-35,2	17,7	150	232	95

Таблица 3.20

Справочные данные по насосам типа НД

Типоразмер насоса	Вариант	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
		H_0,м	a, ч/м^2	$10^3 \cdot b_2$, ч^2/м^5	a_0,м	$в_0$	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, ч/м^3	$10^6 \cdot c_2$, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
8НД-6х1	а	106,8	—	0,246	0,0453	0,95	0,97	0,65	-16,2	16,0	200	280	58
	б	96,6	—	0,273	0,0453	0,95	0,35	0,70	-18,9	17,0	200	265	61
	в	82,6	—	0,231	0,0453	0,95	0,61	0,76	-22,4	18,0	200	245	67
	г	70,5	—	0,201	0,0453	0,95	0,43	0,87	-29,0	19,0	200	225	71
8НД-10х5	—	560.7	—	0.776	$3{,}37 \times 10^{-2}$	0,766	22,1	0,30	-4,02			300	21
10НД-10х2	—	331,1	—	0.082	$4{,}84 \times 10^{-3}$	1,172	15,0	0,21	-1,50				48
16НД-10х1	—	330,7	—	0.016	$1{,}32 \times 10^{-3}$	1,312	18,2	0,07	-0,16			444	95
20НД-12х1	—	343,7	—	0.004	—	—	5,3	0,05	-0,07			480	96
	—	293,9	—	0.008	—	—	3,4	0,05	-0,08			435	122
24НД-14х1	—	303,1	—	0.006	—	—	13,8	0,04	-0,05			455	149

Таблица 3.21

Техническая характеристика насосов типа ЦНСн

Типоразмер насоса	Насос					Масса, кг	Электродвигатель		
	Номинальный режим						Тип	Мощность, кВт	Масса, кг
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Частота вращения, об/мин	Доп. кавит. запас, м	К.п.д. (не менее), %				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ЦНС105-98	105	98	2950	6	64	480	4АМ225М2	55	1255
ЦНС105-147	105	147	2950	6	64	518	4АМ250S2	75	1126
ЦНС105-196	105	196	2950	6	64	576	4АМ250S2	110	1186
ЦНС105-245	105	245	2950	6	64	634	4АМН280М2	132	1609
ЦНС105-294	105	294	2950	6	64	715	4АМН280S2	160	1571
ЦНС105-343	105	343	2950	6	64	775	4АМН280S2	160	1635
ЦНС105-441	105	441	2950	6	64	897	4АМН315М2	250	1906
$ЦНС_н$180-85	180/120	85/37	1475/980	6	70			59/15	
$ЦНС_н$180-128	180/120	128/56	1475/980	6	70			89/23	
$ЦНС_н$180-170	180/120	170/75	1475/980	6	70			119/31	
$ЦНС_н$180-212	180/120	212/93	1475/980	6	70			148/37	
$ЦНС_н$180-255	180/120	255/112	1475/980	6	70			178/45	
$ЦНС_н$180-297	180/120	297/131	1475/980	6	70			208/53	
$ЦНС_н$180-340	180/120	340/150	1475/980	6	70			238/61	
$ЦНС_н$180-383	180/120	383/168	1475/980	6	70			268/69	
$ЦНС_н$180-425	180/120	425/187	1475/980	6	70			297/76	
$ЦНС_н$300-120	300/200	120/53	1475/980	6	70			140/40	
$ЦНС_н$300-180	300/200	180/79	1475/980	6	70			210/60	
$ЦНС_н$300-240	300/200	240/105	1475/980	6	70			280/80	
$ЦНС_н$300-300	300/200	300/132	1475/980	6	70			350/100	

Продолжение таблица 3.21

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ЦНС$_н$300-360	300/200	360/158	1475/980	6	70			420/120	
ЦНС$_н$300-420	300/200	420/185	1475/980	6	70			490/120	
ЦНС$_н$300-480	300/200	480/211	1475/980	6	70			560/160	
ЦНС$_н$300-540	300/200	540/238	1475/980	6	70			630/180	
ЦНС$_н$300-600	300/200	600/264	1475/980	6	70			700/200	

Над чертой - параметры при 1475 об/мин, а под чертой - при 980 об/мин.

Таблица 3.22

Справочные данные по насосам типа ЦНСн

Типоразмер насоса	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.2)		Коэффициенты в формуле (3.3)			Параметры насоса, мм			n_s
	H_{01}, м	a_1, ч/м^2	$10^4 \cdot b_1$, ч^2/м^5	a_0, м	b_0	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 c_1$, ч/м^3	$10^4 \cdot c_2$, ч^2/м^6	b_2	$Д_{вх}$	$Д_2$	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
ЦНС 105-98	128,9	—	28,9	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		283
ЦНС 105-147	182,8	—	35,7	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		210
ЦНС 105-196	255,2	—	56,0	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		168
ЦНС 105-245	317,3	—	69,0	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		143
ЦНС 105-294	408,9	—	106,0	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		124
ЦНС 105-343	441,3	—	92,0	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		110
ЦНС 105-392	505,7	—	106,5	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		100
ЦНС 105-441	576,6	—	128,5	—	—	-39,3	2,16	-1,12		125		92
ЦНС$_н$180-85	47,9 105,3	—	6,83 6,60	$1{,}95 \cdot 10^{-4}$	1,92	–92,1 12,2	2,88 0,76	–1,20 –21,5				222 225
ЦНС$_н$180-128	76,0 153,3	—	13,7 8,3									165 165
ЦНС$_н$180-170	100,4 205,8	—	17,9 14,7									130 140
ЦНС$_н$180-212	124,5 260,8	—	21,6 15,7									112 113
ЦНС$_н$180-255	146,7 305,6	—	24,2 16,5									99 99
ЦНС$_н$180-297	168,9 357,4	—	27,0 19,4									88 88

Продолжение таблицы 3.22

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
ЦНС$_и$180-340	193,7 414,8	—	31,1 23,6									79 80
ЦНС$_и$180-383	216,9 468,1	—	34,4 27,4									73 73
ЦНС$_и$180-425	239,6 517,6	—	37,8 29,3									68 67
ЦНС$_и$300-120	63,6 148,7	—	2,69 2,87	0,0308	0,875	–5,52 –66,0	0,769 0,972	–0,196 –0,172				220 219
ЦНС$_и$300-180	93,7 216,1	—	3,95 3,65									167 162
ЦНС$_и$300-240	126,1 290,3	—	5,34 5,41									134 132
ЦНС$_и$300-300	156,2 358,0	—	6,23 6,55									113 112
ЦНС$_и$300-360	188,1 426,8	—	7,61 7,61									98 98
ЦНС$_и$300-420	220,0 500,9	—	8,79 8,47									86 87
ЦНС$_и$300-480	256,2 568,4	—	11,3 9,62									79 79
ЦНС$_и$300-540	286,1 636,2	—	12,3 10,6									72 73
ЦНС$_и$300-600	317,3 709,8	—	13,6 12,2									67 67

Над чертой - при n = 980 об/мин, под чертой - при n = 1475 об/мин.

§3.11. Центробежные насосы типа ЦНСн

Насосы типа ЦНСн – многоступенчатые секционные. Предназначены для перекачки обводненной газонасыщенной и товарной нефти в системах внутрипромыслового сбора, подготовки и транспортировки нефти.

§3.12. Вертикальные насосы типов НВ и НА

Предназначены для откачки из заглубленных резервуаров нефтепродуктов с температурой не более 80 °С (насосы 12НА – 9×4 и 12НА – 22×6) и дренажных жидкостей с температурой не более 80° С и плотностью не более 1100 кг/м³ (насос 2НВ – 9×4).

Насосы снабжены приводом от взрывобезопасных электродвигателей вертикального исполнения с частотой вращения 1500 об/мин.

Типоразмер насоса 2НВ – 9×4 означает: 2 – диаметр входного патрубка в миллиметрах уменьшенный в 25 раз; Н – нефтяной; В – вертикальный; 9 – коэффициент быстроходности, уменьшенный в 10 раз; 4 – четырехступенчатый.

Типоразмер насоса 12НА – 22×6 означает: 12 – внутренний диаметр обсадной трубы в миллиметрах уменьшенный в 25 раз; Н – нефтяной; А – артезианский; 22 – коэффициент быстроходности, уменьшенный в 10 раз; 6 – число ступеней.

Техническая характеристика и данные по насосам приведены в табл. 3.23, 3.24.

Таблица 3.23

Техническая характеристика насосов типа НВ и НА

Типоразмер насоса	Номинальный режим			Масса насоса с электродвигателем, кг
	Подача, $м^3/ч$	Напор, м	Кпд, %	
2НВ - 9×4	42,0	44,0	47,0	670
12НА - 9×4	72,0	47,0	73,0	1390
12НА – 22×6	150,0	54,0	82,0	1690

Таблица 3.24

Справочные данные по насосам типов НВ и НА

Типоразмер насоса	Коэффициенты в формуле (3.1)			Коэффициенты в формуле (3.3)			$Д_2$, мм
	H_0,м	a, $ч/м^2$	$10^6 \cdot b$, $ч^2/м^5$	$10^2 \cdot c_0$	$10^2 \cdot c_1$, $ч/м^3$	$10^4 \cdot c_2$, $ч^2/м^6$	
2НВ-9×4	53,12	—	5,92	0,43	2,14	-2,50	—
12НА-9×4	59,12	—	2,55	3,39	2,06	-1,49	210
12НА-22×6	85,80	—	1,45	0,39	0,95	-0,31	215

3.13. Самовсасывающий насос СЦЛ

Самовсасывающий насос СЦЛ-20-24Г предназначен для перекачивания чистых, без механических примесей жидкостей :бензина, керосина, воды и других нейтральных жидкостей вязкостью не более 20×10^{-6} м^2/с и температурой от 233 до 323 К.

В условном обозначении насоса (например, СЦЛ-20-24Г-Л-У2) буквы и цифры имеют следующее значение: С – самовсасывающий; Ц -центробежный; Л – лопастной; 20 – номинальная подача, м^3/ч; 24 – номинальный напор, м; Г- – индекс модернизации; Л – левое направление вращения; У – для районов с умеренным климатом; 2 – категория размещения.

Техническая характеристика насоса приведена в табл.3.25, а формулы для расчета его основных параметров в табл.3.26.

Таблица 3.25

Технические характеристики насоса СЦЛ

Показатели	Размерность	Величина показателей при частоте вращения (об/мин)	
		n = 1450	n = 1700
Подача	м^3/ч	30	45
Напор	м	54	45
Доп. кавит. запас (не более)	м	1,5	5
Мощность	кВт	16	24
К.п.д.	%	33	33
Масса насоса	кг	36	36

Таблица 3.26

Расчетные формулы для аппроксимации параметров работы насоса

Показатели	Размерность	Расчетное выражение при частоте вращения (об/мин)	
		n = 1450	n = 1700
Напор	м	$260-9{,}48\cdot Q+9{,}36\cdot10^{-2}\cdot Q^2$	$240{,}7-7{,}63\cdot Q+7{,}14\cdot10^{-2}\cdot Q^2$
К.п.д.	%	$-24+3{,}31\cdot Q-4{,}75\cdot10^{-2}\cdot Q^2$	$-15+2{,}59\cdot Q-3{,}57\cdot10^{-2}\cdot Q^2$
Доп. кавит. запас (не более)	м	$1{,}18\cdot Q^{0.142}$	$0{,}0924\cdot Q^{1.43}$

§3.14. Шестеренные насосы

Предназначены для перекачивания нефтепродуктов, минеральных масел, легкозастывающих жидкостей типа парафина и др., не вызывающих коррозию рабочих частей насоса.

Электронасосные агрегаты на базе шестеренных насосов состоят из насоса и электродвигателя, соединенных эластичной муфтой.

Условные обозначения агрегата: Э – электронасосный агрегат; Ш – шестеренный; Ф – фланцевый; Т – топливный; М – масляный; Г – обогреваемый; числитель дроби – округленное значение подачи агрегата, $м^3/ч$; знаменатель – давление на выходе, $кг/см^2$; буквы после дроби – материал гидравлической части насоса.

Техническая характеристика шестеренных насосов приведена в табл. 3.27, а справочные данные по ним – в табл. 3.28.

§3.15. Расчет основных параметров центробежных насосов

Для аналитического решения ряда задач трубопроводного транспорта нефти и нефтепродуктов часто используется описание напорной характеристики центробежных насосов в виде

$$H=A\cdot-БQ^{2-m}, \qquad (3.8)$$

где А, Б - эмпирические коэффициенты.

Для расчета этих коэффициентов может быть использован следующий алгоритм.

Из уравнения (3.2) находится подача насоса, соответствующая его максимальному кпд на воде

$$Q_{в.опт.}=-\frac{C_1}{2\cdot C_2}. \qquad (3.9)$$

Вычисляются границы рабочей зоны насоса

$$Q_1=0{,}8\cdot Q_{ном};\quad Q_2=1{,}2\cdot Q_{ном}, \qquad (3.10)$$

где $Q_{ном}$ - номинальная подача насоса.

При выбранном коэффициенте Лейбензона m рассчитываются искомые коэффициенты

Таблица 3.27

Техническая характеристика насосов

Марка агрегата	Марка насоса	Номинальный режим					Вязкость перекачиваемой жидкости, $мм^2/с$	Электродвигатель	
		Подача, $м^3/ч$	Давление на выходе, МПа	Число оборотов, 1/мин	Мощность, кВт	Масса, кг		Тип	Масса, кг
ЭШФ0,4/25Б	ШФ4,5/25Б	0,2	2,5	1430	0,6	4,0	5…750	АОЛ2-21-4	20,0
ЭШФ0,8/25Б	ШФ0,8/25Б	0,6	2,5	1430	0,9	4,2	5…750	АОЛ2-21-4	20,0
ЭШФ 2/25	ШФ2-25/А	1,4	2,5	1430	1,8	11,0	6…600	ВАО-31-4	33,5
ЭШМ 1,5/4-1		1,4	0,4	1430	1,1	11,5	500…9000	ВАО-32-4	34,5
ЭШТ 1,5/6-1		1,4	0,6	1430	0,8	11,5	150…1000	АОМ-32-4	33,5
ЭШФ 2/16		1,4	1,6	1430	1,1	11,0	20…600	АОМ-31-4	33,5
ЭШФ 3,2/6	ШФ3,2-25А	2,3	0,6	1430	0,8	11,5	6…220	АО2-22-4	33,5
ЭШФ 5/4	ШФ5-25А	3,6	0,4	1430	1,0	14,0	20…600	АО2-22-4	33,5
ЭШТ 6/6-1	ШФ8-25А	5,8	0,6	1430	3,1	18,0	6…75	АО2-41-4М	32,0
ЭШФ 8/2,5		5,8	0,25	1430	1,0	16,5	20…600	АО2-22-4	33,5
ЭШФ 20/4-1	ШФ20-25А	16,5	0,4	1460	5,0	40,0	20…190	АО2-42-4	93,0
ЭШФ 20/6-1		16,5	0,6	1460	6,0	40,0	20…760	ВАО-51-4	160,0
ЭШФ 20/6-3	ШФ80-16А	16,5	0,6	1430	6,0	40,0	760…1520	ВАО-52-4	174,0
ЭШФ 20/4		16,5	0,4	1430	4,2	40,0	20…180	АО2-42-4	93,0
ЭШФ 20/6		16,5	0,6	1430	5,2	40,0	20…750	АО2-51-4	118,0
ЭШФ 20/6-1		16,5	0,6	1430	5,2	40,0	20…750	АО2-52-4	132,0
ШФ 80 16-36/4		36,0	0,4	950	11,0	100,0	20…1800	АО2-72-6	231,0
ШФ80 36/4-1		36,0	0,4	950	11,0	100,0	20…1800	ВАО2-72-6	333,0

Таблица 3.28

Справочные данные по шестеренным насосам

Марка агрегата (насоса)	$Q_ш$, $м^3/ч$	$P_ш$, МПа	Коэффициенты в формуле (3.6)				Коэффициенты в формуле (3.7)			ν_2, $мм^2/с$
			$P \le P_ш$		$P \ge P_ш$		$10^2 \cdot d_0$	$10^2 \cdot d_1$, 1/МПа	$10^2 \cdot d_2$, $1/МПа^2$	
			$a_ш$	$в_ш$	$a_ш$	$в_ш$				
ЭШФ0,4/25Б	0,34	2,25	0,02	1	0,157	1,708	-10,1	61,0	-14,8	75
ЭШФ0,8/25Б	0,59	2,25	0,04	1	0,257	1,844	-4,6	69,5	-17,1	75
ЭШТ1,5/6-1	1,30	0,675	0,13	1	3,038	1,113	2,4	227,0	-206,0	4,0
ШГ 2-25Б	0,15	0,360	0,047	1	2,680	1,737	-0,6	72,5	-64,4	75
ШФ 2-25А	1,50	1,70	0,036	1	—	—	20,3	35,3	-5,8	75
ШФ 3,2-25А	2,73	0,55	0,10	1	13,80	2,428	14,2	195,4	-190,8	75
ЭШ 3,2/6К	0,06	0,15	0,01	1	0,019	1,526	0,8	4,7	6,8	250
ЭШ 3,2/16К	1,50	0,20	0,0059	1	—	—	4,0	55,7	-13,9	200
ШФ 5-25А	4,20	0,05	0,183	1	—	—	6,2	161,5	-17,2	75
ШГ 5-25А	0,72	0,36	0,367	1	492,9	2,585	-1,3	180,7	-254,1	75
ЭШТ 6/6-1	5,4	1,9	0,188	1	0,740	0,874	44,1	31,2	-9,8	4,0
ШФ 8-25А	6,5	0,05	0,047	1	—	—	11,9	224,6	-281,6	75
ШГ 8-25А	6,6	0,9	0,188	1	17,40	2,278	16,3	129,9	-75,1	75
ШФ 20-25А	17,0	0,57	1,550	1	28,0	1,461	6,7	179,8	-158,2	75
ШГ 20-25А	18,0	0,10	0,105	1	—	—	16,4	95,8	-44,5	75
ШГ20-25А-1	5,73	036	0,666	1	45,90	1,875	-0,3	129,5	-103,8	75
ШФ 80-16А	35,0	2,0	2,222	1	78,32	2,710	34,0	55,5	-17,5	75

$$Б_* = \frac{(Q_2 - Q_1)\cdot\left[-a + b\cdot(Q_1 + Q_2)\right]}{Q_2^{2-m} - Q_1^{2-m}},$$

$$A = H_o + a\cdot Q_2 - b\cdot Q_2^2 + Б_*\cdot Q_2^{2-m}\cdot \qquad (3.11)$$

Как частный случай, для насосов с плавно падающей напорной характеристикой (a=0), при m=0 получаем Б=b; A=H_o.

В уравнении баланса напоров коэффициент Б должен входить, имея размерность $(с/м^3)^{2-m}\cdot 1/м$. Его можно пересчитать по формуле

$$Б = 3600^{2-m}\cdot Б_*\cdot \qquad (3.12)$$

§3.16. Пересчет характеристик центробежных насосов с воды на вязкую нефть

В каталогах приводятся характеристики центробежных насосов, снятые на воде. При транспортировке маловязких нефтей и нефтепродуктов эти характеристики изменений не претерпевают. Однако с ростом вязкости перекачиваемой жидкости они ухудшаются.

Формулы для расчета параметров работы насоса на нефти H_ν, Q_ν, η_ν по известным параметрам работы на воде $H_в, Q_в, h_в$ имеют вид

$$H_\upsilon = k_H\cdot H_в;\ \ Q_\upsilon = k_Q\cdot Q_в;\ \ \eta_\upsilon = k_\eta\cdot\eta_в; \qquad (3.13)$$

где k_H, k_Q, k_η – коэффициенты пересчета соответственно напора, подачи и кпд насоса с воды на высоковязкую нефть (нефтепродукт).

Формулы для вычисления коэффициентов k_H, k_Q, k_η для насосов с односторонним и двухсторонним входом жидкости в рабочее колесо различны.

Для всех насосов с коэффициентом быстроходности

$50 \le n_s \le 130$, кроме магистральных, пересчет характеристик производится при выполнении неравенства

$$\nu^н > \nu > \nu^в, \qquad (3.14)$$

где ν -кинематическая вязкость нефти при температуре перекачки, $м^2/с$; $\nu^н$, $\nu^в$ – предельные нижнее и верхнее значения вязкости, при которых пересчет характеристик насосов необходим ($м^2/с$):

$$\nu^{н} = 7{,}5 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{Q_{в.опт.}}{\sqrt{Д_2 \cdot b_2}};$$

$$\nu^{в} = 2{,}6 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{Q_{в.опт.}}{\sqrt{Д_2 \cdot b_2}}; \qquad (3.15)$$

$Q_{в.опт.}$ – подача насоса, соответствующая его максимальному кпд при работе на воде; $Д_2$, b_2 - наружный диаметр и ширина лопаток рабочего колеса.

При $\nu <= \nu^{н}$ пересчета характеристик насоса не требуется, так как он работает в автомодельной зоне.А при $\nu >= \nu^{в}$ необходимо использовать другой насос.

В качестве определяющего параметра используется число Рейнольдса в насосе в следующей записи

$$Re_{н} = 0{,}527 \cdot \frac{Q_{в.опт}}{\nu \cdot \sqrt{D_2 \cdot b_2}}, \qquad (3.16)$$

где D_2, b_2 – наружный диаметр и ширина лопаток рабочего колеса.

По характеру изменения $k_{н}$, k_{Q}, k_{η} для центробежных насосов с рабочим колесом одностороннего входа жидкости существуют три зоны. В пределах каждой из них действуют свои законы гидравлического сопротивления:

$$k_{Q} = \begin{cases} -0{,}774 + 0{,}580 \cdot \lg Re_{н} & \text{при} \quad 100 < Re_{н} \le 600 \\ 0{,}412 + 0{,}153 \cdot \lg Re_{н} & \text{при} \quad 600 < Re_{н} < 7000 \\ 1 & \text{при} \quad Re_{н} \ge 7000 \end{cases};$$

$$k_{н} = k_{Q}^{\,2/3}; \qquad (3.17)$$

$$k_{\eta} = \begin{cases} -0{,}852 + 0{,}483 \cdot \lg Re_{н} & \text{при} \quad 100 \le Re_{н} \le 2300 \\ -0{,}201 + 0{,}170 \cdot \lg Re_{н} & \text{при} \quad 2300 < Re_{н} < 50000 \cdot \\ 1 & \text{при} \quad Re_{н} \ge 50000 \end{cases}$$

В методике пересчета характеристик магистральных центробежных насосов в качестве параметра, характеризующего её течение в колесе, используется число Рейнольдса в другой записи

$$Re_н = \frac{n \cdot D_2^2}{\nu}, \qquad (3.18)$$

где n – число оборотов ротора насоса (в час).

Пересчет характеристики с воды на вязкую нефть необходим в том случае, когда величина $Re_н$ превышает величину переходного числа Рейнольдса $Re_п$, вычисляемого по формуле,

$$Re_п = 3{,}16 \cdot 10^5 \cdot n_S^{-0{,}305}, \qquad (3.18а)$$

где n_S - коэффициент быстроходности насоса, равный

$$n_S = 3{,}65 \cdot n \cdot \frac{(Q_{в.опт}/K_{вс})^{0{,}5}}{(H_{в.опт}/K_{ст})^{0{,}75}}, \qquad (3.19)$$

где $Q_{в.опт.}, H_{в.опт}$ – подача (м³/с) и напор (м) насоса при работе на воде с максимальным кпд; $K_{вс}$, $K_{ст}$ – число соответственно сторон всасывания рабочего колеса и ступеней насоса.

В данном случае для вычисления коэффициентов пересчета напора, подачи и к.п.д. с воды на высоковязкую нефть используются следующие формулы:

$$k_н = 1 - 0{,}128 \cdot \lg\frac{Re_п}{Re_в};$$

$$k_Q = k_н^{1{,}5}; \qquad (3.20)$$

$$k_\eta = 1 - \alpha_\eta \cdot \lg\frac{Re_{гр}}{Re_н},$$

где $Re_{гр}$- граничное число Рейнольдса; α_η - поправочный коэффициент.

Величины $Re_{гр}$ и α_η являются функцией n_s

$$Re_{гр} \approx 0{,}224 \cdot 10^5 \cdot n_s^{0.384}; \quad \alpha_\eta \approx 1{,}33 \cdot n_s^{-0.326}. \qquad (3.21)$$

Зная $k_н$, k_Q, k_η, можно рассчитать величины аппроксимационных коэффициентов в формулах (3.1), (3.3) при работе насоса на высоковязкой нефти (индекс “ν”) через известные коэффициенты при работе насоса на воде (индекс “в”):

$$H_{ov} = k_H \cdot H_{ов};\ \ a_v = a_в \cdot \frac{k_H}{k_Q};\ \ в_v = в_в \cdot \frac{k_H}{k_Q^2};$$

$$c_{ov} = k_\eta \cdot c_{ов};\ \ c_{1v} = c_{1в} \cdot \frac{k_\eta}{k_Q};\ \ c_{2v} = c_{2в} \cdot \frac{k_\eta}{k_Q^2}. \qquad (3.22)$$

§3.17. Расчет необходимого давления на входе в насос при перекачке нефтей и нефтепродуктов

Для нормальной работы насоса необходимо, чтобы минимальное давление на входе в него $P_{вх}$ превышало давление насыщенных паров перекачиваемой среды P_S на величину, соответствующую разности допустимого кавитационного запаса $\Delta h_{доп}$ и скоростного напора на входе в насос,

$$\frac{P_{вх}}{\rho \cdot g} \geq \frac{P_S}{\rho \cdot g} + \Delta h_{доп.н} - \frac{\upsilon_{вх}^2}{2 \cdot g}, \qquad (3.23)$$

где $\upsilon_{вх}^2$ – скорость жидкости во всасывающем патрубке насоса

$$\upsilon_{вх} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d_{вх}^2}.$$

Давление насыщенных паров перекачиваемых жидкостей (в Па) может быть найдено по одной из следующих зависимостей:

– для нефтей

$$P_S = P_a \cdot \exp\left[10{,}53 \cdot \left(1 - \frac{T_{НК}}{T}\right)\right]; \qquad (3.24)$$

– для автомобильных бензинов

$$P_S \approx 57000 \cdot \exp\left[-0{,}0327 \cdot \left(T_{НК} - T\right)\right]; \qquad (3.25)$$

– для авиационных бензинов

$$P_S \approx 65000 \cdot \exp\left[-0{,}0303 \cdot \left(T_{НК} - T\right)\right]; \qquad (3.26)$$

– для деэтанизированного газового конденсата

$$P_S = 10^{8,59-981/T}; \quad (3.27)$$

– для стабильного газового конденсата

$$P_S = 10^{2,55-978/T}; \quad (3.28)$$

где $T_{нк}$ - температура начала кипения нефти или бензина, К.

Сведения о температуре начала кипения некоторых нефтей и зависимости давления их насыщенных паров от температуры приведены в таблице 3.29.

Таблица 3.29

Справочные данные по некоторым нефтям

Нефть	T, K	$T_{нк}$, K	$Ps \cdot 10^{-5}$, Па
Арланская	293 303 308 313	308	0,637 0,901 1,010 1,188
Бавлинская	293 303 308 313	296	0,920 1,010 1,240 1,680
Мангышлакская	313 323 330	330	0,5810 0,821 1,010
Мухановская	303 311 313 318	311	0,804 1,010 1,084 1,220
Ромашкинская	303 308 313 316	316	0,680 0,802 0,931 1,010
Туймазинская	293 298 303 313	298	0,880 1,010 1,160 1,600
Усть-Балыкская	293 308 314 318	314	0,482 0,804 1,010 1,110

При перекачке газонасыщенных жидкостей под Ps следует понимать их давление насыщения при температуре перекачки (см. главу 8).

Допустимый кавитационный запас насоса при перекачке нефти и нефтепродуктов

$$\Delta h_{доп.н.} = \Delta h_{доп.в.} - k_h \cdot (\Delta h_t - \Delta h_\nu), \qquad (3.29)$$

где k_h - коэффициент запаса, k_h=1,1...1,15; Δh_t, Δh_ν - поправки соответственно на температуру и вязкость перекачиваемой жидкости

$$\Delta h_t = 0{,}471 \cdot h_s^{0{,}45}; \quad \Delta h_\nu = \xi_{вх} \cdot \frac{\omega_{вх}^2}{2 \cdot g}; \qquad (3.30)$$

h_s - напор, соответствующий давлению насыщенных паров жидкости; $\xi_{вх}$ - коэффициент сопротивления на входе в насос, вычисляемый по формуле (при $565 < Re_н \le 9330$)

$$\xi_{вх} = 16 - 13{,}1 \cdot (\lg Re_н - 2{,}75)^{0{,}354}, \qquad (3.31)$$

а при $Re_н > 9330$ принимаемый равным $\xi_{вх} \approx 1$.

§3.18. Пересчет характеристик шестеренных насосов

Шестеренные насосы относятся к роторным насосам объемного типа, в которых жидкая среда перемещается в результате периодического изменения объема занимаемой ею полости, попеременно сообщающейся со входом и выходом насоса.

При изменении режима его работы приближенные значения подачи Q_1 и мощности N_1 насоса необходимо подсчитывать по формулам:

– при изменении числа оборотов

$$Q_1 = \frac{Q}{\eta_o}\left[\frac{n_1}{n} - (1 - \eta)\right]; \qquad (3.32)$$

$$N_1 = N \frac{\eta}{\eta_o} \cdot \frac{n_1}{n}\left(1 + \frac{\eta_o - \eta}{\eta} \cdot \sqrt{\frac{n_1}{n}}\right); \qquad (3.33)$$

– при изменении вязкости перекачиваемой жидкости

$$Q_1 = \frac{Q}{\eta_o}\left[1 - (1 - \eta_o)\frac{\nu}{\nu_1}\right]; \qquad (3.34)$$

$$N_1 = N\frac{\eta}{\eta_o}\left(1+\frac{\eta_o-\eta}{\eta}\cdot\sqrt{\frac{\nu_1}{\nu}}\right); \qquad (3.35)$$

где Q, N, n, η, η_o, ν - соответственно подача, мощность, число оборотов, общий и объемный к.п.д., кинематическая вязкость перекачиваемой жидкости, для которых приведены эмпирические коэффициенты в табл. 3.28.

Величина объемного коэффициента вычисляется как отношение текущей подачи Q при давлении P на выходе насоса к подаче Q_o при давлении на выходе, равном нулю

$$\eta_o = \frac{Q}{Q_o}\cdot \qquad (3.36)$$

§3.19. Примеры расчетов

Пример 3.1. Найти коэффициенты в формулах (3.1)-(3.3) при перекачке нефти, имеющей кинематическую вязкость 150 мм²/с, насосом НМ 1250-260 с ротором $0{,}7Q_{ном}$.

Решение

1.По табл. 3.4 находим для рассматриваемого насоса следующие данные: n=3000 об/мин, D_2=0,418 м, n_s=59, H_o=283 м, a=0, b=35, $4\cdot10^{-6}$ ч²/м⁵, c_o=0,1714, $c_1=11{,}91\cdot10^{-4}$ ч/м³ и $c_2=-52{,}68\cdot10^{-8}$ ч²/м⁶.

2.Так как в насосе НМ 1250-260 колесо имеет двусторонний вход жидкости, число Рейнольдса в насосе вычисляем по формуле (3.18)

$$Re = \frac{3000\cdot0{,}418^2}{60\cdot150} = 58242\cdot$$

3.Переходное и граничное числа Рейнольдса, а также коэффициент a_η по формулам (3.18а), (3.21)

$$Re_п = 3{,}16\cdot10^5\cdot59^{-0{,}305} = 91112;$$

$$Re_{гр} \cong 0{,}224\cdot10^5\cdot59^{0{,}384} = 107215;$$

$$a_\eta \cong 1{,}33\cdot59^{-0{,}326} = 0{,}352\cdot$$

Так как $Re_н < Re_п$ и $Re_н < Re_{гр}$, то пересчет напора, подачи и к.п.д. насоса с воды на перекачиваемую нефть необходим.

4.Коэффициенты пересчета по формулам (3.20)

$$k_H = 1 - 0{,}128 \cdot \lg\frac{91112}{58242} = 0{,}975;$$

$$k_Q = 0{,}975^{1{,}5} = 0{,}963;$$

$$k_\eta = 1 - 0{,}352 \cdot \lg\frac{107215}{58242} = 0{,}907 \cdot$$

5.Пользуясь формулами (3.22), находим

$$H_{ov} = 0{,}975 \cdot 283 = 275{,}9 \text{ м};$$

$$в_v = 35{,}4 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{0{,}975}{0{,}963^2} = 37{,}2 \cdot 10^{-6} \ \frac{ч^2}{м^5};$$

$$c_{ov} = 0{,}907 \cdot 0{,}1714 = 0{,}156;$$

$$c_{1v} = 11{,}91 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{0{,}907}{0{,}963} = 11{,}2 \cdot 10^{-4} \ \frac{ч}{м^3};$$

$$c_{2v} = -52{,}68 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{0{,}907}{0{,}963^2} = -51{,}5 \cdot 10^{-8} \ \frac{ч^2}{м^6} \cdot$$

Максимальный к.п.д. на высоковязкой нефти достигается при подаче, определяемой по формуле (3.9)

$$Q_{в.опт.} = -\frac{11{,}2 \cdot 10^{-4}}{2 \cdot (-51{,}5 \cdot 10^{-8})} = 1015 \ \frac{м^3}{ч} \cdot$$

Пример 3.2. Вычислить коэффициенты пересчета характеристики центробежного насоса НК 65/35-70 с ротором № 1 (вариант «а») на нефтепродукт, имеющий кинематическую вязкость 70 мм²/с.

Решение

1.По табл. 3.11, 3.12 находим $Q_{в.опт.}$=65 м³/ч, n=2950 об/мин, D_2=0,245 м, b_2=0,011 м.

2.Предельные нижнее и верхнее значения вязкости по формулам (3.15)

$$\nu^н = 7{,}5 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{65}{3600 \cdot \sqrt{0{,}245 \cdot 0{,}0118}} = 3{,}94 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\nu^в = 2{,}6 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{65}{3600 \cdot \sqrt{0{,}245 \cdot 0{,}0118}} = 0{,}87 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с};$$

Так как $\nu^{н} < \nu$, то пересчет характеристик необходим, а раз $\nu < \nu^{в}$, то насос НК 65/35-70 подходит для перекачки данного нефтепродукта.

3.Число Рейнольдса для насоса по формуле (3.16)

$$Re_{н} = 0{,}527 \cdot \frac{65}{3600 \cdot 70 \cdot 10^{-6} \cdot \sqrt{0{,}245 \cdot 0{,}0118}} = 2528 \cdot$$

4.Коэффициенты пересчета характеристики насоса по формулам (3.17)

$$k_Q = 0{,}412 + 0{,}153 \cdot \lg 2528 = 0{,}933;$$

$$k_н = 0{,}933^{2/3} = 0{,}955;$$

$$k_η = 0{,}201 + 0{,}170 \cdot \lg 2528 = 0{,}780.$$

Пример 3.3. Для условий примера 3.1 вычислить коэффициенты А и Б, необходимые для аналитического решения задач трубопроводного транспорта.

Решение

1.Номинальная подача насоса при работе на высоковязкой нефти по формуле (3.13)

$$Q_{ном\nu} = 0{,}963 \cdot 1250 = 1203{,}8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2.Границы рабочей зоны насоса по формулам (3.10)

$$Q_1 = 0{,}8 \cdot 1203{,}8 = 963 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$Q_2 = 1{,}2 \cdot 1203{,}8 = 1444{,}5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3.Полагая режим течения нефти ламинарным (m=1), по формулам (3.11), (3.12) находим искомые коэффициенты

$$Б_* = \frac{(1444{,}5 - 963) \cdot [0 + 37{,}2 \cdot 10^{-6} \cdot (963 + 1444{,}5)]}{1444{,}5 - 963} = 89{,}6 \cdot 10^{-3} \ \frac{\text{ч}}{\text{м}^2};$$

$$А = 275{,}9 + 0 \cdot 1444{,}5 - 37{,}2 \cdot 10^{-6} \cdot 1444{,}5^2 + 89{,}6 \cdot 10^{-3} \cdot 1444{,}5 = 327{,}7 \text{ м};$$

$$Б = 3600 \cdot 89{,}6 \cdot 10^{-3} = 322{,}6 \ \frac{\text{с}}{\text{м}^2} \cdot$$

4.Если перекачка нефти осуществляется в зоне гидравлически гладких труб турбулентного режима (m=0,25), то по формулам (3.11), (3.12)

$$Б_* = \frac{(1444,5-963)\cdot[0+37,2\cdot10^{-6}\cdot(963+1444,5)]}{1444,5^{1,75}-963^{1,75}} = 0,251\cdot10^{-3}\ \frac{ч^{1,75}}{м^{4,25}};$$

$$A = 275,9+0\cdot1444,5-37,2\cdot10^{-6}\cdot1444,5^2+0,251\cdot10^{-3}\cdot1444,5^{1,75} = 283,2\ м;$$

$$Б = 3600^{1,75}\cdot0,251\cdot10^{-3} = 419,9\ \frac{с^{1,75}}{м^{4,25}}.$$

Пример 3.4. Рассчитать необходимое давление на входе в насос НПВ 1250-60 при перекачке автомобильного бензина, имеющего температуру начала кипения $T_{нк}$=313 К. Перекачка ведется при температуре 283 К с расходом 1240 м³/ч. Плотность бензина равна 740 кг/м³, а кинематическая вязкость – 0,8 мм²/с.

Решение

1.Давление насыщенных паров бензина при температуре перекачки по формуле (3.25)

$$P_S = 57000\cdot\exp[-0,0327\cdot(313-283)] = 21371\ Па.$$

2.Соответствующий напор в метрах бензинового столба

$$h_S = \frac{21371}{740\cdot9,81} = 2,94\ м.$$

3.Поправка кавитационного запаса насоса на температуру по формуле (3.30)

$$\Delta h_t = 0,471\cdot2,94^{0,45} = 0,765\ м.$$

4.По табл. 3.8 находим, что диаметр входного патрубка насоса

$$D_{вх} = 0,8\ м.$$

5.Скорость бензина и число Рейнольдса во входном патрубке насоса

$$\omega_{вх} = \frac{4\cdot1240}{3600\cdot3,14\cdot0,8^2} = 0,686\ м/с,$$

$$Re_{вх} = \frac{0,686\cdot0,8}{0,8\cdot10^{-6}} = 686000\cdot$$

Так как $Re_{вх}$>9330, то Δh_t = 0.

6.По табл. 3.7 находим кавитационный запас насоса на воде $\Delta h_{доп.в}$=2,2 м и по формуле (3.29) вычисляем кавитационный запас насоса на бензине

$$\Delta h_{доп.н} = 2,2 - 1,1 \cdot (0,765 - 0) = 1,36 \text{ м.}$$

7.Выполняем расчет по неравенству (3.23)

$$\frac{P_{вх}}{\rho \cdot g} \geq \frac{21371}{740 \cdot 9,81} + 1,36 - \frac{0,686^2}{2 \cdot 9,81} = 4,28 \text{ м.}$$

Таким образом, давление на входе в насос должно быть не менее

$$P_{вх} = 740 \cdot 9,81 \cdot 4,28 = 31070 \text{ Па.}$$

Пример 3.5. Определить параметры шестеренного насоса ШГ 5-25А, перекачивающего масло с расходом 0,6 м³/ч.

Решение

1.По табл 3.28 для данного типа насоса находим $Q_ш$=0,72 м³/ч; $P_ш$=0,36 МПа; d_0=-0,013; d_1=1,807; d_2=-2,541.

Так как $Q<Q_ш$, то $P>P_ш$ и, следовательно, $a_ш$=492,9; $в_ш$=2,585.

2.Давление, развиваемое насосом, из формулы (3.6)

$$P = P_ш + \left(\frac{Q_ш - Q}{a_ш}\right)^{\frac{1}{в_ш}} = 0,36 + \left(\frac{0,72 - 0,6}{492,9}\right)^{\frac{1}{2,585}} = 0,40 \text{ МПа.}$$

3.К.п.д. насоса по формуле (3.6)

$$\eta = -0,013 + 1,807 \cdot 0,4 - 2,541 \cdot 0,4^2 = 0,303 \text{, т.е. 30,3 \%.}$$

4.Мощность, потребляемая насосом, по формуле (3.5)

$$N = \frac{0,6 \cdot 0,4 \cdot 10^6}{3600} \cdot 10^{-3} = 0,0667 \text{ кВт.}$$

Так как N<20 кВт, то k_m=1,25.

5.Необходимая мощность электродвигателя шестеренного насоса по формуле (3.4)

$$N_{необх} = 1,25 \cdot 0,0667 = 0,0833 \text{ кВт.}$$

4 ГЛАВА РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ НА ПРОЧНОСТЬ И УСТОЙЧИВОСТЬ

Для сооружения магистральных трубопроводов применяют стальные бесшовные горячекатаные трубы из углеродистых и легированных сталей, а также электросварные прямошовные или спиральношовные сварные трубы из низколегированных сталей с более высокими механическими свойствами по сравнению с углеродистыми сталями, что позволяет уменьшить толщину стенок.

§4.1. Определение толщины стенки трубопроводов

Расчетную толщину стенки трубопровода определяют по формуле

$$\delta = \frac{n_1 p D_н}{2(n_1 p + R_1)}, \qquad (4.1)$$

где p – рабочее давление (избыточное); $D_н$ – наружный диаметр трубы; n_1 – коэффициент надежности по нагрузке: n_1 = 1,15 для нефте- и нефтепродуктопроводов, работающих по системе из «насоса в насос»; n_1 = 1,1 – во всех остальных случаях; R_1 – расчетное сопротивление металла трубы и сварных соединений

$$R_1 = R_{н1} \cdot \frac{m_o}{K_1 K_н}, \qquad (4.2)$$

$R_{н1}$ – нормативное сопротивление растяжению (сжатию) металла труб и сварных соединений, определяемое из условия работы на разрыв, равное минимальному пределу прочности $\sigma_{вр}$ (см. прил. 1.1); m_0 – коэффициент условий работы трубопровода (m_0 = 0,9 для трубопроводов III и IV категорий, m_0 = 0,75 для трубопроводов I и II

категорий и $m_0 = 0,6$ для трубопроводов категории В); K_1 – коэффициент надежности по материалу, определяемый по прил. 1 или табл. 4.1; $K_н$ – коэффициент надежности по назначению трубопровода, зависящий от его диаметра (для $D_н \le 1000$ мм $K_н = 1$, для $D_н = 1200$ мм $K_н = 1,05$).

Таблица 4.1

Величины коэффициента K_1

Характеристика труб	Величина K_1
1. **Сварные** из малоперлитной и бейнитной стали контролируемой прокатки и термически упрочненные трубы, изготовленные двусторонней электродуговой сваркой под флюсом по сплошному технологическому шву, с минусовым допуском по толщине стенки не более 5% и прошедшие 100%-й контроль на сплошность основного металла и сварных соединений неразрушающими методами	1,34
2. **Сварные** из нормализованной, термически упрочненной стали и стали контролируемой прокатки, изготовленные двусторонней электродуговой сваркой под флюсом по сплошному технологическому шву и прошедшие 100%-й контроль сварных соединений неразрушающими методами. **Бесшовные** из катаной или кованой заготовки, прошедшие 100%-й контроль неразрушающими методами	1,40
3. **Сварные** из нормализованной или горячекатанной низколегированной стали, изготовленные двусторонней электродуговой сваркой и прошедшие 100%-й контроль сварных соединений неразрушающими методами	1,47
4. **Сварные** из горячекатанной низколегированной или углеродистой стали, изготовленные двусторонней электродуговой сваркой или токами высокой частоты. **Остальные бесшовные** трубы	1,55

При наличии продольных осевых сжимающих напряжений расчетную толщину стенки определяют по формуле

$$\delta = \frac{n_1 p D_н}{2\left(n_1 p + \psi_1 R_1\right)}, \qquad (4.3)$$

где ψ_1 – коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние труб

$$\psi_1 = \sqrt{1 - 0{,}75\left(\frac{|\sigma_{прN}|}{R_1}\right)^2} - 0{,}5\frac{|\sigma_{прN}|}{R_1}; \qquad (4.4)$$

$\sigma_{прN}$ – абсолютное значение продольных осевых сжимающих напряжений, вычисляемое по действующим расчетным нагрузкам и воздействиям с учетом упруго-пластической работы металла труб в зависимости от принятых конструктивных решений

$$\sigma_{прN} = -\alpha E \Delta T + 0{,}3\frac{n_1 pd}{\delta}; \qquad (4.5)$$

α – коэффициент линейного расширения металла трубы, $\alpha = 12 \cdot 10^{-6}$ град$^{-1}$; E – модуль упругости металла (сталь), $E = 2{,}06 \cdot 10^5$ МПа; ΔT – расчетный температурный перепад; d – внутренний диаметр трубы.

Абсолютное значение максимального положительного $\Delta T_{(+)}$ или отрицательного $\Delta T_{(-)}$ температурного перепада, при котором толщина стенки определяется только из условия восприятия внутреннего давления по формуле (4.1), определяют по формулам

$$\Delta T_{(+)} = \frac{\mu R_1}{\alpha E}; \quad \Delta T_{(-)} = \frac{R_1(1-\mu)}{\alpha E}, \qquad (4.6)$$

где μ – коэффициент Пуассона, $\mu = 0{,}3$.

Полученное расчетное значение толщины стенки трубы округляется до ближайшего большего значения $\delta_н$, предусмотренного государственными стандартами или техническими условиями.

Минимально допустимая толщина стенки трубы при существующей технологии выполнения сварочно-монтажных работ должна быть не менее 1/140 наружного диаметра трубы, но не менее 4 мм. Трубопроводы диаметром до 1200 мм на воздействие давления грунта или вакуум не рассчитывают. При расчете толщины стенки трубы запас на коррозию не предусматривается.

Минимально допустимый радиус упругого изгиба подземных и наземных трубопроводов определяют из условий прочности поперечных сварных швов и упругой работы металла труб по формуле

$$R_{доп} \geq \frac{0{,}5ED_н}{\psi_3 \frac{m_0}{0{,}9 \cdot K_н} R_2^н - \left| \mu \cdot \sigma_{кц}^н - \alpha E \Delta T \right|}, \qquad (4.7)$$

где С – коэффициент (С = 1 для трубопроводов III и IV категорий; С = 0,85 для трубопроводов I и II категорий и С = 0,65 для трубопроводов категории В); $R_2^н$ – нормативное сопротивление, которое равно пределу текучести, определяемому по государственным стандартам и техническим условиям на трубы (см. Прил. 1); ψ_3 – коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние металла труб, при растягивающих продольных напряжениях ψ_3 принимают равным единице, а при сжимающих определяют по формуле

$$\psi_3 = \sqrt{1 - 0{,}75\left(\frac{\sigma_{кц}^н}{\frac{m_o}{0{,}9K_н}\cdot R_2^н}\right)^2} - 0{,}5\frac{\sigma_{кц}^н}{\frac{m_o}{0{,}9K_н}\cdot R_2^н}, \qquad (4.8)$$

$\sigma_{кц}^н$ – кольцевые напряжения от рабочего давления

$$\sigma_{кц}^н = \frac{pd}{2\delta_н}. \qquad (4.9)$$

Для ориентировочного и быстрого определения допустимого радиуса упругого изгиба можно использовать соотношение

$$R_{доп} = 1000 \cdot D_y, \qquad (4.10)$$

где D_y – условный диаметр трубопровода, м.

Действительные радиусы R упругого изгиба трубопровода в вертикальной и горизонтальной плоскостях должны быть больше $R_{доп}$. При $R < R_{доп}$ следует применять специальные гнутые вставки труб.

§4.2. Уточнение толщин стенок труб на отдельных участках магистрального трубопровода

Магистральные нефте- и нефтепродуктопроводы в целом относятся к третьей или четвертой категории. Поэтому при расчете толщины стенки для них принимают $m_0 = 0{,}9$. Однако отдельные участки магистральных трубопроводов могут иметь иную категорию. Поэтому толщина стенки на этих участках требует уточнения.

Сведения о категориях участков магистральных нефте- и нефтепродуктопроводов приведены в табл. 4.2.

Таблица 4.2

Категории участков магистральных нефте- и нефтепродуктопроводов

Характеристика участков трубопроводов	Категории участков при способе прокладки		
	подземном	наземном	надземном
1	2	3	4
1. Переходы через водные преграды:			
а) судоходные — в русловой части и прибрежные участки длиной не менее 25 м каждый (от среднемеженного горизонта воды) при диаметре трубопровода:			
— 1000 мм и более	В	—	В
— менее 1000 мм	I	—	I
б) несудоходные шириной зеркала воды в межень 25 м и более — в русловой части и прибрежные участки длиной не менее 25 м каждый при диаметре трубопровода:			
— 1000 мм и более	В	—	В
— менее 1000 мм	I	—	I
в) несудоходные шириной зеркала воды в межень до 25 м — в русловой части, оросительные и деривационные каналы	I	—	I
г) горные потоки (реки)	I	—	I
д) поймы рек по горизонту высоких вод 10%-й обеспеченности	I	—	I
е) участок протяженностью 1000 м от границ горизонтальных высоких вод 10%-й обеспеченности	I	—	II
2. Переходы через болота			
а) I типа	II	II	II
б) II типа	II	II	III
в) III типа	В	В	I
3. Переходы через железные и автомобильные дороги:			
а) железные дороги общей сети, включая участки длиной 40 м каждый по обе стороны дороги от осей крайних путей, но менее 25 м от подошвы насыпи земляного полотна дороги.	I	—	I
б) подъездные железные дороги промышленных предприятий, включая участки длиной 25 м каждый по обе стороны дороги от осей крайних путей.	III	—	II
в) автомобильные дороги I и II категорий, включая участки длиной 25 м каждый по обе стороны дороги от подошвы насыпи или бровки выемки земляного полотна дороги.	I	—	I

Продолжение таблицы 4.2

1	2	3	4
г) участки трубопроводов, примыкающие к переходам (через все железные дороги и автомобильные дороги I и II категорий	III	—	II
4. Трубопроводы в горной местности: а) при укладке на полках б) при укладке в тоннелях	 II —	 II I	 — I
5. Трубопроводы, прокладываемые по поливным и орошаемым землям хлопковых и рисовых плантаций	II	—	—
6. Трубопроводы, прокладываемые по территории распространения вечномерзлых грунтов, имеющих при оттаивании осадку свыше 0,1	II	II	II
7. Переходы через селевые потоки и солончаковые грунты	II	—	II
8. Углы пуска и приема очистных устройств, а также участки трубопроводов длиной 100 м, примыкающие к ним	I	I	I
9. Трубопроводы, расположенные внутри зданий и в пределах территории НПС	I	I	I
10. Трубопроводы, прокладываемые по подрабатываемым территориям и территориям, подверженным карстовым явлениям	II	II	II
11. Нефте- и нефтепродуктопроводы, прокладываемые вдоль рек шириной зеркала воды в межень 25 м и более, каналов, озер и других водоемов рыбохозяйственного значения, выше населенных пунктов и промышленных предприятий на расстоянии от них до 300 м при диаметре труб 700 мм и менее, до 500 м при диаметре труб свыше 700 до 1000 мм включительно; до 1000 м при диаметре труб свыше 1000 мм	I	I	I

Для уточнения толщины стенки труб на участках I и II категорий необходимо определить границы этих участков на местности, по которой прокладывается нефтепродуктопровод.

Коэффициент условий работы $m_0 = 0,75$ для участков нефтепродуктопроводов I и II категории и $m_0 = 0,6$ – для участков категории В определяет необходимость создания повышенного запаса прочности нефтепровода по сравнению с участками III и IV категорий. А это, в свою очередь, ставит задачу сравнения рабочего давления на отдельных участках нефтепродуктопровода с разрешенным по условию создания требуемого запаса прочности материала труб.

Сравнение удобно выполнять графоаналитическим методом, при котором на сжатом профиле нефтепродуктопровода анализируется взаимное расположение пьезометрических линий, соответствующих предельным (по давлению) режимам эксплуатации нефтепродуктопровода с так называемой эпюрой разрешенных напоров в нефтепродуктопроводе (рис. 4.1). Под эпюрой разрешенных напоров понимается совокупность всех точек, отстоящих от линии сжатого профиля на величину максимального напора (в выбранном масштабе высот), который допустим в трубопроводе по условиям прочности с учетом материала труб, диаметра и толщины стенки, а также категории участка нефтепродуктопровода.

В том случае, если нефтепродуктопровод сооружен из одинаковых труб с постоянной толщиной стенки, а на трассе отсутствуют участки повышенной опасности, эпюра разрешенных напоров полностью копирует сжатый профиль нефтепродуктопровода, только находится выше его на величину максимально допустимого напора (давления) в выбранном масштабе высот.

На участках повышенной опасности (категории В, I и II) эпюра разрешенных напоров также копирует сжатый профиль участка, но при той же толщине стенки труб расположена ближе к линии профиля, так как максимально допустимый напор (давление) на этом участке уменьшается.

Таким образом, эпюра разрешенных напоров, в целом копируя сжатый профиль нефтепродуктопровода, на границах участков различной категории изменяется скачком. Этот скачок на участках повышенной категории при неизменной толщине стенок труб и марки стали направлен вниз, а в случае увеличения толщины стенки трубы или применения более прочной стали может быть уменьшен, равен нулю или даже направлен вверх.

Величины максимально допустимых напоров для участков различных категорий, необходимые для построения эпюры разрешенных напоров всего нефтепродуктопровода, определяются по формуле

$$H_{max} = \frac{2\delta R_1}{\rho g n_1 \left(D_н - 2\delta_н\right)}. \qquad (4.11)$$

При анализе взаимного расположения пьезометрических линий предельных режимов эксплуатации нефтепроводов и эпюры разрешенных напоров принимается решение об изменении толщины стенки труб или применении более прочных сталей в том случае, если пьезометрические линии предельных режимов на каком-либо участке пересекаются с эпюрой разрешенных напоров. Участки, прилегающие к насосным станциям, относятся к категории повышенной

опасности. Поэтому в конце перегона эпюра разрешенных напоров имеет скачок вниз (рис. 4.1). Точно такой же скачок будет на эпюре и в начале перегона, т.е. произойдет пересечение с пьезометрической линией падения напора.

Поэтому в начале перегона применяют трубу с большей толщиной стенки, или используют более прочную сталь. Значение новой толщины стенки трубы вычисляется по формуле

$$\delta' = \frac{n_1 D_н H'_{max} \rho g}{2\left[R_1 + n_1 H'_{max} \rho g\right]}. \qquad (4.12)$$

Затем оно округляется до ближайшего большего стандартного значения δ_1 .

При вычислении δ' значение H'_{max} принимается равным максимальному напору по пьезометрической линии на участке пересечения ее с первоначальной эпюрой разрешенных напоров. Окончательно для полученного значения δ_1 по формуле (4.10) определяется максимально допустимый напор H_{max} и корректируется эпюра разрешенных напоров.

§4.3. Проверка прочности и устойчивости подземных и наземных трубопроводов

Подземные и наземные (в насыпи) трубопроводы проверяют на прочность, деформацию и общую устойчивость в продольном направлении, а также против всплытия.

Проверку на прочность подземных и наземных (в насыпи) трубопроводов в продольном направлении производят по условию

$$\left| \sigma_{пр_N} \right| \le \psi_2 R_1, \qquad (4.13)$$

где $\sigma_{пр_N}$ – продольное осевое напряжение от расчетных нагрузок и воздействий; ψ_2 – коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние металла труб, при растягивающих осевых продольных напряжениях ($\sigma_{пр_N} \ge 0$) принимаемый равным единице, при сжимающих ($\sigma_{пр_N} < 0$) – определяемый по формуле

$$\psi_2 = \sqrt{1 - 0{,}75\left(\frac{\sigma_{кц}}{R_1}\right)^2} - 0{,}5\frac{\sigma_{кц}}{R_1}, \qquad (4.14)$$

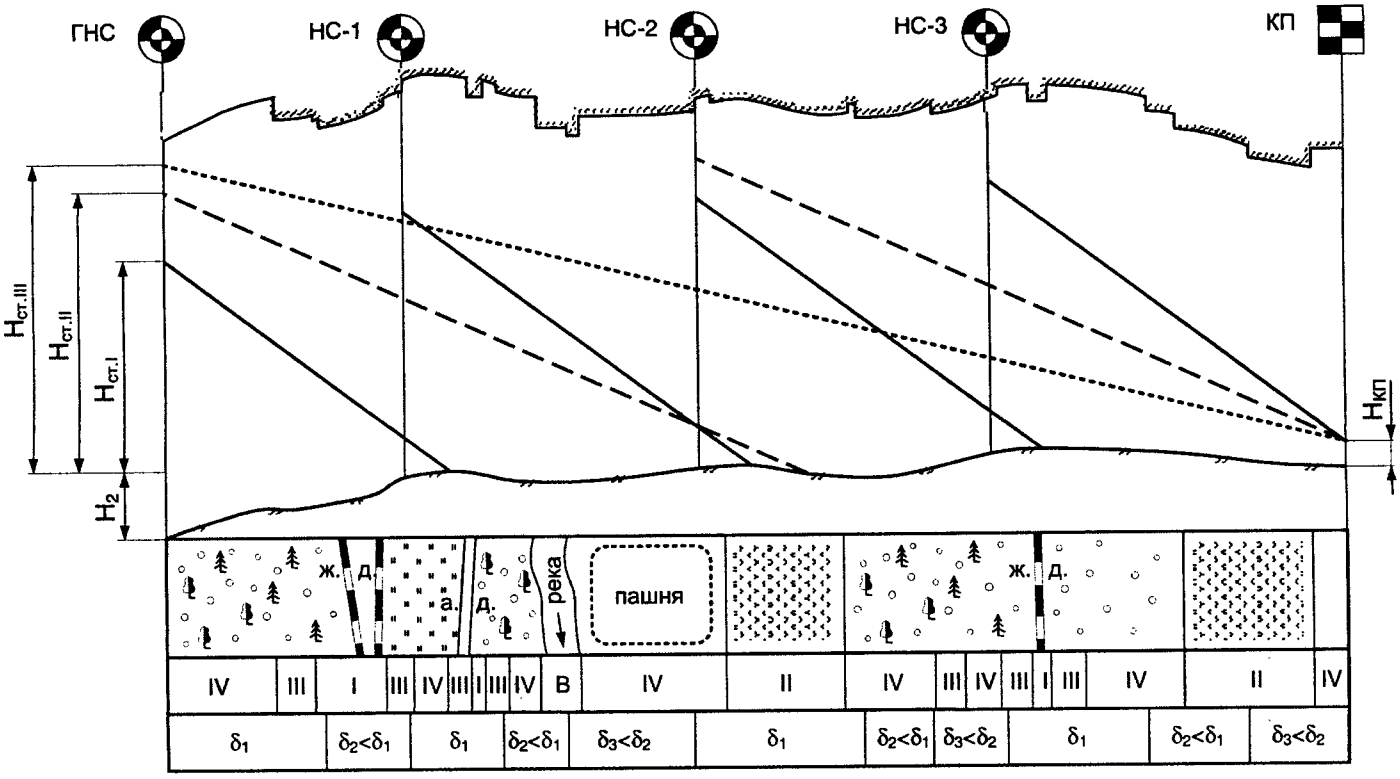


Рис. 4.1 Пример построения эпюры разрешенных напоров

$\sigma_{кц}$ – кольцевые напряжения от расчетного внутреннего давления:

$$\sigma_{кц} = n_1 \cdot \sigma^{н}_{кц} \cdot$$

Проверку на отсутствие недопустимых пластических деформаций подземных и наземных (в насыпи) трубопроводов производят по условиям

$$\left|\sigma^{н}_{пр}\right| \le \psi_3 \frac{m_o}{0{,}9K_н} R^{н}_2; \qquad (4.15)$$

$$\sigma^{н}_{кц} \le \frac{m_o}{0{,}9K_н} R^{н}_2, \qquad (4.16)$$

где $\sigma^{н}_{пр}$ – максимальные суммарные продольные напряжения в трубопроводе от нормативных нагрузок и воздействий

$$\sigma^{н}_{пр} = \mu\sigma^{н}_{кц} - \alpha E\Delta T \pm \frac{ED_н}{2R_{min}}; \qquad (4.17)$$

R_{min} – минимальный радиус упругого изгиба оси трубопровода; ψ_3 – коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние металла труб, при растягивающих продольных напряжениях ($\sigma^{н}_{пр} \ge 0$) принимается равным единице, а при сжимающих ($\sigma^{н}_{пр} \le 0$) определяется по формуле (4.8).

Проверку общей устойчивости трубопровода в продольном направлении в плоскости наименьшей жесткости системы производят по неравенству

$$S \le m_o N_{кр}, \qquad (4.18)$$

где S – эквивалентное продольное осевое усилие в сечении трубопровода:

$$S = F_т\left[(0{,}5 - \mu)\sigma_{кц} + \alpha E\Delta T\right]; \qquad (4.19)$$

F_T – площадь поперечного сечения трубы; $N_{кр}$ – продольное критическое усилие, при котором наступает потеря продольной устойчивости трубопровода.

Для прямолинейных участков подземных трубопроводов в случае пластической связи трубы с грунтом продольное критическое усилие находится по формуле

$$N_{кр}^{(1)} = 4,09 \cdot \sqrt[11]{P_o^2 \cdot q_{верт}^4 \cdot F^2 \cdot E^5 \cdot J^3}\ , \qquad (4.20)$$

где P_0 – сопротивление грунта продольным перемещениям отрезка трубопровода единичной длины; $q_{верт}$ – сопротивление вертикальным перемещениям отрезка трубопровода единичной длины, обусловленное весом грунтовой засыпки и собственным весом трубопровода, отнесенное к единице длины.

Величина P_0 определяется следующим образом:

$$P_o = \pi D_н \cdot \left(C_{гр} + P_{гр} \cdot tg\varphi_{гр}\right), \qquad (4.21)$$

где $C_{гр}$ – коэффициент сцепления грунта (табл.4.3); $P_{гр}$ – среднее удельное давление на единицу поверхности контакта трубопровода с грунтом; $\varphi_{гр}$ – угол внутреннего трения грунта (табл. 4.3).

Таблица 4.3.

Расчетные характеристики уплотненных влажных грунтов средней полосы России

Грунт	$C_{гр}$, кПа	$\varphi_{гр}$, градусы	$\gamma_{гр}$, $\frac{кН}{м^3}$
Гравелистый песок	0…2	36…40	25,5
Песок средней крупности	1…3	33…38	23,0
Мелкий песок	2…5	30…36	21,2
Пылеватый песок	2…7	28…34	20,5
Супеси	4…12	21…25	19,7
Суглинки	6…20	17…22	19,0
Глины	12…40	15…18	16,8
Торф	0,5…4	16…30	7,0

Величина $P_{гр}$ вычисляется по формуле

$$P_{гр} = \frac{2n_{гр}\gamma_{гр}D_н\left[\left(h_o + \frac{D_н}{8}\right) + \left(h_o + \frac{D_н}{2}\right) \cdot tg^2\left(45° - \frac{\varphi_{гр}}{2}\right)\right] + q_{тр}}{\pi D_н}, \qquad (4.22)$$

где $n_{гр}$ – коэффициент надежности по нагрузке от веса грунта, принимаемый равным 0,8; $\gamma_{гр}$ – удельный вес грунта; h_0 – высота слоя засыпки от верхней образующей трубопровода до поверхности грунта (табл. 4.4); $q_{тр}$ – расчетная нагрузка от собственного веса заизолированного трубопровода ($q_м$+$q_н$) с перекачиваемым продуктом $q_{пр}$, т.е.

$$q_{тр} = q_м + q_и + q_{пр}. \qquad (4.23)$$

Таблица 4.4.

Рекомендуемые величины заглубления трубопроводов

Условия прокладки, диаметр трубопровода	h_0, м
При условном диаметре менее 1000 мм	0,8
При условном диаметре 1000 мм и более	1,0
На болотах или торфяных грунтах, подлежащих осушению	1,1
В песчаных барханах, считая от нижних отметок межбарханных оснований	1,0
В скальных грунтах, болотистой местности при отсутствии проезда автотранспорта и сельскохозяйственных машин	0,6
На пахотных и орошаемых землях	1,0
При пересечении оросительных и мелиоративных каналов	1,1

Нагрузка от собственного веса металла трубы

$$q_м = n_{с.в} \cdot \gamma_м \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_н^2 - d^2), \qquad (4.24)$$

где $n_{с.в}$ – коэффициент надежности по нагрузкам от действия собственного веса, равный 1,1, а при расчете на продольную устойчивость и устойчивость положения равный 0,95; $\gamma_м$ – удельный вес металла, из которого изготовлены трубы, для стали $\gamma_м$ = 78500 Н/м^3; $D_н$, d – соответственно наружный и внутренний диаметры трубы.

Нагрузка от собственного веса изоляции для подземных трубопроводов

$$q_и = n_{с.в} \cdot \pi \cdot D_н \cdot g \cdot \left(K_{ип} \cdot \delta_{ип} \cdot \rho_{ип} + K_{об} \cdot \delta_{об} \cdot \rho_{об}\right), \qquad (4.25)$$

где $K_{нп}$, $K_{об}$ – коэффициент, учитывающий величину нахлеста, для мастичной изоляции $K_{ип}$ = 1; при однослойной изоляции (обертке) $K_{ип}$ ($K_{об}$) = 1,09; при двухслойной изоляции (обертке) $K_{ип}$ ($K_{об}$) = 2,30; $\delta_{ип}$, $\rho_{ип}$ – соответственно толщина и плотность изоляции; $\delta_{об}$, $\rho_{об}$ – то же для оберточных материалов (табл. 4.5).

Таблица 4.5

Некоторые сведения об изоляционных материалах

Тип, маркировка изоляционных материалов	Толщина δ, мм	Плотность ρ, кг/м³
Отечественные изоляционные ленты		
Летняя ПИЛ (ТУ 19-103-78)	0,30	–
Зимняя ПВХ-БК (ТУ 102-166-82)	0,35	–
Зимняя ПВХ-Л (ТУ 102-320-86)	0,30	–
Лента полимерно-битумная	1,50	–
Отечественные обертки		
Пленка оберточная ПЭКом (ТУ 102-284-81)	0,60 0,05	880
Пленка оберточная ПДБ (ТУ 21-27-49-76)	0,55 0,05	1050
Пленка полимерная ПВХ (ТУ 102-123-78)	0,50 0,1	1268
Оберточный материал ПВХ (ТУ 102-123-78)	0,60 0,1	1175
Импортные изоляционные материалы		
Поликен 980-25 (США)	0,635	1046
Плайкофлекс 450-25 (США)	0,635	1046
Тек-Рап 240-25 (США)	0,635	1157
Нитто-53-635 (Япония)	0,635	1090
Фурукава Рапко НМ-2 (Япония)	0,640	1010
Альтене 100-25 (Италия)	0,635	1046
Пластизол (Югославия)	0,630	1040
Импортные обертки		
Поликен 955-25 (США)	0,635	1028
Плайкофлекс 650-25 (США)	0,635	1008
Тек-Рап 260-25 (США)	0,635	1071
Нитто 56 РА-4 (Япония)	0,635	1055
Фурукава Рапко РВ-2 (Япония)	0,640	989
Альтене 205-25 (Италия)	0,635	1028
Пластизол (Югославия)	0,635	1031

Плотность мастичной изоляции может быть принята равной 1050 кг/м³.

Конструкция защитных покрытий применяется по ГОСТ Р 51164-98 «Трубопроводы стальные магистральные. Общие требования к защите от коррозии».

Для ориентировочных расчетов вес пленочного изоляционного покрытия и различных устройств, которые могут быть установлены на трубопроводе, можно принять равным 10% от собственного веса металла трубы, т.е.

$$q'_{и} \approx 0{,}1 \cdot q_{м} . \qquad (4.26)$$

Нагрузка от веса нефти (нефтепродукта), находящегося в трубопроводе единичной длины,

$$q_{пр} = \rho_р \cdot g \cdot \frac{\pi d^2}{4}. \qquad (4.27)$$

Входящая в формулу (4.21) величина сопротивления грунта продольным перемещениям отрезка трубопровода единичной длины

$$q_{верт} = n_{гр} \cdot \gamma_{гр} \cdot D_н \cdot \left(h_o + \frac{D_н}{2} - \frac{\pi D_н}{8} \right) + q_{тр}. \qquad (4.28)$$

Продольное критическое усилие для прямолинейных участков подземных трубопроводов в случае упругой связи с грунтом

$$N_{кр}^{(2)} = 2\sqrt{k_o \cdot D_н \cdot E \cdot J}, \qquad (4.29)$$

где k_0 – коэффициент нормального сопротивления грунта, или коэффициент постели грунта при сжатии (табл. 4.6).

Таблица 4.6

Величины коэффициента постели грунта при сжатии

Грунт	k_0, МН/м³	Грунт	k_0, МН/м³
Торф влажный	0,5...1,0	Песок слежавшийся	5...30
Плывун	1...5	Глина тугопластичная	5...50
Глина размягченная	1...5	Гравий	10...50
Песок свеженасыпанный	2...5		

Если характер связи трубопровода с грунтом не определен, то из двух значений $N_{кр}$, найденных по формулам (4.20) и (4.29), необходимо принимать меньшее.

Для **криволинейных** (выпуклых) участков трубопровода, выполненных упругим изгибом, в случае пластической связи трубы с грунтом критическое усилие

$$N_{кр}^{(3)} = \beta_N \sqrt[3]{q_{верт}^2 \cdot E \cdot J} \qquad (4.30)$$

или

$$N_{кр}^{(4)} = 0{,}375 \cdot q_{верт} \cdot R_р, \qquad (4.31)$$

где β_N – коэффициент, определяемый по номограмме, приведенной на рис. 4.2, в зависимости от параметров θ_b и Z_b:

$$\theta_\beta = \frac{1}{R_\beta \cdot \sqrt[3]{\frac{q_{верт}}{EJ}}}; \quad Z_\beta = \frac{\sqrt{\frac{P_o F}{q_{верт} J}}}{\sqrt[3]{\frac{q_{верт}}{EJ}}}, \tag{4.32}$$

R_β – радиус упругого изгиба трубопровода, соответствующий рельефу дна траншеи.

Из двух значений $N_{кр}$, вычисленных по формулам (4.30) и (4.31), выбирают меньшее.

Продольную устойчивость для криволинейных участков проверяют в плоскости изгиба трубопровода, а для прямолинейных участков подземных трубопроводов – в вертикальной плоскости с радиусом начальной кривизны 5000 м.

§4.4. Расчет устойчивости трубопроводов против всплытия

Устойчивость против всплытия трубопроводов, прокладываемых на периодически обводняемых участках трассы, а также на болотах, обеспечивается применением балластировки с помощью пригрузов и анкеров.

Нормативный вес балластировки в воде рассчитывается по формуле

$$q^{н}_{бал.в} = \frac{1}{n_\delta}\left(k_{нв} \cdot q_в + q_{изг} - q_{тр} - q_{доп}\right), \tag{4.33}$$

где n_δ – коэффициент надежности по нагрузке, принимаемый равным: для железобетонных грузов – 0,9, для чугунных – 1; $k_{нв}$ – коэффициент надежности устойчивости против всплытия, принимаемый по табл. 4.7; $q_в$ – расчетная выталкивающая сила воды, действующая на единицу длины трубопровода; $q_{изг}$ – расчетная интенсивность нагрузки от упругого отпора при свободном изгибе трубопровода; $q_{тр}$ – расчетная нагрузка от 1 п.м. трубы, заполненной продуктом, если в процессе эксплуатации невозможно ее опорожнение и замещение продукта воздухом.

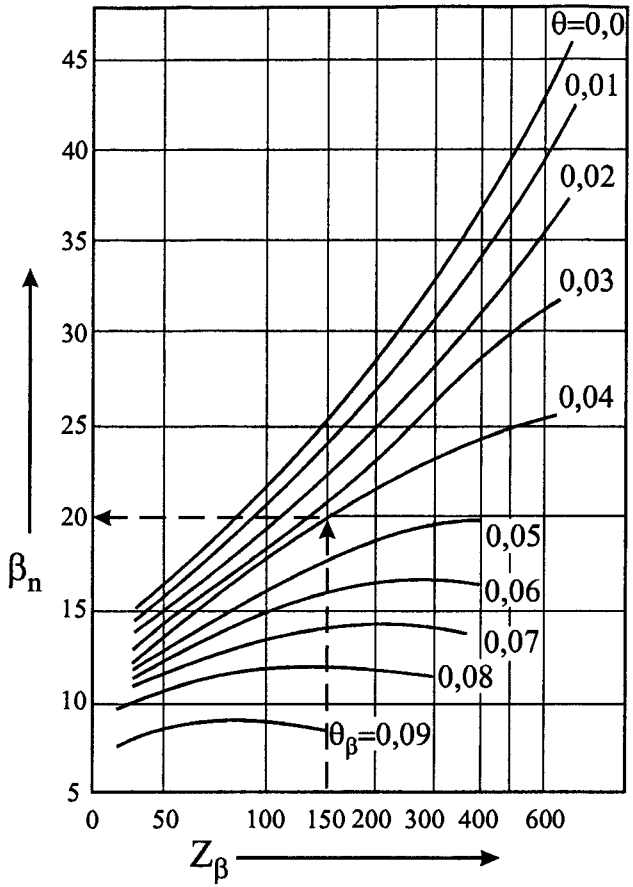


Рис. 4.2. Номограмма для определения коэффициента β_N при проверке устойчивости криволинейного трубопровода (стрелками показано, как определяется β_N=20 при Z_β=150 и θ_β=0,04)

Таблица 4.7

Величины коэффициента $k_{нв}$

Характеристика обводненного участка	$k_{нв}$
1. Нефте- и нефтепродуктопроводы, для которых возможно опорожнение и замещение продукта воздухом	1,03
2. Через болота, поймы, водоемы при отсутствии течения, обводненные и заливаемые участки в пределах ГВВ 1%-ной обеспеченности	1,05
3. Русловые, через реки шириной до 200 м по среднему меженному уровню, включая прибрежные участки в границах производства подводно-технических работ	1,10
Через реки и водохранилища шириной свыше 200 м, а также горные реки	1,15

Параметры, входящие в формулу (4.33), рассчитываются по зависимостям

$$q_в = \rho_в g \frac{\pi D_{ср}^2}{4}; \qquad (4.34)$$

$$q_{изг} = k_q \frac{EJ}{9\beta^2 R^3}, \qquad (4.35)$$

где $\rho_в$ – плотность воды, с учетом содержания солей и мехпримесей, $\rho_в$=1100...1150 кг/м³; $D_ф$ – наружный диаметр футеровки; k_q – постоянный коэффициент: для выпуклых кривых k_q = 8, для вогнутых k_q = 32; β – угол поворота оси трубопровода, рад; R – радиус кривизны рельефа дна траншеи, который должен быть больше или равен минимальному радиусу упругого изгиба оси трубопровода из условия прочности.

Нормативный вес балластировки в воздухе

$$q^и_{бал} = q^н_{бал.в} \frac{\rho_б}{\rho_б - \rho_в \cdot k_{нв}}, \qquad (4.36)$$

где $\rho_б$ – плотность материала балластировки: для бетонных грузов $\rho_б$ = 2300 кг/м³, для чугунных – $\rho_б$ = 7450 кг/м³.

Расстояние между центрами одиночных грузов, используемых для балластировки, определяется по формуле

$$\ell_г = \frac{m_г g}{q^и_{бал.в}} \left(1 - \frac{\rho_в}{\rho_б}\right), \qquad (4.37)$$

где $m_г$ – масса одного груза, (табл. 4.8).

Таблица 4.8

Масса грузов, используемых для балластировки

Наружный диаметр трубопровода, мм	Масса одного груза, кг			
	Железобетонный седловидный	УБО	Кольцевые	
			Железобетонный	Чугунный
325	300	–	–	–
426	500	–	–	–
529	1500	1725	628	450
720	3000	3346	2024	1100
820	3000	3346	2300	1100
1020	3000	3346	4048	1100
1220	4000	4238	5658	2000

Общее число грузов, необходимых для участка трубопровода длиной $\ell_т$, составляет

$$N_г = \ell_т / \ell_г. \quad (4.38)$$

При балластировке трубопроводов анкерными устройствами расстояние между ними находят по формуле

$$\ell_{анк} = \frac{Б_{анк}}{q^н_{бал}}, \quad (4.39)$$

где $Б_{анк}$ – расчетная несущая способность устройства

$$Б_{анк} = z_{анк} \cdot m_{анк} \cdot P_{анк}; \quad (4.40)$$

$z_{анк}$ – количество анкеров в одном анкерном устройстве; $m_{анк}$ – коэффициент условий работы анкеров; $P_{анк}$ – их расчетная несущая способность.

Для винтовых анкеров (типов ВАУ, АС, АЛ) с диаметром винтовой лопасти $D_{анк}$ при $z_{анк} = 1$, а также когда $z_{анк} \geq 2$ и $D_н/D_{анк} \geq 3$ принимают $m_{анк} = 1{,}0$. Если же $z_{анк} \geq 2$, но $1 \leq D_н/D_{анк} < 3$, то величину коэффициента условий работы находят по формуле

$$m_{анк} = 0{,}25 \cdot \left(1 + \frac{D_н}{D_{анк}}\right). \quad (4.41)$$

Сведения о стандартных диаметрах лопастей винтовых анкеров и области их применения приведены в табл. 4.9.

Таблица 4.9.

Область применения винтовых анкеров

Диаметр лопасти анкера, м	0,2	0,3	0,4	0,45	0,5
Рекомендуемые диаметры трубопровода, мм	273...530	426...820	720...1020	1020...1220	1220

Для анкеров раскрывающегося типа (АР) в формулу (4.41) вместо $D_{анк}$ подставляется расчетное значение диаметра

$$D_{анк.э} = 2 \cdot \sqrt{\frac{F_л}{\pi}}, \quad (4.42)$$

где $F_л$ – суммарная площадь проекций лопастей на горизонтальную плоскость (табл. 4.10).

Таблица 4.10

Площадь лопастей раскрывающегося анкера

Тип анкера	АР-401	АР 401-2Л	АР-401-2Л-У	АР-401-2Л-УМ	АР-403	АР-403-Д	АР-403-М	АР-403-АМ	АР-403-А	АР-404
$F_л$, м²	1,0	0,5	1,0	0,98	1,0	1,0	1,0	0,5	0,5	0,5

Расчетная несущая способность анкера вычисляется по формуле

$$P_{анк} = \frac{m_в}{K_н} \cdot F_л \cdot (A \cdot C_{гр} + B \cdot \gamma_{гр} \cdot h_а), \qquad (4.43)$$

где $m_в$ – коэффициент условий работы анкера при выдергивающей нагрузке (табл. 4.11); $K_н$ – коэффициент надежности анкера, $K_н = 1,4$; A, B – числовые коэффициенты, величина которых зависит от угла внутреннего трения (табл. 4.12); $\gamma_{гр}$ – средневзвешенный удельный вес грунтов, залегающих от дна траншеи до отметки заложения лопастей анкера (табл. 4.3); $h_а$ – глубина заложения лопастей от дна траншеи.

Площадь лопастей винтового анкера вычисляется по формуле

$$F_л = \frac{\pi \cdot D_{анк}^2}{8}. \qquad (4.44)$$

Таблица 4.11

Значения коэффициентов $m_в$

Тип грунтов, их вид и состояние	Величина $m_в$
Глинистые:	
твердые, полутвердые и тугопластичные	0,7
мягкопластичные	0,7
текучепластичные	0,6
Пески:	
маловлажные	0,7
влажные	0,6
водонасыщенные	0,5
Супеси:	
твердые	0,7
пластичные	0,6
текучие	0,5

Таблица 4.12

Величины коэффициентов А и В в формуле (4.43)

Угол внутреннего трения, градусы	А	В	Угол внутреннего трения, градусы	А	В
10	6,2	2,1	24	13,5	7,0
12	6,6	2,4	26	16,8	9,2
14	7,1	2,8	28	21,2	12,3
16	7,7	3,2	30	26,9	16,5
18	8,6	3,8	32	34,4	22,5
20	9,6	4,5	34	44,5	31,0
22	11,1	5,5	36	59,6	44,4

Требуемое число анкеров находится по формуле

$$N_{анк} = z_{анк} \cdot \frac{\ell_т}{\ell_{анк}} \qquad (4.45)$$

§4.5. Примеры расчетов

Пример 4.1. Определить толщину стенки нефтепродуктопровода диаметром 530 мм и длиной 160 км без промежуточных насосных станций, рассчитанного на рабочее давление 6,4 МПа. Температура перекачиваемого нефтепродукта $T_э$=282 К. Нефтепродуктопровод предполагается изготовить из труб Челябинского трубопрокатного завода, изготовленных по ТУ 14-3Р-03-94.

Решение

1.По табл. П.1.1 (Прил. 1) находим, что это прямошовные трубы с контролируемой прокаткой, изготовленные из стали 08ГБЮ ($\sigma_{вр}$=510 МПа, $\sigma_т$=350 МПа) или стали 09ГБЮ ($\sigma_{вр}$=550 МПа, $\sigma_т$=380 МПа).

При этом способе изготовления согласно табл.4.1 K_1 = 1,4. Для диаметра трубопровода 530 мм $K_н$ = 1, а коэффициент условий работы m_0 = 0,9.

2.По формуле (4.2) находим расчетное сопротивление металла: сначала для стали 08ГБЮ

$$R_1 = \frac{510 \cdot 0{,}9}{1{,}4 \cdot 1} = 327{,}9 \text{ МПа}.$$

3.Так как нефтепродуктопровод не имеет промежуточных перекачивающих станций, то коэффициент надежности по нагрузке n_1 = 1,1.

По формуле (4.1) вычисляем расчетную толщину стенки трубопровода

$$\delta = \frac{1{,}1 \cdot 6{,}4 \cdot 0{,}530}{2 \cdot (1{,}1 \cdot 6{,}4 + 327{,}9)} = 0{,}0056 \text{ м.}$$

Полученное расчетное значение толщины стенки округляем до ближайшего большего по сортаменту равного $\delta_н$ = 0,007 м. Так как округление произведено до наименьшего стандартного значения с запасом, то рассматривать применение стали 09ГБЮ нет необходимости.

4.Абсолютные значения максимального положительного и максимального отрицательного температурных перепадов по формулам (4.6)

$$\Delta T_{(+)} = \frac{0{,}3 \cdot 327{,}9}{12 \cdot 10^{-6} \cdot 2{,}06 \cdot 10^{5}} = 39{,}8 \text{ град}$$

$$\Delta T_{(-)} = \frac{327{,}9 \cdot (1 - 0{,}3)}{12 \cdot 10^{-6} \cdot 2{,}06 \cdot 10^{5}} = 92{,}9 \text{ град}$$

К дальнейшему расчету принимаем большую из величин ΔT = 92,9 град.

5.По формуле (4.5) находим величину продольных осевых сжимающих напряжений

$$\sigma_{пр.N} = -12 \cdot 10^{-6} \cdot 2{,}06 \cdot 10^{5} \cdot 92{,}9 + 0{,}3 \cdot \frac{1{,}1 \cdot 6{,}4 \cdot 0{,}530}{0{,}007} = -69{,}7 \text{ МПа.}$$

Знак «минус» указывает на наличие осевых сжимающих напряжений. Поэтому по формуле (4.4) вычисляем коэффициент ψ_1, учитывающий двухосное напряженное состояние металла,

$$\psi = \sqrt{1 - 0{,}75 \cdot \left(\frac{69{,}7}{327{,}9}\right)^2} - 0{,}5 \cdot \frac{69{,}7}{327{,}9} = 0{,}877 .$$

6.По формуле (4.3) пересчитываем толщину стенки нефтепродуктопровода

$$\delta = \frac{1{,}1 \cdot 6{,}4 \cdot 0{,}530}{2 \cdot (1{,}1 \cdot 6{,}4 + 0{,}877 \cdot 327{,}9)} = 0{,}00634 \text{ м.}$$

Таким образом, ранее принятая толщина стенки равная $\delta_н$=0,007 м может быть принята как окончательный результат.

Пример 4.2. Выполнить расчет прочности и устойчивости нефтепродуктопровода, рассмотренного в примере 4.1. Минимальный радиус изгиба R_{min} принять равным 1000 м. Трубопровод проложен в

глинистом грунте с $\gamma_{гр}$ = 15,3 кН/м³. По нефтепродуктопроводу, покрытому пленочной изоляцией, перекачивается дизтопливо плотностью $\rho_р$=850 кг/м³.

Решение

1.Вычисляем кольцевые напряжения от расчетного внутреннего давления

$$\sigma_{кц} = 1{,}1 \cdot \frac{6{,}4 \cdot (0{,}530 - 2 \cdot 0{,}007)}{2 \cdot 0{,}007} = 259{,}5 \text{ МПа}.$$

2.Так как нефтепродуктопровод испытывает сжимающие напряжения, по формуле (4.14) вычисляем коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние металла труб,

$$\psi_2 = \sqrt{1 - 0{,}75 \cdot \left(\frac{259{,}5}{327{,}9}\right)^2} - 0{,}5 \cdot \frac{259{,}5}{327{,}9} = 0{,}333 .$$

Следовательно,

$$\psi_2 R_1 = 0{,}333 \cdot 327{,}9 = 109{,}2 \text{ МПа}.$$

Так как $|69{,}7| < 109{,}2$, то условие прочности трубопровода (4.13) выполняется.

3.Вычисляем комплекс

$$\frac{m_o}{0{,}9K_н} R_2^н = \frac{0{,}9 \cdot 350}{0{,}9 \cdot 1} = 350 \text{ МПа}.$$

4.Рассчитываем коэффициент, учитывающий двухосное напряженное состояние металла, по формуле (4.8)

$$\psi_3 = \sqrt{1 - 0{,}75 \cdot \left(\frac{259{,}5}{1{,}1 \cdot 350}\right)^2} - 0{,}5 \cdot \frac{259{,}5}{1{,}1 \cdot 350} = 0{,}475 .$$

5.Вычисляем величины, входящие в неравенства (4.15) и (4.16)

$$\psi_3 \frac{m_o}{0{,}9K_н} R_2^н = 0{,}475 \cdot 350 = 166{,}3 \text{ МПа};$$

$$\sigma_{кц}^н = \frac{259{,}5}{1{,}1} = 235{,}9 \text{ МПа}.$$

6.По формуле (4.17) находим максимальные суммарные продольные напряжения в трубопроводе

$$\sigma_{пр}^н = 0{,}3 \cdot 235{,}9 - 12 \cdot 10^{-6} \cdot 2{,}06 \cdot 10^5 \cdot 92{,}9 - \frac{2{,}06 \cdot 10^5 \cdot 0{,}530}{2 \cdot 1000} = -104{,}3 \text{ МПа}$$

Так как $|-104,3| < 166,3$ и $235,9 < 350$, т.е. неравенства (4.15) и (4.16) выполняются, то следовательно, недопустимые пластические деформации трубопровода отсутствуют.

Теперь выполним проверку общей устойчивости нефтепродуктопровода.

7.Для глинистого грунта по табл. 4.3 принимаем $C_{гр}$=20 кПа, $\varphi_{гр}$=16°.

8.Находим внутренний диаметр, площадь поперечного сечения металла трубы и осевой момент инерции:

$$d = 0,530 - 2 \cdot 0,007 = 0,516 \text{ м}^2;$$

$$F_т = \frac{3,14}{4} \cdot \left(0,530^2 - 0,516^2\right) = 0,0115 \text{ м}^2;$$

$$J = \frac{3,14}{64} \cdot \left(0,530^4 - 0,516^4\right) = 39,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^4.$$

9.Нагрузка от собственного веса металла трубы по формуле (4.24)

$$q_м = 0,95 \cdot 78500 \cdot 0,0115 = 857,6 \text{ Н/м}.$$

Нагрузку от собственного веса изоляции принимаем равной 10% от $q_м$, т.е. $q_и$=85,8 Н/м.

Нагрузка от веса нефтепродукта, находящегося в трубопроводе единичной длины, по формуле (4.27)

$$q_{пр} = 850 \cdot 9,81 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,516^2}{4} = 1742,8 \text{ Н/м}.$$

То есть нагрузка от собственного веса заизолированного трубопровода с перекачиваемым нефтепродуктом по формуле (4.23)

$$q_{тр} = 857,6 + 85,8 + 1742,8 = 2686,2 \text{ Н/м}.$$

10.Среднее удельное давление на единицу поверхности контакта трубопровода с грунтом по формуле (4.22)

$$P_{гр} = \frac{2 \cdot 0,8 \cdot 15300 \cdot 0,53 \cdot \left[\left(0,8 + \frac{0,53}{8}\right) + \left(0,8 + \frac{0,53}{2}\right) \cdot \text{tg}^2\left(45 - \frac{16}{2}\right)\right] + 2686,2}{3,14 \cdot 0,53} =$$

$$= 13080 \text{ Па}.$$

11.Сопротивление грунта продольным перемещениям отрезка трубопровода единичной длины по формуле (4.21)

$$P_o = 3,14 \cdot 0,530 \cdot \left(20000 + 13080 \cdot \text{tg } 16\right) = 39526 \text{ Па}.$$

12.Сопротивление вертикальным перемещениям отрезка трубопровода единичной длины по формуле (4.28)

$$q_{верт} = 0,8 \cdot 15300 \cdot 0,530 \cdot \left(0,8 + \frac{0,530}{2} - \frac{3,14 \cdot 0,530}{8}\right) + 2686,2 = 5559 \text{ Н/м}.$$

13.Продольное критическое усилие для прямолинейных участков в случае пластической связи трубы с грунтом находим по формуле (4.20)

$$N_{кр}^{(1)} = 4,09 \cdot \sqrt[11]{39526^2 \cdot 5559^4 \cdot 0,0115^2 \cdot \left(2,06 \cdot 10^{11}\right)^5 \cdot \left(39,3 \cdot 10^{-5}\right)^3} =$$

$$= 4,68 \cdot 10^6 \text{ Н}.$$

Следовательно

$$m_o N_{кр} = 0,9 \cdot 4,68 \cdot 10^6 = 4,21 \cdot 10^6 \text{ Н} = 4,21 \text{ МН}.$$

14.Продольное критическое усилие для прямолинейных участков в случае упругой связи с грунтом находим по формуле (4.29)

$$N_{кр}^{(2)} = 2 \cdot \sqrt{25 \cdot 0,530 \cdot 2,06 \cdot 10^5 \cdot 39,3 \cdot 10^{-5}} = 65,5 \text{ МН}.$$

Следовательно

$$m_o N_{кр} = 0,9 \cdot 65,5 = 59,0 \text{ МН}.$$

15.Фактическое же эквивалентное продольное усилие в сечении трубы согласно (4.19)

$$S = 0,0115 \cdot [(0,5 - 0,3) \cdot 259,5 + 12 \cdot 10^{-6} \cdot 2,06 \cdot 10^5 \cdot 44] = 1,85 \text{ МН}$$

Так как 1,85<2,25 и 1,85<18,64, то общая устойчивость прямолинейных участков нефтепродуктопровода обеспечена.

16.Теперь проверим общую устойчивость криволинейных участков трубопроводов, выполненных с упругим изгибом.

По формулам (4.32) вычисляем

$$\theta_\beta = \frac{1}{1000 \cdot \sqrt[3]{\frac{5559}{2,06 \cdot 10^{11} \cdot 39,3 \cdot 10^{-5}}}} = 0,0315;$$

$$Z_\beta = \frac{\sqrt{\frac{39526 \cdot 0,0115}{5559 \cdot 39,3 \cdot 10^{-5}}}}{1000 \cdot \sqrt[3]{\frac{5559}{2,06 \cdot 10^{11} \cdot 39,3 \cdot 10^{-5}}}} = 174,1.$$

17.По графику, приведенному на рис. 4.2, находим, что β_N=22. Подставляя это значение в (4.30), вычисляем критическое усилие для криволинейных участков трубопровода

$$N_{кр}^{(3)} = 22 \cdot \sqrt[3]{5559^2 \cdot 2{,}06 \cdot 10^{11} \cdot 39{,}3 \cdot 10^{-5}} = 1{,}82 \cdot 10^6 \text{ Н}.$$

По второй формуле (4.31)

$$N_{кр}^{(4)} = 0{,}375 \cdot 5559 \cdot 1000 = 2{,}08 \cdot 10^6 \text{ Н}.$$

Из двух найденных значений выбираем меньшее. Для него

$$m_o N_{кр} = 0{,}9 \cdot 1{,}82 \cdot 10^6 = 1{,}64 \cdot 10^6 \text{ Н} = 1{,}64 \text{ МН}.$$

18.Так как 1,85>1,64, то условие устойчивости криволинейных участков не выполняется. Поэтому необходимо либо лучше спланировать дно траншеи, увеличив радиус упругого изгиба трубопровода, либо увеличить толщину стенки трубопровода.

Первый путь трудноосуществим. Поэтому принимаем решение об увеличении толщины стенки нефтепродуктопровода до 8 мм и пересчитываем все величины:

$$\sigma_{кц} = 1{,}1 \cdot \frac{6{,}4 \cdot (0{,}530 - 2 \cdot 0{,}008)}{2 \cdot 0{,}008} = 227{,}1 \text{ МПа};$$

$$\sigma_{кц}^{н} = \frac{227{,}1}{1{,}1} = 206{,}5 \text{ МПа};$$

$$d = 0{,}530 - 2 \cdot 0{,}008 = 0{,}514 \text{ м};$$

$$F = \frac{3{,}14}{4} \cdot \left(0{,}530^2 - 0{,}514^2\right) = 0{,}0131 \text{ м}^2;$$

$$J = \frac{3{,}14}{64} \cdot \left(0{,}530^4 - 0{,}514^4\right) = 44{,}7 \cdot 10^{-5} \text{ м}^4;$$

$$q_м = 0{,}95 \cdot 78500 \cdot 0{,}0131 = 976{,}9 \text{ Н};$$

$$q_{тр} = 850 \cdot 9{,}81 \cdot \frac{3{,}14 \cdot 0{,}514^2}{4} = 1729{,}4 \text{ Н};$$

$$q_{тр} = 976{,}9 + 97{,}7 + 1729{,}4 = 2504 \text{ Н};$$

$$P_{гр} = \frac{2 \cdot 0{,}8 \cdot 15300 \cdot 0{,}53 \cdot \left[\left(0{,}8 + \frac{0{,}53}{8}\right) + \left(0{,}8 + \frac{0{,}53}{2}\right) \cdot \text{tg}^2\left(45 - \frac{16}{2}\right)\right] + 2504}{3{,}14 \cdot 0{,}53} =$$

$$= 12971 \text{Н};$$

$$P_o = 3{,}14 \cdot 0{,}530 \cdot (20000 + 12971 \cdot \text{tg } 16) = 39474 \text{ Па};$$

$$q_{верт} = 0,8 \cdot 15300 \cdot 0,530 \cdot \left(0,8 + \frac{0,530}{2} - \frac{3,14 \cdot 0,530}{8} \right) + 2504 = 5377 \text{ Н/м};$$

$$N_{кр}^{(1)} = 4,09 \cdot \sqrt[11]{39474^2 \cdot 5377^4 \cdot 0,0131^2 \cdot \left(2,06 \cdot 10^{11}\right)^5 \cdot \left(44,7 \cdot 10^{-5}\right)^3} =$$

$$= 4,9 \cdot 10^6 \text{ Н};$$

$$m_o N_{кр}^{(1)} = 0,9 \cdot 4,9 \cdot 10^6 = 4,41 \cdot 10^6 \text{ Н} = 4,41 \text{ МН};$$

$$N_{кр}^{(2)} = 2 \cdot \sqrt{25 \cdot 0,530 \cdot 2,06 \cdot 10^5 \cdot 44,7 \cdot 10^{-5}} = 69,9 \text{ МН};$$

$$m_o N_{кр}^{(2)} = 0,9 \cdot 69,9 = 62,9 \text{ МН};$$

$$S = 0,0131 \cdot \left[(0,5 - 0,3) \cdot 227,1 + 12 \cdot 10^{-6} \cdot 2,06 \cdot 10^5 \cdot 44 \right] = 2,02 \text{ МН}.$$

Так как 2,02<4,41 и 2,02<69,9, то условие устойчивости прямолинейных участков нефтепродуктопровода обеспечено.

$$\theta_\beta = \frac{1}{1000 \cdot \sqrt[3]{\dfrac{5377}{2,06 \cdot 10^{11} \cdot 44,7 \cdot 10^{-5}}}} = 0,0258;$$

$$Z_\beta = \frac{\sqrt{\dfrac{39474 \cdot 0,0131}{5377 \cdot 44,7 \cdot 10^{-5}}}}{\sqrt[3]{\dfrac{5377}{2,06 \cdot 10^{11} \cdot 44,7 \cdot 10^{-5}}}} = 377;$$

$$\beta_N = 30;$$

$$N_{кр}^{(3)} = 30 \cdot \sqrt[3]{5377^2 \cdot 2,06 \cdot 10^{11} \cdot 44,7 \cdot 10^{-5}} = 2,5 \cdot 10^6 \text{ Н};$$

$$m_o N_{кр}^{(3)} = 0,9 \cdot 2,5 \cdot 10^6 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ Н} = 2,25 \text{ МН};$$

$$N_{кр}^{(4)} = 0,375 \cdot 5377 \cdot 1000 = 2,02 \cdot 10^6 \text{ Н};$$

$$m_o N_{кр}^{(4)} = 0,9 \cdot 2,02 \cdot 10^6 = 1,82 \cdot 10^6 \text{ Н} = 1,82 \text{ МН}.$$

Так как $S > m_o N_{кр}^{(4)}$, то условие устойчивости при упругом изгибе снова не выполняется. Но, учитывая, что разность $S - m_o N_{кр}^4 = 1,85 - 1,82 = 0,03$ МН – невелика, то обеспечить устойчи-

вость можно увеличением радиуса упругого изгиба. Минимально необходимая его величина

$$R_{\beta_{min}} = \frac{S}{0{,}375 \cdot m_o \cdot q_{верт}} = \frac{2{,}02 \cdot 10^6}{0{,}375 \cdot 0{,}9 \cdot 5377} = 1113 \text{ м.}$$

Итак, достаточно увеличить радиус изгиба до 1113 м и устойчивость нефтепродуктопровода при упругом изгибе будет обеспечена.

Пример 4.3. Используя данные примеров 4.1, 4.2, рассчитать количество бетонных пригрузов участка нефтепродуктопровода длиной $\ell_т$ = 5000 м, прокладываемого через болото. Угол поворота оси трубопровода принять равным 10°, радиус кривизны рельефа дна траншеи R = 1000 м, толщину противокоррозионной битумной изоляции – 0,006 м, а толщину футеровки – 0,004 м.

Решение

1.Наружный диаметр футеровки

$$D_ф = D_н + 2 \cdot (\delta_н + \delta_ф) = 0{,}530 + 2 \cdot (0{,}006 + 0{,}004) = 0{,}550 \text{ м.}$$

2.Расчетная выталкивающая сила воды по формуле (4.34)

$$q_в = 1150 \cdot 9{,}81 \cdot \frac{3{,}14 \cdot 0{,}550^2}{4} = 2679 \text{ Н/м.}$$

3.Пересчитываем величину угла поворота оси в радианы

$$\beta = \frac{10 \cdot 3{,}14}{180} = 0{,}174 \text{ рад.}$$

4.Расчетная интенсивность нагрузки от упругого отпора при вогнутом изгибе по формуле (4.35)

$$q_{изг} = 32 \cdot \frac{2{,}06 \cdot 10^{11} \cdot 44{,}7 \cdot 10^{-5}}{9 \cdot 0{,}174^2 \cdot 1000^3} = 10{,}8 \text{ Н/м.}$$

5.Нормативный вес балластировки в воде по формуле (4.33)

$$q^н_{бал.в} = \frac{1}{0{,}9}\left(1{,}05 \cdot 2679 + 10{,}8 - 2504\right) = 355{,}3 \text{ Н/м.}$$

6.При использовании грузов типа УБО в соответствии с табл. 4.7 $m_г$=1725 кг. Принимая $\rho_б$=2300 кг/м^3, по формуле (4.37) вычисляем расстояние между отдельными грузами

$$\ell_г = \frac{1725 \cdot 9{,}81}{355{,}3} \cdot \left(1 - \frac{1150}{2300}\right) = 23{,}8 \text{ м.}$$

7.Общее необходимое число грузов по формуле (4.38)

$$N_г = \frac{5000}{23,8} = 210.$$

Пример 4.4. Для условий примера 4.3 определить необходимое количество винтовых анкеров. Принять $\gamma_{гр}$ = 15 кН/м³; $h_а$ = 1,5 м; $C_{гр}$ = 8 кПа; $\varphi_{гр}$ = 18 град; $m_в$ = 0,5.

Решение

1. В соответствии с табл. 4.9 для трубопровода диаметром 530 мм могут быть использованы анкеры с диаметром лопастей 0,2 и 0,3 м. Принимаем $D_{анк}$ = 0,3 м.

2. Коэффициент условий работы винтовых анкеров по формуле (4.41)

$$m_{анк} = 0,25 \cdot \left(1 + \frac{0,530}{0,3}\right) = 0,692.$$

3. Площадь лопастей винтового анкера по формуле (4.44)

$$F_л = \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{8} = 0,0353 \text{ м}^2.$$

4. По табл. 4.12 для $\varphi_{гр}$ = 18 град находим коэффициенты A = 8,6; B = 3,8, после чего вычисляем расчетную несущую способность анкера по формуле (4.43)

$$P_{анк} = \frac{0,5}{1,4} \cdot 0,0353 \cdot (8,6 \cdot 8 + 3,8 \cdot 15 \cdot 1,5) = 1,95 \text{ кН}.$$

5. Так как в нашем случае $z_{анк}$ = 2, то расчетная несущая способность анкерного устройства по формуле (4.40)

$$Б_{анк} = 2 \cdot 0,692 \cdot 1,95 = 2,70 \text{ кН}.$$

6. Расстояние между анкерными устройствами по формуле (4.39)

$$\ell_а = \frac{2,70}{355,3 \cdot 10^{-3}} = 8,0 \text{ м}.$$

7. Необходимое количество анкеров по формуле (4.45)

$$N_а = 2 \cdot \frac{5000}{8} = 1250 \text{ шт}.$$

5 ГЛАВА ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ МАЛОВЯЗКИХ НЕФТЕЙ

В задачу технологического расчета трубопроводов входит определение оптимальных параметров трубопровода (диаметр трубопровода, давление нагнетания насосных станций, толщина стенки трубы, число насосных станций); расположение перекачивающих станций по трассе трубопровода; расчет режимов эксплуатации трубопровода.

§5.1. Основные формулы для технологического расчета трубопроводов

Исходными данными для технологического расчета нефтепроводов являются:

1) плановое задание на перекачку $G_г$ (млн. т/год);

2) свойства перекачиваемой нефти (плотность, вязкость, давление насыщенных паров и др.);

3) температура грунта на глубине заложения нефтепровода;

4) характеристики труб и насосного оборудования;

5) сжатый профиль трассы нефтепровода;

6) технико-экономические показатели сооружения и эксплуатации линейной части нефтепровода и насосных станций.

Технологический расчет выполняется в следующей последовательности.

Определяется средневзвешенная температура грунта вдоль трассы нефтепровода

$$T_o = \frac{1}{L}\sum_{i=1}^{n} T_{oi}\ell_i , \qquad (5.1)$$

где T_{oi} – температура грунта на глубине заложения нефтепровода для участка длиной ℓ_i.

По формулам (1.1), (1.8), (1.9) вычисляются параметры перекачиваемой нефти при расчетной температуре: ν_p и ρ_p.

Вычисляется расчетная часовая пропускная способность нефтепровода

$$Q_ч = \frac{G_г}{24 N_р \rho_р}, \qquad (5.2)$$

где $N_р$ – расчетное число суток работы нефтепровода (табл. 5.1).

Таблица 5.1

Расчетное числ рабочих дней магистральных нефтепроводов

Протяженность, км	Диаметр нефтепровода, мм	
	до 820 включительно	свыше 820
до 250	357	355
свыше 250 до 500	356/355	353/351
свыше 500 до 700	354/352	351/349
свыше 700	352/350	349/350

Примечание. В числителе указаны значения $N_р$ для нормальных условий прокладки, в знаменателе – при прохождении нефтепроводов в сложных условиях, когда заболоченные и горные участки составляют не менее 30 % общей протяженности трассы.

В соответствии с расчетной часовой пропускной способностью нефтепровода $Q_ч$ выбираются основные насосы насосных станций так, чтобы выполнялось условие

$$0{,}8 Q_{ном} \le Q_ч \le 1{,}2 Q_{ном}, \qquad (5.3)$$

где $Q_{ном}$ – подача выбранного типа насосов при максимальном к.п.д.

Если условие (5.3) выполняется для двух типов насосов, то дальнейшие расчеты выполняются для каждого из них. Например, при $Q_ч$ = 5800 м³/ч для дальнейших расчетов по вариантам принимаются насосы типов НМ 5000 – 210 и НМ 7000 – 210. Аналогично подбираются подпорные насосы.

Рассчитывается рабочее давление на выходе головной насосной станции

$$P = \rho_р g \cdot (m_{мн} h_{мн} + H_2), \qquad (5.4)$$

где g – ускорение свободного падения, $g = 9{,}81$ м/с²; $m_{мн}$ – число последовательно включенных магистральных насосов (обычно $m_{мн} = 3$); $h_{мн}, H_2$ – напоры соответственно магистрального и подпорного насоса при расчетной производительности $Q_ч$.

Найденная величина P должна быть меньше допустимого давления $P_д$, определяемого из условия прочности запорной арматуры. Если условие

$$P \le P_д \tag{5.5}$$

не выполняется, то необходимо либо уменьшить число магистральных насосов, либо воспользоваться сменными роторами меньшего диаметра.

По формуле (4.1) определяется расчетная толщина стенки трубопровода, которая округляется до ближайшей большей толщины стенки, приведенной в табл. П1.1, для выбранного диаметра. Производится уточнение толщины стенки трубопровода $\delta_н$ с учетом температурных и изгибающих напряжений по формуле (4.3).

Вычисляется внутренний диаметр нефтепровода

$$d = D_н - 2\delta_н, \tag{5.6}$$

где $D_н$ – его наружный диаметр.

Находятся секундный расход Q и средняя скорость υ нефти в трубопроводе

$$Q = Q_ч / 3600; \tag{5.7}$$

$$\upsilon = \frac{4Q}{\pi d^2}, \tag{5.8}$$

где d – внутренний диаметр трубы.

Потери напора на трение h в трубе круглого сечения определяют по формуле Дарси – Вейсбаха

$$h = \lambda \frac{L}{d} \frac{\upsilon^2}{2g}, \tag{5.9}$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления; L – длина трубопровода.

Режим движения потока в трубопроводе характеризуется числом Рейнольдса

$$Re = \frac{\upsilon d}{\nu_р} = \frac{4Q}{\pi d \nu_р}. \tag{5.10}$$

При ламинарном режиме течения, т.е. при $Re < 2320$, коэффициент гидравлического сопротивления определяют по формуле Стокса

$$\lambda = 64/Re \cdot \qquad (5.11)$$

При ламинарном течении в трубах некруглого сечения коэффициент гидравлического сопротивления может быть найден по формуле

$$\lambda = A_н / Re_н,$$

где $A_н$ – коэффициент, численное значение которого зависит от формы поперечного сечения трубы; $Re_н$ – число Рейнольдса для трубы некруглого сечения

$$Re_н = 4r\upsilon/\nu_р, \qquad (5.11а)$$

где $r = F_н / П_н$ – гидравлический радиус живого сечения трубы; $F_н$ – площадь живого сечения потока в некруглой трубе; $П_н$ – периметр смачивания.

При турбулентном режиме течения различают три зоны трения: гидравлически гладких труб (λ зависит только от Re) смешанного трения (λ зависит от Re и относительной шероховатости труб ε), квадратичного трения (λ зависит только от ε). Границами этих зон являются переходные числа Рейнольдса

$$Re_I = 10/\varepsilon; \; Re_{II} = 500/\varepsilon, \qquad (5.12)$$

где $\varepsilon = K_э / d$ – относительная шероховатость труб, выраженная через эквивалентную шероховатость $K_э$ (табл. 5.2) и диаметр.

Условия существования различных зон трения таковы:

– гидравлически гладкие трубы

$$2320 < Re \le Re_I;$$

– зона смешанного трения (переходная зона)

$$Re_I < Re \le Re_{II};$$

– зона квадратичного трения

$$Re > Re_{II}.$$

Для зоны гидравлически гладких труб коэффициент гидравлического сопротивления определяют по формуле Блазиуса

$$\lambda = 0{,}3164/Re^{0{,}25} \cdot \qquad (5.13)$$

Для зоны смешанного трения λ рекомендуется вычислять по

формуле Альтшуля

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(\varepsilon + \frac{68}{\mathrm{Re}} \right)^{0{,}25} \qquad (5.14)$$

или Исаева

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1{,}8 \lg \left[\frac{6{,}8}{\mathrm{Re}} + \left(\frac{\varepsilon}{3{,}7} \right)^{1{,}11} \right].$$

Таблица 5.2

Эквивалентная шероховатость труб (данные А.Д. Альтшуля)

Вид трубы	Состояние трубы	$K_э$, мм
Бесшовные стальные	Новые чистые	$\frac{0{,}01...0{,}02}{0{,}014}$
Сварные стальные	После нескольких лет эксплуатации	$\frac{0{,}15...0{,}3}{0{,}2}$
То же	Новые чистые	$\frac{0{,}03...0{,}12}{0{,}5}$
То же	С незначительной коррозией после очистки	$\frac{0{,}1...0{,}2}{0{,}15}$
То же	Умеренно заржавленные	$\frac{0{,}3...0{,}7}{0{,}5}$
То же	Старые заржавленные	$\frac{0{,}8...1{,}5}{1}$
То же	Сильно заржавленные или с большими отложениями	$\frac{2...4}{3}$
Примечание. В знаменателе указаны средние значения эквивалентной шероховатости		

В зоне квадратичного трения значение λ рекомендуется определять по формуле Шифринсона

$$\lambda = 0{,}11 \varepsilon^{0{,}25} \qquad (5.15)$$

или Никурадзе

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1{,}74 - 2 \lg 2\varepsilon = 1{,}14 - 2 \lg \varepsilon .$$

Формула (5.9) может быть представлена в обобщенном виде (формула Лейбензона)

$$h = \beta \frac{Q^{2-m} \nu_p^m L}{d^{5-m}}, \qquad (5.16)$$

где β, m – коэффициенты Лейбензона (табл. 5.3),

$$\beta = \left(\frac{4}{\pi}\right)^{2-m} \frac{A_1}{2g}. \qquad (5.17)$$

Приведенные выше формулы применимы для расчета труб любого поперечного сечения. Расчет для некруглых труб необходимо проводить, применяя гидравлический радиус r и число Re, определяемое по формуле (5.11а).

Таблица 5.3

Величины коэффициентов Лейбензона

Режим течения	m	A_1	β, с²/м
Ламинарный	1	64	4,15
Турбулентный:			
зона Блазиуса	0,25	0,3164	0,0246
зона смешанного трения	0,123	$10^{0,127 \lg \mathrm{Re} - 0.627}$	$0,0802A_1$
зона квадратичного трения	0	λ	$0,0827\lambda$

Гидравлический уклон есть потеря напора на трение на единице длины трубопровода

$$i = \frac{\lambda}{d} \cdot \frac{\upsilon^2}{2g} = \beta \frac{Q^{2-m} \nu_p^m}{d^{5-m}}. \qquad (5.18)$$

Если трубопровода имеет вставку другого диаметра $d_в$, то гидравлический уклон в этой вставке определяют через гидравлический уклон и диаметр основной трубы

$$i_в = i \cdot \left(\frac{d}{d_в}\right)^{5-m}. \qquad (5.19)$$

Если параллельно с трубопроводом уложен лупинг диаметром $d_{луп}$, то гидравлический уклон на сдвоенном участке также определяют через

гидравлический уклон и диаметр основной «нитки» трубопровода

$$i_{луп} = \frac{i}{\left[1+\left(\frac{d_{луп}}{d}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}\right]^{2-m}} = \omega \cdot i, \qquad (5.20)$$

где ω – расчетный коэффициент

$$\omega = \frac{1}{\left[1+\left(\frac{d_{луп}}{d}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}\right]^{2-m}}. \qquad (5.20а)$$

Когда $d_{луп} = d$, то при ламинарном течении ($m = 1$) $\omega = 0{,}5$, при турбулентном течении в зоне гидравлически гладких труб ($m = 0{,}25$) $\omega = 0{,}296$, в зоне смешанного трения ($m=0{,}123$) $\omega = 0{,}272$ и в зоне квадратичного трения ($m = 0$) $\omega = 0{,}25$.

Общий расход на сдвоенном участке равен сумме расходов в основном трубопроводе и в лупинге

$$Q = Q_{луп} + Q_{м},$$

где $Q_{луп}$ – расход в лупинге

$$Q_{луп} = \frac{Q}{1+\left(\frac{d}{d_{луп}}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}}; \qquad (5.21)$$

$Q_{м}$ – расход в основной магистрали на сдвоенном участке,

$$Q_{м} = \frac{Q}{1+\left(\frac{d_{луп}}{d}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}}. \qquad (5.22)$$

Если к трубопроводу длиной L и диаметром d подключена параллельная нитка длиной $X_{луп}$ и диаметром $d_{луп}$, то потери напора в таком сложном трубопроводе можно определить по формуле

$$h = i\left(L - X_{луп}\right) + iX_{луп} = i\left[L - \left(1-\omega\right)X_{луп}\right]. \qquad (5.23)$$

Аналогичная зависимость получается и для вставки

$$h = i\left[L - \left(1-\Omega\right)X_{в}\right], \text{ где } \Omega = \left(\frac{d}{d_{в}}\right)^{5-m}. \qquad (5.24)$$

На линейной части трубопровода имеются местные сопротивления – задвижки, повороты, сужения и т.п. Потери напора на них определяют по формуле

$$h_{м.с} = \xi_{т}\frac{\upsilon^2}{2g}, \qquad (5.25)$$

где $\xi_{т}$ – коэффициент местного сопротивления, зависящий как от вида сопротивления, так и от характера течения жидкости.

Потери напора на местных сопротивлениях можно выразить через длину трубопровода, эквивалентную местным сопротивлениям,

$$L_{э} = \xi_{т}\frac{d}{\lambda}. \qquad (5.26)$$

С помощью эквивалентной длины расчет потерь на трение в трубопроводе с местными сопротивлениями сводится к расчету потерь на трение в прямой трубе, приведенная длина которой

$$L_{п} = L_{г} + L_{э}, \qquad (5.27)$$

где $L_{г}$ – геометрическая длина трубопровода.

В этом случае в формулу Дарси – Вейсбаха или Лейбензона вместо L необходимо подставлять $L_{п}$.

Для магистральных трубопроводов потери напора на местные сопротивления незначительны, их принимают равными 2% от потерь на трение.

Кроме того, в конце трубопровода должен поддерживаться остаточный напор $H_{кп}$, необходимый для закачки нефти в резервуары.

В соответствии с «Нормами проектирования» магистральные нефтепроводы протяженностью более 600 км делятся на эксплуатационные участки, длиной от 400 до 600 км. Соответственно их число составляет

$$n_{э} = L_{г}/\left(400...600\right),$$

где $L_г$ – геометрическая длина трубопровода (включая самотечные участки).

На станциях, расположенных на границе эксплуатационных участков, вместимость резервуарного парка должна составлять 0,3...0,5 суточной пропускной способности трубопровода. Следовательно напор $H_{кп}$ будет использован $N_э$ раз.

Таким образом, полные потери напора в трубопроводе

$$H = 1{,}02 \; i \; L + \Delta z + N_э H_{кп}, \tag{5.28}$$

где Δz – разность геодезических отметок конца z_2 и начала z_1 трубопровода.

Станции, расположенные на границах эксплуатационных участков, являются как бы головными для своих участков. Поэтому на них устанавливаются подпорные насосы, развивающие суммарный напор $n_э \cdot H_2$. Следовательно, суммарный напор, развиваемый насосными станциями нефтепровода, складывается из напора, развиваемого всеми подпорными насосами «головных» насосных станций $N_э \cdot H_2$ и суммарного напора n станций, т.е.

$$H = N_э \cdot H_2 + n \cdot H_{ст}, \tag{5.29}$$

где $H_{ст}$ – расчетный напор одной станции

$$H_{ст} = m_{мн} h_{мн}. \tag{5.30}$$

В магистральном трубопроводе устанавливается такой расход Q, при котором суммарный развиваемый напор, определяемый по формуле (5.29), равен полным потерям напора в трубопроводе, вычисляемым по формуле (5.28).

Соответственно, уравнение баланса напоров имеет вид

$$N_э H_2 + n H_{ст} = 1{,}02 i L + \Delta z + N_э H_{кп}. \tag{5.31}$$

Из формулы (5.31) следует, что расчетное число насосных станций равно

$$n = \frac{1{,}02 \; i \; L + \Delta z + N_э (H_{кп} - H_2)}{H_{ст}} = \frac{H - N_э H_2}{H_{ст}}. \tag{5.32}$$

Расчетное число насосных станций, как правило, получается дробным. Оно может быть округлено как в сторону большего (n'), так и в сторону меньшего (n'') числа станций.

Если заказчика устраивает, что фактическая производительность нефтепровода отличается от проектной, то принимается соот-

ветствующий вариант. При округлении числа станций в большую сторону требуемая производительность трубопровода достигается при его работе на переменных режимах.

Если же заказчик настаивает на точном обеспечении проектной производительности нефтепровода, то необходимо прибегнуть к регулированию либо характеристик станций, либо трубопровода, либо того и другого.

§5.2. Регулирование совместной работы насосных станций и нефтепровода

Регулирование совместной работы трубопровода и насосных станций осуществляется следующими методами:

1) изменением количества работающих насосов;
2) применением сменных роторов или обточки рабочих колес;
3) изменением частоты вращения вала насоса;
4) дросселированием;
5) байпасированием (перепуск части жидкости из напорной во всасывающую линию);
6) применением противотурбулентных присадок.

Регулирование работы нефтепровода **изменением количества работающих насосов** применяется на действующих нефтепроводах и описано ниже.

Регулирование **применением сменных роторов или обточкой рабочих колес** применяется при округлении числа насосных станций в большую сторону $(n' > n)$. При этом напор каждой станции должен быть уменьшен с $H_{ст}$ до $H^*_{ст}$, величина которого находится по формуле

$$H^*_{ст} = \frac{1{,}02\, i\, L + \Delta z + N_э\left(H_{кп} - H_2\right)}{n'} = \frac{H - N_э \cdot H_2}{n'}. \qquad (5.33)$$

Уменьшение напора станций достигается применением рабочих колес меньшего диаметра или их обточкой. Требуемый диаметр рабочего колеса находится по формуле

$$D^*_2 = D_2 \frac{2Q\left(\frac{h^*_{мн}}{Q^2} - b\right)}{\left[a \pm \sqrt{a^2 + 4H_o\left(\frac{h^*_{мн}}{Q^2} - b\right)}\right]}, \qquad (5.34)$$

где $h^*_{мн}$ – необходимый напор одного насоса, $h^*_{мн} = H^*_{ст} / m_{мн}$.
При $a = 0$ формула (5.34) принимает вид

$$D^*_2 = D_2 \sqrt{\frac{h^*_{мн} - bQ^2}{H_o}}. \qquad (5.35)$$

Для построения характеристики $H-Q$ насоса с обточенным колесом используются следующие соотношения:

$$Q_y = \frac{D^*_2}{D_2} Q_{зав}; \quad h^*_{мн} = h_{мн} \left(\frac{D^*_2}{D_2}\right)^2, \qquad (5.36)$$

где $h_{мн}, Q_{зав}$ – соответственно напор и подача на заводской характеристике насоса.

В зависимости от величины коэффициента быстроходности n_s обточку колес можно выполнять в следующих пределах: при $60 < n_s < 120$ допускается обрезка колес до 20 %; при $120 \le n_s < 200$ – до 15 %; при $200 \le n_s < 300$ – до 10%.

На практике обточку всех рабочих колес не производят, а решают смешанную задачу: часть роторов насосов заменяют на сменные, а часть обтачивают.

Пусть неизменными роторы остаются на n_2 станциях, суммарный напор всех насосов со сменными роторами равен $H_{см}$, а суммарный напор насосов с обточенными рабочими колесами равен H^*. Легко показать, что в этом случае

$$H^* + H_{см} = (n' - n_2) \cdot H_{ст} \qquad (5.37)$$

Задача заключается в том, чтобы при заданном числе насосов, оставшихся на $(n' - n_2)$ – станциях, подобрать такую комбинацию включения сменных роторов, чтобы необходимая обточка была минимальной.

Изменение частоты вращения ротора – прогрессивный и экономичный метод регулирования, позволяющий полностью исключить обточку рабочих колес.

Согласно теории подобия центробежных насосов параметры их работы при изменении частоты вращения ротора связаны соотношениями:

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_{об1}}{n_{об2}}\right)^2; \quad \frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_{об1}}{n_{об2}}, \qquad (5.38)$$

где H_1, Q_1 – напор и подача насоса при частоте $n_{об1}$; H_2, Q_2 – то же при $n_{об2}$.

Несложно показать, что коэффициенты в уравнении напорной характеристики насоса с измененной частотой вращения ротора равны

$$H_o^* = H_o \cdot \left(\frac{n_{об2}}{n_{об1}}\right)^2;\ a^* = a \cdot \frac{n_{об2}}{n_{об1}};\ b^* = b \cdot \qquad (5.39)$$

При новом числе оборотов $n_{об2}$ величина суммарного развиваемого напора в уравнении баланса напоров имеет вид

$$H = nm_{мн} \cdot \left[H_o \left(\frac{n_{об2}}{n_{об1}}\right)^2 + aQ \cdot \left(\frac{n_{об2}}{n_{об1}}\right) - bQ^2\right] + N_э \cdot H_2. \qquad (5.40)$$

С учетом (5.40) уравнение (5.31) легко приводится к квадратному, решением которого является искомая величина относительного изменения числа оборотов роторов насосов

$$\frac{n_{об2}}{n_{об1}} = \frac{-aQ + \sqrt{(aQ)^2 - 4H_o \cdot \left[bQ^2 - \dfrac{H - N_э \cdot (H_2 - H_{к.п})}{n \cdot m_{мн}}\right]}}{2H_o}. \qquad (5.41)$$

Если регулирование осуществлять в пределах только одного эксплуатационного участка, то в формуле (5.41) под n следует понимать число насосных станций, на которых прибегли к регулированию изменением числа оборотов ротора, а под H – разность между полным напором, необходимым для ведения перекачки, и напором, развиваемым насосными станциями, на которых регулирования не производится.

Применение противотурбулентных присадок – эффективный метод уменьшения гидравлического сопротивления трубопроводов за счет гашения турбулентных пульсаций. Введение присадки в поток приводит к тому, что изменяется величина коэффициента A_o в выражении для так называемого универсального закона сопротивления

$$\frac{1}{\lambda} = 0{,}88 \cdot \ln\left(A_o \operatorname{Re}\sqrt{\lambda}\right) - 3{,}745, \qquad (5.42)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления при числе Рейнольдса Re; A_o – числовой коэффициент, при отсутствии присадки $A_o = 28$.

При обработке противотурбулентной присадкой величина коэффициента A_o увеличивается. Зависимость A_o от концентрации присадки $\theta_п$ (г/т) является эмпирической и задается либо таблично, либо в виде функции. Так, для присадки «CDR-102» американской фирмы «Dupon – Conoco»

$$A(\theta) = 1{,}48 \cdot \theta_п^{1{,}24}, \qquad (5.43)$$

а для присадки «NECCAD-547» финской фирмы «Neste»

$$A(\theta) = 0{,}407 \cdot \theta_п^{1{,}29}. \qquad (5.44)$$

При прохождении через насосы противотурбулентные присадки разрушаются. Поэтому применять их необходимо на перегоне, обслуживаемом последней насосной станцией.

Для того чтобы обеспечить плановую производительность перекачки количеством насосных станций меньшим, чем расчетное $(n'' < n)$, необходимо, чтобы на последнем перегоне коэффициент гидравлического сопротивления был равен (с учетом, что для магистральных трубопроводов обычно в формуле (3.1) $a = 0$)

$$\lambda_н = \lambda - \frac{1}{\ell_п}\left[\frac{\pi^2 g d^5}{8\chi^2} n'' \cdot m_{мн}\left(\chi^2 - 1\right) - L \cdot \left(\frac{\lambda_o}{\chi^2} - \lambda\right)\right], \qquad (5.45)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления при перекачке нефти с расходом Q без применения присадки; λ_o – то же при расходе Q_o, соответствующем работе n'' насосных станций; χ – требуемое увеличение расхода n'' насосных станций, $\chi = Q/Q_o$; $\ell_п$ – длина последнего перегона, на котором осуществляется перекачка нефти, обработанной присадкой.

Требуемая величина коэффициента $A_o(\theta)$ при известном значении $\lambda_п$ определяется как

$$A(\theta) = \frac{1}{Re\sqrt{\lambda_п}} \exp\left(\frac{1 + 3{,}745\sqrt{\lambda_п}}{0{,}88\sqrt{\lambda_п}}\right). \qquad (5.46)$$

По известной величине $A(\theta)$ из формул (5.43) или (5.44) можно найти искомую концентрацию присадки, обеспечивающую выполнение заданного объема перекачки меньшим, чем расчетное, числом насосных станций.

§ 5.3. Расстановка насосных станций по трассе нефтепровода

Размещение насосных станций на трассе нефтепровода производится графическими построениями на сжатом профиле трассы при известных значениях следующих параметров:

1) гидравлического уклона для основной магистрали i;

2) гидравлического уклона для участков с лупингами (вставками) $i_{л}\left(i_{в}\right)$;

3) напоров, развиваемых основными насосами каждой насосной станции $\left\{ H_{ст\,i} \right\}$;

4) величины подпора на входе в основные насосы головной и промежуточных насосных станций H_2;

5) остаточного напора на входе в конечные пункты эксплуатационных участков и нефтепровода в целом $H_{кп}$.

Рассмотрим суть графического метода расстановки станций на примерах.

Схема графических построений при расстановке насосных станций по трассе нефтепровода постоянного диаметра без лупингов (вставок) представлена на рис. 5.1.

Построение начинаем с того, что в начале нефтепровода (точка А) с учетом вертикального масштаба откладываем напор $H_{ст1}$,

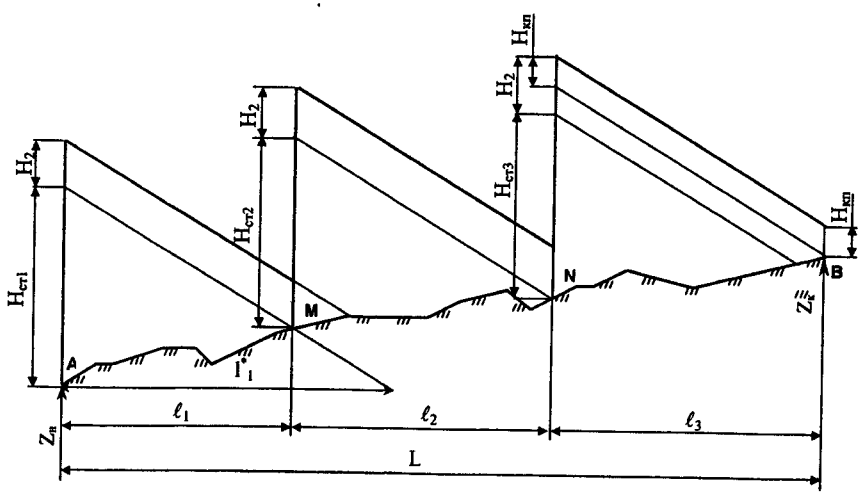


Рис. 5.1. Расстановка насосных станций по трассе нефтепроводапостоянного диаметра без лупингов и вставок

развиваемый основными насосами первой насосной станции. Затем вычисляем длину перегона, на который хватило бы напора $H_{ст1}$ при условии, что нефтепровод был бы горизонтальным

$$\ell_1^* = H_{ст1}/(1{,}02i), \qquad (5.47)$$

и откладываем ее от начала нефтепровода с учетом горизонтального масштаба. Соединив полученные точки, получаем линию гидравлического уклона в трубопроводе постоянного диаметра без лупингов и вставок. Точка пересечения данной линии с профилем (т. М) соответствует месту расположения второй насосной станции.

Откладываем в т. М напор $H_{ст2}$, из полученной точки проводим линию гидравлического уклона параллельно предыдущей и получаем при пересечении ее с профилем точку размещения следующей насосной станции (т. N).

Построения для последней насосной станции выполняются в качестве проверки. В точке N по вертикали в масштабе откладываем сумму напора последней станции $Нст_3$ и разности $H_2 - H_{кп}$. Если все расчеты и построения выполнены верно, то линия гидравлического уклона, проведенная из полученной точки, должна прийти точно в конечную точку нефтепровода.

Величины располагаемого напора в трубопроводе найдем, добавив к изменению собственного напора станций по длине величину подпора H_2.

При наличии лупингов (вставок) задача расстановки насосных станций по трассе усложняется, т.к. необходимо распределить общую длину лупингов (вставок) по перегонам между станциями.

Для ее решения предлагается следующий алгоритм.

Местоположение насосных станций в определенной степени предопределено. Во-первых, в силу однотипности применяемого оборудования протяженность перегонов между станциями различается не очень сильно. Во-вторых, расположение станций обычно привязано к населенным пунктам. В-третьих, на трассе существуют участки, где насосные станции заведомо не могут быть размещены (болотистая местность, заповедники и т.п.).

Предположим, что расположение насосных станций предопределено по последней причине (участки, запрещенные для их размещения, на рис. 5.2 заштрихованы). Первым делом строим линию гидравлического уклона для участка трубопровода с лупингом. Для этого вычисляем потери напора на участке длиной ℓ_1^* равные $1{,}02i_д\ell_1^*$, откладываем их в вертикальном масштабе в т. А, после чего через концы отрезков проводим искомую линию.

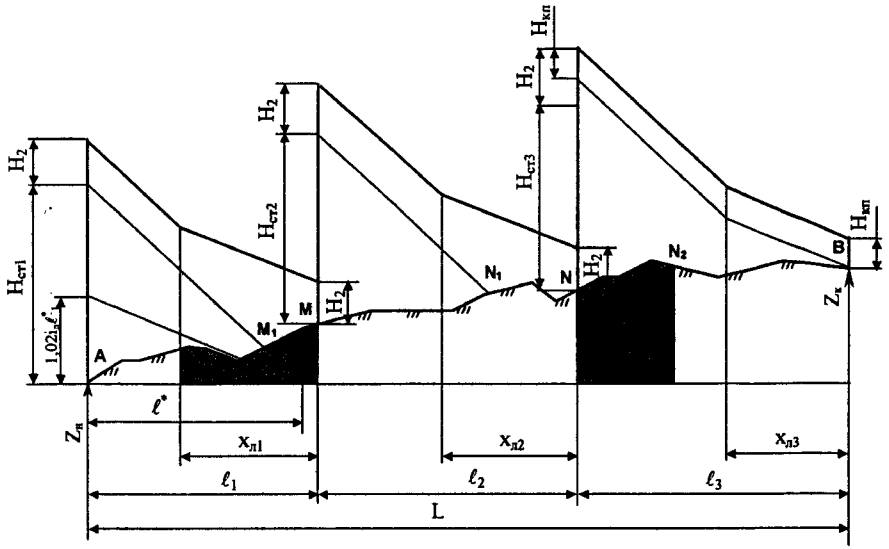


Рис. 5.2. Расстановка насосных станций по трассе нефтепровода постоянного диаметра с лупингами

Лупинг наиболее целесообразно размещать в конце перегона между насосными станциями, т.к. в этом случае металл труб наименее нагружен давлением.

Поскольку точка M_1, где должна была бы разместиться НС №2, если бы не было лупинга (вставки), находится на «запрещенном» участке, то ее целесообразно перенести туда, где этот участок заканчивается (т. М).

Откладываем в масштабе в т. М величину подпора H_2 и из полученной точки проводим линию гидравлического уклона $i_л$. Точка пересечения этой линии с линией гидравлического уклона i дает нам длину лупинга $x_{л1}$ для первого перегона между станциями.

Если бы на втором перегоне между станциями не было лупинга, то линия гидравлического уклона, проведенная из конца отрезка длиной $H_{ст2}$, пересекла бы профиль трассы в т. N_1. Это ближе, чем начинается участок, «запрещенный» для размещения станций. Поэтому в принципе лупинг на втором перегоне можно не сооружать. Однако чтобы выровнять протяженность перегонов принимаем решение о размещении третьей насосной станции в т. N – перед началом второго «запрещенного» участка (размещение НС №3 в т. N_2 делает второй перегон слишком протяженным). Дальнейшие построения выполняются так же, как и для первого перегона между станциями.

Аналогично выполняются все построения и для третьего перегона.

§5.4. Расчет нефтепровода при заданном расположении насосных станций

В соответствии с «Нормами технологического проектирования» насосные станции (НС) целесообразно размещать вблизи населенных пунктов, источников энерго- и водоснабжения, существующей сети автомобильных и железных дорог. Определенные требования предъявляются и к площадкам НС (несущая способность грунта, расположение относительно водоемов, населенных пунктов и т.д.). Поэтому нередко при проектировании вместо расстановки НС на профиле трассы приходится решать **обратную задачу**: проверять соответствие напоров и подпоров станций их допустимым значениям, когда местоположение станций предопределено.

Расчет нефтепроводов при заданном расположении НС выполняется и с целью выявления возможных режимов перекачки на действующем трубопроводе.

Производительность нефтепровода в пределах эксплуатационного участка с числом НС равным n_1 может быть вычислена по формуле

$$Q = \left(\frac{a_п + \sum_{i=1}^{n_1} A_i - \Delta z - H_{кп}}{b_п + f L + \sum_{i=1}^{n_1} Б_i} \right)^{\frac{1}{2-m}}, \qquad (5.48)$$

где $A_i, Б_i$ – коэффициенты в уравнении вида (3.6), описывающем напорную характеристику i – той НС; $a_п, b_п$ – коэффициенты в уравнении вида (3.6), описывающем суммарный напор подпорных насосов головной НС; f – гидравлический уклон при единичном расходе

$$f = 1{,}02\beta \frac{\nu_p^m}{d^{5-m}}. \qquad (5.49)$$

Величины $A_i, Б_i, a_п, b_п$ вычисляются в зависимости от схемы соединения насосов на НС, режима течения нефти и с учетом возможного различия используемых в однотипных насосах роторов.

В пределах эксплуатационного участка фактические подпор и напор НС №С вычисляются по формулам:

$$\Delta H_c = a_п + \sum_{i=1}^{c-1} A_i - \Delta z_c - Q^{2-m} \left(в_п + \sum_{i=1}^{c-1} Б_i + f \sum_{i=1}^{c-1} \ell_i \right) \qquad (5.50)$$

$$H_c = \Delta H_c + A_c - Б_c Q^{2-m},$$

где Δz_c – разность геодезических отметок С – той и головной НС; ℓ_i – длина перегона между $i-$той и $(i+1)-$ой НС.

Найденные величины ΔH_c и H_c должны удовлетворять условиям:

$$\Delta H_i \geq \Delta H_{mini}\ ;\ H_i \leq H_{ст\,maxi}, \qquad (5.51)$$

где $\Delta H_{mini}, H_{ст\,maxi}$ – разрешенные значения соответственно минимального подпора на входе и максимального напора на выходе $i-$той НС.

Если не выполняется первое из неравенств (5.51), то необходимо принять меры по уменьшению гидравлического сопротивления отдельных перегонов (прокладкой лупингов, применением противотурбулентных присадок и т.д.). При невыполнении второго из неравенств (5.51) необходимо уменьшить напоры НС (отключением части насосов, применением сменных роторов, дросселированием и т.д.).

Для конечного пункта величина необходимого остаточного напора по уравнению (5.50) обеспечивается автоматически – в соответствии с уравнением баланса напоров.

§5.5. Выбор рациональных режимов эксплуатации магистрального нефтепровода

Несмотря на существование множества возможных режимов эксплуатации нефтепроводов, использовать необходимо те из них, при которых удельные затраты электроэнергии на перекачку 1 тонны нефти будут наименьшими.

Для $j-$того режима работы нефтепровода величина удельных энергозатрат рассчитывается по формуле

$$E_{удj} = \frac{1}{\rho Q_j}\left(N_{потр\,jп} + \sum_{i=1}^{n_{нj}} N_{потр\,ij}\right), \qquad (5.52)$$

где $N_{потр\,jп}$ – мощность, потребляемая электродвигателями подпорных насосов головной НС при работе на $j-$том режиме; $N_{потр\,ij}$ – то же для электродвигателей магистральных насосов $i-$той НС; $n_{нj}$ – общее число работающих основных насосов на станциях при $j-$том режиме.

Величина мощности, потребляемой электродвигателем насоса при работе на $j-$том режиме, определяется по выражению

$$N_{\text{потр } j} = \frac{\rho g H_{нj} Q_{нj}}{\eta_{нj} \eta_{элj} \eta_{мех}}, \qquad (5.53)$$

где $H_{нj}, Q_{нj}, \eta_{нj}$ – соответственно напор, подача и к.п.д. рассматриваемого насоса при работе на j– том режиме; $\eta_{элj}$ – к.п.д. электродвигателя при рассматриваемом режиме; $\eta_{мех}$ – к.п.д. механической передачи, для механической муфты можно принять $\eta_{мех} = 0{,}99$.

К.п.д. насоса вычисляется по формуле (3.3). К.п.д. электродвигателя наиболее точно может быть найден по характеристике последнего. Если таких данных нет, то $\eta_{элj}$ находится с учетом потери мощности электродвигателя по формуле

$$\eta_{элj} = \left[1 + \frac{(1-\eta_{ном})}{2\eta_{ном} k_з}\left(1 + k_з^2\right)\right]^{-1}, \qquad (5.54)$$

где $\eta_{ном}$ – к.п.д. электродвигателя при номинальной нагрузке, $\eta_{ном} = 0{,}96...0{,}98$; $k_з$ – коэффициент его загрузки, $k_з = N_н / N_{ном}$; $N_н$ – мощность на валу электродвигателя (определяется по формуле (5.53) без учета $\eta_{эл}$); $N_{ном}$ – номинальная мощность электродвигателя.

Найденные для всех возможных режимов работы нефтепровода величины $E_{удj}$ наносятся на график в зависимости от Q_j, и через минимальные значения $E_{уд}$ при $Q_j = \text{const}$ строится огибающая линия. Тем самым выявляется множество рациональных режимов эксплуатации нефтепровода.

Дальнейшие расчеты выполняются следующим образом. Пусть задан плановый объем перекачки $V_{пл}$ в течение некоторого времени $\tau_{пл}$. Следовательно, средняя производительность перекачки в течение планового периода времени составит $Q = V_{пл} / \tau_{пл}$. Поскольку, как правило, найденная величина Q не совпадает ни с одним из рациональных режимов, то обеспечить плановый объем перекачки возможно только при циклической перекачке на двух режимах, удовлетворяющих условию

$$Q_1 < Q < Q_2, \qquad (5.55)$$

где Q_1, Q_2 – производительность трубопровода при ближайших рациональных режимах перекачки соответственно слева и справа от величины Q.

Продолжительность работы нефтепровода на каждом из этих режимов составляет

$$\tau_1 = \tau_{пл} \frac{Q_2 - Q}{Q_2 - Q_1}; \quad \tau_2 = \tau_{пл} \frac{Q - Q_1}{Q_2 - Q_1}, \qquad (5.56)$$

а удельные затраты электроэнергии

$$E_{уд} = \frac{1}{V_{пл}}\left(E_{уд1}Q_1\tau_1 + E_{уд2}Q_2\tau_2\right). \qquad (5.57)$$

§5.6. Режим работы трубопровода при отключении промежуточной насосной станции

Отключение одной из промежуточных наносных станций – одна из наиболее сложных ситуаций при эксплуатации нефтепровода.

Если трубопровод работает со значительной недогрузкой, то наиболее простым решением в данной ситуации является отключение других промежуточных станций через одну с тем, чтобы все оставшиеся в работе НС функционировали примерно в одинаковых условиях.

Если же необходимо обеспечить максимально возможную производительность нефтепровода с остановленной промежуточной НС № С, то ее величина находится по формуле

$$Q_{max} = \left[\frac{1}{f\left(\ell_{c-1} + \ell_c\right)}\left(H_{max\,c-1} - \Delta H_{min\,c+1} - z_{c+1} + z_{c-1}\right)\right]^{\frac{1}{2-m}}. \qquad (5.58)$$

где z_{c-1}, z_{c+1} – геодезические высоты НС соответственно № С-1 и № С+1.

На остальных насосных станциях необходимо прибегнуть к регулированию с тем, чтобы на обоих участках (до НС № С-1 и после НС № С+1) также устанавливалась производительность перекачки равная Q_{max}.

В первую очередь отключается часть магистральных насосов. Суммарный дифференциальный напор насосов, оставшихся в работе, при подаче Q_{max} должен быть равен:

а) для НС слева от отключившейся

$$\sum_{i=1}^{c-1} H_{сті} = H_{max\,c-1} - a_п - z_{c-1} + z_н + Q_{max}^{2-m}\left(b_п + f\sum_{i=1}^{c-2}\ell_i\right); \qquad (5.59)$$

б) для НС справа от отключившейся

$$\sum_{i=c+1}^{n_1} H_{сті} = f\,Q_{max}^{2-m}\sum_{i=c+1}^{n_1}\ell_i + H_{кп} - \Delta H_{min\,c+1} + z_к + z_{c+1}. \qquad (5.60)$$

Если точно добиться достижения величин $\sum_{i=1}^{c-1} H_{сті}$ и $\sum_{i=c+1}^{n_1} H_{сті}$ не удается, то излишний напор магистральных насосов дросселируется.

Распределение насосов, оставшихся в работе, по насосным станциям, должно обеспечивать выполнение ограничений по напору и подпору НС.

§5.7. Методы увеличения производительности нефтепроводов

В процессе эксплуатации нефтепроводов может возникнуть необходимость увеличения их пропускной способности. Это может быть сделано различными способами:

1) увеличением количества насосных станций или числа работающих насосов;
2) строительством лупингов;
3) устройством вставок большего диаметра;
4) применением противотурбулентных присадок.

Увеличение количества насосных станций

Если нефтепровод изначально был запроектирован на поэтапный ввод в эксплуатацию, то увеличение его производительности достигается строительством промежуточных насосных станций и включением в работу дополнительных насосов на уже существующих станциях. Задача определения местоположения насосных станций в этом случае была решана еще на этапе проектирования нефтепровода, а количество и комбинация включения насосов на станциях в рамках каждой из очередей строительства определяется согласно § 5.4, 5.5.

Если увеличение производительности нефтепровода на этапе проектирования не предусматривалось, то наиболее рациональным способом увеличения количества насосных станций является их удвоение. При этом перегоны будут разделены примерно пополам и все станции будут работать примерно в одинаковых условиях.

Поскольку изменение производительности нефтепровода при удвоении насосных станций относительно велико, то новая рабочая точка может оказаться за пределами рабочей зоны насосов (зоны оптимальных к.п.д.). Поэтому одновременно с удвоением числа насосных станций в общем случае необходимо заменить и устанавливаемое на них оборудование.

С учетом вышесказанного увеличение производительности нефтепровода удвоением числа насосных станций составит

$$\chi_{нс}=\sqrt[2-m]{\left(\frac{H_2+2n\,m_{мн}\cdot A_*-\Delta z-H_{к.п}}{H_2+n\,m_{мн}\cdot A-\Delta z-H_{к.п}}\right)\left(\frac{n\,m_{мн}\,Б+f\,L}{2n\,m_{мн}\,Б_*+f\,L}\right)}, \quad (5.61)$$

где $A_*, Б_*$ – коэффициенты А и Б в напорной характеристике магистральных насосов после удвоения числа станций.

Если насосы не меняют, то $A_*=A$, $Б_*=Б$.

Увеличение числа работающих насосов

Этот метод увеличения производительности может быть использован на недогруженных нефтепроводах.

Строительство лупингов и вставок большего диаметра

При прокладке лупингов общей длиной $x_л$ производительность нефтепровода увеличивается в число раз

$$\chi_л=\sqrt[2-m]{\frac{f\,L+n\,m_{мн}\cdot Б}{f\left[L-x_л(1-\omega)\right]+n\,m_{мн}\cdot Б}}. \quad (5.62)$$

Можно решать и обратную задачу: найти необходимую длину лупинга при заданной кратности увеличения производительности нефтепровода

$$x_л=\frac{L}{1-\omega}\cdot\left(1-\frac{1}{\chi_л^{2-m}}\right)\left(1-\frac{n\,m_{мн}\cdot Б}{f\,L}\right). \quad (5.63)$$

Размещение лупингов на отдельных участках трассы выполняется с учетом местоположения насосных станций и ограничений по напорам и подпорам. Кроме того, должны быть учтены разрешенные напоры на отдельных участках и рельеф трассы нефтепровода.

Расчет применения вставок большего диаметра выполняется по тем же формулам с учетом того, что вместо ω используется величина Ω, вычисляемая по (5.24).

Следует подчеркнуть, что с технологической точки зрения применение вставок большего диаметра нецелесообразно, т.к. затрудняет очистку нефтепроводов и пропуск по ним диагностических приборов.

Применение противотурбулентных присадок

Методика расчета концентрации противотурбулентной присадки, обеспечивающей заданное увеличение производительности нефтепровода, изложена в § 5.2.

§5.8. Расчет подводящих (всасывающих) трубопроводов подпорных насосов головной насосной станции

Назначение подводящих трубопроводов – обеспечить подвод нефти к насосам, а также условия для осуществления технологических операций по управлению режимами работы нефтепроводов.

Особенностями подводящих трубопроводов являются:

1) работа при давлении как больше, так и меньше атмосферного;

2) наличие участков различного диаметра;

3) большое количество местных сопротивлений, вклад которых в общие гидравлические потери составляет от 30 до 70%.

Цель расчета: проверка возможности бескавитационной работы подпорных насосов.

Для выполнения расчета необходимы следующие данные:

1) техническая характеристика подпорных насосов (подача, допустимый кавитационный запас, диаметр входного патрубка);

2) параметры перекачиваемой нефти (плотность, вязкость, давление насыщенных паров, давление насыщения);

3) технологическая схема системы подводящих трубопроводов на участке «резервуарный парк – подпорная насосная» с указанием длины и диаметра отдельных участков, всех местных сопротивлений и геодезических высот резервуаров и насосов.

Схема подводящих трубопроводов от резервуаров к подпорным насосам включает, как правило следующие типы местных сопротивлений: 1) выход из резервуара; 2) компенсатор линзовый; 3) задвижка; 4) тройник; 5) отвод; 6) фильтр; 7) конфузор.

В основу расчета положено уравнение Бернулли, составленное для двух сечений (первое – свободная поверхность нефти в резервуаре, второе – входной патрубок подпорного насоса)

$$z_р + \frac{p_а}{\rho_р g} + H_{взл} = z_{пн} + \frac{p_{вх}}{\rho_р g} + \frac{\upsilon_{вх}^2}{2g} + \sum h_т + \sum h_{м.с}, \qquad (5.64)$$

где $z_р, z_{пн}$ – геодезические высоты соответственно днища резервуара и оси входного патрубка насоса; $H_{взл}$ – высота взлива нефти в резервуаре; $p_{вх}, \upsilon_{вх}$ – соответственно давление и средняя скорость нефти во входном патрубке насоса; $\sum h_т, \sum h_{мес}$ – суммарные потери напора соответственно на трение и на местные сопротивления в подводящих трубопроводах.

Решая (5.64) относительно $p_{вх}/\rho_р g$, находим

$$\frac{p_{вх}}{\rho_p g} = \frac{p_в}{\rho_p g} + z_p - z_{пн} + H_{взл} - \frac{\upsilon_{вх}^2}{2g} - \sum h_т - \sum h_{м.с} \cdot \qquad (5.65)$$

Найденная величина $p_{вх}/\rho g$ должна удовлетворять неравенству (3.23).

В общем случае коэффициенты ξ различных местных сопротивлений являются функцией числа Рейнольдса. Обработка графиков, приведенных в литературе, позволила получить следующие зависимости:

а) для однолинзового компенсатора

$$\xi_{комп1} = 0{,}153 + 5964/\mathrm{Re}; \qquad (5.66)$$

б) для двухлинзового компенсатора (при $\mathrm{Re} < 5 \cdot 10^5$)

$$\xi_{комп2} = 0{,}238 + 14532/\mathrm{Re}; \qquad (5.67)$$

в) для отвода 90^0

$$\xi_{90} = 0{,}35 + 3{,}58 \cdot 10^{-3} \exp\left[3{,}56 \cdot 10^{-5} \cdot (150000 - \mathrm{Re})\right]; \qquad (5.68)$$

г) для входа в вертикальный насос двустороннего всасывания

$$\xi_{в.н} = \begin{cases} 2{,}15 \cdot 10^8 \, \mathrm{Re}_{вх}^{-1{,}68} & \text{при} \quad \mathrm{Re}_{вх} \le 32000 \\ 5 & \text{при} \quad \mathrm{Re}_{вх} > 32000 \end{cases}; \qquad (5.69)$$

Для вертикального насоса число Рейнольдса рассчитывается по диаметру входного патрубка в «стакан».

Если отвод выполнен под углом α отличном от 90°, то коэффициент местного сопротивления отвода находится по формуле

$$\xi_{от}(\alpha) = \xi_{90} \cdot K_\alpha, \qquad (5.70)$$

где K_α – расчетный коэффициент

$$K_\alpha = \frac{\alpha}{54{,}5 + 0{,}408\alpha}; \qquad (5.71)$$

α – угол, под которым выполнен отвод, град.

Для конических диффузоров величина коэффициента местного сопротивления зависит также от соотношения диаметров соединенных труб и угла раскрытия диффузора. Поскольку последняя величина на технологических схемах трубопроводных коммуникаций

не указывается, нами были построены огибающие функции, позволяющие рассчитывать коэффициенты местных сопротивлений конических диффузоров с некоторым запасом

$$\xi_{диф} = \begin{cases} 0{,}148\,\mathrm{Re}/(\mathrm{Re}-4660) & \text{при } d_2/d_1 = 1{,}1 \\ 0{,}132\,\mathrm{Re}/(\mathrm{Re}-16520) & \text{при } d_2/d_1 = 1{,}2 \\ 0{,}147\,\mathrm{Re}/(\mathrm{Re}-16700) & \text{при } d_2/d_1 = 1{,}4 \end{cases}. \qquad (5.72)$$

Для конфузоров ориентировочно можно принять

$$\xi_{конф} \approx 0{,}5\xi_{диф}, \qquad (5.73)$$

где $\xi_{диф}$ – коэффициент местного сопротивления диффузора при тех же условиях.

Для выхода из резервуара с хлопушкой $\xi_{вых} = 0{,}92$, а для полностью открытой задвижки $\xi_{задв} = 0{,}15$.

Наконец, для ряда местных сопротивлений в силу недостаточности изученности приходится пользоваться приближенными значениями:

1) фильтр для светлых нефтепродуктов $\xi_{ф.с} = 1{,}7$;

2) то же для темных нефтепродуктов $\xi_{ф.т} = 2{,}2$;

3) тройник на проход $\xi_{тр.пр} = 1{,}1$;

4) то же с поворотом $\xi_{тр.пв} = 1{,}3$;

5) то же на слияние $\xi_{тр.с} = 3{,}0$.

§5.9. Удаление газовых и водяных скоплений из нефтепроводов

Причиной образования газовых скоплений является попадание воздуха в полость трубопровода при проведении ремонтных работ или выделение растворенных газов на участках с пониженным давлением (в том числе на самотечных). Водяные скопления формируются из капель воды, которые всегда есть в нефтяном

потоке, оседающих в пониженных участках профиля при низких скоростях перекачки.

Наиболее простым и технологичным методом удаления скоплений является их вынос потоком перекачиваемой нефти.

Газовое скопление выносится потоком нефти целиком в виде единой пробки, если выполняется неравенство

$$Fr > Fr_p. \tag{5.74}$$

где Fr – фактическое число Фруда, $Fr = \upsilon^2 / gd$; (5.74а)

Fr_p – число Фруда, соответствующее скорости потока, при которой газовое скопление находится в неустойчивом равновесии в нисходящем участке трубопровода

$$Fr_p = 0,082\,Eö^{0,12} \cdot N_f^{0,06} \cdot f(\alpha_н)^{0,34}; \tag{5.75}$$

$Eö$ – число Этвеша

$$Eö = gd^2(\rho_p - \rho_г)/\sigma; \tag{5.76}$$

N_f – безразмерная обратная вязкость

$$N_f = \left[\sqrt{gd^3(\rho_p - \rho_г)/\rho_p}\right] \Big/ \nu_p \;; \tag{5.77}$$

$f(\alpha_н)$ – поправка, зависящая от угла наклона $\alpha_н$ нисходящего участка трубопровода к горизонту

$$f(\alpha_н) = \left(\sqrt{\sin\alpha_н} + \sqrt{\cos\alpha_н}\right)^{0,57} \cdot \exp(0,721 \cdot \sin\alpha_н); \tag{5.78}$$

ρ_p, $\rho_г$ – плотность соответственно нефти и газа при условиях перекачки; ν – кинематическая вязкость нефти; σ – поверхностное натяжение на границе «нефть – газ».

Скорость движения газовой пробки в нисходящем участке трубопровода составляет

$$\upsilon_{гн} = \upsilon \cdot \left(1 - \sqrt{Fr_p / Fr}\right). \tag{5.79}$$

В большинстве случаев скорость потока в нефтепроводах недостаточна для выноса газовых скоплений целиком, Поэтому более реальным является их постепенный размыв за счет отрыва газовых пузырьков в кормовой части скопления. Интенсивность размыва ха-

рактеризуется газовым числом $\bar{\beta}$, равным отношению среднего расхода уносимого газа к расходу нефти. Величина $\bar{\beta}$ вычисляется по одной из формул

$$\bar{\beta} = \begin{cases} 6{,}023 \cdot 10^{-2} \cdot Eö^{0{,}23} \cdot \left(Fr - Fr_1\right)^{1{,}71} \cdot \left(\sin\alpha_н\right)^{1{,}11} & \text{при } Fr_1 < Fr \le 1{,}05Fr_2 \\ 0{,}217 \cdot \left(Fr - Fr_2\right)^{0{,}25} \cdot \left(\sin\alpha_н\right)^{0{,}35} & \text{при } 1{,}05Fr_2 < Fr \le Fr_p \end{cases}, \quad (5.80)$$

где Fr_1, Fr_2 – характерные числа Фруда

$$Fr_1 = 2615 \cdot Eö^{-1{,}12} \cdot \left(\sin\alpha_н\right)^{0{,}34}; \quad Fr_2 = 3{,}106 \cdot Eö^{-0{,}25}. \quad (5.81)$$

Скорость течения нефти, при которой обеспечивается вынос скопления воды целиком из восходящего участка нефтепровода определяется через число Фруда

$$Fr_в = k_w^2 \cdot \frac{2\sin\alpha_в}{\lambda} \cdot \frac{\left(\rho_в - \rho_р\right)}{\rho_р}, \quad (5.82)$$

где k_w – поправочный коэффициент, вычисляемый по формуле

$$k_w = 0{,}1 \left(\frac{\nu_р}{\nu_в}\right)^{0{,}36} \left(Sin\alpha\right)^{-0{,}33}; \quad (5.83)$$

$\alpha_в$ – угол наклона восходящего участка трубопровода к горизонту; $\rho_в, \nu_в$ – соответственно плотность и кинематическая вязкость воды; λ – коэффициент гидравлического сопротивления.

Режим удаления водяных скоплений при их постепенном размыве потоком перекачиваемой нефти в настоящее время изучен недостаточно.

Для целей учета нефти и нефтепродуктов важно знать, когда полость трубопровода будет полностью очищена от скоплений. Пока эта задача решена только для скоплений газа.

При их выносе целиком общая продолжительность удаления газовых пробок составляет

$$\tau_{в.ц} = \sum_{i=1}^{n_1} \frac{\ell_{нi}}{\upsilon_{гнi}} + \sum_{j=1}^{n_2} \frac{\ell_{вj}}{\upsilon_{гвj}}, \quad (5.84)$$

где $\ell_{нi}, \upsilon_{гнi}$ – длина i – нисходящего участка профиля и скорость движения газовой пробки в нем; $\ell_{вj}, \upsilon_{гвj}$ – то же для j-го восходящего участка профиля; n_1, n_2 – число соответственно нисходящих и

восходящих участков.

Величина $\upsilon_{гнi}$ в (5.84) рассчитывается по формуле (5.79), а величину $\upsilon_{гвj}$ с запасом можно принять равной средней скорости потока в трубопроводе.

Для расчета продолжительности полного удаления газовых скоплений из «рельефного» трубопровода путем их размыва необходимо располагать профилем трассы и сведениями о начальном объеме скоплений в них $\left\{V_{скi}^{(o)}\right\}$ при рабочем давлении.

Полная очистка первого элемента профиля (от 1 до 2 вершины по ходу потока) от газовой фазы произойдет за время равное сумме продолжительностей размыва скопления в вершине № 1 и движения пузырьков между вершинами № 1 и № 2 (рис. 5.7)

$$\tau_1 = \frac{1}{Q}\left(\frac{V_{ск1}^{(o)}}{\bar{\beta}_1} + V_{т1-2}\right), \qquad (5.85)$$

где Q – расход нефти (нефтепродукта) в трубопроводе; $\bar{\beta}_1$ – среднее газовое число для вершины № 1; $V_{т1-2}$ – объем трубы между вершинами № 1 и № 2.

За время τ_1 объемы скоплений в остальных вершинах также изменятся и составят

$$\begin{aligned} V_{ск2}^{(1)} &= V_{ск2}^{(0)} + \left(\bar{\beta}_1 - \bar{\beta}_2\right)Q\cdot\tau_1 \\ V_{ск3}^{(1)} &= V_{ск3}^{(0)} + \left(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}_3\right)Q\tau_1 \\ &\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots \\ V_{скn}^{(1)} &= V_{скn}^{(0)} + \left(\bar{\beta}_{n-1} - \bar{\beta}_n\right)Q\tau_1 \end{aligned}, \qquad (5.86)$$

где $\bar{\beta}_2, \bar{\beta}_3, \ldots \bar{\beta}_n$ – среднее газовое число для вершин № 2, 3,... n.

Аналогично находится время очистки от газовой фазы участка трубопровода между вершинами № 2 и № 3.

Искомое время полной очистки полости трубопровода от газовых скоплений в этом случае равно

$$\tau_{в.р} = \sum_{i=1}^{n}\tau_i, \qquad (5.87)$$

где τ_i – продолжительность полной очистки от газовой фазы i – того элемента профиля трассы.

§ 5.10. Примеры расчетов

Пример 5.1. Выполнить гидравлический расчет трубопровода для перекачки 8 млн. т. нефти в год. По гипсометрической карте и сжатому профилю трассы имеем следующие данные: оптимальная длина трассы 425 км, разность нивелирных отметок конца и начала трубопровода $\Delta z = -125{,}5$ м, перевальная точка отсутствует, глубина заложения трубопровода $H_0 = 1{,}6$ м до оси, минимальная температура грунта на глубине заложения трубопровода соответствует средней температуре марта и составляет 272 К, кинематическая вязкость нефти при этой температуре равна $0{,}997 \cdot 10^{-4}$ м²/с, плотность 878 кг/м³.

Трубопровод II категории.

Решение

1.По табл. 1.3 выбираем диаметр нефтепровода, равный 530 мм. Для трубы данного диаметра и протяженностью 425 км расчетное число дней работы в соответствии с табл. 5.1 равно 356.

2.По формуле (5.2) находим расчетную производительность нефтепровода

$$Q_ч = \frac{8 \cdot 10^9}{24 \cdot 356 \cdot 878} = 1066 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3.В соответствии с найденной производительностью выбираем насосы для оснащения насосных станций: подпорные – НПВ 1250-60 и основные – НМ 1250-260.

По табл. 3.4, 3.8 выбираем насосы с наибольшим диаметром ротора.

Напор этих насосов при расчетной часовой подаче в соответствии с формулой (3.1) составляет

$$H_2 = 74{,}8 - 0{,}95 \cdot 10^{-5} \cdot 1066^2 = 64{,}0 \text{ м};$$

$$h_{мн} = 316{,}8 - 41{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 1066^2 = 269{,}2 \text{ м}.$$

4.Полагая число основных насосов $m_{мн}$=3, по формуле (5.4) рассчитываем рабочее давление на выходе головной насосной станции

$$p = 878 \cdot 9{,}81 \cdot (3 \cdot 269{,}2 + 64) = 7{,}5 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Запорная арматура на нефтепроводах рассчитана на давление $p_д = 6{,}4$ МПа. Поэтому условие (5.5) не выполняется. Необходимо принять к применению ротора меньшего диаметра.

Излишний напор составляет

$$\frac{P - P_д}{\rho_P g} = \frac{(7{,}51 - 6{,}4) \cdot 10^6}{878 \cdot 9{,}81} = 128{,}9 \text{ м}.$$

Так как допустимый кавитационный запас насосов НМ 1250-260 составляет 20 м, то напор подпорных насосов можно существенно уменьшить. Принимая к использованию ротор с наименьшим диаметром (445 мм), находим

$$H_2 = 64,2 - 13,27 \cdot 10^{-6} \cdot 1066^2 = 49,1 \text{ м}.$$

С учетом данной замены суммарный избыточный напор составляет

$$\frac{P - P_д}{\rho_P g} = 128,9 - (64 - 49,1) = 114 \text{ м},$$

т.е. избыточный напор одного основного насоса составляет 38 м.

Полагая, что будет использован ротор с диаметром 395 мм, находим

$$h_{мн} = 271,0 - 43,9 \cdot 10^{-6} \cdot 1066^2 = 221,1 \text{ м}.$$

Таким образом, напор одного основного насоса уменьшен на

$$269,2 - 221,1 = 48,1 \text{ м} > 38 \text{ м}.$$

Проверим возможность использования ротора диаметром 418 мм. Для него

$$h_{мн} = 289,8 - 34,8 \cdot 10^{-6} \cdot 1066^2 = 250,3 \text{ м}.$$

Уменьшение напора одного основного насоса составляет 250,3 − 221,1 = 29,2 м, что недостаточно.

Таким образом, рабочее давление головной насосной станции составляет

$$p = 878 \cdot 9,81 \cdot (3 \cdot 221,1 + 49,1) = 6,14 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

5.Полагая, что нефтепровод строится из труб Харцызского трубного завода (ТУ 322-8-10-95) по табл. П 1.1 находим, что для стали 13 ГС $\sigma_{вр} = 510$ МПа; $\sigma_т = 353$ МПа; $k_1 = 1,34$; $\delta_н = 8,9$ и 10 мм. Так как $D_н < 1$ м, то $k_н = 1$, а поскольку трубопровод II категории, то $m_o = 0,75$.

По формуле (4.2) вычисляем расчетное сопротивление металла труб

$$R_1 = 510 \cdot \frac{0,75}{1,34 \cdot 1} = 285,5 \text{ МПа}.$$

6.Расчетная толщина стенки нефтепровода по формуле (4.1)

$$\delta = \frac{1,15 \cdot 6,14 \cdot 530}{2(1,15 \cdot 6,14 + 285,5)} = 6,4 \text{ мм}.$$

Округляем найденное значение до ближайшего большего стандартного значения $\delta_н = 8$ мм. Предположим, что после проведения всех проверок (гл. 4) окончательная толщина стенки $\delta_н = 9$ мм.

7.Внутренний диаметр нефтепровода по формуле (5.6)

$$d = 530 - 2 \cdot 9 = 512 \text{ мм}.$$

8.Секундный расход нефти и ее средняя скорость по формулам (5.7), (5.8)

$$Q = \frac{1066}{3600} = 0,296 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 0,296}{3,14 \cdot 0,512^2} = 1,44 \text{ м/с}.$$

9.Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$Re = \frac{1,44 \cdot 0,512}{0,997 \cdot 10^{-4}} = 7395,$$

т.е. режим течения нефти турбулентный.

10.Относительная шероховатость труб при $k_э = 0,2$ мм

$$\varepsilon = \frac{0,2}{512} = 3,9 \cdot 10^{-4}.$$

11.Первое переходное число Рейнольдса по формуле (5.12)

$$Re_1 = \frac{10}{3,9 \cdot 10^{-4}} = 25641.$$

Так как $Re < Re_1$, то течение нефти происходит в зоне гидравлически гладких труб и коэффициент гидравлического сопротивления вычисляем по формуле (5.13)

$$\lambda = \frac{0,3164}{7395^{0,25}} = 0,0341.$$

12.Гидравлический уклон в нефтепроводе по формуле (5.18)

$$i = \frac{0,0341}{0,512} \cdot \frac{1,44^2}{2 \cdot 9,81} = 0,00704.$$

13.Так как $L <$ 600 км, то $N_э$=1. По формуле (5.28) вычисляем полные потери в трубопроводе (полагаем $H_{кп}$ = 30 м)

$$H = 1,02 \cdot 0,00704 \cdot 425 \cdot 10^3 - 125,5 + 1 \cdot 30 = 2956,3 \text{ м}.$$

14.Расчетный напор одной станции по формуле (5.30)

$$H_{ст} = 3 \cdot 221,1 = 663,3 \text{ м}.$$

15.Расчетное число насосных станций по формуле (5.32)

$$n = \frac{2956,3 - 149,1}{663,3} = 4,4 .$$

Найденное количество станций округляем до 5.

16.Выполняем расчеты для построения совмещенной характеристики нефтепровода и насосных станций, результаты которых сводим в табл. 5.4.

Таблица 5.4

Данные для построения совмещенной характеристики

Q, м³/ч	$H = 1,02iL + \Delta z + H_{кп}$, м	$H = H_2 + n_н h_{мн}$ при $n_н$			
		12	13	14	15
400	452,6	3230,1	3494,1	3758,1	4022,1
600	1018,8	3121,8	3377,0	3632,2	3887,4
800	1748,0	2970,5	3213,4	3456,3	3699,2
1000	2628,7	2776,1	3003,2	3230,3	3457,4
1200	3652,5	2538,7	2746,5	2954,3	3162,1
1400	4813,1	2258,2	2443,2	2628,2	2813,2

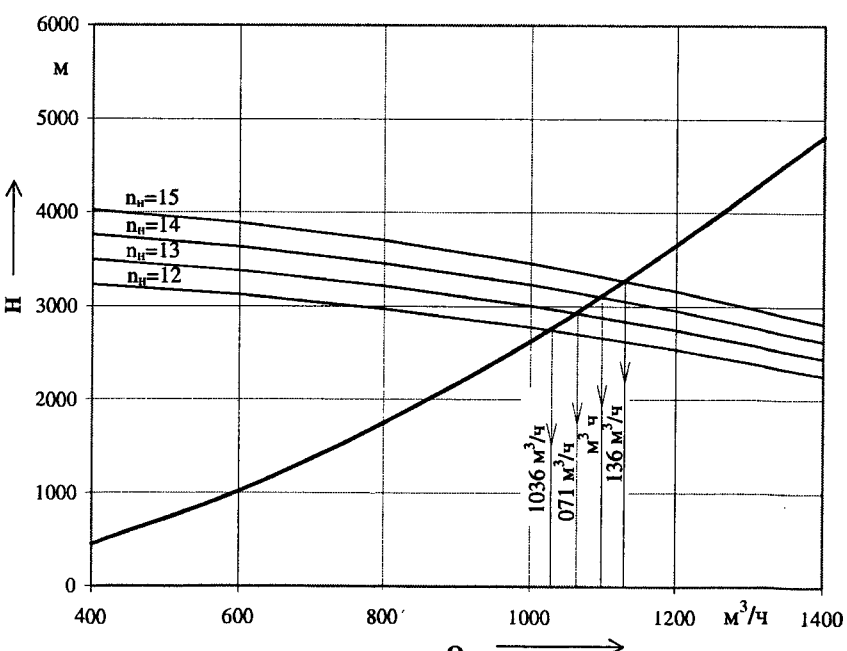


Рис. 5.3. Совмещенная характеристика нефтепровода и насосных станций для условий примера 5.1

На рис. 5.3 приведена совмещенная характеристика нефтепровода и насосных станций при общем числе работающих насосов $n_н$ = 12, 13, 14 и 15. Видно, что при данном количестве работающих насосов производительность нефтепровода составляет соответственно 1036, 1071, 1105 и 1136 м³/ч.

Таким образом, проектная производительность нефтепровода обеспечивается при работе на станциях 13 насосов.

3.При распределении этого количества насосов по станциям необходимо иметь в виду следующее; 1) большее их число должно быть установлено на станциях, расположенных в начале трубопровода, и меньшее – на расположенных в его конце; 2) для удобства обслуживания линейной части четвертый и пятый перегоны между станциями должны быть примерно одинаковой длины. Исходя из вышесказанного, выбираем следующую схему включения насосов на насосных станциях: 3 – 3 – 3 -2 – 2.

Пример 5.2. Для условий предыдущего примера рассчитать необходимую концентрацию противотурбулентной присадки, обеспечивающую выполнение проектной производительности нефтепровода четырьмя насосными станциями. Длина последнего участка $\ell_п = 120$ км.

Решение

1.Согласно расчетов, выполненных в примере 5.1, при работе четырех насосных станций расход в нефтепроводе Q_o=1036 м³/ч. Следовательно, для достижения плановой пропускной способности $Q = 1066$ м³/ч коэффициент увеличения производительности должен составить

$$\chi = \frac{Q}{Q_o} = \frac{1066}{1036} = 1{,}029 .$$

2.Число Рейнольдса при перекачке нефти с расходом Q_o

$$Re_o = Re \cdot \frac{Q_o}{Q} = 7395 \cdot \frac{1036}{1066} = 7187 .$$

3.Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.13)

$$\lambda_o = \frac{0{,}3164}{7187^{0{,}25}} = 0{,}0344 .$$

4.Необходимая величина коэффициента гидравлического сопротивления на последнем участке нефтепровода по формуле (5.45)

$$\lambda_{п} = 0,0341 - \frac{1}{120000} \cdot \left[\frac{3,14^2 \cdot 9,81 \cdot 0,512^5}{8 \cdot 1,029^2} \cdot 4 \cdot 3 \cdot \left(1,029^2 - 1\right) - \right.$$

$$\left. - 425000 \cdot \left(\frac{0,0344}{1,029^2} - 0,0341 \right) \right] = 0,0284 .$$

5.Требуемая величина коэффициента $A(\theta_{п})$ по формуле (5.46)

$$A(\theta_{п}) = \frac{1}{7395\sqrt{0,0284}} \cdot \exp\left(\frac{1 + 3.745\sqrt{0,0284}}{0,88\sqrt{0/0284}} \right) = 47,0 .$$

6.Из формул (5.43) и (5.44) находим необходимые концентрации присадок

– для “CDR – 102”

$$\theta_{п} = \left[\frac{A(\theta_{п})}{1,48} \right]^{\frac{1}{1,24}} = \left(\frac{47}{1,48} \right)^{\frac{1}{1,24}} = 16,3 \text{ г/т} ;$$

– для “NECCAD – 547”

$$\theta_{п} = \left[\frac{A(\theta_{п})}{0,407} \right]^{\frac{1}{1,29}} = \left(\frac{47}{0,407} \right)^{\frac{1}{1,29}} = 39,7 \text{ г/т} .$$

Пример 5.3. Выполнить расстановку насосных станций по трассе нефтепровода, рассмотренного в примере 5.1.

Решение

1.По формуле (5.47) вычисляем длину перегона, на который хватило бы напора H_{cm1} при условии, что нефтепровод был бы горизонтальным

$$\ell_1^* = \frac{663,3}{1,02 \cdot 0,000704} = 92371 \text{ м} .$$

2.На рис. 5.4 в начале нефтепровода (т. A_1) вверх в вертикальном масштабе откладываем напор $H_{cm1} = 663,3$ **м**, а вправо в горизонтальном масштабе $\ell_1^* = 92371$ м. Линия, соединяющая концы данных отрезков, есть гидравлический уклон в нефтепроводе с учетом местных сопротивлений.

3.В точке пересечения линии гидравлического уклона с профилем трассы (т. A_2) располагается НС № 2. Откладывая в ней вверх в

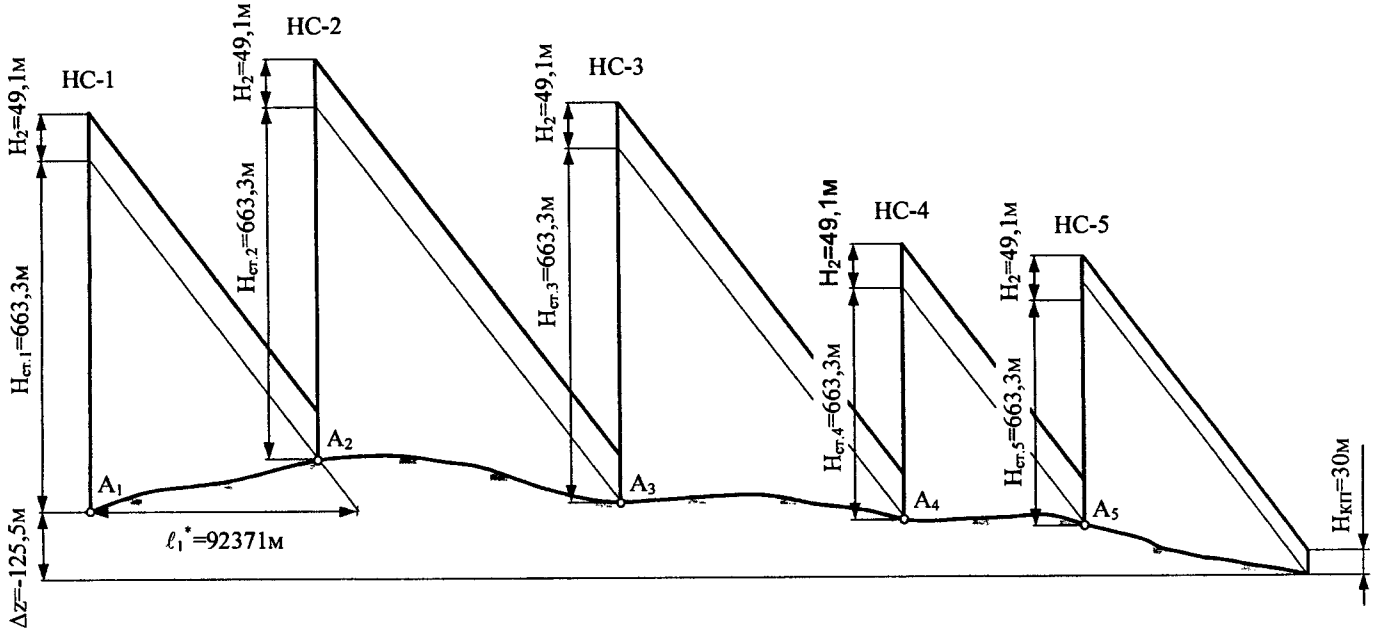


Рис. 5.4 Расстановка насосных станций по трассе нефтепровода для условий примера 5.3

масштабе напор $H_{ст2} = 663{,}3$ м и проводя через полученную точку линию гидравлического уклона, в месте ее пересечения с профилем трассы находим место расположения НС № 3 (т. A_3).

4.Положение НС № 4 и НС № 5 определяется аналогично, но с тем отличием, что напор $H_{ст4} = 2 \cdot 221{,}1 = 442{,}2$ м.

5.В заключение проверяется правильность расстановки насосных станций. Для этого в точке A_5 вверх откладывается напор

$$H_{ст5} + H_2 - H_{кп} = 442{,}2 + 49{,}1 - 30 = 461{,}3 \text{ м} \cdot$$

Линия гидравлического уклона, проведенная из полученной точки, приходит точно в конечную точку трубопровода на профиле. Следовательно, все построения выполнены верно.

Аналогично выполняется расстановка станций в пределах каждого эксплуатационного участка, когда таких участков несколько.

Пример 5.4. Определить все возможные режимы работы нефтепровода диаметром 512 мм и протяженностью 520 км для перекачки нефти, вязкостью $0{,}997 \cdot 10^{-4}$ м²/с и плотностью 855 кг/м³. Пять насосных станций оборудованы основными насосами НМ 1250-260 с роторами диаметром 395 мм, а на головной насосной станции установлены подпорные насосы НПВ 1250-60 с роторами диаметром 445 мм. Сведения о нивелирных высотах мест расположения насосных станций и длине обслуживаемых ими участков таковы: $z_н = z_1 = 20$ м; $\ell_1 = 105$ км; $z_2 = 30$ м; $\ell_2 = 107$ км; $z_3 = 20$ м; $\ell_3 = 104$ км; $z_4 = 65$ м; $\ell_4 = 105$ км; $z_5 = 85$ м; $\ell_5 = 100$ км; $z_к = -30$ м. Принять $H_{кп} = 30$ м.

Решение

1.Напоры основных и подпорных насосов при подачах, соответствующих границам рабочей зоны, по формуле (3.1):

$$Q_1 = 0{,}8 \cdot 1250 = 1000 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$Q_2 = 1{,}2 \cdot 1250 = 1500 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$h_{мн1} = 271 - 43{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 1000^2 = 227{,}1 \text{ м};$$

$$h_{мн2} = 271 - 43{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^2 = 172{,}2 \text{ м};$$

$$H_{2_1} = 64{,}2 - 13{,}27 \cdot 10^{-6} \cdot 1000^2 = 50{,}9 \text{ м};$$

$$H_{2_2} = 64{,}2 - 13{,}27 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^2 = 34{,}3 \text{ м}.$$

2.Вычисляем коэффициенты напорных характеристик насосов по формулам (3.9):

при $m = 0{,}25$

$$Б_* = \frac{(1500-1000)\cdot\left[-0+43{,}9\cdot10^{-6}\cdot(1000+1500)\right]}{1500^{1{,}75}-1000^{1{,}75}} = 298{,}7\cdot10^{-6}\,\frac{ч^{1{,}75}}{м^{4{,}25}};$$

$$A = 271+0-43{,}9\cdot10^{-6}\cdot1500^2+298{,}7\cdot10^{-6}\cdot1500^{1{,}75} = 280{,}2\ м;$$

$$в_{п*} = \frac{(1500-1000)\cdot\left[-0+13{,}27\cdot10^{-6}\cdot(1000+1500)\right]}{1500^{1{,}75}-1000^{1{,}75}} = 90{,}3\cdot10^{-6}\,\frac{ч^{1{,}75}}{м^{4{,}25}};$$

$$a_п = 64{,}2+0-13{,}27\cdot10^{-6}\cdot1500^2+90{,}3\cdot10^{-6}\cdot1500^{1{,}75} = 67{,}0\ м;$$

$$Б = 3600^{1{,}75}\cdot298{,}7\cdot10^{-6} = 499{,}8\,\frac{с^{1{,}75}}{м^{4{,}75}};$$

$$в_п = 3600^{1{,}75}\cdot90{,}3\cdot10^{-6} = 151{,}1\,\frac{с^{1{,}75}}{м^{4{,}75}};$$

при $m = 0{,}123$

$$Б_* = \frac{(1500-1000)\cdot\left[-0+43{,}9\cdot10^{-6}\cdot(1000+1500)\right]}{1500^{1{,}877}-1000^{1{,}877}} = 112{,}5\cdot10^{-6}\,\frac{ч^{1{,}877}}{м^{4{,}631}};$$

$$A = 271+0-43{,}9\cdot10^{-6}\cdot1500^2+298{,}7\cdot10^{-6}\cdot1500^{1{,}877} = 275{,}2\ м;$$

$$в_{п*} = \frac{(1500-1000)\cdot\left[-0+13{,}27\cdot10^{-6}\cdot(1000+1500)\right]}{1500^{1{,}877}-1000^{1{,}877}} = 34{,}0\cdot10^{-6}\,\frac{ч^{1{,}877}}{м^{4{,}631}};$$

$$a_п = 64{,}2+0-13{,}27\cdot10^{-6}\cdot1500^2+34{,}0\cdot10^{-6}\cdot1500^{1{,}877} = 65{,}5\ м;$$

$$Б = 3600^{1{,}877}\cdot112{,}5\cdot10^{-6} = 532{,}5\,\frac{с^{1{,}877}}{м^{4{,}631}};$$

$$в_п = 3600^{1{,}877}\cdot112{,}5\cdot10^{-6} = 160{,}9\,\frac{с^{1{,}877}}{м^{4{,}631}}.$$

3.Разность нивелирных высот конца и начала трубопровода

$$\Delta z = z_к - z_н = -30-20 = -50\ м.$$

4.Предположим, что режим перекачки турбулентный, зона трения – гидравлически гладкие трубы. Тогда по формуле (5.49) величина гидравлического уклона при единичном расходе

$$f = 1{,}02\cdot0{,}0246\cdot\frac{\left(0{,}997\cdot10^{-4}\right)^{0{,}25}}{0{,}512^{4{,}75}} = 0{,}0603\,\frac{с^{1{,}75}}{м^{5{,}25}}.$$

5.При общем числе работающих основных насосов на насосных станциях $n_н = 15$ получаем $\sum_{i=1}^{n_1} A_i = 15 \cdot 280,2 = 4203$ м, $\sum_{i=1}^{n_1} Б_i = 15 \cdot 499,8 = 7497 \frac{с^{1,75}}{м^{4,25}}$. Подставляя в (5.48), получаем

$$Q = \left(\frac{67 + 4203 + 50 - 30}{151,1 + 0,0603 \cdot 520000 + 7497} \right)^{\frac{1}{1,75}} = 0,283 \text{ м}^3/\text{с}.$$

6.Число Рейнольдса при этом расходе по формуле (5.10)

$$Re = \frac{4 \cdot 0,283}{3,14 \cdot 0,512 \cdot 0,997 \cdot 10^{-4}} = 7062.$$

Так как $Re < Re_1$, то режим перекачки выбран верно.

7.Максимально допустимый напор на выходе из насосных станций

$$H_{ст\,max} = \frac{p_д}{\rho g} = \frac{6,4 \cdot 10^6}{855 \cdot 9,81} = 763 \text{ м},$$

а допустимый кавитационный запас на входе в основные насосы вычисляем по формуле (3.3)

$$\Delta h_{доп} = 0,092 \cdot (0,283 \cdot 3600)^{0,76} = 17,8 \text{ м}.$$

С учетом потерь напора в обвязке насосных станций примем

$$\Delta H_{min} = 25 \text{ м}.$$

8.Предположим, что на каждой станции включено последовательно по 3 основных насоса. Соответственно, подпоры и напоры насосных станций в соответствии с формулами (5.50) составят:

$$\Delta H_1 = 67 - 151,1 \cdot 0,283^{1,75} = 50,4 \text{ м};$$

$$H_1 = 50,4 + 3 \cdot (280,2 - 499,8 \cdot 0,283^{1,75}) = 726,4 \text{ м};$$

$$\Delta H_2 = 67 + 3 \cdot 280,2 - (30 - 20) - 0,283^{1,75} \times$$
$$\times (151,1 + 3 \cdot 499,8 + 0,0603 \cdot 105000) = 21,1 \text{ м},$$

Так как $\Delta H < \Delta H_{min}$, то необходимый подпор на входе в НС № 2 не обеспечивается. Следовательно, работать 15-тью основными насосами нельзя.

9.Полагая, что общее число основных насосов на всех станциях $n_н = 14$, находим

$$\sum_{1}^{n_1} A_i = 14 \cdot 280,2 = 3922,8 \text{ м},$$

$$\sum_{1}^{n_1} Б_i = 14 \cdot 499,8 = 6997,2 \frac{с^{1,75}}{м^{4,75}}$$

и по формуле (5.48)

$$Q = \left(\frac{67 + 3922,8 + 50 - 30}{151,1 + 0,0603 \cdot 520000 + 6997,2} \right)^{\frac{1}{1,75}} = 0,275 \text{ м}^3/\text{с}.$$

10.Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$Re = \frac{4 \cdot 0,275}{3,14 \cdot 0,512 \cdot 0,997 \cdot 10^{-4}} = 6862.$$

11.Величины подпоров и напоров насосных станций при количестве включенных насосов на станциях 3-3-3-3-2:

$$\Delta H_1 = 67 - 151,1 \cdot 0,275^{1,75} = 51,2 \text{ м};$$

$$H_1 = 51,2 + 3 \cdot \left(280,2 - 499,8 \cdot 0,275^{1,75}\right) = 735,2 \text{ м};$$

$$\Delta H_2 = 67 + 3 \cdot 280,2 - (30 - 20) - 0,275^{1,75} \times$$
$$\times (151,1 + 3 \cdot 499,8 + 0,0603 \cdot 105000) = 64,0 \text{ м};$$

$$H_2 = 64,0 + 3 \cdot \left(280,2 - 499,8 \cdot 0,275^{1,75}\right) = 748 \text{ м};$$

$$\Delta H_3 = 67 + 6 \cdot 280,2 - (20 - 20) - 0,275^{1,75} \times$$
$$\times \left[151,1 + 6 \cdot 499,8 + 0,0603 \cdot (105000 + 107000)\right] = 74,2 \text{ м};$$

$$H_3 = 74,2 + 3 \cdot \left(280,2 - 499,8 \cdot 0,275^{1,75}\right) = 758,2 \text{ м};$$

$$\Delta H_4 = 67 + 9 \cdot 280,2 - (65 - 20) - 0,275^{1,75} \times$$
$$\times \left[151,1 + 9 \cdot 499,8 + 0,0603 \cdot (105000 + 107000 + 104000)\right] = 68,3 \text{ м};$$

$$H_4 = 68,3 + 3 \cdot \left(280,2 - 499,8 \cdot 0,275^{1,75}\right) = 752,3 \text{ м};$$

$$\Delta H_4 = 67 + 12 \cdot 280,2 - (85 - 20) - 0,275^{1,75} \times$$
$$\times \begin{bmatrix} 151,1 + 12 \cdot 499,8 + 0,0603 \times \\ \times (105000 + 107000 + 104000 + 105000) \end{bmatrix} = 71,2 \text{ м};$$

$$H_5 = 71,2 + 2 \cdot \left(280,2 - 499,8 \cdot 0,275^{1,75}\right) = 527,2 \text{ м}.$$

Так как для всех насосных станций неравенства (5.51) выполняются, то работоспособность нефтепровода обеспечивается.

Результаты расчета напоров и подпоров при другом количестве работающих насосов и различных комбинациях их включения на станциях представлены в табл. 5.5.

Пример 5.5. Используя результаты расчетов в примере 5.4, определить оптимальные режимы работы нефтепровода. В качестве привода основных насосов используются электродвигатели типа СТДП 1250-2УХЛ4 (мощность $N_{ном_{мн}} = 1250$ кВт), подпорных – ВАОВ500М – 4У1 ($N_{ном_2} = 400$ кВт).

Решение

1.В качестве примера рассмотрим работу 14-ю основными насосами с производительностью 0,275 м³/с. Часовой объем перекачки при этом составляет

$$Q = 0,275 \cdot 3600 = 990 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2.К.п.д насосов при расчетной подаче по формуле (3.2)

$$\eta_{н.мн} = 0,206 + 0,113 \cdot 10^{-2} \cdot 990 - 50 \cdot 10^{-8} \cdot 990^2 = 0,835;$$

$$\eta_{н.пн} = 0,05 + 10,01 \cdot 10^{-4} \cdot 990 - 35,11 \cdot 10^{-8} \cdot 990^2 = 0,697 \cdot$$

3.Напоры основного и подпорного насоса при расчетной подаче по формуле (3.1)

$$h_{мн} = 271 - 43,9 \cdot 10^{-6} \cdot 990^2 = 227 \text{ м};$$

$$H_2 = 64,2 - 13,27 \cdot 10^{-6} \cdot 990^2 = 51,2 \text{ м}.$$

4.Мощность на валу насосов по формуле (5.53) без учета $\eta_{эл}$

$$N_{н.мн} = \frac{855 \cdot 9,81 \cdot 227 \cdot 0,275}{0,835 \cdot 0,99} = 633391 \text{ Вт};$$

$$N_{н.пн} = \frac{855 \cdot 9,81 \cdot 51,2 \cdot 0,275}{0,697 \cdot 0,99} = 171147 \text{ Вт}.$$

5.Коэффициенты загрузки электродвигателей насосов

$$k_{з.мн} = \frac{633391}{1250000} = 0,507;$$

$$k_{з.пн} = \frac{171147}{400000} = 0,428.$$

Таблица 5.5

Напоры и подпоры насосных станций при различных числах работающих насосов и комбинациях их включения

№ режима	Общее число работающих основных насосов	Комбинация включения основных насосов на станциях	Q, м³/ч	ΔH_1, м	H_1, м	ΔH_2, м	H_2, м	ΔH_3, м	H_3, м	ΔH_4, м	H_4, м	ΔH_5, м	H_5, м	$E_{уд}$, КВт·ч/т
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	14	3-3-3-3-2	990,0	51,2	735,2	64,0	748,0	74,2	758,2	68,3	752,3	71,2	527,2	11,1
2		3-3-3-2-3		51,2	735,2	64,0	748,0	74,2	758,2	68,3	752,3	-116,2	527,2	
3		3-2-3-3-3		51,2	735,2	64,0	507,5	-132,4	548,7	-152,4	528,7	-116,2	527,2	
4		3-3-2-3-3		51,2	735,2	64,0	748,0	74,2	548,7	-152,4	528,7	-116,2	527,2	
5	13	3-3-3-2-2	967,3	51,8	741,6	101,7	791,5	189,4	879,1	216,1	675,9	67,3	527,2	10,8
6		3-2-3-3-2		51,8	741,6	101,7	561,6	-40,6	649,2	-13,9	675,9	67,3	527,2	
7		3-3-2-3-2		51,8	741,6	101,7	791,5	189,4	649,2	-13,9	675,9	67,3	527,2	
8		3-2-3-2-3		51,8	741,6	101,7	561,6	-40,6	649,2	-13,9	446,0	-162,6	527,2	
9	12	3-3-2-2-2	932,0	52,7	751,3	151,3	849,9	286,5	752,2	128,3	594,1	22,7	488,4	10,2
10		3-2-3-2-2		52,7	751,3	151,3	617,1	53,6	752,2	128,3	594,1	22,7	488,4	
11		3-2-2-2-3		52,7	751,3	151,3	617,1	53,6	519,4	-104,6	361,2	-210,2	488,4	
12	11	3-2-2-2-2	894,7	53,6	761,2	202,2	673,9	150,3	622,0	38,3	510,0	-23,1	448,6	9,6
13	10	2-2-2-2-2	855,0	54,5	532,3	15,4	493,2	10,5	488,3	-54,2	423,7	-70,1	407,7	8,98
14	9	2-2-2-2-1	812,8	55,4	539,4	65,8	549,7	109,1	593,1	93,0	123,7	123,7	365,7	8,35
15		2-1-2-2-2		55,4	539,4	65,8	307,7	-132,9	351,1	-149,0	335,0	-118,3	365,7	
16		2-2-1-2-2		55,4	539,4	65,8	549,7	109,1	351,1	-149,0	335,0	-118,3	365,7	
17		2-2-2-1-2		55,4	539,4	65,8	549,7	109,1	593,1	93,0	335,0	-118,3	365,7	

Продолжение табл. 5.5

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
18	8	2-2-2-1-1	767,6	56,4	546,7	117,4	607,7	210,2	700,5	244,0	489,2	77,4	322,5	7,70
19		2-1-2-2-1		56,4	546,7	117,4	362,5	-35,0	455,3	-1,1	489,2	77,4	322,5	
20		2-1-2-1-2		56,4	546,7	117,4	362,5	-35,0	455,3	-1,1	244,0	-167,8	322,5	
21		2-1-1-2-2		56,4	546,7	117,4	362,5	-35,0	210,2	-246,2	244,0	-167,8	322,5	
22	7	2-2-1-1-1	713,8	57,4	554,7	170,6	667,9	314,3	563,0	150,9	399,5	29,9	278,6	7,07
23		2-1-2-1-1		57,4	554,7	170,6	419,3	65,7	563,0	150,9	399,5	29,9	278,6	
24		2-1-1-2-1		57,4	554,7	170,6	419,3	65,7	314,3	-97,7	399,5	29,9	278,6	
25		2-1-1-1-2		57,4	554,7	170,6	419,3	65,7	314,3	-97,7	150,9	-218,7	278,6	
26	6	2-1-1-1-1	661,2	58,4	562,0	225,0	476,8	169,0	420,8	54,9	306,7	-19,0	232,9	6,39
27	5	1-1-1-1-1	603,6	59,4	314,4	25,7	280,7	19,8	274,8	-43,7	211,3	-69,1	185,9	5,68
28	4	1-1-1-1-0	539,8	60,30	318,5	79,5	337,7	125,1	383,3	113,5	371,7	137,6	137,6	4,93
29		1-0-1-1-1		60,30	318,5	79,5	79,5	-133,2	125,1	-144,7	113,5	-120,6	137,6	
30		1-1-0-1-1		60,30	318,5	79,5	337,7	125,1	125,1	-144,7	113,5	-120,6	137,6	
31		1-1-1-0-1		60,30	318,5	79,5	337,7	125,1	383,3	113,5	113,5	-120,6	137,6	
32	3	1-1-1-0-0	467,6	61,3	322,7	134,6	396,0	232,9	494,3	274,5	274,5	88,1	88,1	4,14
33		1-0-1-0-1		61,3	322,7	134,6	134,6	-28,5	232,9	13,1	13,1	-173,3	88,1	
34		1-1-0-1-0		61,3	322,7	134,6	396,0	232,9	232,9	13,1	274,5	88,1	88,1	
35		1-1-0-0-1		61,3	322,7	134,6	396,0	232,9	232,9	13,1	13,1	-173,3	88,1	
36	2	1-1-0-0-0	383,5	62,3	326,8	191,0	455,5	343,3	343,3	174,8	174,8	37,3	37,3	3,27
37		1-0-1-0-0		62,3	326,8	191,0	191,0	78,7	343,3	174,8	174,8	37,3	37,3	
38		1-0-0-1-0		62,3	326,8	191,0	191,0	78,7	78,7	-89,7	174,8	37,3	37,3	
39		1-0-0-0-1		62,3	326,8	191,0	191,0	78,7	78,7	-89,7	-89,7	-227,3	37,3	
40	1	1-0-0-0-0	340,6	62,7	318,6	283,1	283,1	258,6	258,6	178,7	178,7	125,5	125,5	2,02

*) Заведомо непроходные комбинации включения насосов с меньшим количеством работающих насосов на головной станции не рассматривались.

6.Полагая $\eta_{ном} = 0,97$, по формуле (5.54) находим к.п.д электродвигателя с учетом потери его мощности

$$\eta_{элj\ мн} = \left[1 + \frac{(1-0,97)}{2 \cdot 0,97 \cdot 0,507}\left(1 + 0,507^2\right)\right]^{-1} = 0,963;$$

$$\eta_{элj\ мн} = \left[1 + \frac{(1-0,97)}{2 \cdot 0,97 \cdot 0,428}\left(1 + 0,428^2\right)\right]^{-1} = 0,959.$$

7.Мощность, потребляемая электродвигателями основного и подпорного насосов, при работе на рассматриваемом режиме в соответствии с формулой (5.53)

$$N_{потрj\ мн} = \frac{N_{н.мн}}{\eta_{элj\ мн}} = \frac{633391}{0,963} = 657727\ Вт;$$

$$N_{потрj\ 2} = \frac{N_{н.2}}{\eta_{элj\ 2}} = \frac{171147}{0,959} = 178464\ Вт.$$

8.Удельные энергозатраты на перекачку нефти на рассматриваемом режиме по формуле (5.52)

$$E_{удj} = \frac{1}{855 \cdot 990}\left(178464 + 14 \cdot 657727\right) = 11,1\frac{Вт \cdot ч}{кг} = 11,1\frac{кВт \cdot ч}{т}.$$

9.Для остальных режимов перекачки расчеты выполняются аналогично. Их результаты представлены в табл. 5.6.

Таблица 5.6

Удельные энергозатраты на перекачку для условий примера 5.5

№ режима	Производительность перекачки, м³/ч	$E_{уд}$, кВт·ч/т	№ режима	Производительность перекачки, м³/ч	$E_{уд}$, кВт·ч/т
1	990,0	11,1	28	539,8	4,93
10	855,0	10,2	32	467,6	4,14
14	812,8	8,35	35	383,5	3,27
18	767,6	7,70	36	383,5	3,27
22	713,8	7,07	39	340,6	2,02
23	713,8	7,07			

10.На основании данных табл. 5.5 наносим на график (рис. 5.5) величины удельных энергозатрат на перекачку при соответствующей производительности нефтепровода и проводим огибающую ломанную линию через них.

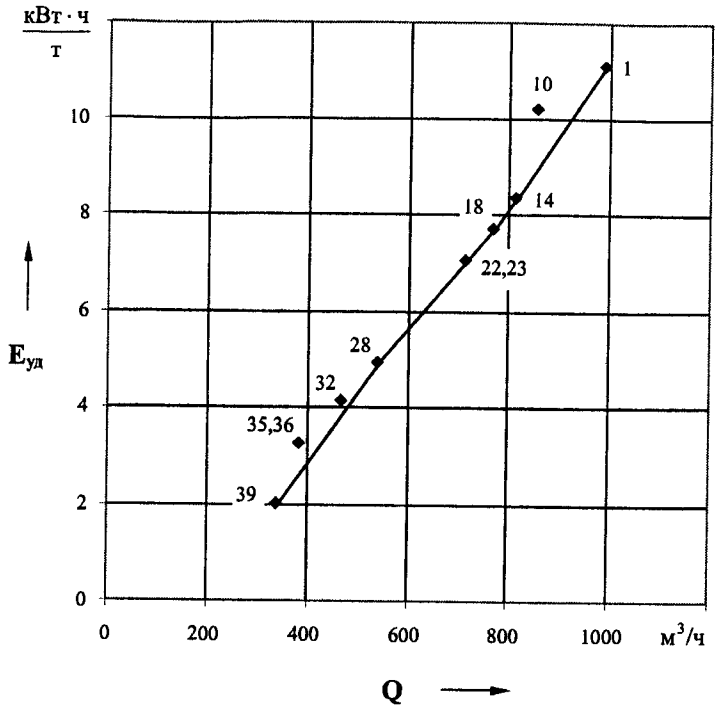


Рис. 5.5 Зависимость удельных энергозатрат на перекачку от производительности нефтепровода для условий примера 5.5

Как видно из рис. 5.5, величины удельных энергозатрат, соответствующие режимам 10, 32, 35 и 36, находятся выше огибающей ломаной линии, что свидетельствует о неэкономичности этих режимов.

Таким образом, рассматриваемый нефтепровод может экономично работать только на режимах 1, 14, 18, 22, 23, 28 и 39.

11.Имея перечень возможных экономичных режимов перекачки, нетрудно вычислить продолжительность работы на каждом из них для выполнения планового задания.

Пусть, например, в течение месяца ($\tau_{пл} = 720$ ч) необходимо перекачать $V_{пл} = 650000$ м^3 нефти. При этом средняя производительность перекачки в этот период

$$Q = \frac{650000}{720} = 902{,}8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Ближайшие к данной производительности экономичные расходы перекачки составляют $Q_1 = 855$ м^3/ч и $Q_2 = 990$м^3/ч.

По формулам (5.56) находим продолжительность работы нефтепровода на этих режимах

$$\tau_1 = 720 \cdot \frac{990 - 902{,}8}{990 - 855} = 465{,}1 \text{ ч};$$

$$\tau_2 = 720 \cdot \frac{902{,}8 - 902{,}8}{990 - 855} = 254{,}9 \text{ ч}.$$

Удельные затраты электроэнергии при такой работе по формуле (5.57)

$$E_{уд} = \frac{1}{650000}\left(10{,}2 \cdot 855 \cdot 465{,}1 + 11{,}1 \cdot 990 \cdot 254{,}9\right) = 10{,}6 \frac{\text{кВт} \cdot \text{ч}}{\text{т}}.$$

Пример 5.6. Рассчитать давление на входе в первый по ходу подпорный насос для схемы перекачивающей станции, приведенной на рис. 5.6. Перекачивается нефть, имеющая плотность 860 кг/м³ и кинематическую вязкость 25·10-6 м²/с, с расходом 1100 м3/ч насосами НПВ 1250-60. Принять, что наиболее удаленный резервуар находится на расстоянии 870 м от подпорного насоса, а остальные величины: $z_р = 5$ м, $z_{пн} = -1{,}5$ м, $k_э = 0{,}2$ мм. Нефть, имеющая температуру начала кипения 315K, перекачивается при температуре 293K.

Решение

1.Средняя скорость нефти в трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 1100}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}512^2} = 1{,}49 \text{ м/с}$$

и во входном патрубке насоса

$$\upsilon_{вх} = \upsilon\left(\frac{d}{d_{вх}}\right)^2 = 1{,}49\left(\frac{0{,}512}{0{,}800}\right)^2 = 0{,}610 \text{ м/с}.$$

2.Соответствующие числа Рейнольдса по формуле (5.10):

$$\text{Re} = \frac{1{,}49 \cdot 0{,}512}{25 \cdot 10^{-6}} = 30515;$$

$$\text{Re}_{вх} = \frac{0{,}610 \cdot 0{,}800}{25 \cdot 10^{-6}} = 19552.$$

3.Коэффициент гидравлического сопротивления в трубопроводе по формуле (5.14)

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(3{,}9 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{30515}\right)^{0{,}25} = 0{,}0249.$$

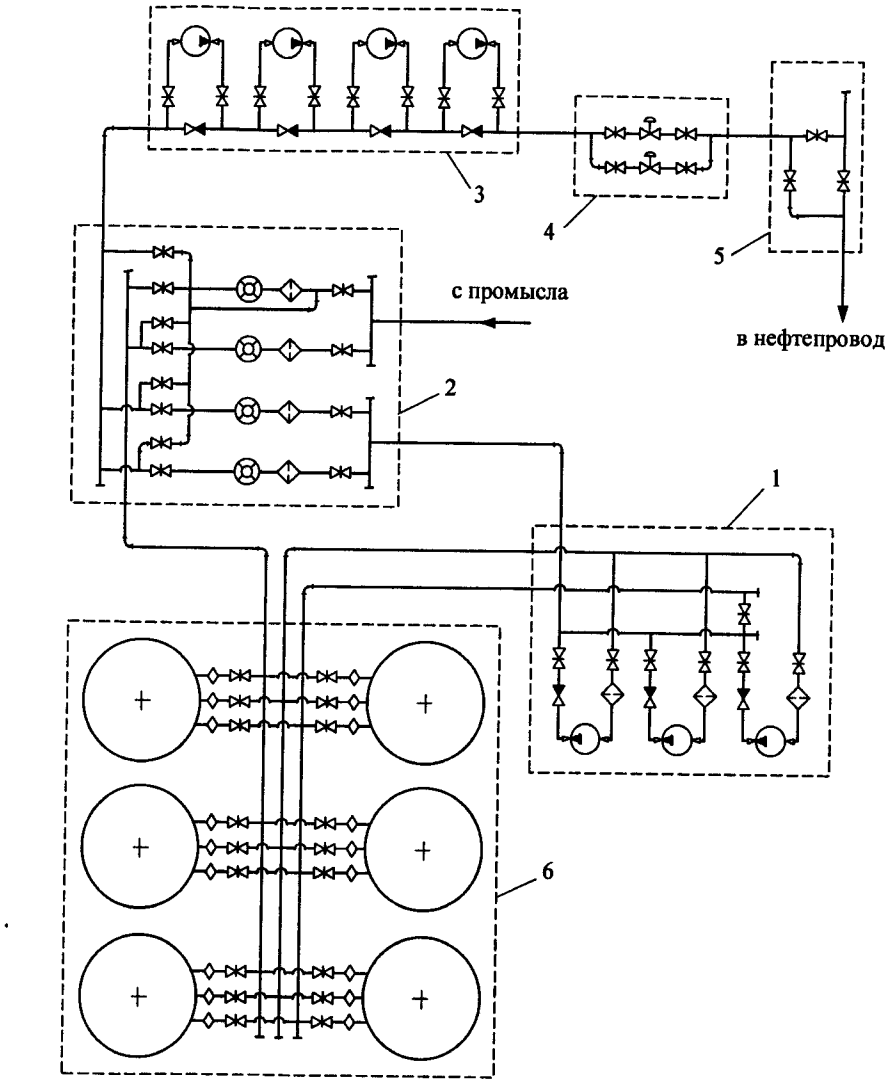


Рис. 5.6 Техиологическая схема головной иасосной станции:

1 – площадка фильтров и счетчиков; 3 – основная насосная;
4 – площадка регуляторов; 5 – площадка запуска внутритрубных инспекционных снарядов; 6 – резервуарный парк

4.Гидравлический уклон и потери напора в трубопроводе:

$$i = \frac{0,0249}{0,512} \cdot \frac{1,49^2}{2 \cdot 9,81} = 0,0055;$$

$$\sum h_т = 0,0055 \cdot 870 = 4,79 \text{ м}.$$

5.Согласно технологической схемы, приведенной на рис. 5.6, на пути нефти от резервуара до насоса имеют место следующие местные сопротивления: 1) выход из резервуара; 2) однолинзовый компенсатор; 3) две задвижки; 4) тройник с поворотом; 5) два отвода 90^0; 6) фильтр; 7) вход в вертикальный насос.

6.По формулам (5.66) – (5.73) вычисляем коэффициенты этих сопротивлений:

$$\xi_{комп\,1} = 0,153 + 5964/30515 = 0,348;$$

$$\xi_{комп\,1} = 0,35 + 3,58 \cdot 10^{-3} \exp\left[3,56 \cdot 10^{-5}\left(150000 - 30515\right)\right] = 0,602;$$

$$\xi_{в.н} = 2,15 \cdot 10^8 \cdot 19552^{-1,68} = 13,3;$$

$$\xi_{диф.} = 0,147 \cdot 30515/\left(30515 - 16700\right) = 0,325;$$

$$\xi_{конф.} = 0,5 \cdot 0,325 = 0,163.$$

Остальные величины ξ принимаем по рекомендациям § 5.8: для выхода жидкости из резервуара $\xi_{вых.} = 0,92$; для полностью открытой задвижки $\xi_{задв.} = 0,15$; для фильтра $\xi_{ф.} = 2,2$; для тройника с поворотом $\xi_{тр.} = 3,0$.

Таким образом, сумма величин коэффициентов местного сопротивления

$$\sum \xi = 0,92 + 0,348 + 2 \cdot 0,15 + 3,0 + 2 \cdot 0,602 + 2,2 + 0,163 + 13,3 = 21,5.$$

7.Суммарные потери напора на местных сопротивлениях по формуле (5.25)

$$\sum h_{мс} = 21,5 \cdot \frac{1,49^2}{2 \cdot 9,81} = 2,43 \text{ м}.$$

8.Напор на входе в насос по формуле (5.65), в которой величину $H_р$ принимаем равной взливу «местного» остатка 0,3 м,

$$\frac{p_{вх}}{\rho_р g} = \frac{101325}{860 \cdot 9,81} + 5 - \left(-1,5\right) + 0,3 - \frac{0,61^2}{2 \cdot 9,81} - 4,79 - 2,43 = 11,5 \text{ м}.$$

9.Давление насыщенных паров нефти при температуре перекачки по формуле (3.20)

$$p_s = 101325 \cdot \exp\left[10{,}53 \cdot \left(1 - \frac{315}{293}\right)\right] = 45956 \text{ Па}$$

и напор, соответствующий p_s,

$$h_s = \frac{45956}{860 \cdot 9{,}81} = 5{,}45 \text{ м.}$$

10.Число Рейнольдса для насоса по формуле (3.14)

$$Re_н = \frac{3000 \cdot 0{,}525^2}{60 \cdot 25 \cdot 10^{-6}} = 551250.$$

Так как $Re_н > 20000$, то коэффициент сопротивления на входе в насос $\xi_{вх} = 1{,}0$.

11.Поправки к кавитационному запасу на температуру и вязкость по формулам (3.26):

$$\Delta h_t = 0{,}449 \cdot 5{,}45^{0{,}473} = 1{,}0 \text{ м};$$

$$\Delta h_\nu = 1\frac{0{,}61^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}019 \text{ м}.$$

12.Допустимый кавитационный запас насоса при перекачке нефти по формуле (3.25)

$$\Delta h_{доп.н} = 2{,}2 - 1{,}1 \cdot (1 - 0{,}019) = 1{,}21 \text{ м}.$$

13.Правая часть неравенства (3.19)

$$\frac{p_s}{\rho_p g} + \Delta h_{доп.н} - \frac{\upsilon_{вх}^2}{2g} = \frac{45956}{860 \cdot 9{,}81} + 1{,}21 - \frac{0{,}61^2}{2 \cdot 9{,}81} = 6{,}64 \text{ м}.$$

Так как 11,5 > 6,64, то неравенство (3.19) выполняется и, следовательно, всасывающая способность подпорного насоса обеспечена.

Пример 5.7. Рассчитать продолжительность полного удаления газовой фазы из участка нефтепродуктопровода длиной 18 км, с внутренним диаметром 355 мм при перекачке по нему бензина вязкостью $0{,}61 \cdot 10^{-6}$ м²/с с расходом 354 м³/ч. Принять поверхностное натяжение на границе газовое скопление – бензин равным 0,022 Н/м. Расчетная схема нефтепродуктопровода приведена на рис. 5.7. Начальные объемы газовых скоплений в вершинах: № 1 – 10,2 м³; № 2 – 1,7 м³; № 3 – 9,3 м³; № 4 – 12,6 м³; № 5 – 4,9 м³.

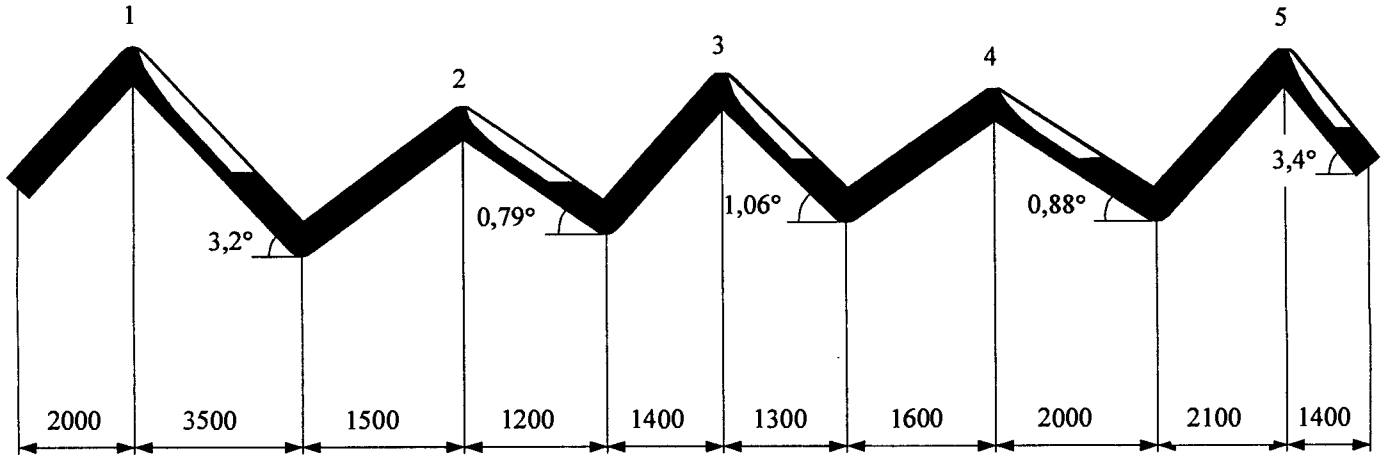


Рис. 5.7 Расчетная схема к задаче об определении продолжительности полного удаления газовой фазы из трубопровода

Решение

1.Средняя скорость бензина в трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 354}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}355^2} = 0{,}993 \text{ м/с}.$$

2.Число Фруда по формуле (5.74а)

$$Fr = \frac{0{,}993^2}{9{,}81 \cdot 0{,}355} = 0{,}283.$$

3.Рассчитываем число Этвеша Eö, безразмерную обратную вязкость N_f и функцию угла наклона нисходящего участка, на котором расположено первое по счету скопление, по формулам (5.76) – (5.78):

$$Eo = \frac{9{,}81 \cdot 0{,}355^2}{0{,}022}(750 - 1{,}295) = 42074;$$

$$N_f = \left[\sqrt{9{,}81 \cdot 0{,}355^3 \cdot (750 - 1{,}295)/750}\right] \Big/ 0{,}61 \cdot 10^{-6} = 1085105;$$

$$f(\alpha) = \left(\sqrt{\cos 3{,}2^\circ} + \sqrt{\sin 3{,}2^\circ}\right)^{1{,}132} \exp\left(1{,}144 \cdot \sin 3{,}2^\circ\right) = 1{,}172.$$

4.Число Фруда, при котором газовое скопление находится в неустойчивом равновесии в нисходящем участке трубопровода, по формуле (5.75)

$$Fr_p = 0{,}082 \cdot 42074^{0{,}12} \cdot 1085105^{0{,}06} \cdot 1{,}172^{0{,}34} = 0{,}715.$$

Так как неравенство (5.74) не выполняется, то, следовательно, из рассматриваемой вершины газовое скопление выносится не целиком, а за счет постепенного размыва – отрыва от их кормовой части газовых пузырьков с последующим уносом вместе с жидкостью.

5.Для остальных вершин профиля расчет выполняется аналогично. Его результаты приведены в табл. 5.7.

Таблица 5.7

Исходные данные и результаты расчетов по проверке возможности выноса паровоздушных скоплений в виде единой пробки

№ вершины с газовым скоплением	1	2	3	4	5
Угол наклона участка α, град	3,2	0,79	1,06	0,88	3,40
Fr_p	0,715	0,695	0,698	0,696	0,717

Как видно, из всех вершин профиля скопления выносятся их постепенным размывом потоком бензина.

6.Характерные числа Фруда по формулам (5.81)

$$Fr_1 = 2615 \cdot 42074^{-1,12} \cdot \left(\sin 3,2^\circ\right)^{0,34} = 0,00627;$$

$$Fr_2 = 3,106 \cdot 42074^{-0,25} = 0,217;$$

$$1,05Fr_2 = 1,05 \cdot 0,217 = 0,0228.$$

7.Так как $Fr_1 > 1,05Fr_1$, то среднее газовое число для вершин по формулам (5.80)

$$\bar{\beta}_1 = 0,217\left(0,283 - 0,217\right)^{0,25} \cdot \left(\sin 3,2^\circ\right)^{0,35} = 0,0386.$$

Аналогично находим $\bar{\beta}_2 = 0,0237$; $\bar{\beta}_3 = 0,0262$; $\bar{\beta}_4 = 0,0246$; $\bar{\beta}_5 = 0,0394$.

8.Площадь сечения нефтепродуктопровода и объемы участков между соседними вершинами:

$$F = \frac{3,14 \cdot 0,355^2}{4} = 0,0989 \text{ м}^2;$$

$$V_{т1-2} = 0,0989 \cdot \left(3500 + 1500\right) = 494,5 \text{ м}^3;$$

$$V_{т2-3} = 0,0989 \cdot \left(1200 + 1400\right) = 257,1 \text{ м}^3;$$

$$V_{т3-4} = 0,0989 \cdot \left(1300 + 1600\right) = 286,8 \text{ м}^3;$$

$$V_{т4-5} = 0,0989 \cdot \left(2000 + 2100\right) = 405,5 \text{ м}^3;$$

$$V_{т5-к} = 0,0989 \cdot 1400 = 138,5 \text{ м}^3.$$

9.Продолжительность полной очистки от газовой фазы участка между вершинами № 1 и № 2 по формуле (5.85)

$$\tau_1 = \frac{1}{354} \cdot \left(\frac{10,2}{0,0386} + 494,5\right) = 2,14 \text{ ч}.$$

10.Объемы скоплений, которые останутся в вершинах профиля к моменту окончания очистки объема $V_{т1-2}$ по формулам (5.86)

$$V_{ск2}^{(1)} = 1,7 + \left(0,0386 - 0,0237\right) \cdot 354 \cdot 2,14 = 13,0 \text{ м}^3;$$

$$V_{ск3}^{(1)} = 9,3 + \left(0,0237 - 0,0262\right) \cdot 354 \cdot 2,14 = 7,41 \text{ м}^3;$$

$$V_{ск4}^{(1)} = 12,6 + \left(0,0262 - 0,0246\right) \cdot 354 \cdot 2,14 = 13,8 \text{ м}^3;$$

$$V_{ск5}^{(1)} = 4,9 + \left(0,0246 - 0,0394\right) \cdot 354 \cdot 2,14 = -6,31 \text{ м}^3.$$

Отрицательная величина объема скопления $V_{ск5}^{(1)}$ говорит о том, что газовое скопление в вершине № 5 перестало существовать, так как унос пузырьков газа преобладает над их поступлением из предшествующих вершин.

11.Продолжительность полной очистки от газовой фазы участка между вершинами № 2 и № 3 по формуле (5.85)

$$\tau_2 = \frac{1}{354}\left(\frac{13}{0,0237} + 257,1\right) = 2,28 \text{ ч}.$$

12.Объемы скоплений, которые останутся в вершинах профиля к моменту окончания очистки объема $V_{т2-3}$

$$V_{ск3}^{(2)} = 7,41 + (0,0237 - 0,0262) \cdot 354 \cdot 2,28 = 5,39 \text{ м}^3;$$

$$V_{ск4}^{(2)} = 13,8 + (0,0262 - 0,0246) \cdot 354 \cdot 2,28 = 15,09 \text{ м}^3.$$

13.Продолжительность полной очистки от газовой фазы участка между вершинами № 3 и № 4 по формуле (5.85)

$$\tau_3 = \frac{1}{354}\left(\frac{7,41}{0,0262} + 286,8\right) = 1,61 \text{ ч}.$$

14.Объем скопления, который останется в вершине № 4 к моменту окончания очистки объема $V_{т3-4}$

$$V_{ск4}^{(3)} = 15,09 + (0,0262 - 0,0246) \cdot 354 \cdot 1,61 = 16,0 \text{ м}^3.$$

15.Продолжительность полной очистки от газовой фазы участка от вершины № 4 до конца трубопровода по формуле (5.85)

$$\tau_4 = \frac{1}{354}\left(\frac{16,0}{0,0246} + 405,5 + 138,5\right) = 3,37 \text{ ч}.$$

16.Продолжительность полной очистки полости трубопровода от газовой фазы по формуле (5.87)

$$\tau_{в.р} = 2,14 + 2,28 + 1,61 + 3,37 = 9,4 \text{ ч}.$$

Пример 5.8. Проверить возможность выноса скоплений воды из нефтепровода целиком при условиях примера 5.1. наибольший угол наклона восходящего участка к горизонту равен 15^0.

Решение

1.Число Фруда при условиях перекачки

$$Fr = \frac{1,44^2}{9,81 \cdot 0,512} = 0,413.$$

2.Величина коэффициента k_w по формуле (5.83)

$$k_w = 0,1 \cdot 99,7^{0,36} \cdot \left(\sin 15^0\right)^{-0,33} = 0,819 .$$

3.Число Фруда, соответствующее выносу скопления воды целиком, по формуле (5.82)

$$Fr_в = 0,819^2 \cdot \frac{\sin 15^0}{0,0341} \cdot \frac{1000 - 878}{878} = 1,42 .$$

Так как фактическое число Фруда меньше, чем $Fr_в$, то вынос скопления воды целиком невозможен.

6 ГЛАВА ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНАЯ ПЕРЕКАЧКА НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

Метод последовательной перекачки заключается в том, что различные по качеству углеводородные жидкости отдельными партиями определенных объемов перекачиваются по одному трубопроводу.

При последовательной перекачке достигается максимальное использование пропускной способности трубопровода, а другие виды транспорта освобождаются от параллельных перевозок нефтепродуктов. Однако в месте контакта последовательно движущихся жидкостей образуется смесь.

В ходе расчета последовательной перекачки решаются следующие задачи:

- определение числа насосных станций;
- определение объема смеси, образующейся при вытеснении одной жидкости другой;
- определение объема партий нефтепродуктов;
- определение числа циклов последовательной перекачки;
- определение диаметра отвода от магистрали и др.

§6.1. Определение числа насосных станций

Исходными данными для расчета нефтепродуктопровода являются данные о годовом объеме и свойствах нефтепродуктов, предназначенных к транспорту, дальности перекачки, допустимых концентрациях нефтепродуктов друг в друге, а также профиль трассы.

При гидравлическом расчете нефтепродуктопроводов сохраняется то же правило, что и при расчете нефте- и газопроводов: он выполняется для наиболее неблагоприятных условий.

Расчетная часовая пропускная способность нефтепродуктопровода определяется как сумма объемных расходов каждого из нефтепродуктов

$$Q_{час} = \frac{1}{8400} \cdot \sum_{i=1}^{s} \frac{G_{годі}}{\rho_i}, \qquad (6.1)$$

где $G_{годі}$, ρ_i – соответственно годовой план перекачки и расчетная плотность i-го нефтепродукта; s – число последовательно перекачиваемых нефтепродуктов.

По известному часовому расходу подбираются основные и подпорные насосы, таким образом, чтобы $Q_{час}$ была максимально близка к их номинальной подаче, удовлетворяя условию $0{,}8 \cdot Q_{ном} < Q_{час} < 1{,}2 \cdot Q_{ном}$.

Определение экономически целесообразного диаметра нефтепродуктопровода производится, исходя из необходимости перекачки с расходом $Q_{час}$ наиболее вязкого из нефтепродуктов.

Далее строится совмещенная характеристика насосных станций и трубопровода при работе на каждом из нефтепродуктов. По совмещенной характеристике определяют соответствующие рабочим точкам производительности перекачки каждого из нефтепродуктов $Q_{час1}$, $Q_{час2}$, ..., $Q_{часs}$ (рис.6.1).

Определяется фактическое число суток перекачки каждого нефтепродукта

$$N_i = \frac{G_{годі}}{24 \cdot \rho_i \cdot Q_{часі}}, \qquad (6.2)$$

и проверяется выполнение условия, что суммарная продолжительность перекачки всех нефтепродуктов в течение года не превышает 350 суток, т.е.

$$\sum_{i=1}^{s} N_i \le 350. \qquad (6.3)$$

Проверку выполнения данного неравенства целесообразно выполнить не только для найденного числа насосных станций, но и для меньшего. Это связано с тем, что гидравлический расчет нефтепродуктопровода при принятых допущениях выполняется, как правило, с большим запасом.

К дальнейшему расчету принимается то количество насосных станций, которому соответствует суммарное число дней перекачки нефтепродуктов, ближайшее меньшее по отношению к 350.

§6.2. Объем смеси при перекачке прямым контактированием

Объем смеси, образующейся при перекачке прямым контактированием двух нефтепродуктов («а» и «б») определяется по формуле

$$V_{см} = V_{тр} \cdot (Z_1 - Z_2) \cdot (Pe_А^{-0.5} + Pe_Б^{-0.5}), \qquad (6.4)$$

где $V_{тр}$ – объем трубопровода, соответствующий пути L, пройденному серединой смеси; Z_1, Z_2 – аргументы интеграла вероятности, соответствующие концентрациям отсечки; $Pe_А$, $Pe_Б$ – диффузионный параметр Пекле для нефтепродуктов соответственно А и Б.

Для i-го нефтепродукта

$$Pe_i = \frac{\upsilon_i \cdot L}{D_{Ti}},$$

где υ_i, D_{Ti} – соответственно средняя скорость и эффективный коэффициент турбулентной диффузии для него.

При практических расчетах объем смеси вычисляют в симметричных пределах концентраций, т.е. когда $C_{б1} = 0{,}01$ и $C_{б2} = 0{,}99$. Этим значениям соответствуют величины $Z_1 = 1{,}645$ и $Z_2 = -1{,}645$.

Подставляя их в формулу (6.4), получаем

$$V_{см} = 3{,}29 \cdot V_{тр} \left(Pe_А^{-0{,}5} + Pe_Б^{-0{,}5}\right). \qquad (6.4а)$$

Диффузионный параметр Пекле удобно вычислять по формуле Съенитцера, получившей подтверждение в ходе промышленных экспериментов

$$D_T = 1{,}32 \cdot 10^7 \cdot \left(\frac{\lambda}{4}\right)^{3{,}6} \cdot \left(\frac{L}{d}\right)^{0.141} \cdot \upsilon \cdot d. \qquad (6.5)$$

С учетом (6.5) и рекомендуемых величин Z_1, Z_2 формула (6.4) принимает окончательный вид

$$V_{см} = 1000 \cdot (\lambda_а^{1.8} + \lambda_b^{1.8}) \cdot (\lambda / d)^{0.43} \cdot V_{тр}, \qquad (6.6)$$

где $\lambda_А$, $\lambda_Б$ – коэффициенты гидравлического сопротивления при перекачке каждого из нефтепродуктов в отдельности.

§6.3. Допустимые концентрации нефтепродуктов друг в друге

В основу раскладки смеси по резервуарам с товарными нефтепродуктами положено понятие допустимой концентрации одной жидкости в другой. Эти величины определяются в результате лабораторных анализов.

Наиболее сложно раскладывать смеси «бензин-дизтопливо».

Предельно допустимые концентрации дизельного топлива в бензине $\theta_д$ и наоборот, бензина в дизельном топливе $\theta_б$, в процентах могут быть рассчитаны по формулам:

$$\theta_д = \frac{\left([t_{kk}] - t_{kk}\right)\cdot\left([t_{kk}] + t_{kk} - 248\right)}{28\cdot(\rho_д - 753)}, \qquad (6.7)$$

$$\theta_б = \frac{1135}{t_в + 55}\cdot \lg\frac{t_в}{[t_в]}, \qquad (6.8)$$

где $[t_{кк}]$, $[t_в]$ – температуры соответственно конца кипения бензина и вспышки дизельного топлива, установленные ГОСТом, °С; $t_{кк}$, $t_в$ – фактические величины указанных температур, °С; $\rho_д$ – плотность дизельного топлива при температуре 20 °С, кг/м^3.

Поскольку фактические характеристики нефтепродуктов, вырабатываемых на НПЗ, являются случайными величинами, то и значения $\theta_д$, $\theta_б$ для каждой конкретной партии бензина и дизельного топлива являются различными.

Если информация о величинах $t_{кк}$, $t_в$ отсутствует, то ориентировочные значения допустимых концентраций нефтепродуктов друг в друге можно принять по табл.6.1.

Таблица 6.1

Ориентировочные предельно допустимые концентрации θ одних нефтепродуктов в других, %

Основной нефтепродукт	Примесь				
	Бензин А-76	Топливо ТС-1	Дизтопливо		Керосин тракторный
			Летнее	зимнее	
Бензин А-76	Любое количество	2,0	0,2	0,17	0,6
Топливо ТС-1	0,0	Любое количество	1,0	5,0	Любое количество
Дизтопливо летнее	0,2	1,0	Любое количество	0,5	0,5
Дизтопливо зимнее	0,35	5,0	До 50	Любое количество	10,0
Керосин тракторный	3,0	Любое количество	1,5	3,0	Любое количество

Для одноименных нефтепродуктов аналогичные концентрации составляют:

1. Контакт бензинов АИ-93 и А-76 0,6%
2. Контакт бензинов А-76 и А-72 2,5%
3. Контакт дизельных топлив Л-62 и Л-40 12%.

§ 6.4. Определение числа циклов последовательной перекачки и объема партий нефтепродуктов

Выбор числа циклов Ц производится из следующих соображений. Весь годовой объем i-го нефтепродукта можно перекачать за один раз. В этом случае $Ц_i = 1$. Однако все остальные нефтепродукты в это время должны накапливаться в резервуарах головной перекачивающей станции, что потребует значительных объемов резервуарной емкости.

Максимально возможное число циклов перекачки i-го нефтепродукта из условия материального баланса составляет

$$Ц_i = \frac{\xi_i \cdot G_{год}}{\rho_i \cdot \sum_{j=1}^{k} V_{min_{ij}}}, \qquad (6.9)$$

где ξ_i – доля i-го нефтепродукта, которая доходит до конечного пункта трубопровода; в связи с наличием путевых сбросов, $\xi_i < 1$; V_{minij} – минимально требуемый объем j-ой партии i-го нефтепродукта из условия реализации образовавшейся смеси; К – число партий i-го нефтепродукта в цикле.

На рис.6.1 приведена одна из возможных схем последовательного движения нефтепродуктов в трубопроводе.

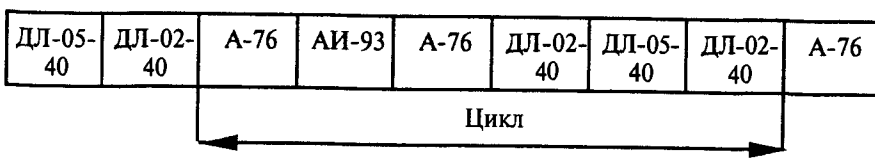


Рис.6.1. Схема цикла

В данном случае цикл образуют:

– дизтопливо летнее с температурой вспышки 40 °С и содержанием серы 0,2%;

– дизтопливо летнее с температурой вспышки 40 °С и содержанием серы 0,5%;

– дизтопливо летнее с температурой вспышки 40 °С и содержанием серы 0,2%;

– автомобильный бензин А-76;

– автомобильный бензин АИ-93;

– автомобильный бензин А-76.

В цикле, изображенном на рис.6.1, партии ДЛ-02-40 и А-76 встречаются дважды, а ДЛ-05-40 и АИ-93 – по одному разу.

Минимально требуемый объем партии i-го нефтепродукта в цикле определяется вместимостью резервуарного парка на головной насосной станции нефтепродуктопровода и выбранным способом раскладки смеси на конечном пункте.

При решении учебных задач наиболее предпочтительным способом раскладки образующейся смеси является **ее деление_пополам**. В этом случае отсутствует пересортица (уменьшение объема одного нефтепродукта и увеличение объема другого) и объемы подмешиваемых нефтепродуктов строго определены.

Минимальный объем чистого нефтепродукта $V_{чmin}$ (например, бензина), необходимый для приема половины объема смеси $V_{см}$ (например, бензина и дизтоплива)

$$V_{чmin} = 0.0858 \cdot \frac{V_{см}}{\theta_п}, \qquad (6.10)$$

где $\theta_п$ – допустимая концентрация примеси.

Минимальный объем партии чистого нефтепродукта определяется как сумма минимальных объемов, требуемых для реализации половин смеси, образующейся в смежных контактах.

Недостатком данного способа раскладки смеси является необходимость создания больших (порядка 10000 $м^3$) запасов чистых нефтепродуктов на головной насосной станции магистрального нефтепродуктопровода.

При приеме всей смеси в один нефтепродукт (контакт топлива ТС-1 и бензина) минимально необходимый объем этого нефтепродукта

$$V_{чmin} = 0,5\frac{V_{см}}{\theta_п}, \qquad (6.10а)$$

где $\theta_п$ – допустимая концентрация примеси в нефтепродукте, в который принимается вся смесь.

В этом случае величина $V_{чmin}$ в несколько раз больше, чем при делении пополам.

На практике смесь делят на три части: «голову», «хвост» и «тело», концентрации отсечки которых зависят от объемов чистых нефтепродуктов в принимающем смесь резервуарном парке и от их запаса качества. Решение этой задачи требует дополнительной информации и здесь не рассматривается.

Максимально возможное число циклов перекачки всех m нефтепродуктов в общем случае неодинаково. Чтобы сохранить принятую структуру (схему) цикла и обеспечить возможность реализации образовавшейся смеси принимают

$$Ц = \min \{Ц_1, Ц_2, \ldots Ц_s\}, \qquad (6.11)$$

то есть равным наименьшему целому из найденных для каждого нефтепродукта числа циклов.

С учетом этого продолжительность перекачки одного цикла составит

$$\tau_ц = \tau_{расч} / Ц, \qquad (6.12)$$

а суммарный объем i-го нефтепродукта в цикле

$$\sum_{j-1}^{k} V_{ij} = \frac{G_{год}}{\rho_i \cdot Ц}, \qquad (6.13)$$

где $\tau_{расч}$ – расчетная продолжительность работы нефтепродуктопровода в течение года.

§6.5. Раскладка смеси на несколько частей

Возможность управлять формированием объемов партий нефтепродуктов в резервуарах головной насосной станции имеется не всегда. В этом случае реализация смеси осуществляется за счет запаса качества чистых нефтепродуктов в резервуарах конечного пункта: путем ее распределения по нескольким емкостям.

Пусть при последовательной перекачке впереди следует нефтепродукт А, а за ним – нефтепродукт Б. При определении условий отсечки «порций» смеси, направляемых во впереди идущий нефтепродукт, необходимо пользоваться уравнением

$$\xi_{Бi} = F_Б(Z_{Бi-1}) - F_Б(Z_{Бi}), \qquad (6.14)$$

где $\xi_{Бi}$ – расчетный параметр для i-го резервуара с нефтепродуктом А, в котором нефтепродукт Б является примесью, равный

$$\xi_{Бi} = \frac{\theta_{Бi} \cdot V_{pAi}}{V_{тр} \cdot \left(Pe_{А}^{-0,5} + Pe_{Б}^{-0,5}\right)}; \qquad (6.15)$$

$F_Б(Z)$ – функция вида

$$F_Б(Z) = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \cdot e^{-z^2} - Z\left[1 - \Phi(Z)\right]; \qquad (6.16)$$

V_{pAi}, $\theta_{Бi}$ – соответственно объем чистого нефтепродукта А в i-ом резервуаре и допустимая концентрация нефтепродукта Б в нем.

Объем смеси, поступающей при этом в i-й резервуар с нефтепродуктом А, равен

$$V_{см.Ai} = V_{тр} \cdot \left(Pe_{А}^{-0,5} + Pe_{Б}^{0,5}\right) \cdot \left(Z_{Бi-1} - Z_{Бi}\right). \qquad (6.17)$$

При определении условий отсечки «порций» смеси, направляемых в позади идущий нефтепродукт, аналогичные формулы имеют вид:

$$\xi_{Ai} = F_А\left(Z_{Ai-1}\right) - F_А\left(Z_{Ai}\right); \qquad (6.18)$$

$$V_{см.Бi} = V_{тр} \cdot \left(Pe_{А}^{-0,5} + Pe_{Б}^{-0,5}\right) \cdot \left(Z_{Ai-1} - Z_{Ai}\right); \qquad (6.19)$$

$$\xi_{Ai} = \frac{\theta_{Ai} \cdot V_{pБi}}{V_{тр} \cdot \left(Pe_{А}^{-0,5} + Pe_{Б}^{-0,5}\right)}; \qquad (6.20)$$

$$F_А(Z) = \frac{1}{\sqrt{\pi}} \cdot e^{-z^2} + Z\left[1 + \Phi(Z)\right].$$

Уравнения (6.14), (6.18) удобнее всего решать графоаналитически. Для этого на рис. 6.2 приведен график зависимости функций $F_А$ и $F_Б$ от Z. При симметричном распределением концентраций функции $F_А$ и $F_Б$ пересекаются в точке с координатами $\{0;0,564\}$.

Раскладка начинается (i=1) с сечения, разделяющего смесь и чистый нефтепродукт. В этом случае $Z_{АО}$ = -1,645, $Z_{БО}$= 1,645, а $F_А(Z_{АО}) = F_Б(Z_{БО}) \approx 0$. Расчетные параметры ξ_{Ai} и $\xi_{Бi}$ вычисляются в зависимости от того, в какой резервуар принимается «порция» смеси. Таким образом, в формулах (6.14), (6.18) только по одной неизвестной: $Z_{Бl}$ и Z_{Al} соответственно.

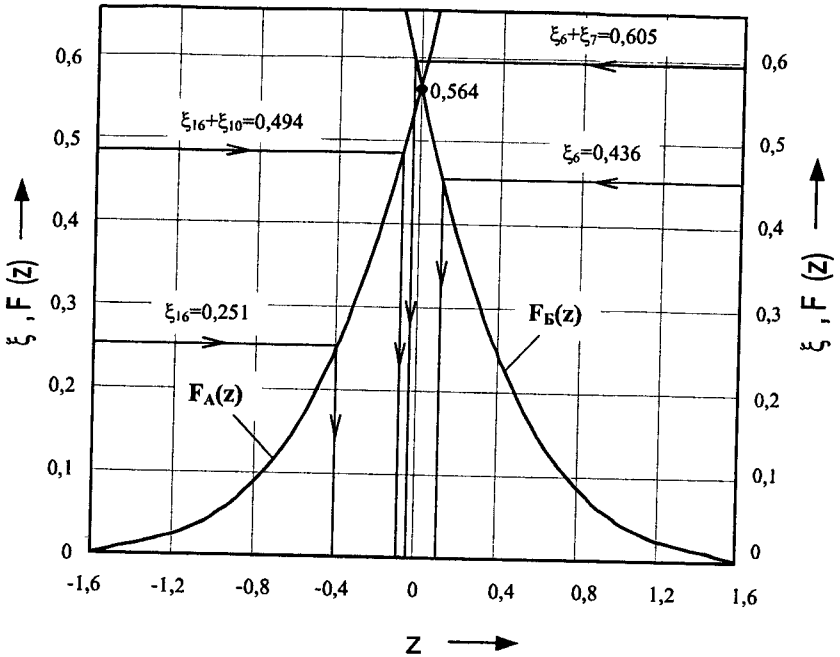


Рис. 6.2 Номограмма для раскладки смеси между обеими нефтепродуктами без «пересортицы» (построения выполнеиы для условий примера 6.4)

Методику определения моментов отсечек опишем на примере приема смеси во впереди идущий нефтепродукт. Сначала вычисляются величины $\xi_{Бi}$ для тех резервуаров, в которые возможен прием смеси.

Для уменьшения количества переключений начинать раскладку необходимо с резервуара, имеющего наибольшую величину $\xi_Б$, т.е. $\xi_{Б1} = \max\{\xi_{Бi}\}$.

Отложив в масштабе по вертикали величину $\xi_{Б1}$, через полученную координату проводят горизонталь до пересечения с кривой $F_Б(Z)$. Точке пересечения соответствует искомая величина $Z_{Б1}$.

Для определения величины $Z_{Б2}$ горизонталь проводят из координаты $\xi_{Б1} + \xi_{Б2}$ и т.д.

Аналогично выполняется определение моментов отсечек при приеме смеси в позади идущий нефтепродукт.

Если вся смесь принимается в один нефтепродукт, то раскладка осуществляется до тех пор, пока не окажется, что $\sum\xi_{Бi} \geq 4$ (или $\sum\xi_{Ai} \geq 4$). Если же смесь раскладывается без пересортицы (то есть фактически делится пополам, но распределяется между несколькими резервуарами), то раскладка смеси ведется до тех пор, пока не

окажется, что $\sum\xi_{Бi} \geq 0{,}564$ (или $\sum\xi_{Ai} \geq 0{,}564$). В первом случае удобно пользоваться графиком, приведенным на рис. 6.2, а во втором – приведенным на рис. 6.3.

Если окажется, что при выполнении неравенств $\sum\xi_{Бi} \geq 0{,}564$ (или $\sum\xi_{Ai} \geq 0{,}564$), $Z_{Бi} < Z_{Ai}$, то смесь находящуюся между этими сечениями в принципе можно принимать в оба нефтепродукта. Но для раскладки смеси без пересортицы в этом случае надо принимать $Z_{Ai} = Z_{Бi} = 0$.

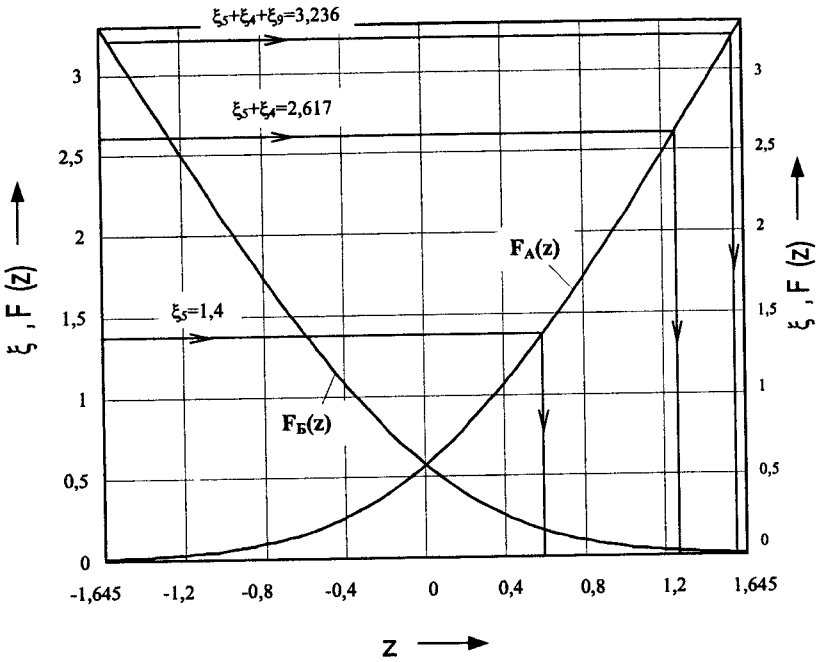


Рис 6.3 Номограмма для приема всей смеси в один из нефтепродуктов (построения выполнены для условий примера 6.5)

§6.6. Расчет отвода от магистральной части нефтепродуктопровода

Целью расчета является определение диаметра отвода $d_з$ (рис.6.4).

Минимально требуемый расход сброса $q_{треб}$ определяется из условия, что общая продолжительность сброса нефтепродукта не должна превышать 30% от времени его перекачки по магистральному нефтепродуктопроводу, т.е.

$$q_{треб} = \frac{K_р \cdot K_м \cdot V_{сбр}}{0{,}3 \cdot \tau}, \qquad (6.21)$$

где $K_р$, $K_м$ – коэффициенты, определяемые в соответствии с рекомендациями § 2.2; $V_{сбр}$ – годовой объем сброса нефтепродукта на нефтебазу.

Включение отвода, как правило, мало влияет на работу магистральной части. Поэтому величина относительного сброса нефтепродукта φ может быть найдена по формуле

$$\varphi = 1 - \frac{q_{треб}}{Q}, \qquad (6.22)$$

где Q – производительность перекачки данного нефтепродукта при отсутствии сброса.

С другой стороны, величина φ связана с геометрическими размерами второго участка магистрали и отвода выражением

$$\varphi = \frac{1}{1+\theta}, \qquad (6.23)$$

где θ – безразмерный комплекс

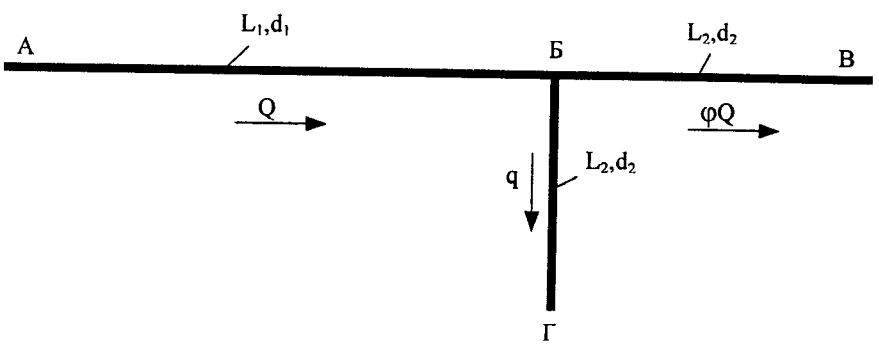


Рис. 6.4 Расчетная схема к задаче об определении диаметра отвода

$$\theta = \sqrt[2-m]{\frac{f_2 L_2}{f_3 L_3}}; \qquad (6.24)$$

f_2, f_3 – гидравлический уклон при единичном расходе соответственно за местом сброса и в отводе.

С учетом (6.23), (6.24) находим расчетный диаметр отвода

$$d_3 = d_2 \cdot \left[\frac{L_3}{L_2 \cdot \varphi^{2-m}} \cdot (1-\varphi)^{2-m} \right]^{\frac{1}{5-m}}. \qquad (6.25)$$

По найденной величине d_3 выбирается ближайший больший стандартный диаметр $D_{н3}$ и находится соответствующий ему стандартный внутренний диаметр отвода. После этого проверяется правильность выбора режима течения в отводе.

Если принятая величина коэффициента m не совпадает с той, которая соответствует выбранному диаметру d_3, то сначала находится ориентировочная величина гидравлического уклона в отводе при единичном расходе

$$f_3 = f_2 \cdot \frac{L_2}{L_3} \cdot \left(\frac{\phi}{1-\phi} \right)^{2-m}, \qquad (6.26)$$

а затем уже вычисляется расчетный диаметр отвода по формуле

$$d_3 = \sqrt[5-m]{\beta_3 \cdot \frac{\nu^{m_3}}{f_3}}, \qquad (6.27)$$

где β_3 , m_3 – принятые величины коэффициентов Лейбензона для отвода.

Расчетный расход сброса q должен превышать критический расход $q_{кр}$, при котором начинается расслоение потока и соответственно существенно увеличивается объем смеси. Данный расход зависит от d_3 и вычисляется по формуле

$$q_{кр} = \frac{\pi \cdot d_3^2}{4\alpha} \cdot \sqrt{\frac{2qd_3}{\cos\alpha_0} \cdot \frac{\rho_т - \rho_л}{\rho_{выт}}}, \qquad (6.28)$$

где α – коэффициент, зависящий от режима течения: для турбулентного режима $\alpha = 1{,}2$; α_0 – максимальный угол наклона отвода к горизонту; $\rho_т$, $\rho_л$, $\rho_{выт}$ – плотность соответственно тяжелого, легкого и вытесняющего нефтепродукта; в наихудшем случае $\rho_{выт} = \rho_л$.

Если условие $q > q_{кр}$ не выполняется, то расчетный расход сброса увеличивают и все вычисления повторяют. Либо производится корректировка диаметра отвода.

§6.7. Параметры смесей и их исправление

Многие физико-химические свойства топлив при смешении подчиняются закону аддитивности (пропорционального сложения). К их числу относятся плотность, октановое число, содержание общей и меркаптановой серы, содержание механических примесей и воды, йодное число, теплота сгорания, зольность, кислотность, содержание фактических смол и ряд других.

Такие показатели качества $X_{см}$, получаемые при смешении нефтепродукта А с нефтепродуктом Б могут быть рассчитаны по формуле

$$X_{см} = X_А C_А + X_Б C_Б, \qquad (6.29)$$

где $X_А$, $X_Б$ – рассматриваемый показатель качества чистых нефтепродуктов А и Б; $C_А$, $C_Б$ – их объемные концентрации в смеси.

Например, применительно к плотности смеси и с учетом, что $C_Б = 1 - C_А$, можем переписать (6.29) в виде

$$\rho_{см} = \rho_Б + C_А(\rho_А - \rho_Б). \qquad (6.30)$$

При раскладке смеси, образовавшейся в ходе последовательной перекачки, величины, подчиняющиеся закону аддитивности, вычисляются по формуле (6.29), в которой необходимо принять: при приеме всей смеси в один резервуар $C_А = C_Б = 0{,}5$; при делении смеси пополам $C_А = 0{,}172$ и $C_Б = 0{,}828$ (нефтепродукт А является примесью).

Кинематическая вязкость, температура вспышки и ряд других показателей качества нефтепродуктов закону аддитивности не подчиняются.

Вязкость смесей может быть рассчитана по формуле Кадмера

$$\nu_{см} \approx \nu_А C_А + \nu_Б C_Б - K_\nu(\nu_А - \nu_Б) \qquad (6.31)$$

где $\nu_А, \nu_Б$ - кинематическая вязкость чистых нефтепродуктов А и Б соответственно; K_ν – эмпирический коэффициент, принимаемый по табл.6.2.

Аналогичной формулой описывается изменение температуры вспышки

$$t_{ВСМ} \approx t_{вА} \cdot C_А + t_{вБ} \cdot C_Б - K_t \cdot (t_{вА} - t_{вБ}), \qquad (6.32)$$

где вместо коээфициента K_ν используется коэффициент K_t (табл. 6.2)

Таблица 6.2

Величины эмпирических коэффициентов в формулах (6.31), (6.32)

$C_А$	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	0,95
$C_Б$	0,95	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2	0,1	0,95
K_v	–	0,067	0,131	0,179	0,221	0,255	0,279	0,282	0,250	0,170	–
K_t	0,033	0,065	0,119	0,170	0,217	0,259	0,290	0,303	0,292	0,200	0,120

Основным способом исправления качества нефтепродуктов, частично утерянного при последовательной перекачке, является их смешение с нефтепродуктом того же типа, но имеющим запас качества.

При заданных плотностях смеси и чистых нефтепродуктов, образующих смесь, концентрация примеси

$$C_{пр} = \frac{\rho_{см} - \rho_ч}{\rho_{пр} - \rho_ч}, \qquad (6.33)$$

где $\rho_{пр}, \rho_ч$ - плотности соответственно примеси и чистого нефтепродукта.

Объем примеси в смеси в этом случае равен

$$V_{пр} = C_{пр} \cdot V_{см}. \qquad (6.34)$$

При смешении смеси и чистого, имеющего запас качества нефтепродукта в объеме $V_ч$ концентрация примеси в новой смеси должна удовлетворять условию

$$\frac{C_{пр} \cdot V_{см}}{V_ч + V_{см}} \le \theta, \qquad (6.35)$$

где θ – допустимая концентрация примеси в новой смеси.

При заданном объеме чистого нефтепродукта неравенство решается относительно допустимого объема подкачиваемой некондиционной смеси

$$V_{см} \le V_ч \cdot \frac{\theta}{C_{пр} - \theta}, \qquad (6.36)$$

а при известном объеме некондиционной смеси – относительно необходимого объема нефтепродукта с запасом качества

$$V_ч \geq V_{см} \cdot \left(\frac{C_{пр}}{\theta} - 1 \right). \qquad (6.37)$$

§6.8. Примеры расчетов

Пример 6.1. Определить число насосных станций для последовательной перекачки 8 млн.т нефтепродуктов в год, в том числе: 40% дизельного топлива летнего (ДТЛ), 30% реактивного топлива ТС-1 и 30% автомобильного бензина А-76. Сведения о нефтепродуктопроводе: внутренний диаметр 512 мм, длина 900 км, разность нивелирных высот конца и начала трубопровода $\Delta Z = 150$ м, остаточный напор 30м, перевальных точек нет. Расчетная температура – 274К. Характеристика нефтепродуктов:

Дизтопливо летнее (ДТЛ) –

$$\rho_{293} = 835 \text{ кг/м}^3, \quad \nu_{273} = 11 \text{ мм}^2/\text{с}; \quad \nu_{293} = 6 \text{ мм}^2/\text{с};$$

Автобензин А-76 –

$$\rho_{293} = 730 \text{ кг/м}^3, \quad \nu_{273} = 0{,}95 \text{ мм}^2/\text{с}; \quad \nu_{293} = 0{,}75 \text{ мм}^2/\text{с};$$

Реактивное топливо ТС1 –

$$\rho_{293} = 800 \text{ кг/м}^3; \quad \nu_{273} = 2{,}5 \text{ мм}^2/\text{с}; \quad \nu_{293} = 1{,}25 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Решение

1. Производим расчет свойств нефтепродуктов при температуре перекачки. Для ДТЛ по табл.1.1 находим величину температурной поправки $\xi = 0{,}725$ кг/(м³·К) и по формуле (1.2) вычисляем плотность

$$\rho_{дтл} = 835 + 0{,}725 \cdot (293 - 274) = 848{,}8 \text{ кг/м}^3.$$

Коэффициент крутизны вискограммы по формуле (1.10)

$$U = \frac{1}{293 - 273} \cdot \ln \frac{11}{6} = 0{,}0303 \frac{1}{\text{град}}.$$

Кинематическая вязкость ДТЛ при температуре перекачки по формуле (1.9)

$$\nu_{дтл} = 11 \cdot \exp\left[-0{,}0303 \cdot (274 - 273)\right] = 10{,}7 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Для других нефтепродуктов аналогично находим

$$\rho_{А\text{-}76} = 746{,}3 \text{ кг / м}^3, \quad \nu_{А\text{-}76} = 0{,}94 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\rho_{ТС\text{-}1} = 814{,}5 \text{ кг / м}^3; \quad \nu_{ТС\text{-}1} = 2{,}42 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

2. Годовые объемы перекачиваемых нефтепродуктов

$$G_{ДТЛ} = 0,4 \cdot 8 = 3,2 \text{ млн. т/год};$$
$$G_{А\text{-}76} = 0,3 \cdot 8 = 2,4 \text{ млн. т/год};$$
$$G_{ТС\text{-}1} = 0,3 \cdot 8 = 2,4 \text{ млн. т/год.}$$

3.Расчетная часовая пропускная способность нефепродуктопровода по формуле (6.1)

$$Q_{час} = \frac{1}{8400} \cdot \left(\frac{3,2 \cdot 10^9}{848,8} + \frac{2,4 \cdot 10^9}{746,3} + \frac{2,4 \cdot 10^9}{814,5} \right) = 1182,4 \text{м}^3/\text{ч}.$$

4.Гидравлический расчет выполняем по наиболее вязкому нефтепродукту – ДТЛ ($\nu = 10,7$ мм^2/с; $\rho = 848,8$ кг/м^3) при расчетном расходе

$$Q = \frac{1182,4}{3600} = 0,329 \text{ м}^3/\text{с}.$$

5. Средняя скорость потока по формуле (5.8)

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 0,329}{3,14 \cdot 0,512^2} = 1,60 \text{ м/с}.$$

6. Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$Re = \frac{1,60 \cdot 0,512}{10,7 \cdot 10^{-6}} = 76502.$$

7. Относительная шероховатость труб и переходные числа Рейнольдса по формулам (5.12)

$$\varepsilon = \frac{0,2}{0,512} = 3,91 \cdot 10^{-4};$$

$$Re_{I} = \frac{10}{3,91 \cdot 10^{-4}} = 25600; \quad Re_{II} = \frac{500}{3,91 \cdot 10^{-4}} = 1280000.$$

Так как $Re_{I} < Re < Re_{II}$, то имеет место зона смешанного трения турбулентного режима.

8. Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.14)

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(3,91 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{76502} \right)^{0,25} = 0,0208.$$

9. Потери напора на трение по формуле (5.9)

$$h_{\tau} = 0,0208 \cdot \frac{900000}{0,512} \cdot \frac{1,60^2}{2 \cdot 9,81} = 4771 \text{ м}.$$

10. Полные потери напора в трубопроводе по формуле (5.28)

$$H = 1{,}02 \cdot 4771 + 150 + 2 \cdot 30 = 5076 \text{ м}.$$

11. По расчетной часовой производительности выбираем тип насосов: основные НМ 1250-260 и подпорные НПВ 1250-60.

12. Определяем напоры насосов при расчетной подаче по формуле (3.1). Для НМ 1250-260 при $Д_2 = 460$ мм: $H_0 = 316{,}8$ м; $a = 0$; $в = 41{,}9 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5 , следовательно,

$$h_{мн} = 316{,}8 - 41{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 1182{,}4^2 = 258{,}2 \text{ м}.$$

Для насоса НПВ 1250 − 60 при $Д_2 = 525$ мм; $H_0 = 74{,}8$ м; $a = 0$; $в = 0{,}95 \cdot 10$ ч^2/м^5 и, следовательно,

$$H_2 = 74{,}8 - 0{,}95 \cdot 10^{-5} \cdot 1182{,}4^2 = 61{,}5 \text{ м}.$$

13.Рабочее давление на выходе головной насосной станции по формуле (5.4) при трех последовательных включенных основных насосах

$$P = 848{,}8 \cdot 9{,}81 \cdot (3 \cdot 258{,}2 + 61{,}5) = 6{,}96 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Так как $P > 6{,}4$ МПа, то необходимо уменьшить диаметр роторов насосов с тем, чтобы снизить их суммарный развиваемый напор на величину

$$\frac{(6{,}96 - 6{,}4) \cdot 10^6}{848{,}8 \cdot 9{,}81} = 67{,}3 \text{ м}.$$

Для работы основных насосов достаточно подпора 20 м. Поэтому для насоса НПВ 1250-60 выбираем ротор наименьшего диаметра $Д_2 = 475$ мм и с $H_0 = 59{,}9$ м; $a = 0$; $в = 0{,}89 \cdot 10^{-5}$ ч^2/м^5, что дает

$$H_2 = 59{,}9 - 0{,}89 \cdot 10^{-5} \cdot 1182{,}4^2 = 47{,}5 \text{ м}.$$

Для основных насосов выбираем ротор диаметром $Д_2 = 418$ мм с $H_0 = 298{,}8$ м; $a = 0$; $в = 34{,}8 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5, что дает

$$h_{мн} = 298{,}8 - 34{,}8 \cdot 10^{-6} \cdot 1182{,}4^2 = 241{,}2 \text{ м}.$$

Следовательно,

$$P = 848{,}8 \cdot 9{,}81 \cdot (3241{,}2 + 47{,}5) = 6{,}42 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Так как опять $P > 6{,}4$ МПа для НМ 1250-260 выбираем ротор диаметром $Д_2 = 395$ мм с $H_0 = 271$ м; $a = 0$; $в = 43{,}9 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5 и, следовательно,

$$h_{мн} = 271 - 43{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 1182{,}4^2 = 209{,}6 \text{ м};$$

$$P = 848{,}8 \cdot 9{,}81 \cdot (3 \cdot 209{,}6 + + 47{,}5) = 5{,}63 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Поскольку P<6,4 МПа, то диаметры роторов подпорного и основного насосов выбраны верно.

14. Расчетный напор одной станции по формуле (5.30)

$$H_{ст} = 3 \cdot 209,6 = 628,8 \text{ м}$$

15. Расчетное число насосных станций по формуле (5.32)

$$n = \frac{5076\text{-}2 \cdot 47,5}{628,8} = 7,92.$$

Округляем его до $n'' = 8$.

16. Рассчитываем полные потери напора и суммарного напора станций при перекачке каждого из нефтепродуктов в диапазоне расходов от 500 до 1500 м³/ч. Результаты расчета приведены в табл.6.3.

Таблица 6.3

Данные для построения совмещенной характеристики нефтепродуктопровода и насосных станций

Расход, м³/ч	Полные потери напора при перекачке, м			Суммарный напор станций, м		
	ДТ	А-76	ТС-1	n″= 6	n″= 7	n″= 8
500	1203	889	965	4796	5576	6356
600	1598	1186	1284	4707	5473	6238
700	2051	1536	1654	4602	5350	6099
800	2560	1937	2077	4481	5209	5938
900	3126	2389	2551	4343	5050	5756
1000	3747	2893	3078	4190	4871	5552
1100	4423	3448	3656	4020	4674	5327
1200	5153	4055	4285	3834	4458	5081
1300	5937	4713	4966	3632	4233	4813
1400	6774	5422	5699	3414	3969	4524
1500	7666	6184	6483	3180	3697	4213

17.Строим совмещенную характеристику нефтепродуктопровода и насосных станций при $n'' = 8$ для каждого из трех нефтепродуктов (рис.6.5). Получаем $Q_{дтл} = 1193$ м³/ч, $Q_{А\text{-}76} = 1310$ м³/ч, $Q_{ТС\text{-}1} = 1284$ м³/ч.

18. Находим число дней перекачки каждого нефтепродукта по формуле (6.2) и проверяем условие (6.3)

$$N_{дтл} = \frac{3,2 \cdot 10^9}{24 \cdot 848,8 \cdot 1193} = 131,7 \text{ сут.};$$

$$N_{A-76} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{24 \cdot 746,3 \cdot 1310} = 102,3 \text{ сут.};$$

$$N_{ТС-1} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{24 \cdot 814,5 \cdot 1284} = 95,6 \text{ сут.};$$

$$\sum N_i = 131,7 + 102,3 + 95,6 = 329,6 \text{ сут.}$$

Так как $\sum N_i < 350$, то неравенство (6.3) выполняется.

Поскольку есть резерв в пропускной способности нефтепродуктопровода, то проверим выполнение неравенства (6.3) при $n''=7$.

С совмещенной характеристики при $n''=7$ снимаем значения $Q_{ДТЛ}$= 1129 м²/ч, Q_{A-76} = 1246 м³/ч, $Q_{ТС-1}$ = 1219 м³/ч.

Следовательно:

$$N_{ДТЛ} = \frac{3,2 \cdot 10^9}{24 \cdot 848,8 \cdot 1129} = 139,2 \text{ сут.};$$

$$N_{A-76} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{24 \cdot 746,3 \cdot 1246} = 107,5 \text{ сут.};$$

$$N_{ТС-1} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{24 \cdot 814,5 \cdot 1219} = 100,7 \text{ сут.};$$

$$\sum N_i = 139,2 + 107,5 + 100,7 = 347,4 \text{ сут.}$$

Аналогичный расчет при $n'' = 6$ дает $N_{ДТЛ}$ = 148,8 сут., N_{A-76}= 114,2 сут., $N_{ТС-1}$= 107,1 сут. и $\sum N_i$ = 370,1 сут. Таким образом, искомое количество насосных станций не может быть меньше 7.

Пример 6.2. Рассчитать объемы смеси, образующейся в контактах нефтепродуктов ДТЛ-ТС-1 и ДТЛ-А-76 при условиях примера 6.1.

Решение

1.Средние скорости перекачки нефтепродуктов по формуле (5.8):

$$\upsilon_{ДТЛ} = \frac{4 \cdot 1129}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,512^2} = 1,52 \text{ м/с};$$

$$\upsilon_{ТС-1} = \frac{4 \cdot 1219}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,512^2} = 1,65 \text{ м/с};$$

$$\upsilon_{A-76} = \frac{4 \cdot 1246}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}512^2} = 1{,}68 \text{ м/с}.$$

2. Соответствующие числа Рейнольдса

$$\mathrm{Re}_{\text{дтл}} = \frac{1{,}52 \cdot 0{,}512}{10{,}7 \cdot 10^{-6}} = 72733;$$

$$\mathrm{Re}_{\text{ТС-1}} = \frac{1{,}65 \cdot 0{,}512}{2{,}42 \cdot 10^{-6}} = 349091;$$

$$\mathrm{Re}_{\text{А-76}} = \frac{1{,}68 \cdot 0{,}512}{0{,}94 \cdot 10^{-6}} = 915064.$$

Сравнивая их с переходными числами Рейнольдса из примера 6.1, видим, что все нефтепродукты перекачиваются в зоне смешанного трения турбулентного режима.

3. Коэффициенты гидравлического сопротивления по формуле (5.14)

$$\lambda_{\text{дтл}} = 0{,}11 \cdot \left(3{,}91 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{72733}\right)^{0{,}25} = 0{,}021;$$

$$\lambda_{\text{ТС-1}} = 0{,}11 \cdot \left(3{,}91 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{349091}\right)^{0{,}25} = 0{,}0171;$$

$$\lambda_{\text{А-76}} = 0{,}11 \cdot \left(3{,}91 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{915064}\right)^{0{,}25} = 0{,}0162.$$

4.Геометрический объем нефтепродуктопровода

$$V_{\text{т}} = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}512 \cdot 900000}{4} = 185205 \text{ м}^3.$$

5.Объем смеси по формуле (6.6):

– контакт ДТЛ-ТС-1:

$$V_{\text{СМ}_{\text{дтл-тс-1}}} = 1000 \cdot \left(0{,}021^{1{,}8} + 0{,}0171^{1{,}8}\right) \cdot \left(\frac{0{,}512}{900000}\right)^{0{,}43} \cdot 185205 = 617{,}2 \text{ м}^3;$$

– контакт ДТЛ-А-76:

$$V_{\text{СМ}_{\text{дтл-А-76}}} = 1000 \cdot \left(0{,}021^{1{,}8} + 0{,}0162^{1{,}8}\right) \cdot \left(\frac{0{,}512}{900000}\right)^{0{,}43} \cdot 185205 = 593{,}8 \text{ м}^3.$$

Пример 6.3. Определить число циклов последовательной перекачки для условий примеров 6.1, 6.2. Принять, что смесь на конечном пункте делится пополам.

Решение

1.По табл.6.1 находим величины допустимых концентрацией дизельного топлива в ТС-1 $\theta_п = 1 \cdot 10^{-2}$, ТС-1 в дизельном топливе $\theta_п = 1 \cdot 10^{-2}$, дизельного топлива в А-76 $\theta_п = 0{,}2 \cdot 10^{-2}$, А-76 в дизельном топливе $\theta_п = 0{,}2 \cdot 10^{-2}$.

2. По формуле (6.10) вычисляем объемы чистых нефтепродуктов, необходимые для приема половины смеси. В контакте ДТЛ-ТС-1:

$$V_{ДТЛ\,min}^{ТС-1} = 0{,}0858 \cdot \frac{617{,}2}{1 \cdot 10^{-2}} = 5296 \text{ м}^3;$$

$$V_{ТС-1\,min}^{ДТЛ} = 0{,}0858 \cdot \frac{617{,}2}{1 \cdot 10^{-2}} = 5296 \text{ м}^3.$$

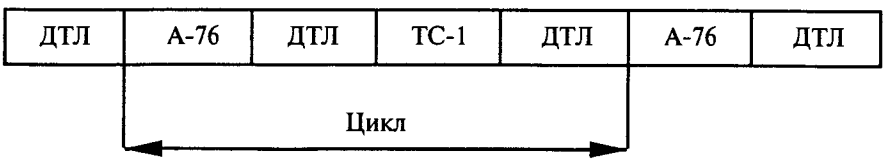
В контакте ДТЛ-А-76

$$V_{ДТЛ\,min}^{А-76} = 0{,}0858 \cdot \frac{593{,}8}{0{,}2 \cdot 10^{-2}} = 25474 \text{ м}^3;$$

$$V_{А-76\,min}^{ДТЛ} = 0{,}0858 \cdot \frac{593{,}8}{0{,}2 \cdot 10^{-2}} = 25474 \text{ м}^3.$$

Из-за одинаковых величин допустимых концентраций нефтепродуктов друг в друге (в каждом контакте) необходимые объемы чистых нефтепродуктов для приема половины смеси (в каждом контакте) также одинаковы.

3. Так как контакт топлива ТС-1 и бензина А-76 исключен, то схема цикла при условии существования контактов ДТЛ-ТС-1 и ДТЛ-А-76 имеет вид



Из рисунка видно, что в каждом цикле партии А-76 и ТС-1 встречаются по одному разу, а партия дизельного топлива – два раза.

4.Определим минимально необходимые объемы партий чистых нефтепродуктов в цикле (рис.6.6):

$$V_{А-76\,min} = V_{А-76\,min}^{ДТЛ} + V_{А-76\,min}^{ДТЛ} = 25474 + 25474 = 50948 \text{ м}^3;$$

$$V_{ДТЛ\,min_1} = V_{ДТЛ\,min_1}^{А-76} + V_{ДТЛ\,min_1}^{ТС-1} = 25474 + 5296 = 30770 \text{ м}^3;$$

$$V_{ТС-1_{min}} = V^{ДТЛ}_{ТС-1_{min}} + V^{ДТЛ}_{ТС-1_{min}} = 5296 + 5296 = 10592 \text{ м}^3;$$

$$V_{ДТЛ_{min2}} = V^{А-76}_{ДТЛ_{min}} + V^{ТС-1}_{ДТЛ_{min}} = 25474 + 5296 = 30770 \text{ м}^3;$$

$$V_{ДТЛ_{min}} = V_{ДТЛ_{min1}} + V_{ДТЛ_{min2}} = 30770 + 30770 - 61540 \text{ м}^3.$$

5. Так как путевых отборов по трассе нефтепродуктопровода нет, то $\xi = 1$. Поэтому в соответствии с формулой (6.9) максимально возможное число циклов перекачки каждого нефтепродукта:

$$Ц_{А-76} = \frac{1 \cdot 2,4 \cdot 10^9}{746,3 \cdot 50948} = 63,1 \quad 1/\text{год};$$

$$Ц_{ДТЛ} = \frac{1 \cdot 3,2 \cdot 10^9}{848,8 \cdot 61540} = 61,3 \quad 1/\text{год};$$

$$Ц_{ТС-1} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{814,5 \cdot 10592} = 278,2 \quad 1/\text{год}.$$

6. В соответствии с формулой (6.11) принимаем число циклов Ц=61 и по формуле (6.13) уточняем объемы каждого нефтепродукта в цикле:

$$V_{А-76} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{746,3 \cdot 61} = 52719 \text{ м}^3;$$

$$V_{ДТЛ} = \frac{3,2 \cdot 10^9}{848,8 \cdot 61} = 61804 \text{ м}^3;$$

$$V_{ТС-1} = \frac{2,4 \cdot 10^9}{814,5 \cdot 61} = 48305 \text{ м}^3.$$

7. Продолжительность перекачки одного цикла по формуле (6.12)

$$\tau_ц = \frac{350}{61} = 5,74 \text{ сут.}$$

Как следует из расчетов, выполненных в примере 2.2, необходимое количество резервуаров для аккумулирования нефтепродуктов при формировании цикла составляет 22. Такой резервуарный парк имеется не всегда и поэтому часто применяют деление смеси на три и более частей.

Пример 6.4. В процессе последовательной перекачки бензина А-76 и дизельного топлива летнего (ДТЛ) образовалась смесь объемом 222 м³. Произвести ее раскладку по резервуарам конечного пункта, если объем трубопровода составляет 26145 м³. Сведения о резервуарах конечного пункта под А-76 и ДТЛ, а также хранящихся в них нефтепродуктах приведены в табл. 6.4.

Таблица 6.4

Сведения о резервуарах конечного пункта

Нефтепродукт	А-76	А-76	А-76	ДТЛ	ДТЛ	ДТЛ
Номер резервуара	4	6	7	10	13	16
Тип резервуара	РВСП 5000	РВСП 10000	РВСП 5000	РВС 5000	РВС 5000	РВС 5000
Номинальный объем резервуара, м³	4380	9590	4380	4866	4866	4866
Объем нефтепродукта в резервуаре, м³	2457	6381	3168	3721	3101	4026
Допустимая концентрация примеси, %	0,11	0,23	0,18	0,22	0,20	0,21

Решение

1. Величина комплекса $V_{ТР}\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)$ из формулы (6.4а)

$$V_{ТР}\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)=\frac{V_{см}}{3,29}=\frac{222}{3,29}=67,4 \quad м^3.$$

2. Величина комплекса в левой части уравнения (6.14) для резервуара № 4 по формуле (6.15)

$$\xi_4=\frac{\theta_{ДТЛ}\cdot V_{рА\text{-}76}}{V_{ТР}\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)}=\frac{0,11\cdot 10^{-2}\cdot 2457}{67,4}=0,040.$$

Для других резервуаров с бензином А-76 аналогично находим: $\xi_6 = 0,436$ и $\xi_7 = 0,169$. То же для резервуаров с ДТЛ: $\xi_{10} = 0,243$; $\xi_{13} = 0,184$; $\xi_{16} = 0,251$.

3. В соответствии с найденными величинами $\{\xi_i\}$ устанавливаем следующую приоритетность раскладки смеси: в резервуары с А − 76 − № 6, №7, № 4; в резервуары с ДТЛ − № 16, № 10, № 13.

4. Предположим, что дизельное топливо в трубопроводе следует за бензином. Значит, первую половину смеси принимаем в резервуары с А-76, а вторую − с ДТЛ. В соответствии с установленными приоритетами раскладку первой половины смеси начинаем с резер-

вуара № 6. Для этого на рис. 6.2. по вертикали в масштабе откладываем величину $\xi_6 = 0{,}436$ и через полученную точку проводим горизонталь до пересечения с кривой $F_Б(Z)$. Точке пересечения соответствует величина $Z = 0{,}060$. Соответственно, объем смеси, принимаемой в резервуар № 6, по формуле (6.4)

$$V_{см.6} = 67{,}4 \cdot (1{,}645 - 0{,}06) = 106{,}8 \quad м^3.$$

5.Проверяем возможность приема такого объема смеси в резервуар № 6. Сумма объемов чистого А-76 в нем и принимаемой части смеси составляет 6381 + 106,8 = 6487,8 м³.

Полезная же емкость РВСП 10000 составляет 0,84·9590 = 8055,6 м³. Так как 6487,8<8055,6, то возможность приема первой порции смеси в резервуар № 6 обеспечена.

6.Вычисляем требуемую величину ξ для остатка первой половины смеси

$$\xi_{тр|} = 0{,}564 - 0{,}436 = 0{,}128.$$

Так как $\xi_4 < \xi_{тр} < \xi_7$, то весь остаток первой половины смеси может быть принят в резервуар № 7.

7.На рис. 6.2 по вертикали в масштабе от величины ξ_6 откладываем величину ξ_7, проводим горизонталь через полученную точку до пересечения с кривой $F_Б(Z)$ и находим величину $Z = -0{,}04$.

8.Раскладку второй половины смеси начнем с конца. В соответствии с установленными приоритетами первая порция смеси принимается в резервуар № 16. Откладываем на рис. 6.2 в масштабе величину ξ_{16}, проводим горизонталь через полученную точку до пересечения с кривой $F_А(Z)$ и находим искомое значение $Z = -0{,}4$.

9.Следовательно, объем смеси, направляемый в резервуар № 16, по формуле (6.4)

$$V_{СМ.16} = 67{,}4 \cdot [-0{,}4 - (-1{,}645)] = 83{,}9 \text{ м}^3.$$

Вместе с принятой смесью объем дизельного топлива в резервуаре № 16 составит 4026+83,9 =4109,9 м³, что меньше его полезной вместимости.

10.Требуемая величина ξ для остатка второй половины смеси

$$\xi_{тр||} = 0{,}564 - 0{,}251 = 0{,}313.$$

Так как величина $\xi_{тр}$ больше и ξ_{10} и ξ_{13}, то остаток второй половины смеси в один резервуар принять нельзя.

11.В соответствии с установленными приоритетами следующую «порцию» второй половины смеси направляем в резервуар № 10. На рис. 6.2 в масштабе от величины ξ_{16} откладываем ξ_{10}, проводим горизонталь до пересечения с кривой $F_А(Z)$ и находим $Z = -0{,}064$.

12.Объем смеси, направляемый в резервуар № 10. по формуле (6.4)

$$V_{см.10} = 67,4 \cdot \left[-0,064 - \left(-0,4\right)\right] = 22,7 \text{ м}^3.$$

Вместе с принятой смесью объем дизельного топлива в резервуаре № 10 составит 3721+22,7=3743,7 м³, что меньше его полезной вместимости.

13.Требуемая величина ξ для остатка второй половины смеси теперь составляет

$$\xi_{тр||} = 0,564 - \left(0,251 + 0,243\right) = 0,070.$$

Так как величина $\xi_{тр||} < \xi_{13}$, то, следовательно, весь остаток второй половины смеси можно принять в резервуар №13.

14.Чтобы избежать пересортицы, смесь при $0 \le Z \le 0,06$ направляем в резервуар с бензином А-76 (№7), а при $0,064 \le Z \le 0$ в резервуар с дизельным топливом (№13). Соответственно, объемы смеси, направляемые в них, в соответствии с формулой (6.4) составляют:

$$V_{см.7} = 67,4 \cdot \left(0,06 - 0\right) = 4,04 \text{ м}^3,$$

$$V_{см.13} = 67,4 \cdot \left[0 - \left(-0,064\right)\right] = 4,32 \text{ м}^3.$$

Эти объемы также могут быть приняты в резервуары №№ 7 и 13 без опасения их переполнения.

15.Проверяем условие материального баланса: сумма объемов распределенной смеси

$$\sum V_{см.i} = 106,8 + 83,9 + 22,7 + 45,04 + 4,32 = 221,8 \text{ м}^3.$$

Расхождение с заданной величиной объема смеси (222 м³) связано с погрешностями графического определения концентраций отсечек.

16.Таким образом, без пересортицы смесь раскладывается на 5 частей:

а) при	$0,06 \le Z \le 1,645$	– в резервуар № 6;
б) при	$0 \le Z \le 0,06$	– в резервуар №7;
в) при	$-0,064 \le Z \le 0$	– в резервуар №13;
г) при	$-0,4 \le Z \le -0,064$	– в резервуар №10;
д) при	$-1,645 \le Z \le -0,4$	– в резервуар №16;

Пример 6.5. При последовательной перекачке автобензина А-76 и топлива ТС1 образовалась смесь объемом 305 м³. Произвести ее раскладку по резервуарам конечного пункта, если объем трубопровода составляет 31000 м³. Сведения о резервуарах для бензина, имеющегося на конечном пункте, приведены в таблице:

№ резервуара	3	4	5	9	10
Тип резервуара	РВСП 5000	РВСП 10000	РВСП 10000	РВСП 5000	РВСП 5000
Номинальный объем, м³	4380	9590	9590	4380	4380
Объем нефтепродукта в резервуаре, м³	3180	5640	6180	3020	2190
Допустимая концентрация примеси, %	1,8	2,0	2,1	1,9	1,7

1.Величина комплекса $V_{ТР}\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)$ из формулы (6.4а)

$$V_{ТР}\cdot\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)=\frac{V_{см}}{3,29}=\frac{305}{3,29}=92,7\ \text{м}^3.$$

2.Так как допустимая концентрация бензина в топливе ТС-1 равна нулю всю смесь направляем в резервуары с бензином.

Величина комплекса в левой части уравнения (6.14) для резервуара № 3.

$$\xi_3=\frac{\theta_{ТС\text{-}1}\cdot V_{рА\text{-}76}}{V_{ТР}\cdot\left(Pe_{А}^{-0,5}+Pe_{Б}^{-0,5}\right)}=\frac{1,8\cdot10^{-2}\cdot3180}{92,7}=0,618$$

Для других резервуаров аналогично находим $\xi_4 = 1,217$; $\xi_5 = 1,40$; $\xi_9 = 0,619$; $\xi_{10} = 0,402$.

3.В соответствии с найденными величинами $\{\xi_i\}$ устанавливаем следующую последовательность заполнения резервуаров смесью: № 5, № 4, № 9, № 3 и № 10.

4.Раскладку смеси начинаем с резервуара № 5. Для этого на рис. 6.3 по вертикали в масштабе откладываем величину $\xi_5 = 1,4$ и через полученную точку проводим горизонталь до пересечения с кривой $F_Б(Z)$. Точка пересечения соответствует $Z = 0,629$. Соответственно, объем смеси, принимаемой в резервуар № 5, по формуле (6.4)

$$V_{см.5}=92,7\cdot\left[0,629-\left(-1,645\right)\right]=210,8\ \text{м}^3.$$

5.В результате приема данного количества смеси объем нефтепродукта в резервуаре № 5 станет равен 6180+210,8=6390,8 м³. Полезная же вместимость РВСП 10000 составляет 0,84· 9590=8055,6 м³. Так как 6390,8<8055,6, то возможность приема первой «порции» смеси в резервуар № 5 обеспечена.

6.Следующую «порцию» смеси направляем в резервуар № 4. Находим сумму $\xi_5 + \xi_4 = 1,4+1,217=2,617$. Далее на рис. 6.3 по верти-

кали в масштабе откладываем эту величину и через полученную точку проводим горизонталь до пересечения с кривой $F_Б(Z)$. Абсциссой точки пересечения является Z=1,286. Соответственно, объем смеси, который можно принять в резервуар № 4, по формуле (6.4)

$$V_{см.4} = 92,7 \cdot (1,286 - 0,629) = 60,9 \text{ м}^3.$$

Таким образом, всего в оба резервуара может быть принят объем смеси 210,8+60,9=271,7 м³. Так как 271,7<305, то раскладку смеси необходимо продолжить.

7.Очередную «порцию» смеси направляем в резервуар № 9. Находим сумму $\xi_5 + \xi_4 + \xi_9 = 1,4+1,217+0,619=3,236$. Выполняя те же построения, что и ранее, находим Z=1,6.

Соответственно, объем смеси, который можно направить в резервуар № 9, по формуле (6.4)

$$V_{см.9} = 92,7 \cdot (1,60 - 1,286) = 29,1 \text{ м}^3.$$

8.Общий объем распределенной смеси составляет 210,8+60,9+29,1=300,8 м³. Остается принять 305-300,8=4,2 м³.

9.Если очередную «порцию» смеси направить в резервуар № 3, то $\xi_5 + \xi_4 + \xi_9 + \xi_3 = 1,4+1,217+0,619+0,618=1,914$. Так как 1,914>1,645, то, следовательно, весь остаток смеси может быть принят в резервуар №3.

10.Таким образом вся смесь бензина и топлива ТС-1 раскладывается на 4 части:

а) при $-1,645 \le Z \le 0,629$ – в резервуар №5;
б) при $0,629 \le Z \le 1,286$ – в резервуар №4;
в) при $1,286 \le Z \le 1,60$ – в резервуар №9;
г) при $1,60 \le Z \le 1,645$ – в резервуар №3.

Пример 6.6. Подобрать диаметр отвода для сброса на нефтебазу дизельного топлива в количестве 17,5 тыс. т/год из 5,09 млн.т, перекачиваемых по нефтепродуктопроводу с расходом 1135 м³/ч.В качестве основных насосов на МНПП используются НМ 1250-260 с ротором D_2 =418 мм, включенные последовательно в количестве $m_{мн}$ =3. Принять L_1=70 км; D_1 =514 мм; L_2=40 км; D_2 =514 мм; L_3=35 км; α_0 =2°; ΔZ=45 м; $H_{кп}$=40 м; г=820 кг/м³; ν=6 мм²/с.

Решение

1.Продолжительность перекачки дизтоплива по нефтепродуктопроводу

$$\tau = \frac{5,09 \cdot 10^9}{820 \cdot 1135} = 5469 \text{ ч/год}.$$

2.Годовой объем сброса дизельного топлива на нефтебазу

$$V_{сбр} = \frac{17500 \cdot 10^3}{820} = 21342 \text{ м}^3/\text{год}.$$

3.Минимально необходимый расход в отводе по формуле (6.21)

$$q_{треб} = \frac{1{,}5 \cdot 1{,}2 \cdot 21342}{0{,}3 \cdot 5469} = 23{,}4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

4.Число Рейнольдса при перекачке дизтоплива в магистральной части нефтепродуктопровода по формуле (5.10)

$$Re = \frac{4 \cdot 1135}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}514 \cdot 6 \cdot 10^{-6}} = 130230.$$

5.Относительная шероховатость труб магистральной части и переходные числа Рейнольдса по формулам (5.12):

$$\varepsilon = \frac{0{,}2}{0{,}514} = 3{,}89 \cdot 10^{-4};$$

$$Re_{|} = \frac{10}{3{,}89 \cdot 10^{-4}} = 25707; \quad Re_{||} = \frac{500}{3{,}89 \cdot 10^{-4}} = 1285347.$$

Так как $Re_{|} < Re < Re_{||}$, то, следовательно в магистральной части m=0,123, а величина коэффициента β согласно табл. 5.2

$$\beta = 0{,}0802 \cdot 10^{0{,}127 \lg 3{,}89 \cdot 10^{-4} - 0{,}627} = 0{,}00698.$$

6.Так как диаметр магистральной части постоянный, то из формулы (5.18) гидравлический уклон при Q = 1 м³/с

$$f_1 = f_2 = 0{,}00698 \cdot \frac{\left(6 \cdot 10^{-6}\right)^{0{,}123}}{\left(0{,}514\right)^{4{,}877}} = 0{,}0409 \left(\frac{\text{с}}{\text{м}^3}\right)^{1{,}877}.$$

7.Для насосов НМ 1250-260 с ротором D_2=418 мм,· H_0=289,8 м, а=0, в=34,8·10⁻⁶ ч²/м⁵. По формулам (3.11), (3.12) вычисляем искомые коэффициенты А и Б при m = 0,123

$$Б_* = \frac{\left(1500 - 10000\right) \cdot \left\lfloor 0 + 34{,}8 \cdot 10^{-6} \left(1000 + 1500\right) \right\rfloor}{1500^{1{,}877} - 1000^{1{,}877}} = 89{,}2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{ч}^{1{,}877}}{\text{м}^{4{,}631}}$$

$$A = 289{,}8 + 0 - 34{,}8 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^2 + 89{,}2 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^{1{,}877} = 293{,}1 \text{ м}$$

$$Б = 3600^{1{,}877} \cdot 89{,}2 \cdot 10^{-6} = 422{,}2 \frac{\text{с}^{1{,}877}}{\text{м}^{4{,}631}}.$$

8.Величина относительного сброса φ по формуле (6.22)

$$\varphi = 1 - \frac{23,4}{1135} = 0,979.$$

9.Расчетный внутренний диаметр отвода по формуле (6.25)

$$d_3 = 0,514 \cdot \left[\frac{35000}{40000 \cdot 0,979^{1,877}} \cdot (1 - 0,979)^{1,877} \right]^{\frac{1}{4,877}} = 0,114 \text{ м}.$$

Принимаем (Прил.1) стандартный диаметр 133х8 мм.

10.Проверим правильность выбора режима перекачки, используя формулы (5.10), (5.12):

$$\mathrm{Re} = \frac{4 \cdot 23,4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,117 \cdot 6 \cdot 10^{-6}} = 11795;$$

$$\varepsilon = \frac{0,2}{0,117} = 0,00171;$$

$$\mathrm{Re}_{\mathrm{I}} = \frac{10}{0,00171} = 5848; \quad \mathrm{Re}_{\mathrm{II}} = 292398.$$

Так как $\mathrm{Re}_{\mathrm{I}} < \mathrm{Re} < \mathrm{Re}_{\mathrm{II}}$, то режим течения в отводе принят правильно и пересчитывать d_3 нет необходимости.

11.Критический расход дизтоплива при сбросе его по одному отводу с бензином ($\rho_д$=740 кг/м³) по формуле (6.28)

$$q_{кр} = \frac{3,14 \cdot 0,117^3}{4 \cdot 1,2} \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \cdot 0,117}{\cos 2^\circ} \cdot \frac{820 - 740}{740}} = 0,000522 \text{ м}^3/\text{с} = 1,88 \text{м}^3/\text{ч}.$$

Так как $q_{кр} < q$, то, следовательно, расслоения нефтепродуктов в отводе не будет.

Пример 6.7. Температура конца кипения бензина по ГОСТ равна 185 °С, а фактическая − 180 °С. Определить предельно допустимую концентрацию дизтоплива плотностью 845 кг/м³ в этом бензине.

Решение

По формуле (6.7)

$$\theta_д = \frac{(185 - 180) \cdot (185 + 180 - 248)}{28 \cdot (845 - 753)} = 0,227 \text{ %}.$$

Пример 6.8. Температура вспышки дизтоплива по ГОСТ составляет 40 °С, а фактическая – 48 °С. Определить предельно допустимую концентрацию бензина в нем.

Решение

По формуле (6.8)

$$\theta_б = \frac{1135}{48+55}\lg\frac{48}{40} = 0{,}873\ \%.$$

Пример 6.9. При последовательной перекачке дизельных топлив Л-05-40 и Л-02-40 образовалась смесь. Определить, каким будет в ней содержание серы при различных способах раскладки, если фактически серы в них соответственно 0,47 % и 0,18 %.

Решение

1.При приеме всей смеси в резервуар с одним из дизельных топлив по формуле (6.29)

$$S_{см} = 0{,}5\cdot(0{,}47+0{,}18) = 0{,}325\ \ \%.$$

2.При делении смеси пополам задача имеет два ответа, поскольку первая половина смеси принимается во впереди идущий нефтепродукт, а вторая – в позади идущий.

Если впереди следует Л-05-40, то для первой половины смеси примесью является Л-02-40, и поэтому по формуле (6.29)

$$S_{см1} = 0{,}172\cdot 0{,}18 + 0{,}828\cdot 0{,}47 = 0{,}420\ \ \%.$$

Для второй половины смеси примесью в этом случае является Л-05-40 и, следовательно,

$$S_{см2} = 0{,}172\cdot 0{,}47 + 0{,}828\cdot 0{,}18 = 0{,}230\ \%.$$

Пример 6.10. Рассчитать параметры смеси дизельных топлив с параметрами: $\rho_А$ =840 кг/м³; $C_А$ = 0,35; $\nu_А$=7,5 мм²/с; $t_{вА}$= 64 °С; $\rho_б$=835 кг/м³; $\nu_Б$= 6,7 мм²/с; $t_{вБ}$ = 60 °С.

Решение

1.Плотность смеси по формуле (6.30)

$\rho_{см}$= 835 + 0,35·(840-835) = 836,8 кг/м³.

2. Находим методом линейной интерполяции величины коэффициентов $K_п$ и K_t при $C_А$= 0,35:

$$K_v = K_{v1} + (K_{v2} - K_{v1}) \cdot \frac{C_A - C_{A_1}}{C_{A_2} - C_{A_1}} =$$

$$= 0{,}179 + (0{,}221 - 0{,}179) \cdot \frac{0{,}35 - 0{,}3}{0{,}4 - 0{,}3} = 0{,}20.$$

Аналогично

$$K_t = 0{,}170 + (0{,}217 - 0{,}170) \cdot \frac{0{,}35 - 0{,}3}{0{,}4 - 0{,}3} = 0{,}194.$$

3.Кинематическая вязкость смеси по формуле (6.31)

$$\nu_{см} = 7{,}5 \cdot 0{,}35 + 6{,}7 \cdot (1 - 0{,}35) - 0{,}2 \cdot (7{,}5 - 6{,}7) = 6{,}82 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

4.Температура вспышки смеси по формуле (6.32)

$$t_{в.см} = 64 \cdot 0{,}35 + 60 \cdot (1 - 0{,}35) - 0{,}194 \cdot (64 - 60) = 60{,}6 \text{ °C}.$$

Пример 6.11. Определить объем смеси бензина ($\rho_б$ = 735 кг/м^3) и дизельного топлива ($\rho_д$ = 845 кг/м^3) плотностью $\rho_{см}$ = 810 кг/м^3, который можно подмешать к дизельному топливу, имеющему температуру вспышки 68 °С. Объем дизтоплива в резервуаре 4000 м^3, температура его вспышки по ГОСТу должна быть не менее 62 °С.

Решение

1.В данном случае $\rho_{пр}$ = 735 кг/м^3; $\rho_ч$ = 845 кг/м^3, $V_ч$ = 4000 м^3; $t_в$ = 68 оС; $[t_в]$ = 62 °С.

2.Концентрация примеси в смеси по формуле (6.33)

$$C_{пр} = \frac{810 - 845}{735 - 845} = 0{,}318.$$

3.Допустимая концентрация бензина в дизельном топливе по формуле (6.8)

$$\theta_б = \frac{1135}{69 + 55} \cdot \lg\frac{69}{62} = 0{,}426 \ \ \%,$$

то есть $\theta_б$= 0,00426.

4.Допустимый объем подкачиваемой к дизельному топливу смеси по формуле (6.36)

$$\nu_{см} \le \frac{4000 \cdot 0{,}00426}{0{,}318 - 0{,}00426} = 54{,}3 \text{ м}^3.$$

Пример 6.12. Смесь бензина и дизельного топлива, сведения о которой приведены в примере 6.8, необходимо принять в резервуар, где хранится 7000 м^3 бензина с температурой конца кипения 180 °С. По ГОСТ температура конца кипения не должна превышать 185 °С. Определить, какое количество смеси может быть принято в резервуар без потери качества бензина.

Решение

1.В данном случае $\rho_{пр} = 735$ кг/м^3; $\rho_ч = 845$ кг/м^3, $V_ч = 7000$ м^3; $[t_{кк}] = 185$ °С; $t_{кк} = 180$ °С.

2.Концентрация примеси в смеси по формуле (6.33)

$$C_{пр} = \frac{810 - 735}{845 - 735} = 0,682.$$

3. Допустимая концентрация дизельного топлива в бензине по формуле (6.7)

$$\theta_д = \frac{(185 - 180) \cdot (185 + 180 - 248)}{28 \cdot (845 - 753)} = 0,227 \ \%,$$

то есть $\theta_д = 0,00227$.

4.Допустимый объем подкачиваемой к бензину смеси по формуле (6.29)

$$v_{см} < \frac{7000 \cdot 0,0027}{0,682 - 0,00227} = 23,4 \ м^3.$$

Пример 6.13. В резервуаре с полезным объемом 4800 м^3 хранится 500 м^3 смеси дизельного топлива ($\rho_д = 845$ кг/м^3) и бензина ($\rho_б = 735$ кг/м^3) плотностью $\rho_{см} = 840$ кг/м^3, с температурой вспышки 60 °С. Определить, какое количество дизельного топлива с температурой вспышки 67 °С необходимо для исправления смеси ($[t_в] = 62$ °С).

Решение

1.В данном случае $\rho_ч = 845$ кг/м^3, $\rho_{пр} = 735$ кг/м^3; $V_{см} = 500$ м^3; $t_в = 67$ °С.

2. Концентрация бензина в исходной смеси по формуле (6.33)

$$C_{пр} = \frac{840 - 845}{735 - 845} = 0,0455.$$

3. Допустимая концентрация бензина в дизельном топливе по формуле (6.8)

$$\theta_б = \frac{1135}{67+55} \cdot \lg\frac{67}{62} = 0{,}313 \quad \%,$$

то есть $\theta_б$= 0,00313.

4.Необходимый объем дизельного топлива с запасом качества для исправления смеси по формуле (6.37)

$$v_ч \geq \frac{500 \cdot (0{,}0455 - 1)}{0{,}00313} = 6768 \text{ м}^3.$$

5.Суммарный объем смеси и добавляемого чистого дизельного топлива

$$V_{сум} = V_{см} + V_ч = 500 + 6768 = 7268 \text{ м}^3.$$

Так как найденная величина превышает полезный объем резервуара, смесь предварительно надо рассредоточить по двум аналогичным емкостям.

Пример 6.14. Необходимо восстановить качество 400 м³ «тяжелого бензина» плотностью $\rho_{см}$ = 739 кг/м³ с температурой конца кипения 187 °С. Плотности составляющих смеси принять по данным примера 6.10, а допустимую температуру конца кипения бензина [$t_{кк}$] = 185 °С. Для исправления смеси используется бензин с температурой конца кипения 180 °С.

Решение

1. В данном случае $\rho_{пр}$ = 845 кг/м³; $\rho_ч$ = 759 кг/м³, $V_{см}$ = 400 м³; $t_{кк}$ = 180 °С.

2.Допустимая концентрация бензина в дизельном топливе, согласно примера 6.8, $\theta_б$ = 0,00227. Концентрация дизельного топлива в исходной смеси по формуле (6.33)

$$C_{пр} = \frac{739 - 735}{845 - 735} = 0{,}0364.$$

3.Необходимый объем бензина с запасом качества для исправления смеси по формуле (6.37)

$$v_ч \geq \frac{400 \cdot (0{,}0364 - 1)}{0{,}00227} = 6014 \text{ м}^3.$$

4.Суммарный объем смеси и добавляемого бензина

$$V_{сум} = 400 + 6014 = 6414 \text{ м}^3.$$

Если полезный объем резервуара с «тяжелым бензином» меньше данной величины, то исправления смеси необходимо производить в нескольких емкостях.

7 ГЛАВА ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ ВЫСОКОВЯЗКИХ И ВЫСОКОЗАСТЫВАЮЩИХ НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

При технологическом расчете перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов решаются те же задачи, что и при расчете обычных трубопроводов (определение оптимальных диаметра и толщины стенки трубы, числа перекачивающих станций, расчет режимов эксплуатации), а также находятся оптимальные толщина изоляции и температуры перекачки (при транспортировке с подогревом) или концентрация маловязкого разбавителя (при перекачке в смеси с маловязкой углеводородной жидкостью).

§ 7.1. Тепловой и гидравлический расчеты неизотермических трубопроводов

В общем случае в «горячем» трубопроводе может быть два режима течения: турбулентный (сразу за пунктом подогрева) и ламинарный (непосредственно перед пунктом подогрева). Изменение температуры нефтепродукта по длине участка с турбулентным течением описывается формулой

$$T = T_0 + (T_н - T_0)\cdot e^{-Шу_т\cdot\frac{x}{\ell}}, \qquad (7.1)$$

где T_0 – температура окружающей среды (грунта на глубине заложения трубопровода в ненарушенном тепловом состоянии или температура воздуха, если прокладка подземная); $T_н$ – начальная температура подогрева нефтепродукта; $Шу_т$ – число Шухова для турбулентного участка ($0 \le x \le l_т$)

$$Шу_т = \frac{к_т\cdot\pi\cdot d\cdot\ell}{Q\cdot\rho\cdot C_p}. \qquad (7.2)$$

$к_т$ – полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окру-

жающую среду при турбулентном режиме перекачки; d – внутренний диаметр трубопровода; ℓ – расстояние между пунктами подогрева; Q – объемный расход нефтепродукта плотностью ρ и удельной теплоемкостью $C_р$; $\ell_т$ – длина турбулентного участка.

На участке с ламинарным течением изменение температуры нефтепродукта описывается формулой

$$T = T_0 + (T_{кр} - T_0) \cdot \exp\left[-Шу_л \cdot \left(\frac{x}{\ell} - \frac{\ell_т}{\ell}\right)\right], \qquad (7.3)$$

где $T_{кр}$ – температура, при которой турбулентный режим течения нефтепродукта меняется на ламинарный

$$T_{кр} = T_* + \frac{1}{u} \cdot \ln \frac{\nu_* \cdot \pi \cdot d \cdot Re_{кр}}{4Q}, \qquad (7.4)$$

T_* – температура, при которой известна кинематическая вязкость нефтепродукта ν_*; $Re_{кр}$ – критическое число Рейнольдса; для высоковязких нефтей и нефтепродуктов $Re_{кр} \approx 2000$; u – крутизна вискограммы, определяемая по формуле (1.10); $Шу_л$ – число Шухова при ламинарном режиме

$$Шу_л = \frac{к_л \cdot \pi \cdot d \cdot \ell}{Q \cdot \rho \cdot C_р}, \qquad (7.5)$$

$к_л$ – коэффициент теплопередачи в этом случае.

Решая совместно (7.1) и (7.3), получаем формулу для определения конечной температуры нефтепродукта при смешанном режиме течения

$$T = T_0 + (T_{кр} - T_0) \cdot e^{-Шу_л} \cdot \left(\frac{T_{кр} - T_0}{T_н - T_0}\right)^{1 - \frac{Шу_л}{Шу_т}}. \qquad (7.6)$$

Протяженность участка с турбулентным режимом течения находится из (7.1), при $x = \ell_т$ и $T = T_{кр}$

$$\ell_т = \frac{Q \cdot \rho \cdot C_р}{к_т \cdot \pi \cdot d} \cdot \ln \frac{T_н - T_0}{T_{кр} - T_0}. \qquad (7.7)$$

Соответственно длина ламинарного участка

$$\ell_л = \ell - \ell_т. \qquad (7.8)$$

Коэффициент теплопередачи для трубопроводов зависит от внутреннего α_1 и внешнего α_2 коэффициентов теплоотдачи, а также от термического сопротивления стенки трубы, изоляции, отложений и т.п.:

$$\frac{1}{K \cdot d} = \frac{1}{\alpha_1 \cdot d} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2 \cdot \lambda_i} \cdot \ln \frac{D_i}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot D_н}, \qquad (7.9)$$

где n – число слоев, учитываемых при расчете; λ_i – коэффициенты теплопроводности отложений, стали, трубы, изоляции и т.п.; d_i, D_i – соответственно внутренний и наружный диаметры i-го слоя; $D_н$ – наружный диаметр трубопровода.

Для определения α_1 при вынужденном движении жидкости имеются различные экспериментальные зависимости. Например, по формулам Михеева:
для ламинарного режима при $Re_п \le Re_{кр}$

$$\alpha_1 = 0{,}17 \cdot \frac{\lambda_н}{d} \cdot Re_п^{0{,}33} \cdot Pr_п^{0{,}43} \cdot Gr_п^{0{,}1} \cdot \left(\frac{Pr_п}{Pr_{ст}} \right)^{0{,}25}; \qquad (7.10)$$

для турбулентного режима при $Re_п \ge 10^4$

$$\alpha_1 = 0{,}21 \cdot \frac{\lambda_н}{d} \cdot Re_п^{0{,}8} \cdot Pr_п^{0{,}43} \cdot \left(\frac{Pr_п}{Pr_{ст}} \right)^{0{,}25}, \qquad (7.10а)$$

где $\lambda_н$ – коэффициент теплопроводности нефтепродукта; Gr, Pr – числа соответственно Грасгофа и Прандтля:

$$Gr = \frac{\ell_x^3 \cdot g \cdot \beta_p \cdot (T_п - T_{ст})}{\nu^2}; \; Pr = \frac{\nu}{a}; \; a = \frac{\lambda_н}{C_p \cdot \rho}; \qquad (7.11)$$

ℓ_x – характерный линейный размер (для вертикальных емкостей $\ell_x = h$, для горизонтальных емкостей и труб $\ell_x = d$); β_p – коэффициент объемного расширения нефти; $T_п$ – температура нефтепродукта (средняя), определяемая по формуле (7.22); $T_{ст}$ – температура стенки емкости или трубы; a – коэффициент температуропроводности нефтепродукта.

Индекс «п» означает, что все физические характеристики нефтепродукта для вычисления чисел Gr и Pr выбирают при его средней температуре; индекс «ст» – что все физические характеристики выбирают при средней температуре стенки трубы или емкости.

Теплофизические характеристики следует рассчитывать по формулам Крего (1.5), (1.6).

В переходной области $Re_{кр} < Re_{п} < 10^4$ внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 можно определять интерполяцией по формуле

$$\alpha_1 = \alpha_1(Re_{кр}) + [\alpha_1(10^4) - \alpha_1(Re_{кр})] \cdot \frac{Re_{п} - Re_{кр}}{10^4 - Re_{кр}}. \qquad (7.12)$$

Для расчета внешнего коэффициента теплоотдачи α_2 подземного трубопровода применяют формулу Форхгеймера-Власова

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_г}{D_н \cdot \ln\left[\frac{2H}{D_н} + \sqrt{\left(\frac{2H}{D_н}\right)^2 - 1}\right]}. \qquad (7.13)$$

где $\lambda_г$ – коэффициент теплопроводности грунта; H – глубина заложения трубопровода в грунт (до оси).

При $H/D_н > 1$ (с точностью до 1%)

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_г}{D_н \cdot \ln\frac{4H}{D_н}}. \qquad (7.14)$$

При малых заглублениях ($H/D_н < 3...4$) следует пользоваться формулой Аронса-Кутателадзе, учитывающей тепловое сопротивление на границе грунт-воздух, а также наличие снежного покрова,

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_г}{D_н \cdot \ln\left[4 \cdot \left(\frac{H_п}{D_н} + \frac{1}{Nu}\right)\right]}, \qquad (7.15)$$

где Nu – число Нуссельта, $Nu = \alpha_0 \cdot D_н/\lambda_в$; α_0 – коэффициент теплоотдачи от поверхности грунта (снега) к воздуху, равный 12...18 Вт/(м²·К); $\lambda_в$ – коэффициент теплопроводности воздуха; $H_п$ – приведенная глубина укладки трубопровода, которая складывается из геометрической глубины заложения H и эквивалентной глубины $H_э$, определяемой по выражению

$$H_э = H_{сн} \cdot \frac{\lambda_г}{\lambda_{сн}}, \qquad (7.16)$$

где $H_{сн}$ – толщина снежного покрова; $\lambda_{сн}$ – коэффициент теплопро-

водности снега: для свежевыпавшего снега $\lambda_{сн} \approx 0{,}105$ Вт/(м·К), для уплотненного – $\lambda_{сн} = 0{,}465$ Вт/(м·К).

Для подземных и особенно теплоизолированных трубопроводов при турбулентном режиме течения $\alpha_1 >> \alpha_2$. Поэтому в большинстве случаев при расчете значением $1/\alpha_1 d$ в формуле (7.9) можно пренебречь.

Для трубопроводов без специальной тепловой изоляции, прокладываемых в грунтах малой влажности, при турбулентном режиме течения с малой погрешностью можно принять $K \approx \alpha_2$. При оценочных расчетах коэффициент теплопередачи K можно принять равным [Вт/(м²·К)]: для сухого песка – 1,2; для влажной глины – 1,5, для мокрого песка – 3,5.

Расчет падения температуры можно выполнить более точно, если перегон между тепловыми станциями разбить на отдельные участки в зависимости от грунтовых условий. Этот же расчет можно проводить по некоторому среднему значению $\lambda_{г.\,ср}$, определяемому по формуле (1.12). Падение температуры рассчитывают, либо начиная с головного участка при известной начальной температуре подогрева, либо с конца участка при известной конечной температуре.

Потери напора на трение в трубопроводе между тепловыми станциями при наличии двух режимов определяют по формуле

$$h_i = h_{н.\,т} \cdot \Delta_т + h_{н.\,л} \cdot \Delta_л, \qquad (7.17)$$

где $h_{н.\,т}$ – потери в трубопроводе на трение при условии, что нефтепродукт по всей длине ℓ сохраняет начальную температуру $T_н$ и течение турбулентное (изотермический режим при температуре $T_н$),

$$h_{н.т} = \frac{0{,}241}{g} \cdot \frac{Q^{1{,}75} \cdot \nu_н^{0{,}25} \cdot \ell}{d^{4{,}75}}; \qquad (7.18)$$

$h_{н.\,л}$ – потери в трубопроводе на трение при условии, что нефтепродукт по всей длине ℓ сохраняет температуру $T_н$ и течение ламинарное,

$$h_{н.л} = \frac{128 \cdot Q \cdot \nu_н \cdot \ell}{\pi \cdot d^4 \cdot g}; \qquad (7.19)$$

$\Delta_т$, $\Delta_л$ – поправки на неизотермичность течения для турбулентного и ламинарного участков.

На основе формулы (1.9) с учетом влияния радиального градиента температур по Михееву

$$\Delta_т = \frac{e^{0,25u(T_н - T_0)}}{Шу_т}\left\{Ei\cdot\left[-u\cdot\left(0,25-\frac{1}{3}\cdot\frac{K_т}{\alpha_{1т}}\right)\cdot(T_н - T_0)\right]-\right.$$

$$\left.-Ei\cdot\left[-u\cdot\left(0,25-\frac{1}{3}\cdot\frac{K_т}{\alpha_{1т}}\right)\cdot(T_{кр} - T_0)\right]\right\};$$

$$\Delta_л = \frac{e^{u(T_н - T_0)}}{Шу_л}\left\{Ei\cdot\left[-u\cdot\left(1-\frac{1}{3}\cdot\frac{K_т}{\alpha_{1т}}\right)\cdot(T_{кр} - T_0)\right]-\right.$$

$$\left.-Ei\cdot\left[-u\cdot\left(1-\frac{1}{3}\cdot\frac{K_л}{\alpha_{1л}}\right)\cdot(T_к - T_0)\right]\right\}; \qquad (7.20)$$

где Ei – знак интегральной показательной функции, для которой имеются таблицы.

Положив в формуле (7.17) $T_н = T_{кр}$, получим зависимость для расчета потерь напора на трение только для ламинарного режима. Потери напора только при турбулентном режиме рассчитываются по формуле (7.17) при $T_к = T_{кр}$.

В большинстве случаев для подземных трубопроводов $\alpha_1 >> K$ и, следовательно, слагаемым $\frac{1}{3}\cdot\frac{K}{\alpha_1}$ можно пренебречь, т.е. влияние радиального градиента температур практически не сказывается на потерях на трение. Для подземных и особенно теплоизолированных трубопроводов $K_л \approx K_т$, поэтому расчетные формулы упрощаются.

Для высокопарафинистых нефтей и нефтепродуктов, обладающих неньютоновскими свойствами, потери на трение приближенно можно определить по формуле Дарси-Вейсбаха. Коэффициент гидравлического сопротивления λ в этой формуле необходимо определять по формулам Стокса для ламинарного режима ($Re_э \le 1100$) и Блазиуса для турбулентного режима ($Re_э > 2000$), используя эффективное число Рейнольдса

$$Re_э = \frac{Re}{1+\frac{\tau_0\cdot d}{A_2\cdot\mu\cdot\upsilon}}, \qquad (7.21)$$

где Re – число Рейнольдса, определяемое по формуле (5.10) через фактическую скорость течения нефтепродукта υ и «истинную» ки-

нематическую вязкость нефти при среднелогарифмической температуре, вычисленной по формуле

$$T_п = T_0 + \frac{T_н - T_к}{\ln \frac{T_н - T_0}{T_к - T_0}}, \qquad (7.22)$$

τ_0 – предельное напряжение сдвига, зависящее от температуры; $A_2 = 4...8$ в зависимости от характеристики нефтепродукта (для мангышлакских нефтей $A_2 = 4, 5$); μ – динамическая вязкость при среднелогарифмической температуре.

Для переходной области ($1100 \le Re_э < 2000$) коэффициент гидравлического сопротивления λ для нефтей типа мангышлакских рекомендуется принимать постоянным, равным приблизительно 0,065.

При известной зависимости τ_0 от температуры потери на трение можно определить по формуле

$$h = h_1 + h_2, \qquad (7.23)$$

где h_1 – потери на трение, которые определяются по формуле (7.17); h_2 – дополнительные потери на преодоление предельного напряжения сдвига τ_0, при нелинейной аппроксимации (7.26) определяются по формуле

$$h_2 = \frac{B_1 \cdot \ell \cdot \tau_1 \cdot e^{-S_1 T_0}}{Шу} \cdot \{Ei \cdot [-S_1 \cdot (T_у - T_0)] - Ei \cdot [-S_1 \cdot (T_к - T_0)]\} - \frac{B_1 \cdot \ell у}{Шу} \cdot \ln \frac{T_у - T_0}{T_к - T_0}, \qquad (7.24)$$

или с учетом линейной аппроксимации $\tau_0 = \tau_0' \cdot \frac{T_у - T}{T_у - T_0}$ по формуле Н. А. Гаррис

$$h_2 = \frac{B_1 \cdot \tau_0' \cdot \ell}{Шу} \cdot \left(\ln \frac{T_у - T_0}{T_к - T_0} + \frac{T - T_0}{T_у - T_0} - 1 \right), \qquad (7.24а)$$

где

$$B_1 = \frac{16}{3\rho g d}; \qquad (7.25)$$

T_y – температура появления напряжения сдвига на расстоянии ℓ_1 от начала трубопровода, которое при необходимости можно определить по формуле:

$$\ell_1 = \frac{1}{Шу} \cdot \ln \frac{T_y - T_0}{T_к - T_0};$$

τ_1, S_1, у – постоянные коэффициенты (определяемые по экспериментальным данным) в зависимости τ_0 от температуры

$$\tau_0 = \tau_1 e^{-S_1 T} - у. \qquad (7.26)$$

Для оценочных расчетов безопасное время остановки перекачки по подземному трубопроводу можно определить по формуле

$$\tau = 0{,}1113 \frac{D_н^2}{a} \left(\frac{4H}{D_н} \right)^{2(1-\beta_0)}, \qquad (7.27)$$

где β_0 – расчетный коэффициент

$$\beta_0 = \frac{T_д - T_0}{T_н - T_0}.$$

Допускаемая температура нефтепродукта $T_д$ в трубопроводе принимается на 0...5 К выше температуры застывания $T_з$ для предотвращения «замораживания».

Для теплоизолированного подземного трубопровода безопасное время остановки при охлаждении нефтепродукта от $T'_н$ до Т определяется по выражению

$$\tau = \frac{E_1}{E_2} \cdot \left[\left(\frac{T'_н - T_0}{T_д - T_0} \right)^{B_2} - 1 \right], \qquad (7.28)$$

где

$$E_1 = \frac{1}{\alpha_1 d} + E \cdot \ln \frac{D_{из}}{D_н} + \frac{1}{2\lambda_г} \ln \frac{4H}{D_н} + \frac{1}{2\alpha_0 H}; \quad E_2 = \frac{8 \cdot a_г}{\lambda_г D_{из}^2} \cdot \left(\ln \frac{4H}{D_{из}} + \frac{\lambda_г}{\alpha_0 H} \right);$$

$$B_2 = \frac{1}{4} d^2 \rho C_p E_2; \quad E = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{из}} - \frac{1}{\lambda_г} \right). \qquad (7.29)$$

$D_{из}$ – наружный диаметр изоляционного покрытия, $D_{из} = D_н + 2\delta_{из}$; $D_и$ – наружный диаметр трубы; $\lambda_{из}$ – коэффициент теплопроводности изоляции; $\delta_{из}$ – толщина тепловой изоляции; $\lambda_г$, $a_г$ – коэффициенты соответственно теплопроводности и температуропроводности грунта в рассматриваемом сечении; α_0, α_1 – коэффициент теплоотдачи соответственно от поверхности грунта в воздух и от нефти к внутренней стенке трубы.

Безопасное время остановки надземного теплоизолированного трубопровода при заданном перепаде температур $T'_и - T_д$ определяют по выражению

$$\tau = \left(1 + \frac{2\alpha_1 d\lambda_{из}}{\ln\frac{D_{из}}{D_и}} + \frac{\alpha_1 d}{\alpha_2 D_{из}} \right) \cdot \frac{d\rho C_p}{4\alpha_1} \cdot \ln\frac{T'_и - T_0}{T_д - T_0}. \qquad (7.30)$$

Коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 для формулы (7.30) вычисляют по характеристикам нефтепродукта, взятым при его средней температуре $T_{ср} = 0{,}5\cdot(T'_н + T_0)$ при определении α_1, и по характеристикам воздуха, взятым при температуре T_0 для вычисления α_2 по формуле

$$\alpha_{2ст} = C \cdot \frac{\lambda_{возд}}{D_{из}} Re^n_{возд}, \qquad (7.31)$$

где C, n – коэффициенты, величина которых зависит от $Re_{возд.}$

Таблица 7.1

Зависимость коэффициентов C и n от $Re_{возд}$ (для воздуха)

$Re_{возд}$	C	n
5–80	0,810	0,40
$80–5\cdot10^3$	0,625	0,46
$5\cdot10^3–5\cdot10^4$	0,970	0,60
Более $5\cdot10^4$	0,023	0,80

При отсутствии ветра коэффициент теплоотдачи α_2 определяют по формулам свободной конвекции, т.е. по формулам (11.5)...(11.7). В этом случае параметры Gr и Pr определяют по физическим характеристикам сухого воздуха при P = 0,0981 МПа, взятым при средней его температуре (см. табл. 1.5).

При длительных остановках перекачки высоковязкий и высоко-

парафинистый нефтепродукт необходимо удалить из трубопровода и заменить его маловязким низкозастывающим нефтепродуктом.

§ 7.2. Оптимальная температура подогрева нефти и нефтепродуктов при «горячей» перекачке

Условие выгодности подогрева имеет вид

$$\left| \frac{Шу_0 \cdot C_р}{u \cdot g \cdot h_0 \cdot m} \cdot \frac{\sigma_т \cdot \eta_м}{\sigma_м \cdot \eta_т} \right| < 1, \qquad (7.32)$$

где $Шу_0$ – параметр Шухова при температуре окружающей среды,

$$Шу_0 = \frac{K\pi d\ell}{Q\rho C_р};$$

h_0 – потери напора на трение в трубопроводе при перекачке без подогрева.

Оптимальную температуру подогрева при перекачке горячих нефтепродуктов по магистральному трубопроводу определяют исходя из минимума суммарных затрат на перекачку и подогрев

$$S = Q\rho g h_i \frac{\sigma_м}{\eta_м} + Q\rho C_р (T_н - T_к) \frac{\sigma_т}{\eta_т}, \qquad (7.33)$$

где $\sigma_м$, $\sigma_т$ – единичная стоимость энергии, затрачиваемой на привод насосов и подогрев нефтепродукта; $\eta_м$, $\eta_т$ – к. п. д. насосных агрегатов и подогревательных устройств; $T_н$, $T_к$ – температура в начале и конце перегона между тепловыми станциями; h_i – полные потери напора между ними; в общем случае

$$h_i = \int_0^{\ell_т} i_т dx + \int_{\ell_т}^{\ell} i_л dx + \Delta z; \; i_т = \frac{0{,}241}{g} \cdot \frac{Q^{1{,}75} \cdot \nu^{0{,}25}}{d^{4{,}75}}; \; i_л = \frac{128Q \cdot \nu}{\pi g d^4}, \qquad (7.33а)$$

где Δz – разность нивелирных отметок конца и начала перегона.

Гидравлические уклоны $i_т$ и $i_л$ являются переменными, так как кинематическая вязкость зависит от температуры. Взаимозависимыми являются также $T_н$ и $T_к$. В связи с этим аналитическое решение поставленной задачи является довольно сложным. Оно было выполнено В. С. Яблонским и имеет вид

$$Q\rho g i_н \frac{\sigma_м}{\eta_м} + K_н \pi d(T_н - T_0)\frac{\sigma_т}{\eta_т} = Q\rho g i_к \frac{\sigma_м}{\eta_м} + K_к \pi d(T_к - T_0)\frac{\sigma_т}{\eta_т} \qquad (7.34)$$

Из формулы (7.34) следует, что температура подогрева будет оптимальной в том случае, когда суммарные затраты на перекачку $S_м$ и подогрев $S_т$ на первой (начальной) единице длины трубопровода равны суммарным затратам на перекачку и подогрев на последней (конечной) единице длины трубопровода. Индексы «н» и «к» означают, что параметры рассчитаны соответственно при температурах $T_н$ и $T_к$.

Данное соотношение справедливо как для двух, так и только одного (турбулентного или ламинарного) режимов течения нефтепродукта, а также для любой вязкостно-температурной зависимости.

Доказано, что учет тепла, выделяющегося при кристаллизации парафина и при трении, а также наличие застойных зон не приводит к изменению вида формулы (7.34). Поэтому ее предложено называть математической записью обобщенного принципа Яблонского.

Оптимальные температуры $T_н$ и $T_к$ из уравнения (7.34) необходимо определять методом последовательных приближений. Сравнительно просто оптимальная температура определяется графоаналитическим способом на основе выводов, полученных из аналитического решения. Идея этого способа такова: для конкретного случая нужно определить все возможные суммарные единичные затраты механической и тепловой энергий и найти ту пару значений температур, которая бы удовлетворяла условию (7.34).

Согласно (7.34) затраты механической энергии в любом сечении равны

$$S_м = Q\rho g \frac{\sigma_м}{\eta_м} i(T), \qquad (7.35)$$

где i (T) – гидравлический уклон при температуре T

$$i(T) = \begin{cases} \dfrac{128Q}{\pi g D^4} \nu(T) & \text{при } T_0 \le T < T_{кр} \\ \dfrac{0{,}241 \cdot Q^{1{,}75}}{g D^{4{,}75}} \cdot \nu^{0{,}25}(T) & \text{при } T \ge T_{кр} \end{cases}$$

Имея вязкостно-температурную зависимость (аналитическую или в форме таблицы), вычисляют $S_м$ для температур $T > T_0$ и наносят на рис. 7.1 кривую $S_м$ (разрыв обусловлен изменением режима течения).

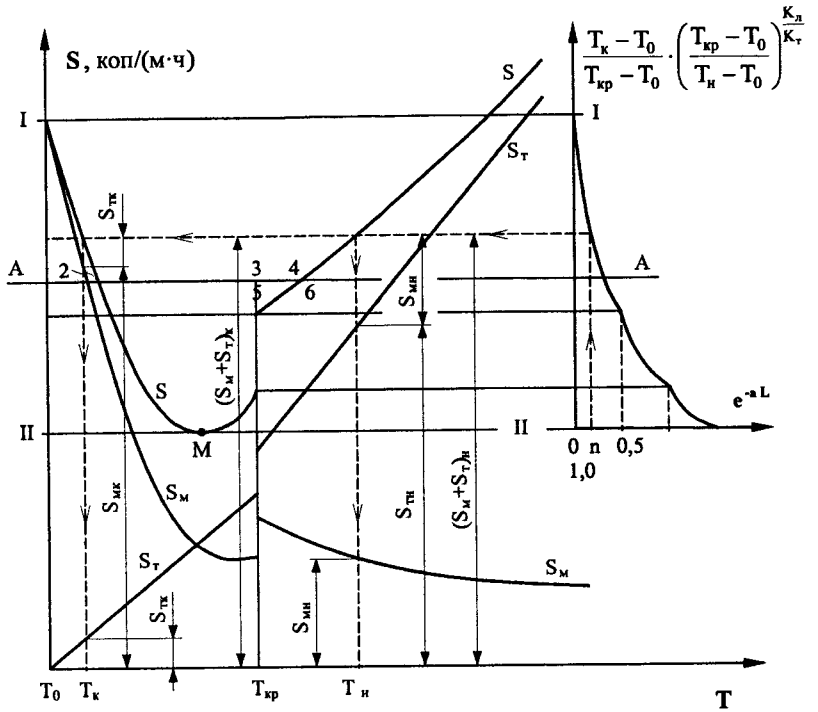


Рис. 7.1 Графическое нахождение оптимальной температуры подогрева нефти

Затраты тепловой энергии в любом сечении, согласно (7.34), равны

$$S_т = K\pi D\frac{\sigma_т}{\eta_т}(T - T_0), \qquad (7.36)$$

где K – коэффициент теплопередачи

$$K = \begin{cases} K_л & \text{при } T_0 \le T < T_{кр} \\ K_т & \text{при } T \ge T_{кр} \end{cases}$$

На рис. 7.1 величина $S_т$ выражается прямой линией с разрывом, проходящей через начало координат. Произведя графическое сложение $S_м$ и $S_т$, получают изменение суммарных затрат на перекачку и подогрев S в зависимости от температуры (для произвольного сечения). Если кривая S на рис. 7.1 не имеет экстремальной точки M, это означает, что условие (7.32) не выполняется, т.е. подогрев невыгоден. Оптимальное решение следует искать в полосе I – II, так как любая горизонтальная линия в этой полосе (например, пря-

мая А-А) имеет две точки пресечения с кривой S, т.е. отвечает условию (7.34) и обеспечивает равенство суммарных затрат при двух разных температурах. Очевидно, что большее значение температуры будет соответствовать $T_н$, а меньшее – $T_к$. Но так как $T_н$ и $T_к$ являются взаимозависимыми, то из всего множества парных значений температур нужно найти ту единственную пару, которая бы удовлетворяла закону изменения температуры по длине «горячего» трубопровода, в данном случае формуле Шухова.

В качестве аргумента для вспомогательного графика целесообразно выбрать величину $e^{-a_л \ell_{тс}}$. При ламинарном режиме ($T_н \le T_{кр}$; $a_л = \frac{K_л \cdot \pi \cdot d}{Q \cdot \rho \cdot C_p}$)

$$e^{-a_л \ell_{тс}} = \frac{T_к - T_0}{T_н - T_0}. \qquad (7.37)$$

При турбулентном режиме ($T_{кр} \ge T_н$)

$$e^{-a_л \ell_{тс}} = \left(\frac{T_к - T_0}{T_н - T_0}\right)^{\frac{K_л}{K_т}}. \qquad (7.38)$$

При смешанном режиме течения ($T_к < T_{кр} < T_н$)

$$e^{-a_л \ell_{тс}} = \left(\frac{T_к - T_0}{T_{кр} - T_0}\right) \cdot \left(\frac{T_{кр} - T_0}{T_н - T_0}\right)^{\frac{K_л}{K_т}}. \qquad (7.39)$$

Чтобы вычислить правую часть формул (7.37) – (7.39) знать $T_н$, $T_{кр}$ и $T_к$ нет необходимости. Нетрудно видеть, что отрезок 1-2 на прямой А-А есть ни что иное, как $(T_к - T_0)$, отрезок 1-3 – это $(T_{кр} - T_0)$, а отрезок 1-4 – $(T_н - T_0)$. Измерив длины указанных отрезков и подставив их значения в формулы (7.37)...(7.39), находят величину exp $(-a_л \ell_{тс})$.

Так как в правой части формул (7.37)...(7.39) находятся безразмерные температурные комплексы, то масштабный коэффициент сокращается и его учитывать не следует. В выбранном масштабе вычисленное значение exp $(-a_л \ell_{тс})$ изображено отрезком 5-6. Проводя горизонтальные линии и измеряя длины отрезков, вычисляют соответствующие значения exp $(-a_л \ell_{тс})$. В результате строят кривую изменения безразмерной температуры (в правом верхнем углу рис. 7.1). В общем случае кривая может иметь два излома в зависимости от сочетания режимов: верхняя часть кривой до первой точки излома соответствует наличию турбулентного и ламинарного режимов, средняя часть кривой между двумя точками излома соответствует лами-

нарному режиму при $T_н = T_{кр} = const$, нижняя часть кривой соответствует ламинарному режиму при $T_н = const$.

Оптимальная температура подогрева для конкретного случая находится следующим образом. По исходным данным вычисляют параметр $a_л \ell_{тс}$ и величину $\exp(-a_л \ell_{тс})$, находят эту величину на горизонтальной оси $\exp(-a_л l_{тс})$ (точка n) и обратным построением (пунктирные линии) определяют оптимальные $T_н$ и $T_к$. Из графика видно, что при этих значениях температур суммарные затраты на перекачку и подогрев в начале и конце перегона действительно равны. Так как найденные $T_н$ и $T_к$ связаны между собой еще и формулой Шухова, то данное сочетание температур будет единственно возможным.

Численные значения $T_н$ и $T_к$ ограничиваются из технологических соображений. Для мазутов $T_н$ не должна превышать 363 К (90°С), чтобы не было закоксовывания и сильного нагарообразования в теплообменниках; для нефтей $T_н$ должна быть ниже температуры начала кипения с целью сохранения легких фракций; для масел $T_н$ колеблется в пределах 293... 353 К (20... 80°С); чем легче масло, тем ниже должна быть $T_н$. Конечная температура должна быть на 5...10 градусов выше температуры застывания перекачиваемого продукта, чтобы трубопровод не «заморозился» при кратковременных остановках.

§ 7.3. Применение тепловой изоляции

Нанесение тепловой изоляции на трубопроводы и резервуары позволяет уменьшить теплопотери в окружающую среду, но увеличивает стоимость линейной части. В связи с этим возникает технико-экономическая задача определения оптимальной толщины тепловой изоляции, при которой затраты на подогрев и на изоляцию минимальны.

Оптимальная толщина изоляции подземного магистрального нефтепровода

Для подземных магистральных трубопроводов с малой погрешностью двумя первыми слагаемыми в правой части формулы (7.9) можно пренебречь и представить ее в виде

$$\frac{1}{Kd} \approx \Gamma + E \ln D_{из}, \qquad (7.40)$$

где Г, Е – расчетные коэффициенты, равные

$$\Gamma = \frac{1}{2\alpha_0 H} + \frac{1}{2\lambda_{г.ср}} \ln 4H - \frac{1}{2\lambda_{из}} \ln D_н ;\ E = \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{1}{\lambda_{из}} - \frac{1}{\lambda_{г.ср}} \right); \quad (7.41)$$

$\lambda_{из}$ – коэффициент теплопроводности изоляции.

С учетом данного выражения требуемое число пунктов подогрева составит

$$n_{тс} = \frac{\pi L}{Q\rho C_p \cdot \ln \frac{T_н - T_0}{T_к - T_0}} \cdot \frac{1}{\Gamma + E \cdot \ln D_{из}}. \quad (7.42)$$

Выразим величины капитальных и эксплуатационных расходов на подогрев.

Стоимость пункта подогрева пропорциональна площади поверхности нагрева установок $F_т$ и равна

$$K_{1тс} = \sigma_т F_т, \quad (7.42а)$$

где $\sigma_т$ – стоимость $1м^2$ поверхности нагрева с учетом стоимости вспомогательного оборудования и зданий тепловых установок.

Общая поверхность нагрева тепловых установок составляет

$$F_т = \frac{Q\rho C_p (T_и - T_к)}{q_1 \eta_т} \cdot \Delta_р, \quad (7.43)$$

где q_1 – теплоотдача 1 $м^2$ поверхности тепловой установки; $\eta_т$ – к.п.д. тепловых установок; $\Delta_р$ – коэффициент их резерва.

Нетрудно видеть, что величина $K_{1тс}$ не зависит от диаметра тепловой изоляции.

Эксплуатационные расходы по одному пункту подогрева складываются из амортизационных отчислений $\xi_{тс} \cdot K_{1тс}$, а также заработной платы персонала и расходов на топливо, воду, смазку

$$Э_{1тс} = \xi_{тс} \cdot K_{1тс} + A_1,$$

где $\xi_{тс}$ – норматив амортизационных отчислений для пунктов подогрева; A_1 – эксплуатационные расходы по одному пункту подогрева, независящие от $D_{из}$.

Общие приведенные затраты в пункты подогрева составят

$$П_{тс} = n_{тс} \cdot П_{1тс},$$

где $П_{1тс}$ – приведенные годовые затраты в один пункт подогрева

$$П_{1тс} = (\varepsilon_н + \xi_{тс}) \cdot K_{1тс} + A_1.$$

Составим теперь функцию приведенных затрат для тепловой изоляции. Капиталовложения на ее сооружение пропорциональны весу затраченного материала и равны

$$K_{из} = \sigma_{из} \cdot \rho_{из} \frac{\pi}{4} \cdot (D_{из}^2 - D_н^2) \cdot L = A_2 D_{из}^2 - A_3,$$

где $\sigma_{из}$, $\rho_{из}$ – соответственно стоимость единицы массы и плотность тепловой изоляции; A_2, A_3 – расчетные коэффициенты,

$$A_2 = \sigma_{из} \cdot \rho_{из} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot L; \; A_3 = A_2 \cdot D_н^2. \qquad (7.44)$$

Эксплуатационные расходы на содержание тепловой изоляции трубопровода складываются из отчислений на ее амортизацию и текущий ремонт $\xi_{из} K_{из}$, а также затрат, независящих от толщины тепловой изоляции A_4, т.е. равны

$$Э_{из} = \xi_{из} K_{из} + A_4.$$

Следовательно, приведенные годовые затраты на тепловую изоляцию составляют

$$П_{из} = (\varepsilon_н + \xi_{из}) \cdot K_{из} + A_4.$$

Таким образом, целевая функция суммарных приведенных годовых затрат в пункты подогрева и тепловую изоляцию может быть записана в виде

$$П = \frac{S_1}{\Gamma + E \cdot \ln D_{из}} + S_2 \cdot D_{из}^2 + S_3, \qquad (7.45)$$

где S_1, S_2, S_3 – расчетные коэффициенты

$$S_1 = \frac{\pi L П_{1тс}}{Q\rho C_p \cdot \ln \frac{T_н - T_0}{T_к - T_0}}; \; S_2 = A_2 \cdot (\varepsilon_н + \xi_{из}); \; S_3 = A_4 - A_3 \cdot (\varepsilon_н - \xi_{из}). \qquad (7.46)$$

Для определения оптимального диаметра тепловой изоляции продифференцируем полученное выражение по $D_{из}$ и приравняем результат нулю, что дает

$$D_{из} \cdot (\Gamma + E \cdot \ln D_{из}) = \sqrt{\frac{S_1 E}{2 S_2}}. \qquad (7.47)$$

Данное уравнение решается относительно $D_{из}$ методом последовательных приближений или графоаналитически.

Определение толщины тепловой изоляции надземных трубопроводов

Для надземных трубопроводов толщина тепловой изоляции может быть определена либо по заданным тепловым потерям, либо из условия предотвращения замораживания нефтепродукта, либо на основании технико-экономического расчета.

В первом случае толщина тепловой изоляции определяется из формулы

$$\frac{1}{2\lambda_{из}}\ln\frac{D_{из}}{D_н}+\frac{1}{\alpha_2 D_{из}}=\frac{\pi L}{Q\rho C_p\cdot\ln\dfrac{T_и-T_0}{T_к-T_0}}-\frac{1}{\alpha_1 D} \qquad (7.48)$$

методом последовательных приближений.

Во втором – расчет ведется по формуле

$$\ln\frac{D_{из}}{D_и}=2\pi\lambda_{из}\left[\frac{(T_{ср}-T_0)}{Q\rho C_p\cdot\Delta T}\cdot\ell_и-\frac{1}{\alpha_2\pi D_{из}}\right], \qquad (7.49)$$

где $T_{ср}$ – средняя по длине температура перекачиваемой жидкости; ΔT – допускаемое падение температуры в надземном участке длиной $\ell_н$.

В третьем случае задача решается аналогично выбору оптимальной толщины тепловой изоляции для подземного магистрального трубопровода. Окончательное выражение для нахождения $D_{из}$ имеет вид

$$\frac{D_{из}}{D_и}\cdot\left(\frac{1}{\alpha_1 D}+\frac{1}{2\lambda_{из}}\ln\frac{D_{из}}{D_и}+\frac{1}{\alpha_2 D_{из}}\right)=\sqrt{\frac{S_1}{2S_2 D_и^2}\left(\frac{1}{2\lambda_{из}}-\frac{1}{\alpha_2 D_{из}}\right)}. \qquad (7.50)$$

Определение толщины тепловой изоляции для резервуаров

Решение оптимизационной задачи из условия минимума затрат на сооружение и эксплуатацию тепловых установок и тепловой изоляции позволило получить следующие формулы для оптимальной толщины тепловой изоляции для стенки $\delta_{из.с}$ и кровли $\delta_{из.к}$

$$\delta_{из.с}=\left(\frac{\lambda_{из}\Delta T\cdot\left[(\xi_к+\varepsilon_{нк})\cdot\sigma_к+\dfrac{\sigma_5}{F_{кот}}+\sigma_6\right]}{(\xi_{из}+\varepsilon_{н.из})\cdot\rho_{из}\sigma_{из}q\cdot(i_п-i_к)\cdot\eta_п}\right)^{0,5}-\lambda_{из}\cdot\left(\frac{1}{\alpha_{1с}}+\frac{1}{\alpha_2+\alpha_3}\right); \qquad (7.51)$$

$$\delta_{из.к} = \left(\frac{\lambda_{из}\Delta T \cdot \left[(\xi_к + \varepsilon_{нк}) \cdot \sigma_к + \frac{\sigma_5}{F_{кот}} + \sigma_6 \right]}{(\xi_{из} + \varepsilon_{н.из}) \cdot \rho_{из}\sigma_{из} q \cdot (i_п - i_к) \cdot \eta_п} \right)^{0,5} - \\ -\lambda_{из} \cdot \left(\frac{1}{\alpha_{1к}} + \frac{\delta_г}{\lambda_{экв}} + \frac{1}{\alpha_{20} + \alpha_3} \right) \qquad (7.52)$$

где $\sigma_к$ – стоимость котельных установок со вспомогательным оборудованием и зданиями для них, отнесенная к 1м^2 поверхности нагрева котлов;

σ_5 – заработная плата с начислениями, отнесенная к одному котельному агрегату;

σ_6 – расходы на топливо, воду, смазку и т.д., отнесенные к единице поверхности нагрева котлов;

$F_{кот}$ – площадь поверхности нагрева одного котла;

q – паросъем с 1 м^2 поверхности нагрева котельного агрегата;

$i_п$, $i_к$ – энтальпии соответственно пара и конденсата;

$\eta_п$ – коэффициент, учитывающий потери тепла в паропроводе до резервуара;

$\alpha_{1с}$, $\alpha_{1к}$ – коэффициенты теплоотдачи от нефтепродукта к стенке и в газовое пространство резервуара;

$\delta_г$, $\lambda_{экв}$ – толщина и эквивалентный коэффициент теплопроводности газового пространства в резервуаре;

α_2, α_{20} – коэффициенты теплоотдачи от наружной поверхности изоляции на стенке и покрытии в окружающую среду;

α_3 – коэффициент теплоотдачи излучением;

ΔT – разность средних температур нефтепродукта и воздуха.

§ 7.4. Определение числа и расстановка станций на «горячем» трубопроводе

Расчетное число пунктов подогрева $n'_{тс}$ равно отношению полной длины трубопровода L к расчетному расстоянию между ними $\ell'_{тс}$, т.е. $n'_{тс} = L/\ell'_{тс}$. Если принять для простоты рассуждений $K_л \approx K_т = K$ (что идет в запас надежности расчета), то

$$n'_{тс} = \frac{K \cdot \pi \cdot D \cdot L}{Q \cdot \rho \cdot C_р \cdot \ln \frac{T_н - T_0}{T_к - T_0}}. \qquad (7.53)$$

Из данного выражения следует, что расчетное число пунктов подогрева прямо пропорционально коэффициенту теплопередачи и площади поверхности трубопровода πDL, а также обратно пропорционально массовому расходу нефти $Q \cdot \rho$.

Расчетное число насосных станций n' находится как отношение полных потерь напора к напору одной станции, т. е.

$$n' = \frac{hn'_{тс} + \Delta z + H_{кп} - H_{2v}}{H_{стv}}. \qquad (7.54)$$

Алгоритм расчета n' следующий:

1) определяют расчетное число пунктов подогрева $n'_{тс}$;
2) находят критическую температуру нефти $T_{кр}$ при проектном расходе;
3) вычисляют протяженность участков с турбулентным $\ell_т$ и ламинарным $\ell_л$ режимами течения нефти;
4) определяют потери напора на этих участках и в целом на перегоне между пунктами подогрева;
5) находят n'.

Найденное число насосных и тепловых станций округляется до целых чисел ($n_{тс}$ и n соответственно). Округление числа станций лучше производить в большую сторону, т.к. это ведет к уменьшению температуры подогрева нефти и повышению надежности работы «горячих» трубопроводов в особых случаях (остановка станций, пуск трубопровода и др.).

Поскольку изменение температуры нефти не зависит от профиля трассы, то пункты подогрева предварительно распределяются по трассе равномерно, через равные расстояния.

При расстановке насосных станций можно было бы воспользоваться методом Шухова, заменив гидравлический треугольник фигурой с параболическим характером изменения напора. Чтобы построить такую фигуру надо рассчитать потери напора как минимум для пяти точек (иначе, кривая будет построена неточно), что сложнее, чем строить гидравлический треугольник. Но самое главное это то, что после такого определения мест размещения насосных станций необходимо заняться уточнением мест размещения пунктов подогрева. Дело в том, что их по возможности стараются совмещать с насосными станциями, чтобы уменьшить затраты в социально-культурную сферу. А после перемещения пунктов подогрева придется соответственно уточнять начальную и конечную температуры нефти, чтобы напора станций хватило на ведение перекачки.

Более простой метод расстановки станций заключается в использовании среднего гидравлического уклона

$$i_{ср} = \frac{H_{2v} + nH_{стv} - \Delta z - H_{кп}}{L}. \qquad (7.55)$$

Как видно из формулы (7.55), под $i_{ср}$ понимается гидравлический уклон в изотермическом трубопроводе, эквивалентном рассматриваемому.

В остальном расстановка насосных станций выполняется по методике, описанной в главе 5.

Задача размещения пунктов подогрева, на первый взгляд, решается просто: достаточно по горизонтали в масштабе отложить среднее расстояние между ними $\ell_{тс} = L/n_{тс}$. Такое решение является верным лишь формально, т.к. не учитывает необходимости совмещения части пунктов подогрева насосными станциями. В этой связи предлагается следующий алгоритм расстановки промежуточных пунктов подогрева.

Поделив расстояния между насосными станциями на $\ell_{тс}$, находят, сколько их необходимо для каждого перегона. Найденное число округляют в большую сторону до ближайшего целого $n_{тсi}$, после чего находят окончательное среднее расстояние между пунктами подогрева на каждом перегоне

$$\ell_{тсi} = \ell_i/n_{тсi} \qquad (7.56)$$

При заданном расположении пунктов подогрева необходимо заново определить оптимальные величины $T_{нi}$, $T_{кi}$ и $D_{изi}$ в пределах каждого перегона между НС.

Алгоритм данного расчета следующий. Необходимые потери напора:

– для всех перегонов, кроме последнего, на эксплуатационном участке

$$h_i = H_{стv} - \Delta z_i; \qquad (7.57)$$

– для последнего перегона на эксплуатационном участке

$$h_i = H_{2v} + H_{стv} - H_{кп} - \Delta z_i, \qquad (7.58)$$

где Δz_i – разность нивелирных высот конца и начала i-го перегона между насосными станциями.

Соответствующие необходимые величины средней кинематической вязкости нефти

$$\nu_{срi} = \left(\frac{h_i \cdot d^{5-m}}{1{,}02 \cdot \beta \cdot Q^{2-m} \cdot \ell_{тсi}} \right)^{\frac{1}{m}} \qquad (7.59)$$

и ее средней температуры на i-том перегоне

$$T_{cpi} = T_* - \frac{1}{u} \cdot \ln \frac{\nu_{cpi}}{\nu_*}. \qquad (7.60)$$

Учитывая, что

$$T_{ni} - T_{ki} = (T_{cpi} - T_0) \cdot Шу_i,$$

то повторяя вывод аналогично (7.42)...(7.44), получаем целевую функцию годовых приведенных затрат в пункты подогрева и тепловую изоляцию для i-го перегона

$$П_i = \frac{S_{0i}}{Г + E \cdot \ln D_{изi}} + S_2 D_{изi}^2 + S_3, \qquad (7.61)$$

где $Шу_i$ – число Шухова между пунктами подогрева на рассматриваемом перегоне между насосными станциями

$$Шу_i = \frac{\pi \cdot \ell_{тci}}{Q \cdot \rho \cdot C_p \cdot (Г + E \cdot \ln D_{изi})}, \qquad (7.62)$$

S_{0i} – расчетный коэффициент

$$S_{0i} = \frac{\sigma_т \cdot \pi \cdot \ell_{тci} \cdot \Delta_p}{q_l \cdot \eta_т} \cdot (\varepsilon_н + \xi_{тс}) \cdot (T_{cpi} - T_0). \qquad (7.63)$$

Условие целесообразности применения тепловой изоляции: первая производная от функции (7.62) по диаметру изоляции при $D_{изi} = D_н$ должна быть меньше нуля, что дает неравенство

$$D_н (Г + E \cdot \ln D_н) < \sqrt{\frac{S_{0i} \cdot E}{2 \cdot S_2}}. \qquad (7.64)$$

Если неравенство (7.64) выполняется, то оптимальный диаметр тепловой изоляции на i-том перегоне находится из трансцендентного уравнения

$$D_{изi} \cdot (Г + E \cdot \ln D_{изi}) = \sqrt{\frac{S_{0i} \cdot E}{2 \cdot S_2}}. \qquad (7.65)$$

В случае, если применение тепловой изоляции нецелесообразно, то требуемая начальная температура нефти находится по формуле

$$T_{ni} = T_0 + (T_{cpi} - T_0) \cdot \frac{Шу_{ni}}{1 - e^{-Шу_{ni}}}, \qquad (7.66)$$

а соответствующая величина T_{ki} вычисляется по формуле (7.1). При этом величина $Шу_{ni}$ определяется по формуле (7.62), в которой величина $D_{изi}$ заменена на $D_н$.

Найденные величины T_{ni} и T_{ki} должны удовлетворять действующим ограничениям на них.

§ 7.5. Общий случай определения оптимальных параметров «горячей» перекачки по теплоизолированному трубопроводу

При оптимизации температурного режима перекачки, толщины тепловой изоляции, числа пунктов подогрева и насосных станций необходимо учитывать следующие ограничения:
1) число пунктов подогрева $n_{тс}$ и насосных станций n должно быть целым;
2) толщина тепловой изоляции не должна быть меньше минимально допустимой (по технологическим соображениям) величины, т.е. $\delta_{из} \geq [\delta_{из}]$;
3) начальная и конечная температуры нефти не должны выходить за пределы допустимых значений, то есть $T_н \leq [T_н]$ и $T_к \geq [T_к]$;

Ранее рассмотренные подходы к оптимизации отдельных параметров «горячей» перекачки этих ограничений не учитывают. Поэтому нами был предложен следующий алгоритм одновременной оптимизации всех параметров «горячих» теплоизолированных трубопроводов.

Из имеющегося опыта проектирования «горячих» трубопроводов известно, что насосные станции на них удалены друг от друга на расстояние от 50 до 150 км. Это позволяет назначить пределы варьирования числа НС от $n'_{min} \cong \frac{L}{150}$ до $n'_{max} \cong \frac{L}{50}$. Найденные значения округляем до ближайших целых $n_{min} \leq n'_{min}$ и $n_{min} \leq n'_{min}$. Соответственно расстояние между НС будет находиться в пределах

$$\text{от } \ell_{min} = \frac{L}{n_{max}} \text{ до } \ell_{max} = \frac{L}{n_{min}}. \qquad (7.67)$$

Полагая число пунктов подогрева кратным числу насосных станций, можем найти

$$n_т = \varphi_N \cdot n, \qquad (7.68)$$

где φ_N – средний коэффициент кратности числа пунктов подогрева числу НС: $\varphi_N \geq 1$ и принимает только целые значения.

Таким образом, первое ограничение непосредственно вносится в алгоритм расчета.

При заданной производительности трубопровода выбор насосов и определение их количества на НС производится следующим образом.

Вначале по часовой производительности перекачки высоковязкой нефти производится предварительный выбор типа насосов. Затем вычисляется кинематическая вязкость $\nu_п$, при превышении которой требуется пересчет напорной характеристики центробежных насосов

$$\nu_п = \frac{n \cdot Д_2^2 \cdot n_S^{0,305}}{19 \cdot 10^6}. \qquad (7.69)$$

Расчет по формуле (7.69) выполняется как для основных, так и для подпорных насосов. Найденная «переходная» кинематическая вязкость сравнивается с вязкостью нефти при условиях ее откачки из резервуаров и при условиях всасывания основных насосов.

Если для подпорных насосов температура выкачки нефти из резервуаров определяется только условием их бескавитационной работы, то для основных насосов температура перекачиваемой нефти заранее неизвестна. Для первого варианта расчета ее можно принять равной максимально допустимой величине $[T_н]$, что позволяет сразу учесть третье ограничение в решении оптимизационной задачи.

При принятой температуре находится вязкость нефти и при необходимости производится пересчет характеристики основных насосов.

С учетом различия температуры выкачки $T_{вык}$ нефти из резервуаров и начальной температуры нефти рабочее давление головной насосной станции

$$P = g \cdot (\rho_н \cdot m_{мн} \cdot h_{мнv} + \rho_{вык} \cdot H_{2v}), \qquad (7.70)$$

где $\rho_н$, $\rho_{вык}$ – плотность нефти при температурах $T_н$ и $T_{вык}$; $h_{мнv}$, H_{2v} – напор соответственно основного и подпорного насосов при температуре перекачки.

При выполнении неравенства (5.5) напор одной насосной станции

$$H_{стv} = m_{мн} \cdot h_{мнv}. \qquad (7.71)$$

Если же неравенство (5.5) не выполняется, то необходимо принять меры по уменьшению сначала H_{2v}, а если этого недостаточно, то и $h_{мнv}$.

Для определения конечной температуры нефти сначала из уравнения баланса напоров при заданном количестве насосных станций n находится величина средней вязкости нефти в трубопроводе

$$\nu_{ср} = \left[\frac{(H_{2v} + nH_{стv} - \Delta z - H_{кп}) \cdot d^{4,75}}{0,0246 \cdot Q^{1,75} \cdot L} \right]^4, \qquad (7.72)$$

а затем – соответствующая средняя температура перекачки по формуле (7.60), после чего – искомая величина

$$T_к \approx 0{,}5 \cdot (2 \cdot T_{ср} - T_н). \qquad (7.73)$$

При известных величинах n, φ_N, $T_н$ и $T_к$ из формулы (7.42) для расчетного числа пунктов подогрева легко выразить требуемый наружный диаметр тепловой изоляции

$$D_{из} = \exp\left[\frac{1}{E}\cdot\left(\frac{\pi \cdot L}{n \cdot \varphi_N \cdot Q \cdot \rho \cdot C_р \cdot \ln\dfrac{T_н - T_0}{T_к - T_0}} - \Gamma\right)\right]. \qquad (7.74)$$

Если выполняется неравенство $D_н + 2 \cdot [\delta_{из}] \le D_{из}$, то находится толщина тепловой изоляции $\delta_{из} = 0{,}5 \cdot (D_{из}-D_н)$.

Если же данное неравенство не выполняется, то следует принимать $\delta_{из} = 0$, т.е. $D_{из} = D_и$.

В последнем случае необходимо уточнение начальной и конечной температур перекачки при заданной средней. Число Шухова по формуле (7.2) с учетом (7.40)

$$Шу = \frac{\pi \cdot L}{(\Gamma + E \cdot \ln D_н) \cdot n \cdot \varphi_N \cdot Q \cdot \rho \cdot C_р}, \qquad (7.75)$$

а начальная температура нефти по формуле (7.62). Конечная же температура находится по формуле (7.1).

Расчет приведенных годовых затрат на перекачку, подогрев и тепловую изоляцию при фиксированном диаметре трубопровода с учетом (7.45) выполняется по формуле

$$П = \frac{S_1}{\Gamma + E \cdot \ln D_{из}} + S_2 \cdot D_{из}^2 + S_3 + П_{нс}, \qquad (7.76)$$

где S_1, S_2, S_3 – коэффициенты, рассчитываемые по формулам (7.46); $П_{нс}$ – приведенные годовые затраты на содержание и эксплуатацию насосных станций

$$П_{нс} = [C_{гнс} + C_{пнс} \cdot (n-1)] \cdot (\varepsilon_н + \xi_{нс}) + C_р \cdot V_р \cdot (\varepsilon_н + \xi_р) + \\ + 10^{-3} \cdot N_э \cdot (\sigma_{эд} + 8400 \cdot \sigma_э); \qquad (7.77)$$

$\xi_{нс}$, $\xi_р$ – нормативы отчислений на амортизацию и текущий ремонт соответственно для насосных станций и резервуаров; $\sigma_э$, $\sigma_{эд}$ – стоимость соответственно 1 кВтч электроэнергии и 1 кВт установленной мощности.

Оптимальному варианту сочетания n, $n_{тс}$, $T_н$, $T_к$ и $D_{из}$ соответствует минимальная величина приведенных годовых затрат П.

§ 7.6. Перекачка высоковязких и высокозастывающих нефтей в смеси с маловязкими разбавителями

Использование жидких углеводородных разбавителей – один из эффективных и распространенных методов перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей. В качестве разбавителей могут использоваться маловязкие нефти, газовый конденсат, сжиженные нефтяные газы и т.п.

Гидравлический расчет перекачки смесей

При разбавлении кинематическая вязкость смеси $\nu_{см}$ изменяется экспоненциально в соответствии с формулой М. М. Кусакова

$$\nu_{см} = \nu_н \cdot e^{-a\kappa}, \qquad (7.78)$$

где $\nu_н$ – кинематическая вязкость высоковязкой нефти при расчетной температуре; к – концентрация разбавителя, равная отношению расхода разбавителя $Q_р$ к расходу смеси $Q_{см}$

$$\kappa = Q_р/Q_{см}; \qquad (7.79)$$

а – эмпирический коэффициент, определяемый экспериментальным путем.

При отсутствии экспериментальных данных величину $\nu_{см}$ можно приближенно найти по формуле Вальтера

$$\lg\lg(\nu_{см} + 0{,}6) = (1 - \kappa_в) \cdot \lg\lg(\nu_н + 0{,}6) + \kappa_в \cdot \lg\lg(\nu_р + 0{,}6), \qquad (7.80)$$

где $\kappa_в$ – весовая концентрация разбавителя в смеси

$$\kappa_в = \frac{\rho_р \cdot \kappa}{\rho_и - \kappa \cdot (\rho_н - \rho_р)}, \qquad (7.81)$$

$\nu_р$, $\rho_р$ – кинематическая вязкость и плотность разбавителя.

Плотность смеси $\rho_{см}$ связана с плотностью высоковязкой нефти $\rho_н$ и плотностью разбавителя $\rho_р$ (при расчетной температуре) формулой

$$\rho_{см} = \rho_н \cdot (1 - \kappa) + \rho_р \cdot \kappa. \qquad (7.82)$$

Объемный расход смеси равен сумме объемов нефти и маловязкого разбавителя, что может быть представлено выражением

$$Q_{см} = \frac{Q_н}{1-к}. \qquad (7.83)$$

Для разбавления, как правило, используются стабильные углеводородные жидкости. Поэтому основные положения норм технологического проектирования магистральных нефтепроводов остаются в силе.

Характеристику трубопровода, по которому перекачивают разбавленную высоковязкую нефть удобно представить в следующем виде

$$H_{см} = h_н \cdot \frac{e^{-amк}}{(1-к)^{2-m}} + \Delta z + N_э \cdot H_{к.п}; \qquad (7.84)$$

где $h_н$ – потери на трение с учетом местных сопротивлений при перекачке «чистой» высоковязкой нефти в том же режиме, что и после разбавления.

Проектирование трубопроводов для перекачки высоковязких нефтей с разбавителем

При применении разбавителей существенно изменяется вязкость смеси, что требует пересчета характеристик насосов. Поэтому, строго говоря, при перекачке высоковязкой нефти с разбавителем заранее неизвестно даже какие насосы необходимо использовать.

В связи с вышесказанным, проектные расчеты в данном случае необходимо выполнять не только для разных концентраций смеси, но и для разных типов насосов.

Выбор типа насоса при заданной концентрации разбавителя производится в соответствии с неравенством

$$0{,}8 \cdot K_Q \cdot Q_{ном} \le Q_{чсм} \le 1{,}2 \cdot K_Q \cdot Q_{ном}, \qquad (7.85)$$

где K_Q – коэффициент пересчета подачи насоса при перекачке нефти с разбавителем.

Необходимое для перекачки смеси число насосных станций находится по формуле, аналогичной (5.32)

$$n = \frac{h_н \cdot \frac{e^{-amк}}{(1-к^{2-m})} + \Delta z + n_э \cdot (H_{кп} - H_2)}{H_{ст_{см}}}, \qquad (7.86)$$

где $H_{ст_{см}}$ – напор станции при перекачке смеси (с учетом пересчета характеристик насосов).

При перекачке высоковязкой нефти с разбавителем на головной

насосной станции должны быть резервуары для его хранения. Если объем резервуарного парка для высоковязкой нефти на головной НС равен (2...3) · $V_{сут}$, то дополнительный объем резервуаров для хранения разбавителя

$$V_{доп} = (2...3) \cdot к \cdot V_{сут}. \qquad (7.87)$$

Мощность, потребляемая при перекачке смеси, составляет

$$N_э = \frac{\rho_{см} \cdot g \cdot Q_{см} \cdot H_{см}}{\eta_{\nu_{см}}}, \qquad (7.88)$$

где $\eta_{\nu_{см}}$ – к.п.д. насосных агрегатов при их работе на смеси (см. главу 3).

Таким образом, при заданном диаметре нефтепровода целевая функция приведенных годовых затрат (1.15) имеет вид

$$П = П_{нс} + (2...3) \cdot к \cdot V_{сут} \cdot C_р \cdot (\varepsilon_н + \xi_{эр}), \qquad (7.89)$$

где $П_{нс}$ – затраты, рассчитываемые по формуле (7.77).

При классическом решении оптимизационной задачи необходимо было бы продифференцировать правую часть (7.89) по к и приравнять нулю. Однако получаемое в этом случае выражение очень сложно, и самое главное, в явном виде относительно к не решается. Поэтому проще решать оптимизационную задачу расчетом П по формуле (7.89) при различных концентрациях разбавителя.

Выбор концентрации разбавителя для улучшения показателей работы действующих нефтепроводов

При эксплуатации действующих нефтепроводов применением разбавителей может решаться одна из следующих задач: 1) увеличение объема перекачиваемой нефти; 2) уменьшение напора, развиваемого НС, с целью предотвращения аварий на длительно эксплуатируемом нефтепроводе; 3) уменьшение затрат электроэнергии на перекачку.

Расход смеси в нефтепроводе находится по формуле, полученной из уравнения баланса напоров

$$Q'_{см} = \sqrt[2-m]{\frac{\sum_1^n A_{\nu_i} - \Delta z + N_э \cdot (H_2 - H_{к.п})}{f_н \cdot L \cdot e^{-amк} + \sum_1^n B_{\nu_i}}} \qquad (7.90)$$

где $A_{пi}$, $B_{пi}$ – коэффициенты напорной характеристики i-той НС на

смеси; $f_н$ – гидравлический уклон при единичном расходе в случае перекачки высоковязкой нефти в том же режиме, что и смеси.

Расход высоковязкой нефти, достигнутый в результате использования разбавителя, находится по формуле

$$Q'_н = Q'_{см} \cdot (1 - к). \tag{7.91}$$

Суммарный напор всех НС описывается выражением

$$H'_{см} = \sum_1^n A_{v_i} - (Q'_{см})^{2-m} \cdot \sum_1^n B_{v_i}. \tag{7.92}$$

Общие энергозатраты на ведение перекачки находятся по формуле (7.88).

Определение оптимальных значений концентраций, обеспечивающих достижение максимального расхода по нефти, а также минимума развиваемого напора и потребляемой мощности, удобнее всего выполнять методом последовательного перебора вариантов с использованием формул (7.91), (7.92).

§ 7.7. Вытеснение высоковязкой нефти из трубопровода маловязкой жидкостью

Если продолжительность ожидаемого простоя «горячего» нефтепровода превышает безопасное время остановки перекачки, то для предотвращения его «замораживания» высоковязкая нефть должна быть вытеснена маловязкой жидкостью.

В общем случае вытеснение осуществляется в 2 этапа: при постоянном и при переменном давлениях.

Во время первого этапа вытеснение осуществляется при максимально допустимом давлении $P_д$. Мгновенный расход нефти в момент времени τ равен

$$Q_I(\tau) = \frac{1}{\sqrt{M_I + N_I x}}, \tag{7.93}$$

где M_I, N_I – расчетные коэффициенты

$$M_I = \frac{\rho_1 \cdot g \cdot f_1^* \cdot \ell}{P_д - \rho_{ср} \cdot g \cdot (\Delta z + H_{ост})}; \quad N_I = \frac{g \cdot (\rho_2 \cdot f_2^* - \rho_1 \cdot f_1^*)}{P_д - \rho_{ср} \cdot g \cdot (\Delta z + H_{ост})}; \tag{7.94}$$

ρ_1, ρ_2 – плотность соответственно высоковязкой нефти и маловяз-

кой жидкости; f_1^*, f_2^* – гидравлический уклон при единичном расходе в случае их перекачки

$$f_i^* = \frac{8 \cdot \lambda_i}{\pi^2 \cdot g \cdot d^5}; \qquad (7.95)$$

ℓ – длина участка трубопровода; $H_{ост}$ – остаточный напор; Δz – разность нивелирных высот на участке; $\rho_{ср}$ – средняя плотность,

$$\rho_{ср} = 0{,}5 \cdot (\rho_1 + \rho_2).$$

Величины коэффициентов гидравлического сопротивления λ_i для каждой из жидкостей вычисляются при среднем расходе вытеснения

$$Q_{ср.\,I} = 0{,}5 \cdot (Q_0 + Q_I), \qquad (7.96)$$

где Q_0, Q_I – расходы соответственно в начале и в конце первого этапа вытеснения

$$Q_0 = \sqrt{\frac{1}{f_1^* \cdot \ell} \cdot \left(\frac{P_д}{\rho_2 \cdot g} - H_{ост} - \Delta z \right)}; \quad Q_I = \sqrt{\frac{1}{Б} \cdot \left(A - \frac{P_д}{\rho_2 \cdot g} \right)}; \qquad (7.97)$$

А, Б – коэффициенты в напорной характеристике насосной станции при $m = 0$.

Величина Q_0 по формуле (7.97) находится методом последовательных приближений. Но можно определить ее проще. В момент начала вытеснения высоковязкой нефти наиболее вероятен ламинарный режим течения. В этом случае используя для расчета потерь напора на трение формулу Лейбензона, несложно получить

$$Q_0 = \frac{g \cdot d^4}{128 \cdot \nu_1 \cdot \ell} \cdot \left(\frac{P_{доп}}{\rho_2 \cdot g} - \Delta z - H_{ост} \right). \qquad (7.97а)$$

Продолжительность первого этапа вытеснения

$$\tau_I = \frac{\pi \cdot d^2}{6 \cdot N_I} \cdot \left[(M_I + N_I \cdot x_I)^{1,5} - M_I^{1,5} \right], \qquad (7.98)$$

где x_I – длина участка, занятого вытесняющей жидкостью в момент времени τ_I

$$x_1 = \frac{1}{N_1} \cdot \left(\frac{Б}{A - \frac{P_д}{\rho_2 \cdot g}} - M_1 \right). \qquad (7.99)$$

Первый этап вытеснения имеет место только в том случае, когда суммарный напор насосов станции при подаче Q_0 превышает максимально допустимый напор, т.е. если выполняется неравенство

$$\rho_2 \cdot g \cdot (H_2 + m_{мн} \cdot h_{мн}) > P_д. \qquad (7.100)$$

На **втором этапе** вытеснения аналогичные параметры рассчитываются по формулам:

$$Q(\tau) = \frac{1}{\sqrt{M_{II} + N_{II} x}}; \qquad (7.101)$$

$$M_{II} = \frac{\rho_2 \cdot Б - \rho_1 \cdot f_1^* \cdot \ell}{\rho_2 (A - \Delta z) - \rho_1 \cdot H_{ост}}; \; N_{II} = \frac{\rho_2 \cdot f_2^* + \rho_1 \cdot f_1^*}{\rho_2 \cdot (A - \Delta z) - \rho_1 \cdot H_{ост}}; \qquad (7.102)$$

$$Q_{ср.\,II} = 0{,}5 \cdot (Q_I + Q_{II}); \qquad (7.103)$$

$$Q_{II} = \sqrt{\frac{A - H_{ост} - \Delta z}{Б + f_2^* \cdot L}}; \qquad (7.104)$$

$$\tau_{II} = \frac{\pi \cdot d^2}{6 \cdot N_{II}} \cdot \left[(M_{II} + N_{II} \cdot \ell)^{1,5} - (M_{II} + N_{II} \cdot x_1)^{1,5} \right]. \qquad (7.105)$$

§ 7.8. Примеры расчетов

Пример 7.1. По трубопроводу перекачивается высоковязкая нефть с подогревом. Технические данные надземного трубопровода и характеристика нефти следующие:
Q=0,0833 м^3/с; $D_н$=426 мм; $\delta_{ст}$=9 мм; L=10 км; $T_н$=353 К; $T_к$=318 К; T_0=253 К; ν_{283}=0,0069 м^2/с; u=0,08 1/К; $\lambda_н$=0,122 Вт/(м·К); C_p=1884 Дж/(кг·К); ρ_{293}=910 кг/м^3; β=657·10^{-6} 1/К; $\lambda_{ст}$=58,15 Вт/(м·К);

α_2 = 14,54 Вт/(м²·К).

Необходимо определить возможность работы трубопровода при данных условиях и толщину тепловой изоляции (если она необходима).

Решение

1. По формуле (7.4) определяем критическую температуру

$$T_{кр} = 283 + \frac{1}{0,08} \cdot \ln \frac{0,0069 \cdot 3,14 \cdot 0,408 \cdot 2000}{4 \cdot 0,0833} = 332,6 \text{ K}.$$

Так как $T_н > T_{кр} > T_к$, то в трубопроводе есть и ламинарный и турбулентный участки.

2. Определяем внутренние коэффициенты теплоотдачи $\alpha_{1ст}$.

Турбулентный участок

Средняя температура потока

$$T_п = 0,5 \cdot (T_н + T_{кр}) = 0,5 \cdot (353 + 332,6) = 342,8 \text{ K}.$$

Среднюю температуру стенки принимаем равной $T_{ст}$ = 323 K.

Определяем кинематическую вязкость, параметры Re, Pr и Gr при средних температурах потока и стенки по формулам (1.9), (7.11);

$$\nu_{342,8} = 0,0069 \cdot \exp[-0,08 \cdot (342,8 - 283)] = 0,0000583 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\nu_{323} = 0,000283 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Re_п = \frac{4 \cdot 0,0833}{3,14 \cdot 0,408 \cdot 0,0000583} = 4461;$$

$$Pr_п = \frac{0,0000583 \cdot 1884 \cdot 910}{0,122} = 819;$$

$$Pr_{ст} = \frac{0,0002833 \cdot 1884 \cdot 910}{0,122} = 3981;$$

$$Gr_п = \frac{0,408^3 \cdot 9,81 \cdot 657 \cdot 10^{-6} \cdot (342,8 - 323)}{0,0000583^2} = 2,55 \cdot 10^6.$$

Поскольку $2000 < Re_п < 10^4$, то внутренний коэффициент теплоотдачи определяем с помощью интерполяции. По формулам (7.10) и (7.10а):

$$\alpha_{1ст} = 0,17 \cdot \frac{0,122}{0,408} \cdot (4461)^{0,33} \cdot (819)^{0,43} \cdot (2,55 \cdot 10^6)^{0,1} \cdot \left(\frac{819}{3981}\right)^{0,25} =$$

$$= 42,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

$$\alpha''_{1ст} = 0{,}021 \cdot \frac{0{,}122}{0{,}408} \cdot (4461)^{0{,}8} \cdot (819)^{0{,}43} \cdot \left(\frac{819}{3981}\right)^{0{,}25} = 62{,}9 \ \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Тогда по формуле (7.12)

$$\alpha_1 = \alpha'_1 + (\alpha''_1 - \alpha'_1) \cdot \frac{\text{Re}_п - \text{Re}_{кр}}{\text{Re}'' - \text{Re}_{кр}} = 42{,}9 + 20 \cdot \frac{4461 - 2000}{10^4 - 2000} = 49 \ \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

3. Проверяем правильность выбора температуры стенки по уравнению теплового баланса

$$T_{ст} = \frac{T_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} \cdot T_п}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{253 + \frac{49}{14{,}54} \cdot 342{,}8}{1 + \frac{49}{14{,}54}} = 322{,}2 \ \text{К}.$$

Расчетная температура стенки практически совпадает с принятой. Следовательно, расчет можно продолжать.

Ламинарный участок

4. Средняя температура потока

$$T_п = 0{,}5 \cdot (T_н + T_{кр}) = 0{,}5 \cdot (332{,}6 + 318) = 325{,}3 \ \text{К}.$$

Среднюю температуру стенки трубы принимаем равной 303 К.

5. Определяем кинематическую вязкость, параметры Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа при средних температурах потока и стенки по формулам (1.9), (7.11):

$$\nu_{325{,}3} = 0{,}0002361 \ \text{м}^2/\text{с}; \ \nu_{303} = 0{,}0014 \ \text{м}^2/\text{с};$$

$$\text{Re}_п = \frac{4 \cdot 0{,}0833}{3{,}14 \cdot 0{,}408 \cdot 0{,}0002361} = 1101{,}6;$$

$$\text{Pr}_п = \frac{0{,}0002361 \cdot 1884 \cdot 910}{0{,}122} = 3318;$$

$$\text{Pr}_{ст} = \frac{0{,}0014 \cdot 1884 \cdot 910}{0{,}122} = 19674;$$

$$\text{Gr}_п = \frac{0{,}408^3 \cdot 9{,}81 \cdot 657 \cdot 10^{-6} \cdot (325{,}3 - 303)}{0{,}2361^2 \cdot 10^{-8}} = 1{,}751 \cdot 10^5.$$

6. По формуле (7.10) будем иметь

$$\alpha_{1ст} = 0{,}17 \cdot \frac{0{,}122}{0{,}408} \cdot (1101{,}6)^{0{,}33} \cdot (3318) \cdot (1{,}751 \cdot 10^5)^{0{,}1} \cdot \left(\frac{3318}{19674}\right)^{0{,}25} =$$

$$= 35{,}9 \ \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

7. Проверяем правильность выбора температуры стенки

$$T_{ст} = \frac{253 + \frac{35,9}{14,54} \cdot 325,3}{1 + \frac{35,9}{14,54}} = 304,4 \text{ К}.$$

Для данного участка совпадение также удовлетворительное, поэтому пересчета не производим.

8. По формуле (7.9) определяем коэффициенты теплопередачи:

а) для турбулентного участка

$$\frac{1}{K_т \cdot 0,408} = \frac{1}{49 \cdot 0,408} + \frac{1}{2 \cdot 58,15} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{14,54 \cdot 0,426};$$

отсюда $K_т = 11,56$ Вт/(м^2 · К);

б) для ламинарного участка

$$\frac{1}{K_л \cdot 0,408} = \frac{1}{35,9 \cdot 0,408} + \frac{1}{2 \cdot 58,15} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{14,54 \cdot 0,426};$$

соответственно $K_л = 10,65$ Вт/(м^2 · К).

9. Длина турбулентного участка по формуле (7.7)

$$\ell_т = \frac{0,0833 \cdot 910 \cdot 1884}{11,56 \cdot 3,14 \cdot 0,408} \ln \frac{353 - 253}{332,6 - 253} = 2200 \text{ м}.$$

10. По этой же формуле определяем расчетную длину ламинарного участка, заменив $T_н$ на $T_{кр}$ в числителе и $T_{кр}$ на $T_к$ и $K_т$ на $K_л$ в знаменателе. Получаем $\ell_л = 2100$ м. Как видим, без тепловой изоляции температура нефти, равная 318 К, в конце трубопровода не обеспечивается.

11. Определим необходимую толщину тепловой изоляции, которая позволит обеспечить заданную температуру в конце трубопровода. Так как $T_н$, $T_к$ и α_2 заданы, а $T_{кр}$ не зависит от толщины тепловой изоляции, то $\alpha_{1т}$ и $\alpha_{1л}$ останутся без изменения. Тогда

$$\frac{D_{из}}{D_и} = \frac{\exp\left[2\lambda_{из}\left(\frac{\pi\ell}{Q\rho c_{р Шу}} - \frac{1}{\alpha_2 D_н}\right)\right]}{\left(\frac{D_н}{d}\right)^{\frac{\lambda_{из}}{\lambda_{ст}}} \left[\frac{(T_н - T_0)}{(T_{кр} - T_0)} \left(\frac{T_{кр} - T_0}{T_к - T_0}\right)^{\frac{\alpha_{1т}}{\alpha_{1л}}}\right]^{\frac{2\lambda_{из}}{\alpha_{1т} Шу}}},$$

где Шу – параметр Шухова,

$$Шу = \ln\frac{T_н - T_о}{T_к - T_о}.$$

Если в качестве теплоизоляционного материала взять стекловату, для которой $\lambda_{из} = 0{,}058$ Вт/(м·К), то для условий задачи $D_{из}/D_н = 1{,}034$, т.е. $D_{из} = 1{,}034 \cdot 426 = 440$ мм. При использовании мастичного асбозурита с $\lambda_{из} = 0{,}163$ Вт/(м · К) получаем $D_{из} = 468$ мм.

Приведенная выше для $D_{из}$ формула пригодна и для случаев когда в трубопроводе наблюдается только один режим течения. Приняв $T_{кр} = T_и$, получаем формулу для определения необходимого диаметра изоляции при ламинарном режиме. При $T_{кр} = T_и$ получаем аналогичную формулу для турбулентного режима.

Пример 7.2. Построить характеристику Q–H, если $D_и$=219 мм; $\delta_с$ = 9 мм; ℓ=10 км; Δz =0; ν_0 = 0,006944 м²/с; u = 0,1 1/К; ρ = 950 кг/м³; $C_ρ$ = 2093 Дж/(кг·К); $T_н$ =313 К; T_0=273 К; $\alpha_{1т}$ =46,5 Вт/(м²·К); $K_т$=3,5 Вт/(м² ·К); $\alpha_{1л}$ =23,3 Вт/(м²·К); $K_л$=2,33 Вт/(м²·К).

Решение

1. Для построения характеристики пользуемся теми же формулами, что и в примере 7.1. Прежде всего, определим границы режимов течения. Величину $Q^I_{кр}$ определяем из формулы (7.4), приняв $T_{кр} = T_и$,

$$Q^I_{кр} = \frac{0{,}006944 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}2 \cdot 2000}{4} \cdot \exp\left[-0{,}1(313 - 273)\right] = 0{,}0389 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Таким образом, при расходах до 0,0389 м³/с в трубопроводе будет только ламинарный режим.

Для определения $Q^{II}_{кр}$ используем уравнения (7.1) и (7.4), приняв, что $\ell_т = \ell$,

$$1 = \frac{Q^{II}_{кр} \cdot 950 \cdot 2093}{3{,}5 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}2 \cdot 10000} \ln\frac{313 - 273}{T_{кр} - 273};$$

Отсюда

$$Q^{II}_{кр} = \frac{0{,}006944 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}2 \cdot 2000}{4} \cdot \exp\left[-0{,}1 \cdot (T_{кр} - 273)\right].$$

Полученную систему уравнений лучше решать графическим способом. Строим график зависимости $Q^{II}_{кр}$ от $T_{кр}$ по первому, а затем по второму уравнениям. Точка пересечения кривых даёт искомые корни. Для данной задачи ими являются $Q^{II}_{кр}$=0,0689 м³/с и $T_{кр}$=307,1 К. Следовательно, в области расходов от 0,0389 до 0,0689 м³/с в трубопроводе будут наблюдаться два режима: на начальном участке (в диапазоне тем-

пературы 313 - 307,1 К) - турбулентный, а на оставшейся длине (температура ниже 307,1 К) - ламинарный. При расходах выше 0,0689 м³/с по всей длине трубопровода будет только турбулентный режим.

2. Потери напора вычисляем по формуле (7.17). Для ламинарного режима (до $Q^{I}_{кр}$) применяем только второе слагаемое ($h_{и.л}\Delta_{л}$), положив $T_{кр} = T_{н}$, а $T_{к}$ вычисляем по формуле (7.6). Для турбулентного режима применяем только первое слагаемое в (7.17), положив $T_{кр} = T_{к}$, а $T_{к}$ находим по формуле (7.1). В области расходов $Q^{I}_{кр} \le Q \le Q^{II}_{кр}$ в формуле (7.17) используем оба слагаемых. Для определения $T_{к}$ пользуемся формулой (7.6). При этом длину турбулентного участка определяем из формулы (7.1). Изменение $T_{кр}$ в зависимости от Q находим по формуле (7.4). Результаты расчетов представлены в табл. 7.2 и изображены на рис 7.2. Устойчивой для эксплуатации является такжеы III зона (при расходах больше $Q_2 \approx 0{,}0122$ м³/с). Максимальный напор H_{max} соответствует расходу $Q_1 = 0{,}00116$ м³/с, При расходе $Q^{II}_{кр}$ характеристика претерпевает излом.

Таблица 7.2

Результаты расчетов (к примеру 7.2)

Q, м³/с	$T_{кр}$, К	$T_{к}$, К	$\ell_{т}$, км	$\ell_{д}$, км	$h_{т}$, м	$h_{д}$, м	$h = h_{т} + h_{д}$, м
0,0014	346,5	273,2	–	10,0	–	159,5	159,5
0,0025	339,5	275,8	–	10,0	–	183,0	183,0
0,004	335,0	279,9	–	10,0	–	169,0	169,0
0,005	332,7	283,7	–	10,0	–	154,5	154,5
0,008	328,8	289,6	–	10,0	–	139,7	139,7
0,011	325,8	293,7	–	10,0	–	135,6	135,6
0,014	323,6	296,7	–	10,0	–	137,0	137,0
0,016	321,8	299,7	–	10,0	–	142,0	142,0
0,025	315,6	303	–	10,0	–	172,3	172,3
0,038	313,0	306,1	0	10,0	0	211,5	211,5
0,044	311,8	306,5	1,28	8,72	33,5	218,5	252,0
0,05	310,2	306,8	3,23	6,77	108,6	193,0	301,6
0,055	309,0	306,8	5,32	4,68	213,0	160,0	373,0
0,061	308,0	306,9	7,38	2,62	353,0	103,5	456,5
0,068	307,1	307,1	10,0	0	597,0	0	597,0
0,075	305,6	308	10,0	–	825,0	–	825,0

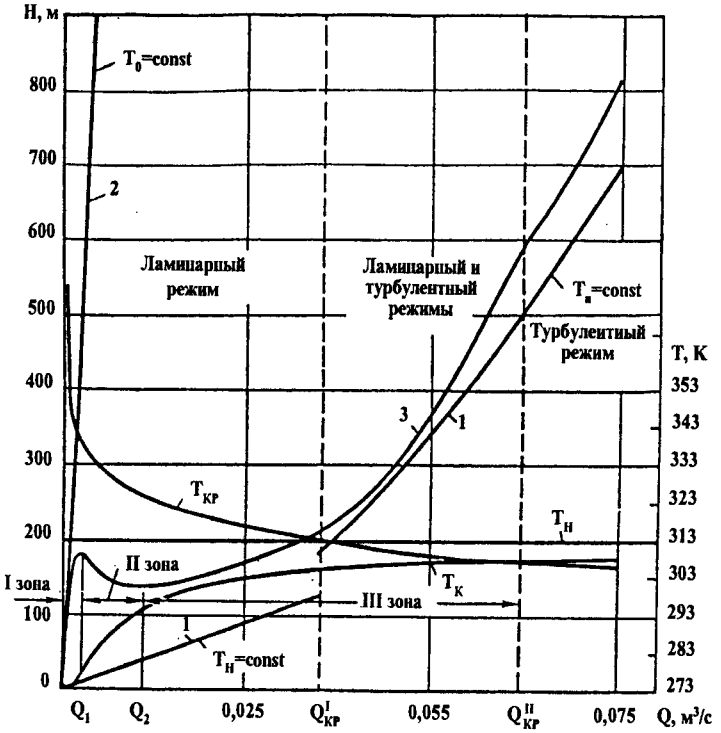


Рис. 7.2. Характеристика горячего трубопровода:
1 – при $T=T_н=const$; 2 – $T=T_0=const$; 3 – $T\neq const$.

Пример 7.3. Рассчитать оптимальные условия перекачки вязкой нефти по трубопроводу диаметром $D_н$ = 377 мм ($\delta_{ст}$ = 9 мм) на расстояние ℓ = 30 км с расходом Q = 0,139 м³/с. Температура окружающей среды $T_о$ = 273 К. Коэффициент теплопередачи на турбулентном участке $K_т$ = 4,07 Вт/(м²·К), на ламинарном $K_л$ = 2,91 Вт/(м²·К), Плотность нефти ρ = 950 кг/м³, удельная теплоемкость нефти C_ρ = 2093,5 Дж/(кг·К).

Зависимость кинематической вязкости нефти от температуры:

Т, К	$\nu\cdot10^4$, м²/с	Т, К	$\nu\cdot10^4$, м²/с
298	37,55	343	1,61
303	26,5	353	0,8
313	13,2	363	0,396
323	6,5	373	0,137
333	3,24		

Стоимость единицы энергии, расходуемой на подогрев, $\sigma_т$= 1,8·10⁻⁷ коп/Дж, стоимость единицы механической энергии

$\sigma_м$ = 2 коп/(кВт·ч), общий к. п. д. теплосилового оборудования $\eta_т$ = 0,66, общий к. п. д. насосно-силового оборудования $\eta_м$ =0,79.

Решение

1. По формуле (1.9) определяем коэффициент крутизны вискограммы, приняв за базовые температуры 298 и 363 K,

$$u = \frac{1}{363-298}\ln\frac{37,55}{0,396} = 0,07\ 1/K.$$

2. Определяем кинематическую вязкость нефти при T_0 = 273 K

$$\nu_0 = 37,55\cdot10^{-4}\exp[-0,07\cdot(273-298)] = 216\cdot10^{-4}\ м^2/с.$$

3. Число Рейнольдса при температуре T_0

$$Re = \frac{4\cdot0,139}{3,14\cdot0,359\cdot216\cdot10^{-4}} = 23$$

Так как Re < 2000, то течение ламинарное.

4. Потери напора на трение при температуре T_0 по формуле (7.19), где вместо $\nu_н$ используется ν_0

$$h_0 = \frac{128\cdot0,139\cdot216\cdot10^{-4}\cdot30000}{3,14\cdot9,81\cdot0,359^4} = 22500\ м.$$

5. Параметр Шухова при температуре T_0

$$Шу_0 = \frac{2,91\cdot3,14\cdot0,359\cdot30000}{0,139\cdot950\cdot2093,5} = 0,356.$$

6. Проверяем целесообразность перекачки с подогревом, вычисляя левую часть неравенства (7.32)

$$\frac{0,356\cdot2093,5\cdot1,8\cdot10^{-7}\cdot0,79\cdot10^3\cdot3600}{1\cdot0,07\cdot2\cdot0,66\cdot9,81\cdot22500} = 0,0187.$$

Так как 0,0187 < 1 подогрев выгоден.

7. По формуле (7.4) определяем

$$T_{кр} = 298 + \frac{1}{0,07}\cdot\ln\frac{37,55\cdot3,14\cdot0,359\cdot2000}{10^4\cdot4\cdot0,139} = 337\ K$$

При температурах меньше 337 K режим ламинарный, больше 337 K – турбулентный.

8. Гидравлический уклон:

а) при ламинарном течении

$$i_л = \frac{128Q\nu}{\pi gd^4} = \frac{128\cdot\nu\cdot10^{-4}\cdot0,139}{3,14\cdot9,81\cdot0,359^4} = 0,003475\cdot\nu;$$

б) при турбулентном течении

$$i_т = \frac{0,241Q^{1,75}\nu^{0,25}}{gd^{4,75}} = \frac{0,241 \cdot 0,139^{1,75} \cdot \nu^{0,25} \cdot (10^{-4})^{0,25}}{9,81 \cdot 0,359^{4,75}} = 0,01008 \cdot \nu^{0,25}.$$

9. Затраты механической энергии на перекачку на единицу длины трубопровода определяем по формуле (7.35)

$$S_м = \frac{0,139 \cdot 950 \cdot 9,81 \cdot 2 \cdot i}{10^3 \cdot 0,79} = 3,28 \cdot i \text{ коп/(м·ч).}$$

10. Затраты тепловой энергии на подогрев (стоимость теплопотерь) определяем по формуле (7.36):
а) при ламинарном течении

$$S_т = 2,91 \cdot 3,14 \cdot 0,359 \cdot (T - 273) \cdot \frac{1,8 \cdot 10^{-7} \cdot 3600}{0,66} = 0,0032T \text{ коп/(м·ч);}$$

б) при турбулентном течении

$$S_т = 4,07 \cdot 3,14 \cdot 0,359 \cdot (T - 273) \cdot \frac{1,8 \cdot 10^{-7} \cdot 3600}{0,66} = 0,00448T \text{ коп/(м·ч).}$$

11. Затраты на перекачку для различных температур (вязкости) приведены в табл. 7.3. При этом значение кинематической вязкости при $T_{кр}$ = 337 K вычислено по формуле (1.9)

$$\nu_{337} = 37,55 \cdot 10^{-4} \exp[-0,07 \cdot (337 - 298)] = 2,45 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Таблица 7.3

Затраты на перекачку при различных температурах

T, K	i	$S_м$, коп/(м·ч)	$S_т$, коп/(м·ч)	$S=S_м+S_т$, коп/(м·ч)
298	0,1304	0,4275	0,08	0,5075
303	0,092	0,3015	0,096	0,3975
313	0,0457	0,15	0,128	0,278
323	0,02265	0,0743	0,16	0,2343
333	0,01125	0,0369	0,192	0,2289
337	0,00855	0,0281	0,205	0,2331
337	0,01262	0,0414	0,287	0,3284
343	0,01136	0,0373	0,314	0,3515
353	0,00953	0,0317	0,3585	0,3902
363	0,008	0,0262	0,403	0,4292
373	0,00687	0,0225	0,448	0,4705

По данным табл. 7.3 построен график (рис. 7.3). При $T_{кр}$= 337 К функция S имеет разрыв. Этот скачок объясняется тем, что переход турбулентного режима в ламинарный и наоборот происходит не при одной температуре, а в диапазоне температур (в диапазоне чисел Рейнольдса). На рис. 7.3 пунктирными линиями обозначены зависимости перехода одного режима течения в другой (без скачка). При расчетах переходная зона обычно не учитывается из-за сложности вычислений.

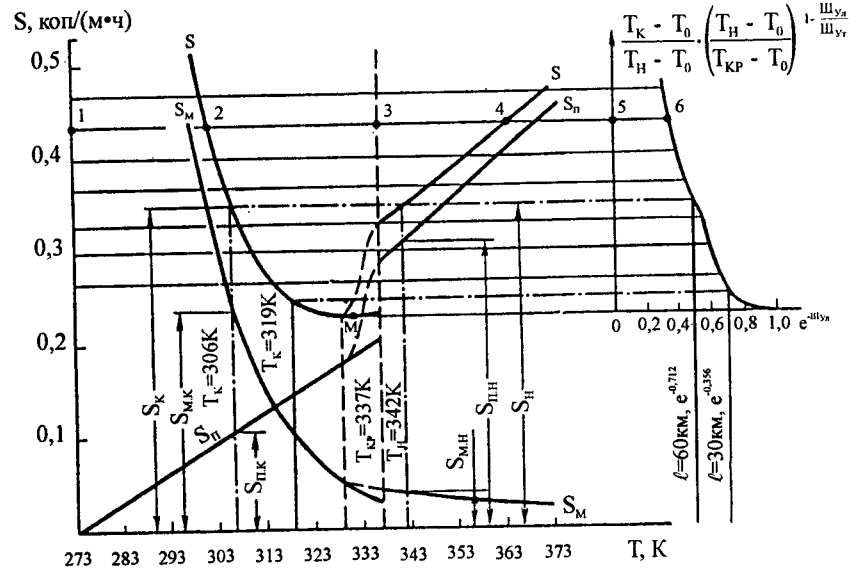


Рис. 7.3. Определение оптимальной температуры подогрева

12. Определяем оптимальную температуру подогрева. Из бесчисленного множества парных значений $T_н$ и $T_к$, отвечающих на графике условию S ($T_н$) = S($T_к$), надо выбрать такую пару температур, которая бы не просто отвечала данному условию, а еще была бы взаимозависимой, так как $T_н$ и $T_к$, не могут быть произвольными. Взаимосвязь между $T_н$ и $T_к$, определяется формулами Шухова.

Построим зависимость $e^{-Шу_л}$. Покажем вычисления на примере линии 1-2-3-4. Параметр $Шу_л$ вычислен ранее: $Шу_л = Шу_0 = 0,356$.

Величина показателя степени в формуле (7.39)

$$\frac{К_л}{К_т} = \frac{2,91}{4,07} = 0,715.$$

Если при построении графика S за нуль отсчета принята темпера-

тура окружающей среды T_0, то отрезок 1-2 будет отображать $T_к - T_0$, отрезок 1-4 величину $T_н - T_0$, а отрезок 1-3 значение $T_{кр} - T_0$. Так как вычисляется отношение величин, то можно не учитывать масштабный коэффициент, а просто измерить длины указанных отрезков. В данном случае $\ell_{1-2} = 42{,}5$ мм; $\ell_{1-3} = 96$ мм; $\ell_{1-4} = 136{,}5$ мм.

Тогда для этой линии значение

$$e^{-Шу_л} = \frac{42{,}5}{96} \cdot \left(\frac{96}{136{,}5}\right)^{0{,}715} = 0{,}344.$$

В выбранном масштабе для $e^{-Шу_л}$ откладываем эту точку на продолжении линии 1-2-3-4 (отрезок 5-6). Проведем несколько горизонтальных линий, пересекающих кривую S, и для каждой из них вычислим с помощью графика соответствующее значение $e^{-Шу_л}$. При этом только в области ламинарного режима комплекс $\left(\frac{T_н - T_0}{T_{кр} - T_0}\right) = 1$.

Полученная кривая для $e^{-Шу_л}$ характеризуется изломом на границе появления двух режимов.

Для условий задачи ($Шу_л = 0{,}356$) найдем по графику соответствующие ему значения $T_н$ и $T_к$. Вычислим $e^{-Шу_л} = e^{-0{,}356} = 0{,}7$. Этому значению $e^{-Шу_л}$ на графике соответствуют $T_н = T_{кр} = 337$ K, $T_к = 319$ K, т. е. режим будет только ламинарный (построение на рис. 7.3 сделано штрих пунктирными линиями). Если при построении графика S за нуль отсчета принята произвольная температура, а не T_0, то при построении надо учитывать масштабные коэффициенты для температур.

13. Если при прочих равных условиях изменить длину трубопровода, например l = 60 км, то оптимальную температуру подогрева можно определить по этому же графику (см. рис. 7.3), так как на нем показано изменение затрат на единице длины. В данном случае

$$Шу_л = \frac{2{,}91 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}359 \cdot 60000}{0{,}139 \cdot 950 \cdot 2093{,}5} = 0{,}712.$$

Вычисляем $e^{-0{,}712} = 0{,}491$.

Аналогичными построениями на графике (см. рис 7.3) находим оптимальные значения температур: $T_н = 342$ K, $T_к = 306$ K. Так как $342 > T_{кр} > 306$, то в трубопроводе будет два режима.

По формуле (7.7) определяем длину турбулентного участка

$$\ell_т = \frac{\ell}{Шу_т} \cdot \ln\frac{T_н - T_0}{T_{кр} - T_0} = \frac{60000}{0{,}996} \cdot \ln\frac{342 - 273}{337 - 273} = 4532 \text{ м},$$

где

$$Шу_т = \frac{4{,}07 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}359 \cdot 60000}{0{,}139 \cdot 950 \cdot 2093{,}5} = 0{,}996.$$

Следовательно, длина ламинарного участка

$$\ell_л = 60000 - 4532 = 55468 \text{ м}.$$

При изменении других параметров графики $S_т$ и $S_м$ необходимо строить заново.

Пример 7.4. Определить число насосных и тепловых станций трубопровода для перекачки высоковязкой нефти с предварительным подогревом при следующих данных: $D_н = 426$ мм; $\delta_{ст} = 8$ мм; $\ell = 600$ км; $\Delta z = 300$ м; $Q = 0{,}139$ м^3/с; $\rho_н = 950$ кг/м^3; $C_р = 2093{,}5$ Дж/(кг·К) кинематические вязкости нефти при 263 и 353 К – $\nu_{263} = 120 \cdot 10^{-4}$ м^2/с; $\nu_{353} = 0{,}25 \cdot 10^{-4}$ м^2/с. По условиям предупреждения закоксовывания теплообменников и сохранения легких фракций нефти температура подогрева должна быть не выше 343...348 К; для обеспечения нормальной работы насосов (всасывания) температура нефти на подходе к промежуточной насосной станции (на приеме насосов) должна быть не ниже 303...308 К. Расчет провести для периода года, когда температура грунта на глубине заложения трубопровода имеет наименьшее значение, а именно: $T_0 = 273$ К. Коэффициенты теплопередачи и теплоотдачи на турбулентном участке $K_т = 3{,}5$ Вт(м^2·К) и $\alpha_{1т} = 58{,}2$ Вт/(м^2·К), а на ламинарном $K_л = 2{,}33$ Вт/(м^2·К) и $\alpha_{1л} = 29{,}1$ Вт/(м^2·К).

Решение

1. Принимаем расчетные значения температур: $T_н = 343$ К; $T_к = 308$ К; $T_0 = 273$ К.

2. Коэффициент крутизны вискограммы по формуле (1.9)

$$u = \frac{1}{353 - 263} \ln \frac{120 \cdot 10^{-4}}{0{,}25 \cdot 10^{-4}} = 0{,}0686 \text{ 1/К}.$$

3. Критическая температура по формуле (7.4)

$$T_{кр} = 263 + \frac{1}{0{,}0686} \cdot \ln \frac{120 \cdot 10^{-4} \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}41 \cdot 2000}{4 \cdot 0{,}139} = 321{,}5 \text{ К}.$$

Так как $T_н > T_{кр} > T_к$, то в трубопроводе имеют место два режима.

4. Из формулы (7.39) следует, что

$$Шу_л = \ln \frac{T_{кр} - T_0}{T_к - T_0} + \frac{K_л}{K_т} \cdot \ln \frac{T_н - T_0}{T_{кр} - T_0}$$

или, подставив числовые значения, получим

$$Шу_{л} = \ln\frac{321,5-273}{308-273} + \frac{2,33}{3,5}\cdot\ln\frac{343-273}{321,5-273} = 0,571.$$

Для турбулентного участка

$$Шу_{т} = Шу_{л}\cdot\frac{К_{т}}{К_{л}} = 0,571\cdot\frac{3,5}{2,33} = 0,858.$$

5. Расстояние между пунктами подогрева определим из формулы (7.5)

$$\ell_{н} = \frac{0,139\cdot 950\cdot 2094\cdot 0,571}{2,33\cdot 3,14\cdot 0,41} = 52580 \text{ м}.$$

6. Длина турбулентного участка на перегоне 1 между тепловыми станциями по формуле (7.7)

$$\ell_{т} = \frac{0,139\cdot 950\cdot 2093,5\cdot 0,571}{2,33\cdot 3,14\cdot 0,41}\cdot\ln\frac{343-273}{321,5-273} = 22360 \text{ м}.$$

На оставшейся длине (52580 - 22360 = 30220 м) нефть будет течь при ламинарном режиме.

7. Кинематическая вязкость нефти при начальной температуре по формуле (1.9)

$$\nu_{н} = 120\cdot 10^{-4}\cdot\exp[-0,0686\cdot(343-263)] = 0,5\cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

8. По формулам (7.17) и (7.20) определим потери напора на трение в трубопроводе между тепловыми станциями при наличии двух режимов:

$$h_{н.т} = \frac{0,139^{1,75}\cdot 0,241\cdot 0,5^{0,25}\cdot 52580}{9,81\cdot 10\cdot 0,41^{4,75}} = 237 \text{ м};$$

$$h_{н.л} = \frac{128\cdot 0,139\cdot 0,5\cdot 52580}{3,14\cdot 9,81\cdot 10^{4}\cdot 0,41^{4}} = 53,7 \text{ м};$$

$$\Delta_{т} = \frac{\exp(0,25\cdot 0,0686\cdot 70)}{0,858} - \left\{\mathrm{Ei}\left[-0,0686\cdot\left(0,25-\frac{1}{3}\cdot\frac{3,5}{58,2}\right)\cdot 70\right] - \right.$$

$$\left. -\mathrm{Ei}\left[-0,0686\cdot\left(0,25-\frac{1}{3}\cdot\frac{3,5}{58,2}\right)\cdot 48,6\right]\right\} = 0,563;$$

$$\Delta_л = \frac{\exp(0,0686 \cdot 70)}{0,571}\left\{\mathrm{Ei}\left[-0,0686 \cdot \left(1 - \frac{1}{3} \cdot \frac{2,33}{29,1}\right) \cdot 48,6\right] - \right.$$

$$\left. - \mathrm{Ei}\left[-0,0686 \cdot \left(1 - \frac{2,33}{29,1}\right) \cdot 35\right]\right\} = 4,55;$$

$h_i = h_{н.т} \cdot \Delta_т + h_{н.л} \cdot \Delta_л = 237 \cdot 0,563 + 53,7 \cdot 4,55 = 377,7$ м.

Поправка на неизотермичность $\Delta_т$ получилась меньше единицы из-за того, что $h_{н.т}$ вычислено для всего перегона между тепловыми станциями. Если $h_{н.т}$ отнести к длине только турбулентного участка, как обычно принято, то $\Delta_т$ следует умножить на отношение $l/l_т$

$$\Delta_т = \frac{52580}{22360} \cdot 0,563 = 1,324.$$

В этом случае

$$h_{н.т} = \frac{22360}{52580} \cdot 237 = 100,8 \text{ м}.$$

Аналогично, если пересчитать $\Delta_л$ и $h_{н.л}$, приняв $T_н = T_{кр} = 321,6$ К, будем иметь $\Delta_л = 1,824$ и $h_{н.л} = 133,9$ м.

9. Необходимое число тепловых станций

$$n_{т.с} = \frac{L}{\ell_{т.с}} = \frac{600000}{52580} = 11,41.$$

10. Суммарные потери напора на трение для всего трубопровода

$$\sum h_i = n_{тс} \cdot h_i = 11,41 \cdot 377,7 = 4309,6 \text{ м}.$$

11. Полные потери напора

$$H_i = \sum h_i + \Delta z = 4309,6 + 300 = 4609,6 \text{ м}.$$

12. По заданной пропускной способности ($Q = 0,139$ м^3/с) в качестве основного выбираем насос типа НМ 500-300 с подачей 0,139 м^3/с и номинальным напором 300 м, а в качестве подпорного – насос 8 НДС НМ с подачей 0,1...0,167 м^3/с и развиваемым напором 28...42 м.

13. Установим расчетный напор станции $H_{ст}$. Насосы НМ 500-300 можно соединять последовательно по два и по три.

Предельно возможный напор станции, исходя из допустимого давления

$$H_{max} = \frac{6,28 \cdot 10^6}{9,81 \cdot 950} = 674 \text{ м}.$$

Так как три последовательно соединенных насоса совместно с подпорным дадут напор свыше 900 м, то к установке принимаем два последовательно соединенных насоса плюс один подпорный. При этом напор, расходуемый насосной станцией на преодоление гидравлических потерь, будет равен 300 · 2 = 600 м. Его и принимаем за расчетный напор станции, т. е. $H_{ст} = 600$ м.

14. Необходимое число насосных станций

$$n = \frac{H_i}{H_{ст}} = \frac{4609,6}{600} = 7,68.$$

Таким образом, для обеспечения перекачки по данному трубопроводу требуется 11,41 тепловых и 7,68 насосных станций. Необходимо округлить полученные значения до целых чисел. Округление лучше делать в большую сторону, так как при этом несколько снизятся температуры подогрева. Поэтому принимаем $n = 8$ и $n_{тс} = 12$.

Пример 7.5. Рассчитать оптимальную толщину тепловой изоляции мазутопровода диаметром 426 мм ($\delta = 12$ мм), длиной 100 км, по которому должен перекачиваться мазут М100 в количестве 400 т/ч. Характеристики перекачиваемого мазута: $\rho_{293} = 972$ кг/м^3, $C_\rho = 1926$ Дж/(кг·К).

Остальные исходные данные принять следующими:
$\sigma_т = 500$ руб/м^2; $\Delta_р = 1,2$; $q_1 = 10^4$ Вт/м^2; $\eta_т = 0,7$; $\varepsilon_н = 0,15$ 1/год; $\xi_т = \xi_{из} = 0,1$ 1/год; $\rho_{из} = 400$ кг/м^3; $\sigma_{из} = 100$ руб/м^3; $\lambda_{из} = 0,062$ Вт/(м·К); $\lambda_{гр.ср} = 1,211$ Вт/(м·К); $\alpha_1 = 35$ Вт/(м^2·К); $\alpha_0 = 11,63$ Вт/(м^2·К); $H = 1,2$ м; $T_н = 363$ К; $T_к = 323$ К; $T_0 = 273$ К; $A_1 = 15000$ руб/год.

Решение

1. По формулам (7.44) вычисляем коэффициенты

$$Г = \frac{1}{2 \cdot 11,63 \cdot 1,2} + \frac{1}{2 \cdot 1,211} \ln(4 \cdot 1,2) - \frac{1}{2 \cdot 0,062} \ln 0,426 = 7,57 \text{ м·К/Вт};$$

$$E = \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{1}{0,062} - \frac{1}{1,211} \right) = 7,65 \text{ м·К/Вт}.$$

2. Необходимая поверхность нагрева тепловых установок по формуле (7.43)

$$F_т = \frac{400000 \cdot 1926 \cdot (363 - 323)}{3600 \cdot 10^4 \cdot 0,7} \cdot 1,2 = 1467,4 \text{ м}^2.$$

3. Капиталовложения в один пункт подогрева по формуле (7.42а)

$$K_{1тс} = 500 \cdot 1467,4 = 733714 \text{ руб.}$$

4. Эксплуатационные расходы и приведенные годовые затраты по одному пункту подогрева

$$Э_{1тс} = 0{,}1 \cdot 733714 + 15000 = 88371 \text{ руб/год};$$

$$П_{1тс} = (0{,}15 + 0{,}1) \cdot 733714 + 15000 = 198428 \text{ руб/год}$$

5. Вычисляем постоянные коэффициенты по формулам (7.44), (7.46)

$$A_2 = 100 \cdot 10^{-3} \cdot 400 \cdot \frac{3{,}14}{4} \cdot 100 \cdot 10^3 = 3140000 \text{ руб/м}^2;$$

$$A_3 = 3140000 \cdot 0{,}426^2 = 56984 \text{ руб};$$

$$S_1 = \frac{3{,}14 \cdot 100 \cdot 10^3 \cdot 198428}{\frac{400 \cdot 10^3}{3600} \cdot 1926 \cdot \ln\frac{363 - 273}{323 - 273}} = 495336 \frac{\text{руб} \cdot \text{м} \cdot \text{К}}{\text{год} \cdot \text{Вт}};$$

$$S_2 = 3140000 \cdot (0{,}15 + 0{,}1) = 785000 \text{ руб/(м}^2 \cdot \text{год)}.$$

6. Вычисляем правую часть (7.47)

$$\sqrt{\frac{495336 \cdot 7{,}65}{2 \cdot 785000}} = 1{,}554.$$

7. Решая методом подбора уравнение (7.47)

$$D_{из} \cdot (7{,}57 + 7{,}65 \cdot \ln D_{из}) = 1{,}554,$$

находим оптимальный наружный диаметр тепловой изоляции равный 541 мм. Соответственно оптимальная толщина тепловой изоляции составляет

$$\delta_{из}^{опт} = (541 - 426)/2 = 57{,}5 \text{ мм}.$$

Пример 7.6. Определить толщину тепловой изоляции для резервуара РВС 5000 с мазутом М 100. Температура хранения мазута $T_{хр} = 343$ К. Температура окружающего воздуха $T_0 = 263$ К. Высота газового пространства $\delta_г = 1$ м. Эквивалентный коэффициент теплопроводности газового пространства $\lambda_{экв} = 0{,}58$ Вт/(м·К). Данные о резервуаре и коэффициентах теплообмена: $D_р = 22{,}88$ м; $H_р = 11{,}74$ м; $\alpha_2 = \alpha_{20} = 12$ Вт/(м·К); $\alpha_3 = 4{,}7$ Вт/(м·К); $\alpha_{1с} = 5{,}8$ Вт/(м·К); $\alpha_{1к} = 3$ Вт/(м·К). Изоляцию выбираем из пенополиуретана с показателями $\rho_{из} = 80$ кг/м^3; $\lambda_{из} = 0{,}035$ Вт/(м·К); $\sigma_{из} = 1{,}5$ руб/кг. В котельной установлены котлы типа ДКВР-4-13 с поверхностью нагрева $F_{кот} = 192$ м^2 и производительностью $q = 20$ кг/(м^2·ч). Пар имеет энтальпию $i_п = 2{,}692 \cdot 10^6$ Дж/кг. Энтальпия конденсата $i_к = 0{,}42 \cdot 10^6$ Дж/кг; к.п.д. подогрева $\eta_п = 0{,}7$. Нормативный коэффициент окупаемости принимаем одинаковым для всех объектов и равным

0,19 1/год. Амортизационные отчисления и отчисления на текущий ремонт $\xi_к = \xi_{из} = 0,082$ 1/год. Технико-экономические показатели по котельной: $\sigma_к = 550$ руб/м^2, $\sigma_5 = 20000$ руб/год, $\sigma_6 = 200$ руб/(м^2·год).

Решение

Оптимальную толщину тепловой изоляции стенки и кровли резервуара вычисляем по формулам (7.51), (7.52):

$$\delta_{из.с} = \sqrt{\frac{0,035 \cdot 80 \cdot \left[(0,082 + 0,19) \cdot 550 + \frac{20000}{192} + 200 \right] \cdot 3600}{(0,082 + 0,19) \cdot 80 \cdot 1,5 \cdot 20(2,692 - 0,42)10^6 \cdot 0,7}} -$$

$$-0,035\left(\frac{1}{5,8} + \frac{1}{12+3}\right) = 0,058 \text{ м};$$

$$\delta_{из.к} = 0,064 - 0,035\left(\frac{1}{0,58} + \frac{1}{3} + \frac{1}{12+3}\right) = -0,008 \text{ м}.$$

Отрицательная величина $\delta_{из.к}$ свидетельствует о том, что тепловая изоляция кровли экономически нецелесообразна.

Пример 7.7. Определить оптимальные параметры «горячей» перекачки 10 млн. т. нефти по трубопроводу с наружным диаметром 530 мм, толщиной стенки 9 мм на расстояние 450 км при $\Delta z = 20$ м. Свойства перекачиваемой нефти: $\rho_{293} = 945$ кг/м^3, $\nu_{293} = 670$ мм^2/с, $\nu_{323} = 85,7$ мм^2/с. Температура выкачки нефти из резервуаров 295 К. Максимально допустимая начальная температура нефти – 338 К, минимально допустимая конечная - 300 К. Температура грунта на глубине заложения нефтепровода – 275 К. Глубину заложения трубопровода, теплофизические свойства грунта и тепловой изоляции принять по условию примера 7.5.

Решение

1. Ориентировочное число насосных станций

$$n'_{min} = \frac{450}{150} = 3; \; n'_{max} = \frac{450}{50} = 9.$$

2. Ориентировочная величина объемного часового расхода в нефтепроводе по формуле (5.2)

$$Q_ч = \frac{10 \cdot 10^9}{24 \cdot 356 \cdot 945} = 1239 \text{ м}^3/\text{ч}$$

и секундный расход по формуле (5.7)

$$Q = \frac{1239}{3600} = 0{,}344 \ \text{м}^3/\text{с}.$$

3. По найденному расходу определяем тип насосов. В качестве основных принимаем насосы НМ1250-260 с ротором $Д_2 = 418$ мм ($H_0 = 298{,}8$ м; а = 0; в = $-34{,}8 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5; $n_s = 75$; n = 3000 об/мин), а в качестве подпорных НПВ 1250 - 60 с ротором $Д_2 = 475$ мм ($H_0 = 59{,}9$ м; а = 0; в = $-0{,}89 \cdot 10^{-5}$ ч^2/м^5; $n_s = 105$; n = 1500 об/мин).

4. Определяем вязкость нефти, при превышении которой пересчет напорных характеристик насосов необходим.

Для НМ 1250 - 260 по формуле (7.69)

$$\nu_п^{нм} = \frac{3000 \cdot 0{,}418^2 \cdot 75^{0{,}305}}{19 \cdot 10^6} = 103 \cdot 10^{-6} \ \text{м}^2/\text{с}.$$

Для НПВ 1250 - 60 по аналогии

$$\nu_п^{нпв} = \frac{1500 \cdot 0{,}475^2 \cdot 105^{0{,}305}}{19 \cdot 10^6} = 73{,}7 \cdot 10^{-6} \ \text{м}^2/\text{с}.$$

5. Определим вязкость нефти при температуре ее выкачки из резервуара. Крутизна вискограммы нефти по формуле (1.10)

$$u = \frac{1}{323 - 293} \cdot \ln \frac{670}{85{,}7} = 0{,}0686 \ 1/\text{К}.$$

Вязкость нефти при температуре выкачки по формуле (1.9)

$$\nu_р = 670 \cdot \exp\left[-0{,}0686\left(295 - 293\right)\right] = 584{,}1 \ \text{мм}^2/\text{с}.$$

Так как $\nu_р > \nu_п^{нпв}$, то пересчет напорной характеристики НПВ 1250-60 необходим.

6. Для насоса НПВ 1250 - 60 число Рейнольдса по формуле (3.18)

$$\text{Re}_н^{нпв} = \frac{1500 \cdot 0{,}475^2}{60 \cdot 584{,}1 \cdot 10^{-6}} = 9657,$$

а переходное число Рейнольдса по формуле (3.18а)

$$\text{Re}_п = 3{,}16 \cdot 10^5 \cdot 105^{-0{,}305} = 76423.$$

7. Коэффициенты пересчета напора и подачи по формулам (3.20)

$$k_н = 1 - 0{,}128 \cdot \lg \frac{76423}{9657} = 0{,}885;$$

$$k_Q = 0{,}885^{1{,}5} = 0{,}833.$$

Коэффициенты в напорной характеристике подпорного насоса по формулам (3.21):

$$H_{ov} = 0,885 \cdot 59,9 = 53,0 \text{ м};$$

$$в_{\nu} = -0,89 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{0,885}{0,833^2} = -1,14 \cdot 10^{-5} \text{ ч}^2/\text{м}^5.$$

9. Напор подпорного насоса НПВ 1250 - 60 при расчетной подаче по формуле (3.1)

$$H_{2\nu} = 53,0 - 1,14 \cdot 10^{-5} \cdot 1239^2 = 35,5 \text{ м}.$$

10. При начальной температуре нефти, равной максимально допустимой $T_н$ =338 К, кинематическая вязкость по формуле (1.9)

$$\nu_н = 85,7 \cdot \exp[-0,0686(338 - 323)] = 30,6 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Так как $\nu_н < \nu_п^{нм}$, то пересчитывать напорную характеристику основных насосов нет необходимости.

11. Напор одного основного насоса при расчетной подаче по формуле (3.1)

$$h_{мн} = 298,8 - 34,8 \cdot 10^{-6} \cdot 1239^2 = 245,4 \text{ м}.$$

12. Плотность перекачиваемой нефти при начальной температуре и температуре выкачки по формуле (1.2):

$$\rho_н = 945 + 0,581 \cdot (293 - 338) = 918,9 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{вык} = 945 + 0,581 \cdot (293 - 295) = 943,8 \text{ кг/м}^3.$$

13. Рабочее давление головной насосной станции по формуле (7.70) при $m_{мн}$ = 3

$$P = 9,81 \cdot (918,9 \cdot 3 \cdot 245,4 + 943,8 \cdot 35,5) = 6,97 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Как видно, рабочее давление превышает предельно допустимую величину на $0,57 \cdot 10^6$ Па. Поэтому уменьшаем количество работающих основных насосов до $m_{мн}$ = 2, но берем ротор наибольшего диаметра $Д_2$ = 460 мм (H_0 = 316,8 м; а = 0; в = -41,9·10^{-6} ч^2/м^5; n_s = 75).

14. Напор основного насоса при роторе с $Д_2$ = 460 мм

$$h_{мн} = 316,8 - 41,9 \cdot 10^{-6} \cdot 1239^2 = 252,5 \text{ м}.$$

и рабочее давление головной насосной станции при $m_{мн}$ = 2 по формуле (7.70)

$$P = 9,81 \cdot (918,9 \cdot 2 \cdot 252,5 + 943,8 \cdot 35,5) = 4,88 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

В этом случае трубопровод значительно недогружен по давлению. Поэтому принимаем решение об обточке роторов основных насосов диаметром 418 мм.

15. Необходимый напор одного основного насоса с обточенным рабочим колесом

$$h^{*}_{мн} = 245,4 - \frac{0,57 \cdot 10^{6}}{3 \cdot 918,9 \cdot 9,81} = 224,3 \text{ м.}$$

16. Необходимый диаметр обточенного ротора по формуле (5.35)

$$Д^{*}_{2} = 0,418\sqrt{\frac{224,3 + 34,8 \cdot 10^{-6} \cdot 1239^{2}}{298,8}} = 0,403 \text{ м.}$$

Это на 3,6 % меньше исходного диаметра, что вполне допустимо.

17. Таким образом, напор насосной станции по формуле (7.64)

$$H_{стv} = 3 \cdot 224,3 = 672,9 \text{ м.}$$

18. Средняя вязкость нефти при выбранной $T_{н}$ и числе насосных станций $n = 3$ по формуле (7.72)

$$\nu_{ср_3} = \left[\frac{(35,5 + 3 \cdot 672,9 - 20 - 30)}{0,0246 \cdot 0,344^{1,75} \cdot 450000}\right]^{4} = 5,64 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Аналогично при числе НС от 4 до 9 находим:

$$\nu_{ср_4} = 17,9 \text{ мм}^2/\text{с}; \ \nu_{ср_5} = 44,0 \text{ мм}^2/\text{с}; \ \nu_{ср_6} = 91,5 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\nu_{ср_7} = 169,9 \text{ мм}^2/\text{с}; \ \nu_{ср_8} = 290,2 \text{ мм}^2/\text{с}; \ \nu_{ср_9} = 465,4 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

19. По формуле (7.60) находим среднюю температуру перекачки, соответствующую найденной средней вязкости. При числе насосных станций, равном 3,

$$T_{ср_3} = 323 - \frac{1}{0,0686} \ln\frac{5,64}{85,7} = 362,7 \text{ К.}$$

Аналогично находим: $T_{ср_4} = 345,8$ К; $T_{ср_5} = 332,7$ К; $T_{ср_6} = 322,0$ К; $T_{ср_7} = 313,0$ К; $T_{ср_8} = 305,2$ К; $T_{ср_9} = 298,3$ К.

Так как при выбранной начальной температуре и числе НС равном 3,4 и 5 средние температуры перекачки превышают максимально допустимую температуру нагрева нефти, то дальнейшие расчеты по этим вариантам делать не надо. Вариант с числом НС равном 9 также в дальнейшем не рассматриваем, т. к. $T_{ср_9}$ меньше минимально допустимой температуре нефти.

20. Для числа НС, равного 6, 7 и 8, по формуле (7.73) находим соответствующие значения конечной температуры. При числе НС, равном 6,

$$T_{к_6} = 0,5(3 \cdot 322 - 338) = 314 \text{ К.}$$

Аналогично вычисляем: $T_{к_7} = 300,5$ К и $T_{к_8} = 288,8$ К.

По результатам данного расчета из дальнейшего рассмотрения

исключаем вариант с 8 насосными станциями, т. к. $T_{к_8}$ меньше минимально допустимой температуры.

Итак, из семи вариантов расчета при $T_н = 338$ К достаточно рассмотреть в дальнейшем только два.

21. Вычисляем коэффициенты Г и Е по формулам (7.41):

$$\Gamma = \frac{1}{2\cdot 11,63\cdot 1,2} + \frac{1}{2\cdot 1,211}\ln(4\cdot 1,2) - \frac{1}{2\cdot 0,062}\ln 0,53 = 5,80 \text{ м·К/Вт};$$

$$E = \frac{1}{2}\cdot\left(\frac{1}{0,062} - \frac{1}{1,211}\right) = 7,65 \text{ м·К/Вт}.$$

22. Теплоемкость нефти при средней температуре перекачки 322 К, соответствующей перекачке 6-ю насосными станциями, по формуле (1.5)

$$C_{p_6} = \frac{39,56}{\sqrt{945}}(762 + 3,39\cdot 322) = 1903 \text{ Дж/кг·К}.$$

23. Для варианта с 6-ю насосными станциями при коэффициенте кратности $\varphi_N = 1$ по формуле (7.74)

$$D^{(1)}_{из_6} = \exp\left[\frac{1}{7,65}\left(\frac{3,14\cdot 450000}{6\cdot 1\cdot 0,344\cdot 945\cdot 1903\cdot \ln\dfrac{338-275}{314-275}} - 5,8\right)\right] = 0,52 \text{ м}.$$

Так как $D^{(1)}_{из_6} < D_н$, то в тепловой изоляции нет необходимости, т. е. $\delta^{(1)}_{из_6} = 0$. В связи с этим необходимо уточнить начальную и конечную температуры нефти при сохранении ее средней величины.

24. По формуле (7.40)

$$\frac{1}{kd} = 5,8 + 7,65\cdot \ln 0,53 = 0,943 \text{ м·К/Вт}.$$

25. Число Шухова по формуле (7.75)

$$Шу = \frac{3,14\cdot 450000}{0,943\cdot 6\cdot 1\cdot 0,344\cdot 945\cdot 1903} = 0,404$$

26. Уточненное значение начальной температуры нефти по формуле (7.62)

$$T^{(1)}_{н_6} = 275 + (322 - 275)\frac{0,404}{1 - e^{-0,404}} = 332,1 \text{ К},$$

а уточненная величина конечной температуры по формуле (7.1)

$$T^{(1)}_{к_6} = 275 + (332{,}1 - 275)e^{-0{,}404} = 313{,}1 \text{ K}.$$

Уточненная величина средней температуры перекачки

$$T^{(1)}_{ср_6} = \frac{1}{3}(332{,}1 + 2 \cdot 313{,}1) = 319{,}4 \text{ K},$$

что практически совпадает с ранее найденной.

Учитывая предварительный характер расчетов, возможным изменением $h_{мн}$ пренебрегаем. Тем более, что сохранение величин $h^*_{мн}$ и $H_{ст}$ неизменными обеспечивается уменьшением степени обточки ротора основных насосов.

27. Увеличение φ_N и числа НС ведет к уменьшению расчетной величины $D_{из}$ по сравнению $D^{(1)}_{из_6}$. Следовательно, в вариантах с $n = 6$ и $\varphi_N = 2...5$, а также $n = 7$ и $\varphi_N = 1...5$ тепловая изоляция тоже не нужна, но и здесь требуется уточнить $T_н$ и $T_к$. Расчеты выполняются аналогично. Их результаты приведены в табл. 7.4.

Таблица 7.4

Результаты расчетов по вариантам с различными числами насосных станций, пунктов подогрева и начальной температуры нефти

$T_н$, К	Число насосных станций	$T_к$, К	φ_N	Толщина тепловой изоляции, мм		$П' = П - S_3$, тыс.руб/год
				расчетная	принятая	
332,1		313,1	1	–	–	13251,2
326,9		317,4	2	–	–	13830,0
325,2	6	318,9	3	–	–	14032,4
324,4		319,7	4	–	–	14239,8
323,9		320,1	5	–	–	14394,0
320,1		306,7	1	–	–	13329,7
316,4		309,8	2	–	–	13852,5
315,3	7	310,8	3	–	–	14057,1
314,7		311,4	4	–	–	14261,4
314,4		311,7	5	–	–	14665,5
327,0		320,0	1	65	65	13052,3
326,4		317,0	2	14	0	13383,2
325,6	6	319,2	3	–	–	13632,4
324,8		320,0	4	–	–	13902,1
324,3		320,5	5	–	–	14101,2
320,5		307,0	1	–	–	12968,5
316,8		310,1	2	–	–	13251,0
315,6	7	311,1	3	–	–	13499,7
315,0		311,7	4	–	–	13742,1
314,7		312,0	5	–	–	13978,6

Для каждого из вариантов сочетания параметров $T_н$, $T_к$, n, φ_N и $D_{из}$ необходимо определить суммарные годовые приведенные затра-

ты. Сделаем это на примере ряда: $T_н$ = 327 К; $T_к$ = 320 К; n = 6; φ_N = 1; $D_{из}$ = 0,66 м.

28. Необходимая поверхность нагрева тепловых установок по формуле (7.43)

$$F_т = \frac{1239 \cdot 945 \cdot 1904,2 \cdot (327 - 320) \cdot 1,2}{3600 \cdot 10^4 \cdot 0,7} = 754,6 \text{ м}^2.$$

29. Капиталовложения в один пункт подогрева по формуле (7.42а)

$$K_{1тс} = 500 \cdot 754,6 = 377300 \text{ руб.}$$

30. Приведенные годовые затраты в один пункт подогрева по формуле (7.43в)

$$П_{1тс} = (0,15 + 0,1) \cdot 377300 + 15000 = 109325 \text{ руб/год.}$$

31. Постоянные числовые коэффициенты по формулам (7.44) и (7.46)

$$A_2 = 100 \cdot 10^{-3} \cdot 400 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 450000 = 14130000 \text{ руб/м}^2;$$

$$A_3 = 14130000 \cdot 0,52^2 = 3969117 \text{ руб;}$$

$$S_1 = \frac{3,14 \cdot 450000 \cdot 109325}{\frac{1239 \cdot 945}{3600} \cdot 1904,2 \cdot \ln\frac{327 - 273}{320 - 273}} = 1769584;$$

$$S_2 = 14130000 \cdot (0,15 + 0,1) = 3532500 \text{ руб/(м}^2 \cdot \text{год).}$$

32. Суммарные приведенные годовые затраты в пункты подогрева и тепловую изоляцию по формуле (7.45) за вычетом величины S_3 равны

$$П'_т = \frac{1769584}{5,8 + 7,65 \cdot \ln 0,66} + 3532500 \cdot 0,66^2 = 1606265 \text{ руб/год}$$

33. Так как основные затраты электроэнергии на перекачку связаны с работой насосов НМ 1250-260, то в формуле (7.83) надо использовать их к. п. д. Произведем его пересчет с воды на высоковязкую нефть.

Для НМ 1250-260 коэффициенты в формуле (3.3) равны C_0 = 0,206; $C_1 = 11,3 \cdot 10^{-4}$ ч/м^3; $C_2 = -5 \cdot 10^{-7}$ ч^2/м^6.

По формулам (3.20):

$$Re_{тр} = 0,224 \cdot 10^5 \cdot 75^{0,384} = 117563;$$

$$\alpha_η = 1,33 \cdot 75^{-0,326} = 0,326.$$

Кинематическая вязкость перекачиваемой нефти при температуре $T_н$ = 327 К по формуле (1.9)

$$ν_н = 670 \cdot \exp\ [-0,0686 \cdot (327 - 293)] = 65,0 \text{ мм}^2/\text{с}$$

Число Рейнольдса, характеризующее течение нефти в рабочем колесе, по формуле (3.18)

$$Re_н = \frac{3000 \cdot 0{,}403^2}{60 \cdot 65 \cdot 10^{-6}} = 124930$$

Так как $Re_н > Re_{гр}$, то пересчета к. п. д. с воды на нефть выполнять не надо. В соответствии с формулой (3.3)

$$\eta = 0{,}206 + 11{,}3 \cdot 10^{-4} \cdot 1239 - 5 \cdot 10^{-7} \cdot 1239^2 = 0{,}839 .$$

34. Мощность, необходимая для ведения перекачки, по формуле (7.88) с учетом, что $\rho_{см} = \rho$ и $H_{см} = n \cdot H_{стv} + H_{2v}$

$$N_э = \frac{945 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}344 \cdot (6 \cdot 672{,}9 + 35{,}5)}{0{,}839} = 15{,}481 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

35. Суточный объем перекачки высоковязкой нефти

$$V_{сут} = 1239 \cdot 24 = 29736 \text{ м}^3.$$

36. Объем резервуарного парка головной насосной станции

$$V_р = 2 \cdot 29736 = 59472 \text{ м}^3.$$

37. С учетом, что по табл. 1.23 $C_{ГНС} = 6730$ тыс. руб, $C_{ПНС} = 2012$ тыс. руб, приведенные годовые затраты на сооружение и эксплуатацию насосных станций по формуле (7.77)

$$П_{нс} = [6730 + 2012 \cdot (6 - 1)] \cdot (0{,}12 + 0{,}098) + 20 \cdot 10^{-3} \cdot 59472 \cdot \cdot (0{,}12 + 0{,}108) + 10^{-3} \cdot 59{,}3 \cdot 10^6 \cdot (39 + 8400 \cdot 0{,}011) \cdot 10^{-3} = = 11723{,}43 \text{ тыс.руб/год}$$

38. Общие приведенные годовые затраты на перекачку, подогрев и тепловую изоляцию за вычетом величины S_3

$$П' = П'_т + П_{нс} = 1606{,}625 + 11723{,}43 = 13329{,}695 \text{ тыс.руб/год}$$

Для остальных вариантов сочетания $T_н$, $T_к$, n, φ_N и $D_{нз}$ расчеты выполняются аналогично. Результаты расчетов сведены в табл. 7.3.

39. Из табл. 7.3 видно, что минимальные приведенные годовые затраты на «горячую» перекачку имеют место при следующих условиях: $n = 7$; $\varphi_N = 1$; $T_н = 320{,}1$ К; $T_к = 306{,}7$ К; $\delta_{из} = 0$ мм.

Необходимо иметь в виду, что данный оптимизационный расчет дает только ориентировочные значения $T_н$ и $T_к$, поскольку не учитывает фактического размещения насосных станций и пунктов подогрева.

Пример 7.8. Для найденного в примере 7.7 оптимального варианта «горячей» перекачки произвести расстановку насосных станций и пунктов подогрева, а также уточнить величины $T_{нi}$, $T_{кi}$ и $D_{изi}$.

Решение

1. Средний гидравлический уклон по формуле (7.55)

$$i_{ср} = \frac{35{,}5 + 7 \cdot 672{,}9 - 20 - 30}{450 \cdot 10^3} = 0{,}0104$$

2. Длина горизонтального трубопровода, на которой будет израсходован напор одной насосной станции, по формуле (5.47) с учетом, что $i_{ср^*} = 1{,}02 \cdot i_{ср}$.

$$\ell_1^* = \frac{672{,}9}{1{,}02 \cdot 0{,}0104} = 64702 \text{ м.}$$

3. Выполняем построения по расстановке насосных станций на профиле трассы по методике, описанной в главе 5, и находим длины перегонов, а также перепады высот между ними: $\ell_1 = 62200$ м; $\Delta z_1 = 20$ м; $\ell_2 = 64800$ м; $\Delta z_2 = -5$ м; $\ell_3 = 64000$ м; $\Delta z_3 = 5$ м; $\ell_4 = 64000$ м; $\Delta z_4 = 7{,}5$ м; $\ell_5 = 67000$ м; $\Delta z_5 = -7{,}5$ м; $\ell_6 = 66000$ м; $\Delta z_6 = 2$ м; $\ell_7 = 62000$ м; $\Delta z_7 = -2$ м.

4. Располагаемые потери напора на трение для первого перегона между станциями по формуле (7.57)

$$h_1 = 672{,}9 - 20 = 652{,}9 \text{ м,}$$

для последнего перегона по формуле (7.58)

$$h_7 = 35{,}5 + 672{,}9 + 2 - 30 = 680{,}4 \text{ м.}$$

Для остальных перегонов по формуле (7.57) находим

$$h_2 = 677{,}9 \text{ м; } h_3 = 667{,}9 \text{ м; } h_4 = 665{,}4 \text{ м;}$$

$$h_5 = 680{,}4 \text{ м; } h_6 = 670{,}9 \text{ м.}$$

5. Полагая, что течение нефти происходит в зоне гидравлически гладких труб турбулентного режима ($\beta = 0{,}0246$, $m = 0{,}25$) по формуле (7.59) для первого перегона между насосными станциями находим

$$\nu_{ср_1} = \left(\frac{652{,}9 \cdot 0{,}512^{4{,}75}}{0{,}0246 \cdot 0{,}344^{1{,}75} \cdot 62200} \right)^{\frac{1}{0{,}25}} = 174{,}1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с.}$$

6. Проверяем правильность выбора величин β и m. Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$\mathrm{Re}_1 = \frac{4 \cdot 0{,}344}{3{,}14 \cdot 0{,}512 \cdot 174{,}1 \cdot 10^{-6}} = 4916.$$

Так как первое переходное число Рейнольдса Re_1 обычно составляет несколько десятков тысяч, то $2320 < \mathrm{Re}_1 < \mathrm{Re}_1$ и, следовательно, выбор величин β и m сделан верно.

7. Для других перегонов между насосными станциями аналогично находим

$$\nu_{ср_2} = 171{,}1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с; } \nu_{ср_3} = 169{,}9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с; } \nu_{ср_4} = 167{,}4 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с;}$$

$$\nu_{ср_5} = 152{,}3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с; } \nu_{ср_6} = 150 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с; } \nu_{ср_7} = 207{,}7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с.}$$

8. Средняя температура нефти на перегоне, обслуживаемом головной насосной станцией, по формуле (7.60)

$$T_{ср_1} = 323 - \frac{1}{0{,}0686} \ln \frac{171{,}1 \cdot 10^{-6}}{85{,}7 \cdot 10^{-6}} = 312{,}7 \text{ K}.$$

Для остальных перегонов аналогично находим:

$$T_{ср_2} = 312{,}9 \text{ K}; \; T_{ср_3} = 313{,}0 \text{ K}; \; T_{ср_4} = 313{,}2 \text{ K};$$

$$T_{ср_5} = 314{,}6 \text{ K}; \; T_{ср_6} = 314{,}8 \text{ K}; \; T_{ср_7} = 310{,}1 \text{ K}.$$

9. Теплоемкость нефти при средней температуре нефти на первом перегоне между станциями по формуле (1.5)

$$C_{p_1} = \frac{39{,}56}{\sqrt{945}} \cdot (762 + 3{,}39 \cdot 312{,}7) = 2345 \; \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

Для остальных перегонов аналогично находим $\left(\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}} \right)$:

$$C_{p_2} = 2346; \; C_{p_3} = 2346{,}4; \; C_{p_4} = 2347{,}2;$$

$$C_{p_5} = 2353; \; C_{p_6} = 2354; \; C_{p_7} = 2334.$$

10. Число Шухова для первого перегона между насосными станциями по формуле (7.61)

$$Шу_1 = \frac{3{,}14 \cdot 62200}{0{,}344 \cdot 945 \cdot 2345 \cdot (5{,}8 + 7{,}65 \cdot \ln 0{,}53)} = 0{,}272.$$

Для других перегонов аналогично находим:

$Шу_2 = 0{,}283$; $Шу_3 = 0{,}279$; $Шу_4 = 0{,}279$;
$Шу_5 = 0{,}292$; $Шу_6 = 0{,}287$; $Шу_7 = 0{,}272$.

11. Начальная температура нефти на первом перегоне между станциями по формуле (7.62)

$$T_{н_1} = 275 + \frac{0{,}272 \cdot (312{,}7 + 275)}{1 - e^{-0{,}272}} = 318{,}1 \text{ K}.$$

Аналогично для других перегонов находим:

$$T_{н_2} = 318{,}5 \text{ K}; \; T_{н_3} = 318{,}6 \text{ K}; \; T_{н_4} = 318{,}8 \text{ K};$$

$$T_{н_5} = 320{,}7 \text{ K}; \; T_{н_6} = 320{,}8 \text{ K}; \; T_{н_7} = 315{,}1 \text{ K}.$$

Поскольку найденные величины меньше максимально допустимой величины, то расчет можно продолжать.

12. Конечная температура нефти на первом перегоне между насосными станциями по формуле (7.1)

$$T_{к_1} = 275 + (318{,}1 - 275) \cdot e^{-0{,}272} = 307{,}8 \text{ K}.$$

Для других перегонов аналогично находим:

$$T_{к_2} = 307{,}8 \text{ K};\ T_{к_3} = 308{,}0 \text{ K};\ T_{к_4} = 308{,}2 \text{ K};$$

$$T_{к_5} = 309{,}1 \text{ K};\ T_{к_6} = 309{,}4 \text{ K};\ T_{к_7} = 305{,}6 \text{ K}.$$

Поскольку найденные величины больше минимально допустимой конечной температуры, то уточнять их нет необходимости.

Пример 7.9. Определить оптимальные параметры «горячей» перекачки по нефтепроводу длиной 100 км с только одной головной насосно-тепловой станцией. Остальные исходные данные приять по примеру 7.7.

Решение

1. Средняя вязкость нефти в трубопроводе по формуле (7.72)

$$\nu_{ср} = \left[\frac{(35{,}5 + 672{,}9 - 20 - 30)\cdot 0{,}512^{4{,}75}}{0{,}0246\cdot 0{,}344^{1{,}75}\cdot 100000}\right]^4 = 26{,}9\cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

2. Соответствующая средняя температура нефти в трубопроводе по формуле (7.60)

$$T_{ср} = 323 - \frac{1}{0{,}0686}\ln\frac{26{,}9\cdot 10^{-6}}{85{,}7\cdot 10^{-6}} = 339{,}9 \text{ K}.$$

3. Теплоемкость нефти при этой температуре

$$C_p = \frac{39{,}56}{\sqrt{945}}\cdot(762 + 3{,}39\cdot 339{,}9) = 2463 \ \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{К}}.$$

4. Вычисляем расчетный коэффициент по формуле (7.63)

$$S_0 = \frac{500\cdot 3{,}14\cdot 100000\cdot 1{,}2}{10000\cdot 0{,}7}\cdot(0{,}12 + 0{,}1)\cdot(339{,}9 - 275) =$$

$$= 384282 \ \frac{\text{руб}\cdot\text{м}\cdot\text{К}}{\text{год}\cdot\text{Вт}}$$

5. Расчетные коэффициенты A_2 и S_2 по формулам (7.44) и (7.46), соответственно

$$A_2 = 100\cdot 10^{-3}\cdot 400\cdot\frac{3{,}14}{4}\cdot 100000 = 3140000 \ \frac{\text{руб}}{\text{м}^2};$$

$$S_2 = 3140000\cdot(0{,}12 + 0{,}1) = 690800 \ \frac{\text{руб}}{\text{м}^2\cdot\text{год}}.$$

6. Левая часть неравенства (7.46)

$$D_н(\Gamma + E \cdot \ln D_н) = 0,53 \cdot (5,8 + 7,65 \cdot \ln 0,53) = 0,50 \ \frac{м^2 \cdot К}{Вт}.$$

7. Правая часть неравенства (7.46)

$$\sqrt{\frac{S_0 E}{2S_2}} = \sqrt{\frac{384282 \cdot 7,65}{2 \cdot 690800}} = 1,46 \ \frac{м^2 \cdot К}{Вт}.$$

Так как 0,50 < 1,46, то, следовательно, неравенство (7.46) выполняется и применение тепловой изоляции экономически целесообразно.

8. Задаваясь различными величинами $D_{из_i}$, находим значение $D_{из_i} = 0,633$ м, при котором достигается равенство левой и правой частей уравнения (7.65).

Пример 7.10. Рассчитать кинематическую вязкость смеси нефти вязкостью 43,1 мм²/с и плотностью 850 кг/м³ с 10% об. с бензиновым отгоном вязкостью 1 мм²/с и плотностью 750 кг/м³.

Решение

1. Находим весовую концентрацию разбавителя в смеси по формуле (7.81)

$$K_в = \frac{750 \cdot 0,1}{850 - 0,1 \cdot (850 - 750)} = 0,0893.$$

2. Подставляя найденную величину $K_в$ в формулу (7.80), получаем

$$\lg\lg(\nu_{см} + 0,6) = (1 - 0,0893) \cdot \lg\lg(43,1 + 0,6) + 0,0893 \cdot \lg\lg(1 + 0,6)$$

$$\lg\lg(\nu_{см} + 0,6) = 0,134;$$

$$\nu_{см} = 10^{10^{0,137}} - 0,6 = 22,4 \ мм^2/с$$

3. Величина эмпирического коэффициента в формуле (7.66)

$$a = \frac{1}{K} \ln\frac{\nu_н}{\nu_{см}} = \frac{1}{0,1} \ln\frac{43,1}{22,4} = 6,55.$$

Пользуясь найденной величиной коэффициента a, можно по формуле (7.78) найти $\nu_{см}$ и при других концентрациях бензинового отгона.

Пример 7.11. Определить оптимальную концентрацию разбавителя плотностью 810 кг/м³, при перекачке 18 млн. т высоковязкой нефти по трубопроводу диаметром 720 мм (δ = 9 мм) на расстояние

600 км. Кинематическая вязкость перекачиваемой нефти при расчетной температуре равна 700 мм^2/с, плотность - 930 кг/м^3, коэффициент а = 6.

Принять $\Delta Z = 30$ м; $H_{кп} = 40$ м; $\varepsilon_{нс} = 0{,}12$ 1/год; $\xi_{пс} = 0{,}098$ 1/год; $\varepsilon_р = 0{,}12$ 1/год;; $\xi_{рр} = 0{,}108$ 1/год; $C_р = 20$ руб/м^3; $\sigma_э = 500$ руб/кВт·ч; $\sigma_{эд} = 39$ руб/кВт·ч.

Решение

1. По табл. 5.1 находим, что расчетное число суток перекачки для проектируемого нефтепровода составляет 354.

2. Задаемся концентрацией разбавителя К = 0,1.

3. Плотность смеси по формуле (7.82)

$$\rho_{см} = 930 \cdot (1 - 0{,}1) + 810 \cdot 0{,}1 = 918 \text{ кг/м}^3$$

4. Кинематическая вязкость смеси по формуле (7.78)

$$\nu_{см} = 700 \cdot e^{-6 \cdot 0{,}1} = 384{,}2 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

5. Часовая производительность по высоковязкой нефти с использованием формулы (5.2)

$$Q_{чv} = \frac{18 \cdot 10^9}{24 \cdot 354 \cdot 930} = 2278 \text{ м}^3/\text{ч},$$

а секундная производительность

$$Q_v = \frac{2278}{3600} = 0{,}633 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

6. Соответствующие расходы смеси по формуле (7.83):

$$Q_{ч\,см} = \frac{2278}{1 - 0{,}1} = 2531 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$Q_{см} = \frac{0{,}633}{1 - 0{,}1} = 0{,}703 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

7. По расходу $Q_{см}$ предварительно выбираем насосы: основные типа НМ 2500 - 230 с диаметром ротора D_2 = 430 мм (H_0 = 287,9 м; а = 0; в = $9{,}47 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5; $n_s = 109$; n = 3000 об/мин) и подпорные типа НПВ 2500-80 с ротором диаметром D_2 = 820 мм (H_0 = 113,3 м; а = 0; в = $5{,}36 \cdot 10^{-6}$ ч^2/м^5; $n_s = 120{,}6$; n = 1500 об/мин).

8. Найдем коэффициенты пересчета характеристики основных насосов.

Число Рейнольдса по формуле (3.16)

$$Re_н = \frac{3000 \cdot 0,43^2}{60 \cdot 384,2 \cdot 10^{-6}} = 24063.$$

Переходное число Рейнольдса по формуле (3.17)

$$Re_п = 3,16 \cdot 10^5 \cdot 109^{-0,305} = 75557.$$

Так как $Re_н < Re_п$, то пересчет напорной характеристики необходим. По формулам (3.19) коэффициент пересчета напора

$$k_н = 1 - 0,128 \lg \frac{1}{24063} = 0,936,$$

а коэффициент пересчета подачи

$$k_Q = 0,936^{1,5} = 0,906.$$

По аналогии для подпорных насосов находим:

$$Re_н = 43753;\ Re_п = 73262;\ k_н = 0,971;\ k_Q = 0,957.$$

9. Проверяем правильность предварительного выбора насосов. Для основных насосов:

$$0,8 \cdot K_Q \cdot Q_{ном} = 0,8 \cdot 0,906 \cdot 2500 = 1812 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$1,2 \cdot K_Q \cdot Q_{ном} = 1,2 \cdot 0,906 \cdot 2500 = 2871 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Так как 1812 < 2531 < 2718, то тип основных насосов выбран правильно. Для подпорных насосов

$$0,8 \cdot K_Q \cdot Q_{ном} = 0,8 \cdot 0,957 \cdot 2500 = 1914 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$1,2 \cdot K_Q \cdot Q_{ном} = 1,2 \cdot 0,957 \cdot 2500 = 2871 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Так как 1914 < 2531 < 2871, то тип подпорных насосов также выбран правильно.

10. Коэффициенты напорных характеристик насосов по формуле (3.21): для НМ 2500 - 230

$$H_v = 0,936 \cdot 287,9 = 269,5 \text{ м};$$

$$в_v = 9,47 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{0,936}{0,906^2} = 10,8 \cdot 10^{-6} \text{ ч}^2/\text{м}^5.$$

для НПВ 2500 - 80

$$H_v = 0,971 \cdot 113,3 = 110,0 \text{ м};$$

$$в_v = 5,36 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{0,971}{0,957^2} = 5,68 \cdot 10^{-6} \text{ ч}^2/\text{м}^5.$$

11. Напоры насосов при перекачке смеси по формуле (3.1):

$$h_{мн_{см}} = 269,5 - 10,8 \cdot 10^{-6} \cdot 2531^2 = 200,3 \text{ м};$$

$$H_{2см} = 110,0 - 5,68 \cdot 10^{-6} \cdot 2531^2 = 73,6 \text{ м}.$$

12. Рабочее давление головной насосной станции при перекачке смеси по формуле (5.4) при $m_{мн} = 3$

$$p = 918 \cdot 9,81 \cdot (3 \cdot 200,3 + 73,6) = 6,07 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Так как $P < 6,4$ МПа, то количество основных насосов на станциях выбрано правильно.

13. Напор одной насосной станции по формуле (5.30)

$$H_{ст_{см}} = 3 \cdot 200,3 = 600,9 \text{ м}$$

14. Определим режим течения смеси в трубопроводе. Внутренний диаметр трубопровода по формуле (5.6)

$$d = 0,72 - 2 \cdot 0,009 = 0,702 \text{ м}$$

Средняя скорость перекачки по формуле (5.8)

$$v = \frac{4 \cdot 0,703}{3,14 \cdot 0,702^2} = 1,82 \text{ м/с}$$

Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$Re = \frac{1,82 \cdot 0,702}{384,2 \cdot 10^{-6}} = 3325$$

Так как течение соответствует зоне гидравлически гладких труб турбулентного режима, то в формуле (5.16) $\beta = 0,0246$; $m = 0,25$.

15. Потери напора на трение и местные сопротивления при перекачке высоковязкой нефти в том же режиме, что и смеси

$$h_н = 1,02 \cdot 0,0246 \frac{0,633^{1,75} (700 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 600000}{0,702^{4,75}} = 5916 \text{ м}$$

16. Расчетное число насосных станций по формуле (7.74)

$$n = \frac{5916 \dfrac{e^{-6 \cdot 0,25 \cdot 0,1}}{(1-0,1)^{1,75}} + 30 + 1(40 - 73,6)}{600,9} = 10,9$$

17. Напор, необходимый для перекачки смеси

$$H_{ст} = H_{ст_{см}} \cdot n = 600,9 \cdot 10,2 = 6129 \text{ м}$$

18. Так как основные затраты электроэнергии на перекачку связаны с работой насосов НМ 2500 - 230, то в формуле (7.88) используется их к. п. д. Произведем его пересчет с воды на высоковязкую нефть.

Для НМ 2500 - 230 коэффициенты в формуле (3.3):

$$C_0 = 6{,}86 \cdot 10^{-2};\ C_1 = 7{,}11 \cdot 10^{-4}\ \text{ч/м}^3;\ C_2 = -15{,}63 \cdot 10^{-8}\ \text{ч}^2/\text{м}^6.$$

По формулам (3.20):

$$\mathrm{Re}_{\text{гр}} = 0{,}224 \cdot 10^5 \cdot 109^{0{,}384} = 135713;$$

$$\alpha_\eta = 1{,}33 \cdot 109^{-0{,}326} = 0{,}288.$$

Коэффициенты пересчета к. п. д. по формуле (3.19)

$$K_\eta = 1 - 0{,}288 \lg \frac{135713}{24063} = 0{,}784$$

Коэффициенты в уравнении (3.3) для случая перекачки смеси по формулам (3.21)

$$C_{0\nu} = 0{,}784 \cdot 6{,}86 \cdot 10^{-2};\ C_{1\nu} = 7{,}11 \cdot 10^{-4} \frac{0{,}784}{0{,}906}\ \text{ч/м}^3;$$

$$C_{2\nu} = -15{,}63 \cdot 10^{-8} \frac{0{,}784}{0{,}906^2} = -14{,}93 \cdot 10^{-8}\ \text{ч}^2/\text{м}^6.$$

Величина к. п. д. основных насосов при перекачке смеси в соответствии с формулой (3.3)

$$\eta_{\text{усм}} = 5{,}38 \cdot 10^{-2} + 6{,}15 \cdot 10^{-4} \cdot 2531 - 14{,}93 \cdot 10^{-8} \cdot 2531^2 = 0{,}654$$

19. Мощность, потребляемая при перекачке смеси, по формуле (7.76)

$$N_э = \frac{918 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}73 \cdot 6129}{0{,}654} = 59{,}3 \cdot 10^6\ \text{Вт}$$

20. Суточный объем перекачки высоковязкой нефти

$$V_c = 2278 \cdot 24 = 54672\ \text{м}^3.$$

21. Объем резервуарного парка головной насосной станции для высоковязкой нефти

$$V_o = 2 \cdot 54672 = 109344\ \text{м}^3.$$

22. По табл. 1.15 для случая строительства насосных станций на новой площадке находим $C_{\text{гнс}}$=8077 тыс. руб, $C_{\text{пнс}}$=2170 тыс. руб и подставляем в формулы (7.77), (7.89)

$$П_{нс} = [8077 + 2170 \cdot (10{,}9 - 1)] \ (0{,}12 + 0{,}098) +$$
$$+20 \cdot 10^{-3} \cdot 109344 \cdot (0{,}12 + 0{,}108) +$$
$$+10^{-3} \cdot 59{,}3 \cdot 10^{6} (39 + 8400 \cdot 0{,}011) \cdot 10^{-3} = 14782 \ \frac{\text{тыс.руб}}{\text{год}}$$

$$П = 14782 + 2 \cdot 0{,}1 \cdot 54672 \cdot 20 \cdot 10^{-3} \cdot (0{,}12 + 0{,}108) =$$
$$= 14832 \ \frac{\text{тыс. руб}}{\text{год}}.$$

23. Расчеты при других величинах концентрации разбавителя выполняются аналогично. Их результаты приведены в табл. 7.5.

Таблица 7.5

Влияние концентрации разбавителя на технико-экономические показатели нефтепровода

K	$\nu_{см}$, мм^2/с	$Q_{см}$, м^3/с	$h_{мнсм}$, м	$H_{2см}$, м	$N_э$, тыс. кВт	П, млн. руб/год
0	700,0	0,633	199,7	74,6	44,1	11242
0,01	659,2	0,639	199,9	74,6	44,0	10795
0,02	620,8	0,646	200,9	74,6	43,6	10280
0,03	584,7	0,653	200,1	74,6	41,4	9568
0,04	550,6	0,659	201,3	74,5	60,9	14560
0,05	518,6	0,666	201,0	74,4	60,6	14477
0,06	488,4	0,673	200,6	74,2	60,2	14457
0,07	459,9	0,681	200,5	74,1	59,8	14438
0,08	433,2	0,688	200,5	74,0	59,6	14417
0,09	407,9	0,696	200,4	73,8	59,5	14583
0,1	384,2	0,703	200,3	73,6	59,3	14832
0,2	210,8	0,791	197,6	69,8	66,8	15871

Из выполненного расчета следует, что оптимальной в данном случае является концентрация разбавителя $K_{опт} = 0{,}03$.

Пример 7.12. Определить продолжительность полного вытеснения нефти вязкостью 0,005 м^2/с и плотностью 950 кг/м^3 из участка трубопровода длиной 100 км, диаметром 0,513 м с Δz = 20 м. На насосной станции установлены подпорные насосы НПВ 2500-80 (H_0 = 79,7 м; а = 0; в = 1 · 10^{-6} ч^2/м^5) и основные насосы НМ 2500-230 (H_0 = 281,5 м; а = 0; в = 8,32 · 10^{-6} ч^2/м^5), включенные последовательно. Максимально допустимое давление в нефтепроводе равно

6,4 МПа; остаточный напор равен 30 м. Вытеснение производится водой.

Решение

1. Полагая, что на насосной станции последовательно включены 3 основных насоса, вычисляем коэффициенты в ее напорной характеристике

$$A = 79,7 + 3 \cdot 281,5 = 924,4 \text{ м};$$

$$Б = 1 \cdot 10^{-6} + 3 \cdot 8,32 \cdot 10^{-6} = 26,0 \cdot 10^{-6} \text{ ч}^2/\text{м}^5 = 93456 \text{ с}^2/\text{м}^5.$$

2. Расход в трубопроводе в начале I этапа вытеснения по формуле (7.97а)

$$Q_0 = \frac{9,81 \cdot 0,513^4}{128 \cdot 0,005 \cdot 100000} \cdot \left(\frac{6,4 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,81} - 20 - 30 \right) =$$

$$= 0,0064 \ \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 23,0 \ \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

3. Проверим справедливость допущения о ламинарном режиме течения нефти при начале ее вытеснения. Число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,0064}{3,14 \cdot 0,513 \cdot 0,005} = 3,18.$$

Так как Re < 2320, то режим принят верно.

4. Проверим условие существования I этапа вытеснения. Напоры подпорного и основного насосов при подаче Q_0 по формуле (3.1):

$$H_2 = 79,7 + 0 - 1 \cdot 10^{-6} \cdot 23^2 = 79,7 \text{ м};$$

$$h_{мн} = 281,5 + 0 - 26,0 \cdot 10^{-6} \cdot 23^2 = 281,5 \text{ м}.$$

Следовательно, левая часть неравенства (7.100) равна

$$1000 \cdot 9,81 \cdot (79,7 + 3 \cdot 281,5) = 9,07 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Так как $P_{\text{Ⅱ}} < 9,07 \cdot 10^6$ Па, то допущение о существовании I этапа вытеснения подтверждается.

5. Расход в трубопроводе в конце I этапа вытеснения по формуле (7.97)

$$Q_1 = \sqrt{\frac{1}{93456} \cdot \left(924,4 - \frac{6,4 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,81} \right)} = 0,054 \text{ м}^3/\text{с}.$$

6. Средний расход в течение I этапа вытеснения по формуле (7.96)

$$Q_{ср.\,I} = 0,5 \cdot (0,0064 + 0,054) = 0,0302 \text{ м}^3/\text{с}.$$

7. Число Рейнольдса при течении воды и высоковязкой нефти с расходом $Q_{ср.\,I}$ по формуле (5.10):

$$Re_1 = \frac{4 \cdot 0{,}0302}{3{,}14 \cdot 0{,}513 \cdot 1 \cdot 10^{-6}} = 95758;$$

$$Re_2 = \frac{4 \cdot 0{,}0302}{3{,}14 \cdot 0{,}513 \cdot 0{,}005} = 15{,}0.$$

8. Относительная шероховатость трубы и переходные числа Рейнольдса по формулам (5.12):

$$\varepsilon = \frac{0{,}2}{513} = 3{,}9 \cdot 10^{-4};\ Re_1 = \frac{10}{3{,}9 \cdot 10^{-4}} = 25641;\ Re_{II} = \frac{500}{3{,}9 \cdot 10^{-4}} = 1282051.$$

Так как $Re_I < Re_1 < Re_{II}$, то вода движется в трубопроводе в зоне смешанного трения турбулентного режима. Нефть же движется в ламинарном режиме.

9. Коэффициенты гидравлического сопротивления по формулам (5.14), (5.11):

$$\lambda_1 = 0{,}11 \cdot \left(3{,}9 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{95758}\right)^{0{,}25} = 0{,}020;$$

$$\lambda_2 = \frac{64}{15{,}0} = 4{,}27.$$

10. Гидравлические уклоны при единичном расходе по формулам (7.95);

$$f_1^* = \frac{8 \cdot 0{,}020}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}513^5} = 0{,}0466\ \frac{с^2}{м^6};$$

$$f_2^* = \frac{8 \cdot 4{,}27}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}513^5} = 9{,}95\ \frac{с^2}{м^6}.$$

11. Средняя плотность среды

$$\rho_{ср} = 0{,}5 \cdot (950 + 1000) = 975\ кг/м^3.$$

12. Величины M_I и N_I по формулам (7.94):

$$M_1 = \frac{950 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}0361 \cdot 100000}{6{,}4 \cdot 10^6 - 975 \cdot 9{,}81 \cdot (20 + 30)} = 5{,}68;$$

$$N_1 = \frac{9{,}81 \cdot (1000 \cdot 0{,}265 - 950 \cdot 0{,}0361)}{6{,}4 \cdot 10^6 - 975 \cdot 9{,}81 \cdot (20 + 30)} = 3{,}82 \cdot 10^{-4}$$

13. Длина участка, занятого вытесняющей жидкостью к моменту окончания I этапа, по формуле (7.99)

$$x_I = \frac{1}{3{,}82 \cdot 10^{-4}} \cdot \left(\frac{93456}{924{,}4 - \frac{6{,}4 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9{,}81}} - 5{,}68 \right) = 884562 \text{ м.}$$

Так как $x_I > 1$, то второй этап вытеснения отсутствует.

14. Принимая $x_I = 1$, находим продолжительность вытеснения высоковязкой нефти

$$\tau_1 = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}513^2}{6 \cdot 3{,}82 \cdot 10^{-4}} \cdot [(5{,}68 + 3{,}82 \cdot 10^{-4} \cdot 100000)^{1{,}5} - 5{,}68^{1{,}5}] =$$

$$= 99917 \text{ с} = 27{,}8 \text{ ч.}$$

8 ГЛАВА ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ НЕСТАБИЛЬНЫХ ЖИДКОСТЕЙ И ЭМУЛЬСИЙ

При освоении нефтяных и газоконденсатных месторождений, удаленных от газоперерабатывающих заводов, возникает проблема утилизации тяжелых углеводородных газов, выделяющихся на последних ступенях сепарации продукции скважин. В этом случае становится целесообразным трубопроводный транспорт нефти в газонасыщенном состоянии или нестабильного газового конденсата, т.е. углеводородных жидкостей совместно с растворенным в них газом.

Первоочередными задачами в данном случае являются: расчет составов смесей, определение количества выделяющегося газа при сепарации, расчет сепараторов, прогнозирование основных параметров нестабильных жидкостей, методика технологического расчета трубопроводов для их перекачки.

В условиях промыслов по трубопроводам транспортируются водонефтяные эмульсии, а также трехфазные смеси (нефть-газ-вода). Ниже изложена методика гидравлического расчета промысловых трубопроводов.

§ 8.1. Расчет составов многокомпонентных смесей

Нефть и газовый конденсат являются многокомпонентными смесями. Их состав выражается в массовых, молярных и объемных долях.

Массовая доля i-го компонента в смеси равна

$$q_i = \frac{m_i}{\sum_{i=1}^{r} m_i}, \qquad (8.1)$$

где m_i – масса i-го компонента в смеси; r – число компонентов смеси.

Молярная доля i-го компонента в смеси находится аналогично

$$z_i = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^{r} N_i}, \tag{8.2}$$

где N_i – число молей i-го компонента в смеси;

$$N_i = \frac{m_i}{M_i}, \tag{8.3}$$

M_i – молярная масса i-го компонента.

Объемная доля i-го компонента в смеси

$$v_i = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^{r} V_i}, \tag{8.4}$$

где V_i – объем i-го компонента при заданном давлении P и температуре T смеси.

Массовое, молярное и объемное содержание компонентов в смеси связано между собой. Выражая m_i из (8.3) и подставляя в (8.1), с учетом, что $\sum_{i=1} M_i N_i = M_{см}$ – молярной массе смеси, получим

$$q_i = Z_i \cdot \frac{M_i}{M_{см}} \tag{8.5}$$

или обратную ей

$$Z_i = q_i \cdot \frac{M_{см}}{M_i}. \tag{8.6}$$

Учитывая, что массу i-го компонента смеси можно выразить, с одной стороны, как $m_i = \rho_i \cdot Vi$, а с другой, как $m_i = M_i \cdot N_i$, получаем

$$V_i = \frac{M_i \cdot N_i}{\rho_i}, \tag{8.7}$$

где ρ_i – плотность i-го компонента смеси при рассматриваемых условиях.

Следовательно, объемная доля i-го компонента в смеси

$$\nu_i = \frac{M_i \cdot N_i/\rho_i}{\sum_{i=1}^{r} M_i \cdot N_i/\rho_i}. \qquad (8.8)$$

Поделив числитель и знаменатель (8.8) на $\sum_{i=1}^{r} N_i$, получаем

$$\nu_i = \frac{M_i \cdot Z_i/\rho_i}{\sum_{i=1}^{r} M_i \cdot Z_i/\rho_i}. \qquad (8.9)$$

Для газовых смесей при давлении $P \leq 0{,}6$ МПа

$$\frac{M_i}{\rho_i} = \frac{\overline{R}T}{P},$$

где $\overline{R}$ – универсальная газовая постоянная.

После сокращения для газовых смесей, как частный случай, получаем $\nu_i = Z_i$.

Зависимость Z_i от ν_i получим, выразив из (8.7) N_i и подставив полученное выражение в (8.2), что дает

$$Z_i = \frac{\nu_i \cdot \rho_i/M_i}{\sum_{i=1}^{r} \nu_i \cdot \rho_i/M_i}. \qquad (8.10)$$

Связь между объемной и массовой долей i-го компонента в смеси получим, подставив в (8.4) $V_i = m_i/\rho_i$ и поделив числитель и знаменатель на $\sum_{i=1} m_i$, что дает

$$\nu_i = \frac{q_i/\rho_i}{\sum_{i=1}^{r} q_i/\rho_i}. \qquad (8.11)$$

Обратная зависимость имеет вид

$$q_i = \frac{\rho_i \cdot \nu_i}{\sum_{i=1}^{r} \rho_i \cdot \nu_i}, \qquad (8.12)$$

Сведения о величинах параметров индивидуальных компонентов газонефтяных и газоконденсатных смесей приведены в таблице 8.1.

Таблица 8.1

Некоторые параметры компонентов нефтегазовых и газоконденсатных смесей

Компонент	Молярная масса M_i, кг/кмоль	Критические параметры		Свойства в жидкой фазе при стандартных условиях		Парахор Pch_i	Вязкость газа при нормальных условиях μ_i, МПа·с
		Температура $T_{кpi}$, К	Давление $P_{кpi}$, МПа	Плотность ρ_i, кг/м^3	Вязкость μ, МПа·с		
N_2	28,02	126,1	3,46	467	0,050	41,0	0,0170
CO_2	44,01	304,2	7,50	578	0,100	78,0	0,0140
H_2S	34,08	373,6	9,00	783	-	-	0,0110
CH_4	16,04	190,7	4,58	-	0,033	70,4	0,0104
C_2H_6	30,07	306,0	4,68	-	0,055	110.4	0,0086
C_3H_8	44,09	369,8	4,34	508	0,093	150.8	0,0075
i-C_4H_{10}	58,12	407,2	3,72	563	0,174	181,5	0,0068
n-C_4H_{10}	58,12	425,2	3,57	584	0,180	190,3	0,0068
i-C_5H_{12}	72,15	461,0	3,28	625	0,224	229,8	0,0063
n-C_5H_{12}	72,15	470,4	3,30	631	0,240	231,3	0,0063
C_6H_{14}	86,18	507,6	3,03	664	0,306	478,4	0,0055

При смешении G_1 (кг) нефти состава $\{q_{1i}\}$ с молярной массой $M_{см1}$ и G_2 нефти состава $\{q_{2i}\}$ с молярной массой $M_{см2}$ массовая доля i-го компонента в образующейся смеси находится по формуле

$$q_{смi} = \frac{G_1 \cdot q_{1i} + G_2 \cdot q_{2i}}{G_1 + G_2}. \qquad (8.13)$$

Если состав смешиваемых нефтей задан в молярных долях, то молярная доля i-го компонента в образующейся смеси

$$Z_{смi} = \frac{Z_{1i} \cdot G_1/M_{см1} + Z_{2i} \cdot G_2/M_{см2}}{G_1/M_{см1} + G_2/M_{см2}}, \qquad (8.14)$$

а ее молярная масса.

$$M_{см} = \frac{G_1 + G_2}{G_1/\ M_{см1} + G_2/\ M_{см2}}. \qquad (8.15)$$

§ 8.2. Фазовые переходы в многокомпонентных углеводородных смесях

Фазовые переходы (выделение из нефти растворенного газа, конденсация части газа при компримировании и т.п.) описывается уравнениями фазовых концентраций

$$\begin{cases} \sum_{i=1}^{r} \dfrac{Z_i}{1-\varepsilon\cdot(1-K_i)} = 1, \\ \sum_{i=1}^{r} \dfrac{Z_i \cdot K_i}{1-\varepsilon\cdot(1-K_i)} = 1, \end{cases} \tag{8.16}$$

где z_i – молярная доля i-го компонента в исходной смеси; ε – мольная доля газовой фазы; K_i – константа фазового равновесия i-го компонента при заданных давлении P и температуре T.

Для нахождения мольной доли газовой фазы ε удобнее решать объединенное уравнение

$$\sum_{i=1}^{r} \frac{z_i \cdot (1-K_i)}{1-\varepsilon\cdot(1-K_i)} = 0. \tag{8.17}$$

Из него, как частные случаи, вытекают условие начала выделения растворенного газа (ε=0)

$$\sum_{ш=1}^{к} z_i \cdot K_i = 1 \tag{8.18}$$

и условие начала конденсации многокомпонентного газа (ε=1)

$$\sum_{ш=1}^{к} \frac{Z_i}{K_i} = 1. \tag{8.19}$$

Прежде чем решать уравнение (8.17) необходимо убедиться, что многокомпонентная смесь находится в двухфазном состоянии. В этом случае должны выполняться неравенства

$$\sum_{I=1}^{R} z_i \cdot K_i > 1, \quad \sum_{i=1}^{r} \frac{Z_i}{K_i} > 1. \tag{8.20}$$

Уравнение (8.17) решается относительно ε методом последовательных приближений.

При решении (8.17) важно правильно вычислить константы фазового равновесия K_i. Для этого можно воспользоваться номограммами Де-Пристера, Вина, Американского нефтяного института, атласами NGAA и ВНИИГаза или табличными данными.

При давлениях менее 2 МПа и температурах от 263 до 313 К можно воспользоваться формулой, полученной для смеси с давлением схождения 68,95 МПа

$$K_i = a_0 \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{a_1} \cdot \left(\frac{P}{P_{ат}}\right)^{a_2}, \qquad (8.21)$$

где a_0 , a_1 , a_2 – числовые коэффициенты, постоянные для каждого компонента смеси (таблица 8.2).

Таблица 8.2

Величины коэффициентов в уравнении (8.21)

Компонент	a_0	a_1	a_2
N_2	541,940	2,048	-0,9223
CO_2	51,990	3,054	-0,9567
H_2S	18,542	5,317	-0,9452
CH_4	146,581	1,979	-0,9699
C_2H_6	18,542	5,317	-0,9452
C_3H_8	4,582	6,875	-0,9256
i-C_4H_{10}	1,367	8,829	-0,8287
n-C_4H_{10}	0,9678	9,024	-0,8612
i-C_5H_{12}	0,3215	10,328	-0,8158
n-C_5H_{12}	0,2157	12,159	-0,8192

Практически неделимый хроматографическими методами остаток «гексан плюс высшие» считаются одним компонентом. Для него $a_0=4{,}305\cdot10^{-4}$, а величины a_1 и a_2 рассчитываются через молярную массу остатка $M_{сб+}$ по зависимостям:

$$a_1=10^{-5}\cdot(-2343+17615{,}1\cdot M_{сб+}-36{,}147\cdot M^2_{сб+}-1{,}894\cdot10^{-2}\cdot M^3_{сб+});$$
$$a_2=10^{-6}\cdot(1031660-3098{,}58\cdot M_{сб+}+1{,}279\cdot M^2_{сб+}). \qquad (8.22)$$

Сравнение расчетных и экспериментальных величин K_i показало, что формула (8.21) с табличными коэффициентами a_0, a_1, a_2 дает хорошее совпадение для нефтей Поволжья и Оренбургской области.

Для нефтей Западной Сибири расчет констант фазового равновесия рекомендуется вести по формуле

$$K_i = \frac{0{,}069}{P/P_{ат}} \cdot 10^{(a_K + c_K \cdot F_i)}, \qquad (8.23)$$

где a_K, c_K – расчетные коэффициенты ,зависящие только от давления

$$a_к = 1,2 + 0,653 \cdot \frac{P}{P_{ат}} + 0,316 \cdot \left(\frac{P}{P_{ат}}\right)^2;$$

$$c_к = 0,89 - 0,247 \cdot \frac{P}{P_{ат}} - 0,074 \cdot \left(\frac{P}{P_{ат}}\right)^2, \qquad (8.24)$$

F_i – расчетный коэффициент, величина которого зависит от температуры и от природы i-го компонента

$$F_i = b_i \cdot \left(\frac{1}{T_{bi}} - \frac{1}{T}\right); \qquad (8.25)$$

b_i, T_{bi} – независимые от условий разгазирования величины, характеризующие природу i-го компонента (табл. 8.3).

Таблица 8.3

Рекомендуемые велнчины b_i и T_{bi}

Компонент	b_i	T_{bi}, K	Компонент	b_i	T_{bi}, K
N_2	261,1	60,6	i-C_4H_{10}	1131,7	261,4
CO_2	326,2	107,8	n-C_4H_{10}	1196,1	272,7
H_2S	631,1	183,9	i-C_5H_{12}	1315,5	301,2
CH_4	166,7	52,2	n-C_5H_{12}	1377,8	309,2
C_2H_6	636,1	168,3	C_6+высшие	1468,7	514,0
C_3H_8	999,4	230,8	-	-	-

После нахождения мольной доли газовой фазы ε вычисляют содержание каждого компонента в жидкой (x_i) и газовой (y_i) фазах

$$x_i = \frac{z_i}{1 - \varepsilon \cdot (1 - K_i)}; \; y_i = x_i \cdot K_i, \qquad (8.26)$$

а также объем газа, приходящийся на 1м^3 жидкой фазы при условиях фазового перехода

$$\delta_Г = \frac{M_Г \cdot \rho_ж \cdot \varepsilon}{M_ж \cdot \rho_Г \cdot (1 - \varepsilon)}, \qquad (8.27)$$

где $M_г$, $M_ж$ – молярные массы газовой и жидкой фаз; $\rho_г$, $\rho_ж$ – их плотности при условиях фазового перехода.

§ 8.3. Определение параметров нефтегазовых и газоконденсатных смесей по их компонентному составу

Основными параметрами многокомпонентных углеводородных смесей являются молярная масса, плотность, вязкость, коэффициент сжимаемости, давление насыщения.

Молярные массы фаз являются аддитивными величинами, т.е. определяются по правилу пропорционального сложения:

$$M_{\Gamma} = \sum_{i=1}^{r} M_i \cdot y_i \,, \quad M_{ж} = \sum_{i=1}^{r} M_i \cdot x_i \,. \tag{8.28}$$

Сведения о молярных массах компонентов M_i приведены в табл. 8.1. Молярная масса условного компонента C_{6+} зависит от его состава и условий фазового перехода. При температуре не более 293 К величину $M_{C_{6+}}$ в газовой фазе допускается принимать равной молярной массе гексана. При повышенных температурах (T>293 K)

$$M^{\Gamma}_{C_{6+}} = 86{,}18 + 59{,}81 \cdot K_{C_{6+}} - 0{,}4 \lg \frac{P}{P_{ат}} + 5{,}6 \lg(T - 273)\,, \tag{8.29}$$

где $K_{C_{6+}}$ – константа фазового равновесия условного компонента.

Молярная масса условного компонента C_{6+} в жидкой фазе находится через молярную массу исходной смеси по формуле

$$M^{ж}_{C_{6+}} = \frac{1}{x_{C_{6+}}} \cdot \left(\frac{M_{см} - M_{\Gamma} \cdot \varepsilon}{1 - \varepsilon} - \sum_{i=1}^{r-1} M_i \cdot x_i \right). \tag{8.30}$$

Плотность жидкой фазы вычисляется по формуле Стендинга и Катца

$$\rho_{ж} = \rho_l + \Delta\rho_T + \Delta\rho_P \,, \tag{8.31}$$

где ρ_l – фиктивная плотность жидкой фазы при стандартных условиях

$$\rho_l = M_{ж} / \sum_{i=1}^{r} \frac{x_i \cdot M_i}{\rho_i} \,, \tag{8.32}$$

$\Delta\rho_T$, $\Delta\rho_P$ – поправки соответственно на температуру и давление

$$\Delta\rho_T = 10^{-2} \cdot (185{,}4 - 0{,}148 \cdot \rho_l) \cdot (293 - T)\,;$$

$$\Delta\rho_p = 10^{-3}\cdot(187{,}4 - 0{,}154\cdot\rho_1)\cdot\left(\frac{P}{P_{ат}} - 1\right), \qquad (8.33)$$

Величина ρ_1 называется фиктивной потому, что легкие углеводороды, азот, углекислый газ при стандартных условиях не могут быть жидкостью.

Плотности индивидуальных углеводородов ρ_i для подстановки в формулу (8.32) берутся из табл. 8.1.

Величины фиктивных плотностей метана и этана в общем случае зависят от компонентного состава жидкой фазы и вычисляются по формулам

$$\rho_{C_1} = \left(1 - 0{,}1\cdot x_{C_1}\right)\cdot\frac{10^3\cdot M_{C_{2+}}}{8{,}24 + 2{,}14\cdot M_{C_{2+}}}$$

$$\rho_{C_2} = 10^3\cdot\left(0{,}242 + \frac{M_{C_{3+}}}{125{,}27 + 2{,}04\cdot M_{C_{3+}}}\right), \qquad (8.34)$$

где $M_{C_{2+}}$ – молярная масса жидкой фазы без метана и не углеводородных компонентов; $M_{C_{3+}}$ – величина $M_{C_{2+}}$ без этана.

Более просто величины ρ_{C1} и ρ_{C2} находятся по методике СибНИИ НП

$$\rho_{C_1} = 0{,}46\cdot\rho_1 - 13{,}8;$$

$$\rho_{C_2} = 0{,}30\cdot\rho_{C_1} + 248{,}0. \qquad (8.35)$$

Однако в этом случае для нахождения ρ_1 по формуле (8.32) требуется решать трансцендентное уравнение.

Учитывая незначительное содержание метана и этана в жидкой фазе при интересующих нас давлении и температуре, с достаточной для инженерных расчетов точностью можно принять ρ_{C1}=459,3 кг/м^3, ρ_{C2}=519,5 кг/м^3.

Плотность условного компонента C_{6+} в жидкой фазе вычисляется по формуле Крего

$$\rho_{C_{6+}} = \frac{10^3\cdot M_{C_{6+}}}{47{,}409 + 0{,}953\cdot M_{C_{6+}}}. \qquad (8.36)$$

Плотность газовой фазы при условиях фазового перехода

$$\rho_{Г} = \rho_{ну} \cdot \frac{P}{z_C \cdot P_{ат}} \cdot \frac{273}{T}, \qquad (8.37)$$

где $\rho_{ну}$ – плотность газа при нормальных условиях

$$\rho_{ну} = M_{Г} / \ 22,4;$$

z_C – коэффициент сжимаемости газа

$$z_C = 1 - \frac{0,0241 \cdot P_{пр}}{1 - 1,68 \cdot T_{пр} + 0,78 \cdot T_{пр}^2 + 0,0107 \cdot T_{пр}^3}. \qquad (8.38)$$

$P_{пр}$, $T_{пр}$ – приведенные соответственно давление и температура

$$P_{пр} = \frac{P}{\sum_{i=1}^{r} P_{крi} \cdot y_i}, \ T_{пр} = \frac{T}{\sum_{i=1}^{r} T_{крi} \cdot y_i}; \qquad (8.39)$$

$P_{крi}$,$T_{крi}$ – критические давление и температуры i-го компонента (табл.8.1).

Для условного компонента C_{6+} критические параметры вычисляют по корреляционным зависимостям

$$P_{крC_{6+}} = 7,77 - 9,5 \cdot 10^{-3} \cdot T_{крC_{6+}};$$

$$T_{крC_{6+}} = 19,25 \cdot \left(\ln M_{C_{6+}}\right)^2 + 44,06 \cdot \ln M_{C_{6+}} - 70. \qquad (8.40)$$

Динамическая вязкость жидкой фазы приближенно может быть найдена по формуле Кондела-Монроэ

$$\mu_S = \left(\sum_{i=1}^{r} x_i \cdot \mu_i^{0,33} \right)^3, \qquad (8.41)$$

где μ_i – динамическая вязкость i-го компонента (табл. 8.1).

Для фиктивного компонента C_{6+} величину динамической вязкости можно вычислить по формуле СибНИИ НП

$$\mu_{C_{6+}} = 17,1 \cdot M_{C_{6+}}^{1/6} \cdot \rho_{C_{6+}}^{2/3} \cdot 10^{0,0105 \cdot M_{C_{6+}} - 2,8}. \qquad (8.42)$$

Для жидкой фазы, содержащей растворенный газ, можно также пользоваться формулой

$$\mu_S = \begin{cases} \dfrac{8{,}6\cdot 10^{-3}}{\left(1{,}03-\rho_{ж}/\ \rho_{в}\right)^{3{,}75}} & \text{при} \quad \rho_{ж} < 782\dfrac{кг}{м^3}, \\ \dfrac{4{,}69\cdot 10^{-5}}{\left(1{,}03-\ \rho_{ж}/\ \rho_{в}\right)^{7{,}35}} & \text{при} \quad \rho_{ж} \geq 782\dfrac{кг}{м^3}, \end{cases} \tag{8.43}$$

а для жидкостей, разгазированных при атмосферном давлении

$$\mu_{ж0} = \frac{1{,}12\cdot 10^{-6}}{\left(1{,}03-\rho_{ж0}/\ \rho_{в}\right)^{9{,}09}}, \tag{8.44}$$

где $\rho_в$ – плотность воды.

В формулах (8.42)-(8.44) динамическая вязкость рассчитывается в мПа·с.

Учитывая приближенный характер расчета μ по формулам (8.43), (8.44), можно рекомендовать для нахождения динамической вязкости при температуре Т подставлять в них плотность жидкой фазы при этой же температуре.

Динамическая вязкость газовой фазы при нормальных условиях находится по формуле

$$\mu_Г = \frac{\sum_{i=1}^{r}\mu_{Гi}\cdot y_i\cdot\sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^{r} y_i\cdot\sqrt{M_i}}. \tag{8.45}$$

Вязкость условного компонента C_{6+} в газовой фазе можно принять равной 0,0057 мПа·с.

Давление насыщения жидкой фазы при заданной температуре находится методом последовательных приближений из уравнения

$$\sum_{i=1}^{r} K_i\cdot x_i = 1. \tag{8.46}$$

§ 8.4. Расчет параметров нефтегазовых и газоконденсатных смесей по результатам разгазирования проб

Нередко динамическая вязкость и плотность дегазированной нефти (или стабильного газового конденсата) заданы. В этом случае свойства нестабильных жидкостей рассчитывают в зависимости от количества растворенного газа и с учетом его плотности.

Количество растворенного газа характеризуется величиной газового фактора Г. Это отношение объема газа, выделившегося из нестабильной жидкости при стандартных условиях, к объему жидкой фазы, приведенное к нормальным условиям.

Расчетным путем величина газового фактора при нормальных условиях находится как

$$\Gamma = \frac{M_{\Gamma} \cdot \rho_{ж} \cdot \varepsilon_{ст}}{M_{ж} \cdot \rho_{ну} \cdot (1 - \varepsilon_{ст})}, \qquad (8.47)$$

где $\varepsilon_{ст}$ – мольная доля газовой фазы , найденная по формуле (8.17) при стандартных условиях.

Величина газового фактора связана с давлением насыщения P_s формулой

$$\Gamma = x_P \cdot (P_S - P_{ат})^{y_P}, \qquad (8.48)$$

где x_p, y_p – эмпирические коэффициенты, определяемые по результатам разгазирования проб нестабильной жидкости.

При y_p=1, коэффициент x_p=K_p коэффициенту растворимости газа в углеводородной жидкости при Т=293К. Приближенная оценка величины K_p в нм^3/(м^3·МПа) для нефти может быть сделана по формуле

$$K_p \approx 115{,}4 \cdot 10^{12} \cdot \Delta_{\Gamma}^{3{,}61} \cdot \exp(-7{,}76 \cdot \Delta_{Н}), \qquad (8.49)$$

где $\Delta_{Н}$, Δ_{Γ} – относительные (по воде) плотности нефти (при 293 К) и растворенного газа.

Более точно, хотя и более сложно, коэффициент растворимости газа в нефти при 293К в нм^3/(м^3·МПа) может быть вычислен следующим образом

$$K_p = 0{,}0093 + 0{,}934 \cdot t_1 + 3{,}634 \cdot 10^{-5} \cdot t_1 \cdot t_2, \qquad (8.50)$$

где t_1 , t_2 – расчетные коэффициенты:

$t_1 = 0{,}172 - 0{,}030 z_2 + 1{,}006 z_1 + 0{,}624 \cdot 10^{-3} \cdot z_1 \cdot z_2$;

$$t_2 = 0{,}179 + 0{,}999z_3 - 0{,}024z_4 + 0{,}654 \cdot 10^{-3} z_3 z_4 ;$$
$$z_1 = 2{,}112 - 0{,}345y_1 + 0{,}678y_3 + 0{,}041y_1y_3 + 0{,}904 \cdot 10^{-2} y_1^2 - 0{,}023y_3^2 ;$$
$$z_2 = 2{,}532 + 0{,}360y_2 - 0{,}726 \cdot 10^{-2} y_1 + 0{,}035y_1y_2 - 0{,}011y_2^2 + 0{,}105 \cdot 10^{-3} y_1^2 ;$$
$$z_3 = 5{,}027 + 0{,}062y_3 - 0{,}326y_4 + 0{,}037y_3y_4 + 0{,}205 \cdot 10^{-2} y_3^2 + 0{,}788 \cdot 10^{-2} y_4^2 ;$$
$$z_4 = 11{,}263 - 0{,}152y_4 + 0{,}146y_1 + 0{,}215y_1y_4 - 0{,}121y_4^2 - 0{,}069y_1^2 ;$$
$$y_1 = 132{,}658 - 104{,}650x_N - 153{,}10 \cdot \Delta_H^2 + 232{,}50x_N^2 ;$$
$$y_2 = -22{,}685 + 36619{,}20 \cdot \Delta_\Gamma - 112{,}690x_N - 93620{,}0 \cdot \Delta_\Gamma x_N + 617{,}90x_N^2 ;$$
$$y_3 = 35{,}401 - 282{,}140x_N - 54{,}70x_C + 321{,}10x_Nx_C + 587{,}50x_N^2 + 24{,}330x_C^2 ;$$
$$y_4 = 140{,}155 + 36{,}530x_C - 43{,}010x_C^2 - 172{,}70 \cdot \Delta_H^2 ;$$

x_N , x_C – объемная доля в растворенном газе соответственно азота и метана.

При известном газовом факторе давление насыщения газонасыщенной нефти при температуре 293 К

$$P_{S293} = P_{ат} + \frac{\Gamma}{K_p}. \qquad (8.52)$$

С увеличением температуры величина давления насыщения растет

$$P_S = P_{S293} + K_S \cdot (T - 293), \qquad (8.53)$$

где K_S – температурная поправка давления насыщения , для нефтей (МПа/град)

$$K_s = 10^{-4} \cdot \left[26{,}2 + \frac{P_{S293}}{P_{ат}} \cdot (19{,}4 \cdot \Delta_H - 12) \right]. \qquad (8.54)$$

Для газовых конденсатов величина давления насыщения рассчитывается по формулам (3.23) , (3.24).

Плотность нестабильных жидкостей может быть рассчитана по формуле

$$\rho_S = \frac{\rho + \rho_{ну} \cdot \Gamma}{B_K}, \qquad (8.55)$$

где ρ – плотность стабильной жидкости;

B_K – объемный коэффициент, показывающий во сколько раз увеличивается объем стабильной жидкости при растворении газа в ней. Для нефтей

$$B_K = (1 + 19{,}4 \cdot \Delta_H^{-0{,}353} \cdot \Delta_\Gamma^{1{,}149} \cdot \Gamma)^{0{,}3}, \qquad (8{,}56)$$

а для нестабильного газового конденсата

$$B_K = a_B + в_B \cdot \Gamma + c_B \cdot T, \qquad (8.57)$$

где $a_в$, $в_в$, $c_в$ – расчетные коэффициенты, полученные при обработке номограммы Стендинга

$$a_В = 10^{-2} \cdot \left[74{,}8 - 7{,}99 \cdot (\Delta_Г - 1)\right];$$

$$a_В = 10^{-4} \cdot \left[8{,}65 + 2{,}62 \cdot (\Delta_Г - 1)\right]; \qquad (8.58)$$

$$c_В = 10^{-3} \cdot \left[2{,}37 + 0{,}35 \cdot (\Delta_Г - 1)\right];$$

$\Delta_Г$ – относительная плотность газа по воздуху, $\Delta_Г = \rho_{НУ} / 1{,}205$.

Величина $B_К$ вычисляется по формуле (8.56) при 293К.

Кинематическая вязкость газонасыщенной нефти ν_S(мПа·с) при температуре Т может быть рассчитана через вязкость дегазированной нефти при той же температуре ν (мПа·с) по формуле

$$\nu_S = \nu \cdot B_к^z \qquad (8.59)$$

где Z – расчетный коэффициент

$$Z = -0{,}375 \cdot \left(\ln \bar{\nu}\right)^{1{,}358} \cdot \left(\ln B_К\right)^{-0{,}33} \cdot \Gamma^{0{,}418}, \qquad (8.60)$$

где $\bar{\nu}$ – относительная (по воде) кинематическая вязкость дегазированной нефти при расчетной температуре.

Динамическая вязкость газовой фазы составляет (мПа·с)

$$\mu_Г = 0{,}0051\left[1 + \rho_{ст}\left(1{,}1 - 0{,}25\rho_{ст}\right)\right] \cdot \left[0{,}037 + T_{пр}\left(1 - 0{,}104 T_{пр}\right)\right] \cdot \left[1 + \frac{P_{пр}^2}{30\left(T_{пр} - 1\right)}\right], \qquad (8.61)$$

где $К_\mu$ – расчетный коэффициент, равный

$$К_\mu = 0{,}0051\left[1 + \rho_{ст}\left(1{,}1 - 0{,}25\rho_{ст}\right)\right];$$

$\rho_{ст}$ – плотность газа при стандартных условиях.

§ 8.5. Особенности технологического расчета изотермической перекачки нестабильных жидкостей

При транспортировке нестабильных жидкостей в каждой точке трубопровода должно поддерживаться давление, пре-

вышающие давление насыщения P_S при температуре перекачки. Поэтому уравнение баланса напоров в данном случае имеет вид

$$N_Э \cdot \left(\frac{P_S}{\rho_{S_P} \cdot g} + H_{2S} \right) + n \cdot H_{стS} = 1{,}02 \cdot i \cdot L + \Delta z + N_Э \cdot \left(H_{КП} + \frac{P_S}{\rho_{S_P} \cdot g} \right), \quad (8.62)$$

где ρ_{Sp} – плотность нестабильной жидкости при расчетной температуре; $H_{стS}$, i_s – соответственно расчетный напор одной станции и гидравлический уклон при перекачке нестабильной жидкости.

Отсюда необходимое расчетное число насосных станций

$$n = \frac{1{,}02 i_s \cdot L + \Delta z + N_э \cdot \left(H_{кп} - H_{2s} \right)}{H_{стS}} = \frac{H - N_э \cdot H_{2S}}{H_{стS}}. \quad (8.63)$$

Нетрудно видеть, что если опустить индекс «s», то формула (8.63) ничем не отличается от аналогичной формулы (5.32) для случая перекачки дегазированных нефтей. Поэтому все рассуждения относительно округления расчетного числа насосных станций, приведенные в главе 5, справедливы и для случая перекачки нестабильных жидкостей. Однако необходимо иметь в виду, что из-за невозможности закачки нестабильных жидкостей в атмосферные резервуары, число эксплуатационных участков $N_э$ не может быть больше одного.

При давлении, превышающем давление насыщения, нестабильные жидкости ведут себя как капельные. Поэтому расчет величены i_S и $H_{стS}$ может быть выполнена по формулам (5.18) и (5.30) соответственно, но при подстановке в них параметров нестабильной жидкости: расхода Q_S и кинематической вязкости ν_s.

Расчетный часовой расход нестабильной жидкости Q_S находится по формуле

$$Q_S = \frac{G_S}{24 \cdot N_P \cdot \rho_S}, \quad (8.64)$$

где G_S – массовый годовой расход нестабильной жидкости

$$G_S = G_Г \cdot \left(1 + \rho_Г \cdot Г / \rho_{293} \right); \quad (8.65)$$

ρ_{293} – плотность стабильной жидкости при 293 К.

Поскольку при транспортировке нестабильных жидкостей подпор основных насосов увеличен на $P_S/\rho_{SP}g$,то рабочее давление на выходе головной насосной станции

$$P_{PS} = \rho_{SP} \cdot g \cdot \left(m_{MHS} \cdot h_{MHS} + H_{2S} \right) + P_S. \quad (8.66)$$

Так как величина P_S может достигать 2...3 МПа то число основных насосов m_{MHS} может быть меньше 3-х.

§ 8.6. Гидравлический расчет трубопроводов, транспортирующих нефтяные эмульсии

Из подавляющего большинства скважин извлекается обводненная нефть. При этом образуются высокодисперсные стойкие эмульсии, которые ведут себя как однородные жидкости, и грубодисперсные неустойчивые нефтяные эмульсии.

Гидравлический расчет трубопроводов для перекачки высокодисперсных эмульсий выполняются так же, как и для однофазных жидкостей, но с использованием физических свойств стойких нефтяных эмульсий.

Для грубодисперсных неустойчивых нефтяных эмульсий гидравлический расчет трубопроводов ведется с учетом эффекта гашения турбулентных пульсаций дисперсионной среды каплями дисперсной фазы.

Исходными данными для гидравлического расчета трубопроводов, транспортирующих нефтяные эмульсии, являются : его внутренний диаметр d и длина L, разность геодезических отметок конца и начала трубопровода Δz, плотности нефти ρ и пластовой воды $\rho_в$, динамическая вязкость нефти $\mu_ж$ и пластовой воды $\mu_в$,межфазное натяжение $\sigma_{нв}$, объемные расходы нефти $Q_н$ и пластовой воды $Q_в$.

Последовательность гидравлического расчета трубопроводов для перекачки нефтяных эмульсий следующая.

Объемная доля воды в эмульсии

$$\beta_в = \frac{Q_в}{Q_н + Q_в}. \qquad (8.67)$$

Критическое расходное содержание воды в эмульсии, при котором происходит инверсия фаз

$$\beta_{в.кр} = \frac{(\mu_ж/\mu_в)^{0,5}}{1+(\mu_ж/\mu_в)^{0,5}}. \qquad (8.68)$$

Если $\beta_в \le \beta_{в.кр}$, то тип эмульсии – «вода в нефти», в которой нефть – дисперсионная среда (в дальнейшем индекс «с»), вода – дисперсная фаза (индекс «ф») и объемная доля дисперсной фазы $\beta_ф=\beta_в$.

Если же $\beta_в>\beta_{в.кр}$, то тип эмульсии – «нефть в воде», в которой дисперсионная среда – вода, дисперсная фаза – нефть, а объемная

доля дисперсной фазы $\beta_ф=1-\beta_в$.

Плотность эмульсии

$$\rho_э = \rho_c \cdot (1-\beta_ф) + \rho_ф \cdot \beta_ф . \qquad (8.69)$$

Динамическая вязкость эмульсии

$$\mu_э = \mu_c \cdot (1-\beta_ф)^{-2,5} . \qquad (8.70)$$

Средняя скорость эмульсии

$$\omega_э = \frac{4 \cdot (Q_н + Q_в)}{\pi d^2} . \qquad (8.71)$$

Число Вебера

$$We = \frac{\sigma_{нв}}{\rho_c \omega_э^2 d} . \qquad (8.72)$$

Первое приближение величины среднего объемно-поверхностного диаметра капель эмульсии (без учета эффекта гашения турбулентности)

$$d_1 = 1,4 \cdot d \cdot We^{0,6} . \qquad (8.73)$$

Дополнительное напряжение сдвига эмульсии при $\beta_ф>0,524$

$$\tau_0 = (0,195 \cdot \beta_ф - 0,102) \cdot \frac{\sigma_{нв}}{d_1} . \qquad (8.74)$$

Если $\beta_ф \leq 0,524$, то $t_0=0$.

Параметр Ильюшина

$$И = \frac{\tau_0 \cdot d}{\mu_э \cdot \omega_э} . \qquad (8.75)$$

Число Рейнольдса при течении эмульсии

$$Re_э = \frac{\omega_э \cdot d \cdot \rho_э}{\mu_э \left(1 + \frac{И}{6}\right)} , \qquad (8.76)$$

Наличие или отсутствие эффекта гашения турбулентности определяется по параметру Медведева

$$M_d = Re_э \cdot We^{1,2} \cdot \rho_ф / \rho_э . \qquad (8.77)$$

Если $M_d < 0,46$, то эмульсия является плотной и эффект гашения турбулентности отсутствует ($\gamma_1 = 0$), если же $M_d > 0,46$, то эмульсия неустойчива и эффект гашения турбулентности имеет место ($\gamma_1 = 1$). В последнем случае необходимо вычислить уточненное значение объемно-поверхностного диаметра капель эмульсии

$$d_{1*} = \frac{d_1}{\left[\left(1-\beta_ф\right)\cdot\left(1-0,863\cdot\beta_ф\cdot M_1^{0,15}\right)\right]^{0,4}}, \qquad (8.78)$$

где M_1 – расчетный параметр

$$M_1 = \frac{\mu_c^5 \cdot \omega_э^3}{d \cdot \rho_c \cdot \sigma_{нв}^4}. \qquad (8.79)$$

При найденной величине d_{1*} уточняются значения τ_0, И и $Re_э$ по формулам (8.74)...(8.76).

Коэффициент гидравлического сопротивления при течении эмульсии

$$\lambda_э = \begin{cases} \dfrac{64}{Re_э} & \text{при } Re_э < 2320 \\ \dfrac{0,3164}{\left(1+1,125\cdot\gamma_1\cdot\beta_ф\right)\cdot Re_э^{0,25}} & \text{при } 2320 \le Re_э \le 10^5 \end{cases}. \qquad (8.80)$$

Потери давления в трубопроводе при движении эмульсии

$$\Delta P = \rho_э \cdot \left(\lambda_э \cdot \frac{L \cdot \omega_э^2}{2d} + g \cdot \Delta z\right). \qquad (8.81)$$

§ 8.7. Гидравлический расчет трубопроводов для перекачки газоэмульсионных смесей

Газоэмульсионной называется трехфазная смесь нефти, газа и воды. Она образуется на участках промысловой сети сбора между устьями скважин и сепарационными установками.

Присутствие газовой фазы приводит к наличию различных структурных форм газоэмульсионного потока, меняющихся в зависимости от его скорости, свойств фаз, угла наклона трубопровода и т.д.

Исходные данные для расчета

Помимо данных, необходимых для расчета течения эмульсии, требуется также знание следующих параметров: объемных расходов дегазированной нефти $Q_{но}$ и воды $Q_в$; средних давления $P_{ср}$ и температуры $T_{ср}$ перекачки; коэффициента растворимости газа $K_р$; плотностей дегазированной нефти ρ, воды $\rho_в$ и газа при нормальных условиях $\rho_{ну}$; динамических вязкостей дегазированной нефти μ, пластовой воды $\mu_в$ и газа $\mu_г$; поверхностного натяжения на границах нефть-газ $\sigma_{нг}$ и пластовая вода-газ $\sigma_{вг}$.

На восходящих и нисходящих участках структурные формы потока разные и, следовательно, потери давления на них различны. Поэтому выполняется обработка профиля трассы трубопровода. Для этого на нее выделяются все восходящие и нисходящие участки. Горизонтальные участки при этом относятся к тем участкам, которым они предшествуют. Затем определяют перепады высоты и длины всех восходящих и нисходящих участков, после чего вычисляются:

– суммарный перепад высот на восходящих участках

$$\Delta z_п = \sum_{i=1}^{n} \Delta z_{пi}\,, \tag{8.82}$$

– суммарный перепад высот на нисходящих участках

$$\Delta z_с = \sum_{i=1}^{n} \Delta z_{сi}\,, \tag{8.83}$$

– суммарная длина восходящих участков

$$L_п = \sum_{i=1}^{n} L_{пi}\,, \tag{8.84}$$

– суммарная длина нисходящих участков

$$L_с = \sum_{i=1}^{n} L_{сi}\,, \tag{8.84}$$

– синус среднего угла наклона нисходящих участков

$$\sin\alpha_{ср} = \Delta z_с / L_с\,. \tag{8.86}$$

Определение параметров фаз при условиях перекачки

По мере движения газоэмульсионной смеси в трубопроводе происходит уменьшение давления, в результате чего из нефти непрерывно выделяется растворенный газ. С точностью, достаточной для инженерных расчетов, принимают, что количество растворенного и свободного газа определяется средними давлениями $P_{ср}$ и температурой $T_{ср}$.

Количество газа, растворенного в 1 м^3 нефти

$$\Gamma = K_р \cdot \left(P_{ср} - P_{ат}\right). \tag{8.87}$$

Коэффициент сжимаемости газа при $P_{ср}$>0,6 МПа

$$z_c = 1 - \left[\left(P_{ср} - 0{,}6\right)\cdot\left(0{,}00345\cdot\Delta_г - 0{,}000446\right) + 0{,}015\right]\cdot$$
$$\cdot\left[1{,}3 - 0{,}0144\cdot\left(T_{ср} - 293\right)\right]. \tag{8.88}$$

Объемный расход газонасыщенной нефти Q_s и газа $Q_г$ при условиях перекачки

$$Q_s = Q_{но}\cdot B_к; \tag{8.89}$$

$$Q_г = Q_{но}\cdot\left(\Gamma_п - \Gamma\right)\frac{P_{ат}\cdot T_{ср}\cdot z_c}{P_{ср}\cdot T_и}, \tag{8.90}$$

где $B_к$ – величина объемного коэффициента, вычисляемого по формулам (8.56) или (8.57); $T_и$ – нормальная температура, $T_и$=273 К.

Объемная расходная доля воды в эмульсии рассчитывается по формуле (8.67).

Объемное расходное газосодержание

$$\beta_г = \frac{Q_г}{Q_г + Q_s + Q_в}. \tag{8.91}$$

Плотность газа при условиях перекачки

$$\rho_{г.ср} = \rho_{ну}\cdot\frac{P_{ср}\cdot T_и}{P_{ат}\cdot T_{ср}\cdot z_c}. \tag{8.92}$$

Средняя скорость движения смеси

$$\omega_{см} = \frac{4\cdot\left(Q_s + Q_в + Q_г\right)}{\pi\cdot d^2}. \tag{8.93}$$

Число Фруда смеси

$$Fr_{см} = \frac{\omega_{см}^2}{g \cdot d}. \qquad (8.94)$$

Объемная доля окклюдированного (взвешенного в жидкости в виде пузырьков) газа

$$\varphi_{гж} = 0,021 \cdot Fr_{см}. \qquad (8.95)$$

Критическое расходное содержание воды в эмульсии, при котором происходит инверсия фаз, рассчитывается по формуле (8.68). Критическое истинное содержание дисперсной фазы в эмульсии, при котором происходит инверсия фаз в трехфазном потоке

$$\varphi_{ф.кр} = \frac{\beta_{в.кр} - \varphi_{гж}}{1 - \varphi_{гж}}. \qquad (8.96)$$

Если выполняется условие

$$\beta_в + \varphi_{гж} \le \varphi_{ф.кр}, \qquad (8.97)$$

то тип эмульсии – «вода в нефти», где дисперсионная среда – нефть (в дальнейшем индекс «с»), а дисперсная фаза – вода (в дальнейшем индекс «ф») и объемная доля дисперсной фазы $\beta_ф = \beta_в$.

Если же неравенство (8.97) не выполняется, то тип эмульсии – «нефть в воде», в которой дисперсионная среда – вода, дисперсионная фаза – нефть и объемная доля дисперсной фазы $\beta_ф = 1 - \beta_в$.

Плотность газоэмульсионной смеси

$$\rho_\beta = \rho_с (1 - \beta_ф) \cdot (1 - \beta_г) + \rho_ф \cdot \beta_ф \cdot (1 - \beta_г) + \rho_г \cdot \beta_г. \qquad (8.98)$$

Истинное содержание дисперсной фазы в газоэмульсионной смеси

$$\varphi_ф = \begin{cases} \beta_ф & \text{при } \beta_г < 0,6 \\ (1,62 - 0,9 \cdot \beta_г) \cdot \beta_ф & \text{при } \beta_г \ge 0,6 \end{cases}. \qquad (8.99)$$

Плотность эмульсии, рассчитываемая по истинному содержанию дисперсной фазы

$$\rho_э = \rho_с \cdot (1 - \varphi_ф) + \rho_ф \cdot \varphi_ф. \qquad (8.100)$$

Динамическая вязкость газированной эмульсии

$$\mu_э = \frac{\mu_c}{\left(1-\varphi_ф\right)^{2,5}\cdot\left(1-\varphi_{гж}\right)}. \qquad (8.101)$$

Межфазное натяжение на границе нефть – вода

$$\sigma = \sigma_{вг} - \sigma_{нг}. \qquad (8.102)$$

Число Вебера рассчитывается по формуле (8.72).

Средний объемно-поверхностный диаметр капель воды в газоэмульсионном потоке (без учета эффекта гашения турбулентности) в первом приближении

$$d_1 = 1,4\cdot d\cdot We^{0,6}\cdot\left(\frac{1-0,6\cdot\beta_г}{1-0,8\cdot\beta_г}\right)^{0,4}. \qquad (8.103)$$

Определение дополнительного напряжения сдвига эмульсии, параметра Ильюшина, числа Рейнольдса, проверка наличия эффекта гашения турбулентности и уточнение среднего объемно – поверхностного диаметра капель выполняется по формулам (8.74)...(8.78).

Число Кутателадзе, характеризующее устойчивость газоэмульсионной смеси к расслоению

$$K = \frac{\omega_э\cdot\rho_э^{0,5}}{\left[g\cdot\sigma_{сг}\cdot\left(\rho_э-\rho_{г.ср}\right)\right]^{0,25}}. \qquad (8.104)$$

Расчет перепада давления в трубопроводе

При течении газоэмульсионной смеси на выходящих участках трассы имеет место пробковая структура потока, а на нисходящих – пробковая или расслоенная.

Условием расслоенного течения (газ + эмульсия) на нисходящих участках являются выполнение неравенства

$$K < K_{кр}, \qquad (8.105)$$

где $K_{кр}$ – критическое число Кутателадзе

$$K_{кр} = \frac{2,25}{1-\beta_г}\cdot\left(1+0,2\sqrt{\frac{2\cdot\sin\alpha_{ср}}{\lambda_0}}\right); \qquad (8.106)$$

где λ_0 – коэффициент гидравлического сопротивления при безнапорном движении, рассчитываемый по формуле (8.80).

Определение режима течения газоэмульсионного потока при безнапорном движении в нисходящем участке производится по параметру

$$C = \frac{\sin\alpha_{ср} \cdot g \cdot d^3}{\nu_э^2}. \qquad (8.107)$$

Если C<74240, то движение ламинарное, если же C>74240 – движение турбулентное.

Число Рейнольдса при безнапорном течении вычисляется по формуле (8.76) с использованием расчетных скоростей эмульсии, определяемых по зависимостям:
для ламинарного режима

$$\omega_{оэ} = \frac{\sin\alpha_{ср} \cdot g \cdot d^2 \cdot \rho_э}{32 \cdot \mu_э \cdot \left(1 + \frac{\tau_0 \cdot d}{\mu_э \cdot \omega_{оэ}}\right)}, \qquad (8.108)$$

для турбулентного режима

$$\omega_{оэ} = 2{,}87 \cdot \left[\frac{\left(g \cdot \sin\alpha_{ср}\right)^4 \cdot d^5 \cdot \rho_э}{\mu_э \cdot \left(1 + \frac{\tau_0 \cdot d}{\mu_э \cdot \omega_{оэ}}\right)}\right]^{1/7}. \qquad (8.109)$$

Величины $\omega_{оэ}$ рассчитывается по формулам (8.108), (8.109) методом последовательных приближений. В качестве 1-го приближения необходимо использовать $\omega_{оэ}$, вычисляемые по (8.108), (8.109) при $\tau_0 \cdot d/(\mu_э \cdot \omega_{оэ}) = 0$.

Общие потери давления **при пробковой структуре газоэмульсионного потока в восходящих и нисходящих участках**

$$\Delta P = \rho_\beta \cdot \lambda_э \frac{\omega_э^2}{2}\left(\psi_п \cdot L_п + \psi_c \cdot L_c\right) + g \cdot \left\{\Delta z_п \cdot \left[\rho_э\left(1 - \varphi_{гп}\right) + \rho_{г.ср}\varphi_{гп}\right] - \right.$$

$$\left. - \Delta z_c \cdot \left[\rho_э \cdot \left(1 - \varphi_{гс}\right) + \rho_{г.ср} \cdot \varphi_{гс}\right]\right\}, \qquad (8.110)$$

где $\lambda_э$ – коэффициент гидравлического сопротивления при пробко-

вой структуре потока; при $Re<10^5$ он рассчитывается по формулам (8.80) , а при $Re_э \geq 10^5$ – по формуле

$$\lambda_э = \frac{0,067}{\left(1+1,125\cdot\gamma_1\cdot\phi_\phi\right)}\cdot\left(\frac{158}{Re_э}+\bar{\Delta}\right)^{0,2}; \qquad (8.111)$$

$\bar{\Delta}$ – относительная шероховатость, $\bar{\Delta}=2K_э/d$; $\psi_п$, $\psi_с$ – приведенные коэффициенты гидравлического сопротивления соответственно на восходящих и нисходящих участках:

$$\psi_п = 1+\frac{0,5\cdot\beta_г\cdot\left(\rho_э-\rho_{г.ср}\right)}{\rho_\beta\cdot\left[\left(1,6\cdot\lambda_э\cdot\psi_1+2,15/K^2\right)^{-0,5}+1\right]}; \qquad (8.112)$$

$$\psi_с = 1\pm\frac{0,5\cdot\beta_г\cdot\left(\rho_э-\rho_{г.ср}\right)}{\rho_\beta\cdot\left[\left(1,6\cdot\lambda_э\cdot\psi_1-2,15/K^2\right)^{-0,5}\pm1\right]}; \qquad (8.113)$$

$\varphi_{гп}$, $\varphi_{гс}$ – истинное газосодержание соответственно на восходящих и нисходящих участках

$$\varphi_{гп} = \frac{\beta_г}{1+\left(1,6\cdot\lambda_э\cdot\psi_1+2,15/K^2\right)^{0,5}}; \qquad (8.114)$$

$$\varphi_{гс} = \frac{\beta_г}{1\pm\left(\left|1,6\cdot\lambda_э\cdot\psi_1-2,15/K^2\right|\right)^{0,5}}; \qquad (8.115)$$

ψ_1 – расчетный коэффициент

$$\psi_1 = 1+\frac{\beta_г}{\left(1-\beta_г\right)\cdot K}. \qquad (8.116)$$

В формулах (8.113), (8.115) знак минус применяется, если

$$1,6\cdot\lambda_э\cdot\psi_1-2,15/K^2<0. \qquad (8.117)$$

При пробковой структуре газоэмульсионногно потока в восходящих участках и расслоенной – в нисходящих общие потери давления вычисляются по формуле

$$\Delta P = \rho_{\beta} \cdot \lambda_{э} \cdot \psi_{п} \frac{\omega_{э}^2 \cdot L_{п}}{2 \cdot d} + \rho_{г.ср} \cdot \lambda_{г} \frac{\omega_{г}^2 \cdot L_{с}}{2 \cdot d} + g \cdot \Delta z_{п} \cdot$$

$$\cdot \left[\rho_{э} \cdot (1 - \varphi_{гп}) + \rho_{г.ср} \cdot \varphi_{гп} \right] - g \cdot \Delta z_{i} \cdot \rho_{г.ср}, \qquad (8.118)$$

где $\lambda_г$ – коэффициент гидравлического сопротивления при течении газа

$$\lambda_{г} = 0{,}1 \cdot \left(\bar{\Delta} + \frac{45}{Re_{г}} \right)^{0{,}2}; \qquad (8.119)$$

$Re_г$ – число Рейнольдса для газовой фазы

$$Re_{г} = \frac{\omega_{г} \cdot d_{г} \cdot \rho_{г.ср}}{\mu_{г}}; \qquad (8.120)$$

$\omega_г$ – истинная скорость газа

$$\omega_{Г} = \frac{4 \cdot Q_{Г}}{\pi \cdot d_{Г}^2}; \qquad (8.121)$$

$d_г$ – эквивалентный диаметр сечения, заполненного газом

$$d_{Г} = 4\pi \cdot d / \theta; \qquad (8.122)$$

θ – центральный угол, определяемый из уравнения

$$\varphi_{гс} = (\theta - \sin\theta \cdot \cos\theta)/\pi; \qquad (8.123)$$

$\varphi_{гс}$ – истинное газосодержание на нисходящих участках

$$\varphi_{гс} = 1 - A^{0{,}3\,\mathrm{l}(1{,}2+A)}; \qquad (8.124)$$

A – расчетный параметр

$$A = (1 - \beta_{г})^2 \cdot Fr_{см} / Fr_{0}; \qquad (8.125)$$

Fr_0 – характерное число Фруда

$$Fr_{0} = (\sin\alpha_{ср})/\lambda_{0}. \qquad (8.126)$$

§ 8.8. Подбор сепараторов

При подборе сепараторов исходят из того, что унос капельной нефти газом должен быть минимален. Это обеспечивается правильным выбором скорости газа.

В гравитационных сепараторах максимально допустимая скорость (м/с) газового потока при давлении сепарации $P_{сеп}$ должна удовлетворять неравенству

$$\omega_{г}\left(P_{СЕП}\right) \le 0{,}775 \cdot \left(P_{СЕП}/P_{ат}\right)^{-0{,}5}. \qquad (8.127)$$

Соответственно, объемная пропускная способность сепаратора по газу, приведенная к нормальным условиям, составляет

$$Q_{ГП} \le f_{г} \cdot \omega_{г}\left(P_{СЕП}\right) \cdot \frac{P_{СЕП} \cdot T_{НУ}}{P_{ат} \cdot T_{СЕП} \cdot z_{СЕП}}, \qquad (8.128)$$

где $f_{г}$ – площадь поперечного сечения потока газа в сепараторе; $T_{ну}$ – нормальная температура, $T_{ну}$= 273 K; $T_{сеп}$ – температура в сепараторе; $z_{сеп}$ – коэффициент сжимаемости газа в сепараторе.

Таблица 8.4

Основные параметры вертикальных сепараторов с тангенциальным вводом

Условный диаметр, мм	Рабочее давление, МПа	Высота корпуса, мм	Общая масса, кг
400	1,6	3525	484
	6,0	3525	748
600	0,07	3630	357
	0,6	3630	454
	1,6	3630	725
800	0,07	3710	500
	0,6	3710	640
	1,6	3720	1310
1000	0,07	3810	735
	0,6	3810	900
	1,6	3820	1826
1200	0,6	3900	1615
	1,6	3920	2640
1400	0,6	4000	1920
1600	0,6	4110	2100
2000	0,07	4310	1840

Таблица 8.6

Основные данные двухфазных горизонтальных сепараторов типа НГС

Тип	Условный диаметр, мм	Рабочее давление, МПа	Наибольшая пропускная способность	
			по нефти, т/сут	по газу, тыс. $м^3$/сут
НГС6-1400	1400	0,6	2000	150
НГС16-1400		1,6		260
НГС25-1400		2,5		330
НГС40-1400		4,0		420
НГС64-1400		6,4		560
НГС6-1600	1600	0,6	5000	340
НГС16-1600		1,6		590
НГС25-1600		2,5		750
НГС40-1600		4,0		960
НГС64-1600		6,4		1260
НГС6-2200	2200	0,6	10000	600
НГС16-2200		1,6		1000
НГС25-2200		2,5		1300
НГС40-2200		4,0		1700
НГС64-2200		6,4		2200
НГС6-2600	2600	0,6	20000	1000
НГС16-2600		1,6		1800
НГС25-2600		2,5		2300
НГС40-2600		4,0		3000
НГС6-3000	3000	0,6	30000	1500
НГС16-3000		1,6		2700
НГС25-3000		2,5		3400
НГС40-3000		4,0		4400

Таблица 8.5

Основные данные трехфазных горизонтальных сепараторов типа УПС

Тип	Условный диаметр, мм	Рабочее давление, МПа	Габаритные размеры, мм			Масса
			длина	высота	ширина	
УПС-3000/6М	до 3000	0,6	17750	4956	5345	29,5
УПС-3000/16М		1,6	17750	4956	5345	29,5
УПС-А-3000/6		0,6	17750	4956	5345	29,5
УПС-6300/6М	до 6300	0,6	26400	6300	5900	54,5

Обозначив объем газа, выделяющегося из 1 м^3 нефти, при условии сепарации через $\Gamma(P_{сеп})$ и обводненность нефти через $\beta_в$, можем вычислить пропускную способность сепаратора по жидкости

$$Q_{жп} = \frac{P_{АТ} \cdot T_{СЕП} \cdot Z_{СЕП}}{T_{НУ} \cdot P_{СЕП}}. \qquad (8.129)$$

В вертикальных сепараторах величина $f_г$ равна площади поперечного сечения аппарата $F_С$. В горизонтальных же – это площадь сечения, не занятого жидкостью. Полагая, что скорость смеси в горизонтальном сепараторе равна $\omega_г(P_{сеп})$, для горизонтального сепаратора получаем

$$f_Г = F_С \cdot \frac{P_{АТ} \cdot T_{СЕП} \cdot z_{СЕП}}{P_{СЕП} \cdot T_{НУ}} \cdot \left[1 + \frac{1}{\Gamma(P_{СЕП}) \cdot (1 - \beta_В)}\right]. \qquad (8.130)$$

Сведения о некоторых типах газонефтяных сепараторов приведены в табл. 8.4...8.6.

§ 8.9. Примеры расчётов

Пример 8.1. Состав пластовой нефти задан в массовых долях: азот – 0,03; углекислота – 0,02; метан – 0,02; этан – 0,05; пропан – 0,03; изобутан – 0,01; н-бутан – 0,02; изопентан – 0,01; н-пентан – 0,015; гексан плюс высшие – 0,795. Рассчитать состав нефти в мольных долях, если её молярная масса равна 165 кг/кмоль.

Решение

Используя данные табл. 8.1, по формуле (8.6) вычисляем мольные доли всех компонентов, кроме остатка

$$Z_{N_2} = 0,03 \cdot \frac{165}{28,02} = 0,177; \quad Z_{CO_2} = 0,02 \cdot \frac{165}{44,01} = 0,075;$$

$$Z_{CH_4} = 0,02 \cdot \frac{165}{16,04} = 0,206; \quad Z_{C_2H_6} = 0,05 \cdot \frac{165}{30,07} = 0,274;$$

$$Z_{C_3H_8} = 0,03 \cdot \frac{165}{44,09} = 0,112; \quad Z_{i\text{-}C_4H_{10}} = 0,01 \cdot \frac{165}{58,12} = 0,028;$$

$$Z_{n-C_4H_{10}} = 0,02 \cdot \frac{165}{58,12} = 0,056;\ Z_{i-C_5H_{12}} = 0,01 \cdot \frac{165}{72,15} = 0,023;$$

$$Z_{n-C_5H_{12}} = 0,015 \cdot \frac{165}{72,15} = 0,034;$$

Мольная доля остатка «гексан + высшие»

$$Z_{C_{6+}} = 1 - (Z_{N_2} + Z_{CO_2} + Z_{CH_4} + Z_{C_2H_6} + Z_{C_3H_8} + Z_{i-C_4H_{10}} + Z_{n-C_4H_{10}} + Z_{i-C_5H_{12}} +$$
$$+Z_{n-C_5H_{12}}) = 1 - (0,177 + 0,075 + 0,206 + 0,274 + 0,112 + 0,028 +$$
$$+0,056 + 0,023 + 0,034) = 0,015.$$

Пример 8.2. Рассчитать составы и основные свойства фаз, получаемых при сепарации пластовой нефти Ефимовского месторождения (Оренбургская обл.) при давлении 0,7 МПа и температуре 293 К. Состав пластовой нефти таков (% мольн.): азот – 4,24; углекислота – 3,50; метан – 10,49; этан – 4,14; пропан – 7,84; изобутан – 2,52; н-бутан – 5,61; изопентан – 3,32; н-пентан – 3,24. Молярная масса смеси – 139 кг/кмоль.

Решение

1. По формуле (8.21) вычисляем константы фазового равновесия компонентов пластовой нефти при давлении 0,7 МПа и температуре 293 К

$$K_{N_2} = 541,94 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{2,048} \cdot \left(\frac{0,7}{0,1}\right)^{-0,9223} = 104,08;$$

$$K_{CO_2} = 51,99 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{3,054} \cdot \left(\frac{0,7}{0,1}\right)^{-0,9567} = 10,03;$$

$$K_{C_1} = 146,581 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{1,979} \cdot \left(\frac{0,7}{0,1}\right)^{-0,9699} = 25,54;$$

$$K_{C_2} = 18,542 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{5,317} \cdot \left(\frac{0,7}{0,1}\right)^{-0,9452} = 4,29;$$

$$K_{C_3} = 4,582 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{6,875} \cdot \left(\frac{0,7}{0,1}\right)^{-0,9256} = 1,23;$$

$$K_{i-C_4} = 1{,}367 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{8{,}829} \cdot \left(\frac{0{,}7}{0{,}1}\right)^{-0{,}8287} = 0{,}519;$$

$$K_{n-C_4} = 0{,}9678 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{9{,}024} \cdot \left(\frac{0{,}7}{0{,}1}\right)^{-0{,}8612} = 0{,}340;$$

$$K_{i-C_5} = 0{,}3215 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{10{,}328} \cdot \left(\frac{0{,}7}{0{,}1}\right)^{-0{,}8158} = 0{,}136;$$

$$K_{n-C_5} = 0{,}2157 \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{12{,}159} \cdot \left(\frac{0{,}7}{0{,}1}\right)^{-0{,}8192} = 0{,}104.$$

2. Молярная доля остатка «гексан + высшие»

$$Z_{C_{6+}} = 1 - 0{,}01 \cdot \sum_{i=1}^{9} Z_i = 1 - 0{,}01 \cdot (4{,}24 + 3{,}50 + 10{,}49 + 4{,}14 + 7{,}84 + 2{,}52 +$$

$$+5{,}61 + 3{,}32 + 3{,}24) = 0{,}551$$

3. Величина комплекса

$$\sum_{i=1}^{9} M_i Z_i = 0{,}01 \cdot (28{,}02 \cdot 4{,}24 + 44{,}01 \cdot 3{,}5 + 16{,}04 \cdot 10{,}49 + 30{,}07 \cdot 4{,}14 +$$

$$+44{,}09 \cdot 7{,}84 + 58{,}12 \cdot (2{,}52 + 5{,}61) + 72{,}15 \cdot (3{,}32 + 3{,}24) = 18{,}6 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

4. Молярная масса остатка по формуле (8.30а)

$$M_{C_{6+}} = \frac{139 - 18{,}6}{0{,}551} = 218{,}5 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

5. Коэффициенты a_1 и a_2 для остатка по формулам (8.22):

$$a_1 = 10^{-5} \cdot (-2343 + 17615{,}1 \cdot 218{,}5 - 36{,}147 \cdot 218{,}5^2 - 1{,}894 \cdot 10^{-2} \cdot 218{,}5^3)$$

$$= 19{,}23;$$

$$a_2 = -10^{-6} \cdot (1031660 - 3098{,}58 \cdot 218{,}5 + 1{,}279 \cdot 218{,}5^2) = -0{,}4157.$$

6. Константа равновесия остатка по формуле (8.21)

$$K_{C_{6+}} = 4{,}305 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{19{,}23} \cdot \left(\frac{0{,}7}{0{,}1}\right)^{-0{,}4157} = 0{,}00075.$$

7. Проверяем выполнение неравенства (8.20)

$$0,01\sum_{1}^{10} Z_i K_i = 0,01\cdot(4,24\cdot 104,8 + 3,50\cdot 10,03 + 10,49\cdot 25,54 + 4,14\cdot 4,29 + 7,84\cdot$$

$$\cdot 1,23 + 2,52\cdot 0,509 + 5,61\cdot 0,340 + 3,32\cdot 0,136 + 3,24\cdot 0,104 + 55,1\cdot 0,00075) = 7,79$$

Так как 7,79 > 1, то при P=0,7 МПа и T=293K пластовая нефть находится в двухфазном состоянии.

8. Подставляя величины Z_i и K_i в формулу (8.17), получаем

$$\frac{4,24\cdot(1-104,8}{1-\varepsilon(1-104,8)} + \frac{3,5\cdot(1-10,03)}{1-\varepsilon(1-10,03)} + \frac{10,49\cdot(1-25,54)}{1-\varepsilon(1-25,54)} + \frac{4,14\cdot(1-4,29)}{1-\varepsilon(1-4,29)} +$$

$$+\frac{7,84\cdot(1-1,23)}{1-\varepsilon(1-1,23)} + \frac{2,52\cdot(1-0,509)}{1-\varepsilon(1-0,509)} + \frac{5,61\cdot(1-0,340)}{1-\varepsilon(1-0,340)} + \frac{3,32\cdot(1-0,136)}{1-\varepsilon(1-0,136)} +$$

$$+\frac{3,24\cdot(1-0,104)}{1-\varepsilon(1-0,104)} + \frac{55,1\cdot(1-0,00075)}{1-\varepsilon(1-0,00075)} = 0$$

или

$$-\frac{440,1}{1+103,8\cdot\varepsilon} - \frac{31,61}{1+9,03\cdot\varepsilon} - \frac{257,4}{1+24,54\cdot\varepsilon} - \frac{13,62}{1+3,29\cdot\varepsilon} - \frac{1,803}{1+0,23\cdot\varepsilon} +$$

$$+\frac{1,237}{1-0,491\cdot\varepsilon} + \frac{3,703}{1-0,66\cdot\varepsilon} + \frac{2,869}{1-0,864\cdot\varepsilon} + \frac{2,903}{1-0,896\cdot\varepsilon} + \frac{55,06}{1-0,99925\cdot\varepsilon} = 0$$

Решая это уравнение относительно ε методом последовательных приближений, находим, что ε =0,2088.

9. Вычисляем мольные доли компонентов в жидкой и газовой фазах по формулам (8.26):

$$X_{N_2} = \frac{0,01\cdot 4,24}{1-0,2088\cdot(1-104,8)} = 1,87\cdot 10^{-3};$$

$$Y_{N_2} = 1,87\cdot 10^{-3}\cdot 104,8 = 0,196;$$

$$X_{CO_2} = \frac{0,01\cdot 3,50}{1-0,2088\cdot(1-10,03)} = 12,10\cdot 10^{-3};$$

$$Y_{CO_2} = 12,10\cdot 10^{-3}\cdot 10,03 = 0,122;$$

$$X_{C_1} = \frac{0,01\cdot 10,49}{1-0,2088\cdot(1-25,54)} = 17,1\cdot 10^{-3};$$

$$Y_{C_1} = 17,1\cdot 10^{-3}\cdot 25,54 = 0,437;$$

$$X_{C_2} = \frac{0,01 \cdot 4,14}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 4,29)} = 24,5 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{C_2} = 24,5 \cdot 10^{-3} \cdot 4,29 = 0,105;$$

$$X_{C_3} = \frac{0,01 \cdot 7,84}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 1,23)} = 74,8 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{C_3} = 74,8 \cdot 10^{-3} \cdot 1,23 = 92,0 \cdot 10^{-3};$$

$$X_{i-C_4} = \frac{0,01 \cdot 2,52}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 0,509)} = 28,1 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{i-C_4} = 28,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,509 = 14,3 \cdot 10^{-3};$$

$$X_{n-C_4} = \frac{0,01 \cdot 5,61}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 0,340)} = 65,1 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{n-C_4} = 65,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,340 = 22,1 \cdot 10^{-3};$$

$$X_{i-C_5} = \frac{0,01 \cdot 3,32}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 0,136)} = 40,5 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{i-C_5} = 40,5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,136 = 5,51 \cdot 10^{-3};$$

$$X_{n-C_5} = \frac{0,01 \cdot 3,24}{1 - 0,2088 \cdot (1 - 0,104)} = 39,9 \cdot 10^{-3};$$

$$Y_{n-C_5} = 39,9 \cdot 10^{-3} \cdot 0,104 = 4,15 \cdot 10^{-3};$$

Содержание компонента «гексан + высшие» в обеих фазах находим из условия, что $\sum_{i=1} X_i = \sum_{i=1} Y_i = 1$, что даёт $X_{C_{6+}} = 0,696$ и $Y_{C_{6+}} = 0,02$.

10. Молярные массы фаз по формулам (8.28):

$$M_Г = 28,02 \cdot 0,196 + 44,01 \cdot 0,122 + 16,04 \cdot 0,437 + 30,07 \cdot 0,105 +$$
$$+44,09 \cdot 0,092 + 58,12 \cdot (0,0143 + 0,0221) + 72,15 \cdot (0,00551 + 0,00415) +$$
$$+86,18 \cdot 0,02 = 29,62 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

$$M_Ж = 10^{-3} \cdot [28,02 \cdot 1,87 + 44,01 \cdot 12,1 + 16,04 \cdot 17,1 + 30,07 \cdot 24,5 + 44,09 \cdot 74,8 +$$
$$+58,12 \cdot (28,1 + 65,1) + 72,15 \cdot (40,5 + 39,9) + 218,5 \cdot 696] = 168,2 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

11. Плотность условного компонента C_{6+} в жидкой фазе по формуле (8.36)

$$\rho_{C_{6+}} = \frac{10^3 \cdot 218,5}{47,409 + 0,953 \cdot 218,5} = 854,7 \frac{кг}{м^3}.$$

12. Полагая в первом приближении

$$\rho_{C_1} = 459,3 \frac{кг}{м^3},\ \rho_{C_2} = 519,5 \frac{кг}{м^3},$$

вычисляем комплекс

$$\sum_{1}^{r} \frac{X_i M_i}{\rho_i} = (\frac{1,87 \cdot 28,02}{467} + \frac{12,1 \cdot 44,01}{578} + \frac{17,1 \cdot 16,04}{459,3} + \frac{24,5 \cdot 30,07}{519,5} + \frac{74,8 \cdot 44,09}{508} +$$

$$+ \frac{28,1 \cdot 58,12}{563} + \frac{65,1 \cdot 58,12}{584} + \frac{40,5 \cdot 72,15}{625} + \frac{39,9 \cdot 72,15}{631} + \frac{696 \cdot 218,5}{854,7}) \cdot 10^{-3} =$$

$$= 0,206 \frac{м^3}{кмоль}.$$

13. По формуле (8.32) вычисляем первое приближение фиктивной плотности жидкой фазы

$$\rho_1 = \frac{168,2}{0,206} = 816,5 \frac{кг}{м^3}.$$

14. По формулам (8.35) уточняем фиктивные плотности метана и этана в жидкой фазе:

$$\rho_{C_1} = 0,46 \cdot 816,5 - 13,8 = 361,8 \frac{кг}{м^3};$$

$$\rho_{C_2} = 0,30 \cdot 816,5 + 248,0 = 493,0 \frac{кг}{м^3}.$$

15. Уточняем величину комплекса

$$\sum_{i=1}^{r} \frac{X_i M_i}{\rho_i} = 0,206 + \left[17,1 \cdot 16,04 \cdot \left(\frac{1}{361,8} - \frac{1}{459,3} \right) + 24,5 \cdot 30,07 \cdot \left(\frac{1}{493} - \frac{1}{519,5} \right) \right] \cdot$$

$$\cdot 10^{-3} = 0,2062 \frac{м^3}{кмоль}$$

и величину фиктивной плотности жидкой фазы при стандартных условиях

$$\rho_1 = \frac{168,2}{0,2062} = 815,7 \frac{кг}{м^3}.$$

Уточнение величины ρ_1 составило менее 0,1%, т. е. найденную величину можно считать окончательной.

16. Величины поправок плотности на температуру и давление по формулам (8.33)

$$\Delta\rho_т = 10^{-2}\cdot(185{,}4 - 0{,}148\cdot 815{,}7)\cdot(293-293) = 0;$$

$$\Delta\rho_р = 10^{-3}\cdot(187{,}4 - 0{,}154\cdot 815{,}7)\cdot\left(\frac{0{,}7}{0{,}1}-1\right) = 0{,}371\frac{кг}{м^3}.$$

17. Плотность жидкой фазы по формуле (8.31)

$$\rho_S = 815{,}7 + 0 + 0{,}371 = 816{,}1\frac{кг}{м^3}.$$

18. Плотность газовой фазы при нормальных условиях

$$\rho_{ну} = \frac{29{,}62}{22{,}4} = 1{,}322\frac{кг}{м^3}.$$

19. Критические температура и давление компонента «гексан + высшие» в газовой фазе по формулам (8.40):

$$T_{КР_{C_{6+}}} = 19{,}25\cdot(\ln 86{,}18)^2 + 44{,}06\cdot\ln 86{,}18 - 70 = 508{,}7\ K;$$

$$P_{КР_{C_{6+}}} = 7{,}77 - 9{,}5\cdot 10^{-3}\cdot 508{,}7 = 2{,}94\ МПа,$$

т.е. отличаются от критических параметров гексана не более чем на 3%.

20. Вычисляем комплексы, входящие в формулы (8.39)

$$\sum_1^r P_{КР_i} Y_i = (3{,}46\cdot 196 + 7{,}5\cdot 122 + 4{,}58\cdot 437 + 4{,}68\cdot 105 + 4{,}34\cdot 92 + 3{,}72\cdot 14{,}3 +$$

$$+3{,}57\cdot 22{,}1 + 3{,}28\cdot 5{,}51 + 3{,}3\cdot 4{,}15 + 2{,}94\cdot 20)\cdot 10^{-3} = 4{,}65 МПа;$$

$$\sum_1^r T_{КР_i} Y_i = (126{,}1\cdot 196 + 304{,}2\cdot 122 + 190{,}7\cdot 437 + 306\cdot 105 + 369{,}8\cdot 92 + 407{,}2\cdot$$

$$\cdot 14{,}3 + 425{,}2\cdot 22{,}1 + 461\cdot 5{,}51 + 470{,}4\cdot 4{,}15 + 508{,}7\cdot 20)\cdot 10^{-3} = 231 К.$$

21. Приведенные давление и температура по формулам (8.39):

$$P_{ПР} = \frac{0{,}7}{4{,}65} = 0{,}151;\quad T_{ПР} = \frac{293}{231} = 1{,}27.$$

22. Коэффициент сжимаемости газовой фазы при условиях сепарации по формуле (8.38)

$$Z_C = 1 - \frac{0,0241 \cdot 0,151}{1 - 1,68 \cdot 1,27 + 0,78 \cdot 1,27^2 + 0,0107 \cdot 1,27^3} = 0,975.$$

23. Плотность газовой фазы при условиях сепарации по формуле (8.37)

$$\rho_г = 1,322 \cdot \frac{0,7}{0,975 \cdot 0,1} \cdot \frac{273}{293} = 8,84 \frac{кг}{м^3}.$$

24. Динамическая вязкость жидкой фазы по формуле (8.43)

$$\mu_S = \frac{4,69 \cdot 10^{-8}}{\left(1,03 - \frac{816,1}{1000}\right)^{7,35}} = 3,93 \cdot 10^{-3} Па \cdot с.$$

25. Вычисляем суммы, входящие в формулы (8.45):

$$\sum_{i=1}^{r} \mu_{гi} Y_i \sqrt{M_i} = 10^{-6}[0,017 \cdot 196 \cdot \sqrt{28,02} + 0,014 \cdot 122 \cdot \sqrt{44,01} + 0,0104 \cdot 437 \cdot \sqrt{16,04} +$$

$$+0,0086 \cdot 105 \cdot \sqrt{30,07} + 0,0075 \cdot 92 \cdot \sqrt{44,09} + 0,0068 \cdot \sqrt{58,12} \cdot (14,3 + 22,1) +$$

$$+0,0063 \cdot \sqrt{72,15} \cdot (5,51 + 4,15) + 0,0057 \cdot 20 \cdot \sqrt{86,18}] = 60,2 \cdot 10^{-6} Па \cdot с \cdot \left(\frac{кг}{кмоль}\right)^{0,5};$$

$$\sum_{i=1}^{r} Y_i \sqrt{M_i} = 10^{-3} \cdot [196 \cdot \sqrt{28,02} + 122 \cdot \sqrt{44,01} + 437 \cdot \sqrt{16,04} + 105 \cdot \sqrt{30,07} + 92 \cdot \sqrt{44,09} +$$

$$+(14,3 + 22,1) \cdot \sqrt{58,12} + (5,51 + 4,15) \cdot \sqrt{72,15} + 20 \cdot \sqrt{86,18}] = 5,33 \left(\frac{кг}{кмоль}\right)^{0,5}.$$

26. Динамическая вязкость газовой фазы при нормальных условиях по формуле (8.45)

$$\mu_г = \frac{60,2 \cdot 10^{-6}}{5,33} = 11,3 \cdot 10^{-6} Па \cdot с.$$

27. Объем газа, приходящийся на 1м^3 жидкой фазы при условиях фазового перехода, по формуле (8.27)

$$\delta_г = \frac{29,62 \cdot 816,1 \cdot 0,2088}{168,2 \cdot 8,84 \cdot (1 - 0,2088)} = 4,29 \frac{м^3}{м^3}.$$

28. Расходное газосодержание смеси

$$\beta_г = \frac{\delta_г}{1 + \delta_г} = \frac{4,29}{1 + 4,29} = 0,811.$$

Пример 8.3. Рассчитать основные параметры газонасыщенной нефти при 280 К, содержащей 15 нм³/м³ растворенного газа плотностью 1,4 кг/м³. Свойства дегазированной нефти таковы: плотность при 293 К равна 835 кг/м³, кинематическая вязкость при 273 К – 35 мм²/с, а при 293 К – 9 мм²/с.

Решение

1. Относительные плотности дегазированной нефти и газа (по воде):

$$\Delta_{Н} = \frac{835}{1000} = 0,835;$$

$$\Delta_{Г} = \frac{1,4}{1000} = 1,4 \cdot 10^{-3}.$$

2. Коэффициент растворимости газа при 293 К по формуле (8.49)

$$K_{р} = 115,4 \cdot 10^{12} \cdot \left(1,4 \cdot 10^{-3}\right)^{3,61} \cdot \exp\left(-7,76 \cdot 0,835\right) = 8,82 \frac{нм^3}{м^3 \cdot МПа}.$$

3. Давление насыщения нефти при 293К по формуле (8.52)

$$P_{S_{293}} = 0,1 + \frac{15}{8,82} = 1,80 МПа.$$

4. Температурная поправка давления насыщения по формуле (8.54)

$$K_{S} = 10^{-4} \cdot \left[26,2 + \frac{1,80}{0,1}\left(19,4 \cdot 0,835 - 12\right)\right] = 0,0102 \frac{МПа}{К}.$$

5. Давление насыщения газонасыщенной нефти при температуре 280 К по формуле (8.53)

$$P_{S} = 1,80 + 0,0102 \cdot \left(280 - 293\right) = 1,67 МПа.$$

6. Объемный коэффициент газонасыщенной нефти при температуре 293 К по формуле (8.56)

$$B_{К} = \left(1 + 19,4 \cdot 0,835^{-0,353} \cdot 0,0014^{1,149} \cdot 15\right)^{0,3} = 1,046.$$

7. Плотность газонасыщенной нефти при температуре 293К по формуле (8.55)

$$\rho_{ж} = \frac{835 + 1,4 \cdot 15}{1,046} = 818,4 \frac{кг}{м^3}.$$

8. Температурная поправка плотности газонасыщенной нефти по формуле (8.58а)

$$\xi = 1,854 - 0,148 \cdot 10^{-2} \cdot 818,4 = 0,643 \frac{кг}{м^3 \cdot К}.$$

9. Плотность газонасыщенной нефти при температуре 280 К по формуле (1.2)

$$\rho_{sp} = 818,4 + 0,643 \cdot (293 - 280) = 826,8 \frac{кг}{м^3}.$$

10. Крутизна вискограммы дегазированной нефти по формуле (1.10)

$$u = \frac{1}{293 - 273} \ln \frac{35}{9} = 0,068 \frac{1}{К}.$$

11. Кинематическая вязкость дегазированной нефти при расчетной температуре по формуле (1.9)

$$\nu_{280} = 35 \cdot \exp\left[\left(-0,068(280 - 273)\right)\right] = 21,7 \frac{мм^2}{с}.$$

12. Расчетный коэффициент Z по формуле (8.60)

$$Z = -0,375 \cdot (\ln 21,7)^{1.358} \cdot (\ln 1,046)^{-0.33} \cdot 15^{0.418} = -14,9.$$

13. Кинематическая вязкость газонасыщенной нефти при 280К по формуле (8.59)

$$\nu_S = 21,7 \cdot 1,046^{-14,9} = 11,1 \frac{мм^2}{с}.$$

Пример 8.4. Используя данные примера 8.3, выполнить технологический расчет перекачки в газонасыщенном состоянии 16 млн.т дегазированной нефти в год по трубопроводу диаметром 720мм с толщиной стенки 9мм на расстояние 550км. Эквивалентная шероховатость труб – 0,2мм. Разность нивелирных высот $\Delta Z = -20$м.

Решение

1.Так как условия прохождения трассы нефтепровода дополнительно не оговорены, то по табл. 5.1 определяем расчетное число рабочих дней $N_p = 354$.

2. Массовый годовой расход газонасыщенной нефти по формуле (8.65)

$$G_S = 16 \cdot \left(1 + \frac{1,4 \cdot 15}{835}\right) = 16,4 \frac{млн.т}{год}.$$

3. Расчетный часовой расход газонасыщенной нефти по формуле (8.64)

$$Q_S = \frac{16,4 \cdot 10^9}{24 \cdot 354 \cdot 826,8} = 2335 \frac{м^3}{ч} = 0,649 \frac{м^3}{с}.$$

4. По расчетному часовому расходу выбираем насосы: в качестве подпорных НПВ 2500-80, основных – НМ 2500-230.

5. Так как запорная арматура нефтепроводов рассчитана на давление $P_д = 6,4$ МПа, то суммарный напор подпорного и основных насосов не должен превышать величины

$$\frac{P_д - P_S}{\rho_{sp} \cdot g} = \frac{(6,4 - 1,67) \cdot 10^6}{826,8 \cdot 9,81} = 583\text{м}.$$

Следовательно, количество работающих основных насосов $m_{МН}$=2.

6. Полагая, что в насосах используются роторы наибольшего диаметра (НПВ 2500-80 – 540мм, НМ 2500-230 – 440мм) по формуле (3.1) вычисляем напоры этих насосов при расчетном расходе:

$$H_2 = 79,7 - 0,1 \cdot 10^{-5} \cdot 2335^2 = 74,3\text{м};$$

$$h_{МН} = 281 - 7,84 \cdot 10^{-6} \cdot 2335^2 = 238,3\text{м}.$$

Следовательно, рабочее давление на выходе головной насосной станции по формуле (5.4) с учетом давления насыщения газонасыщенной нефти

$$P = 826,8 \cdot 9,81 \cdot (2 \cdot 238,3 + 74,3) + 1,67 \cdot 10^6 = 6,14 \cdot 10^6 \text{Па}.$$

Так как $P < P_д$, то количество последовательно включенных насосов и диаметры их роторов подобраны верно. Если бы неравенство (5.5) не выполнялось, то потребовалось бы уменьшить диаметры роторов подпорных и/или основных насосов.

7. Внутренний диаметр нефтепровода по формуле (5.6)

$$d = 720 - 2 \cdot 9 = 702\text{мм}.$$

8. Средняя скорость перекачки по формуле (5.8)

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 0,649}{3,14 \cdot 0,702^2} = 1,68 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

9. Число Рейнольдса при перекачке газонасыщенной нефти по формуле (5.10)

$$Re = \frac{1,68 \cdot 0,702}{11,1 \cdot 10^{-6}} = 106249.$$

Так как число Re>2320, то режим перекачки турбулентный.

10.Относительная шероховатость труб

$$\varepsilon = \frac{0,2}{0,702} = 2,85 \cdot 10^{-4}.$$

11.Переходные числа Рейнольдса по формулам (5.12):

$$Re_I = \frac{10}{2,85 \cdot 10^{-4}} = 35088; \quad Re_{II} = \frac{500}{2,85 \cdot 10^{-4}} = 1754386.$$

Поскольку $Re_I<Re<Re_{II}$, то течение газонасыщенной нефти осуществляется в зоне смешанного трения.

12. Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.14)

$$\lambda = 0{,}11\cdot(2{,}85\cdot10^{-4}+\frac{68}{106249})^{0{,}25} = 0{,}0192.$$

13. Гидравлический уклон по формуле (5.18)

$$i_s = \frac{0{,}192}{0{,}702}\cdot\frac{1{,}68^2}{2\cdot9{,}81} = 0{,}00394.$$

14. Напор, необходимый для закачки газонасыщенной нефти в концевую сепарационную установку, примем равным $H_{кп} = 30$м. Для обеспечения однофазности потока газонасыщенной нефти в обвязке конечного пункта его надо увеличить на напор, соответствующий давлению насыщения, т.е.

$$H_{КП_S} = 30+\frac{1{,}67\cdot10^6}{826{,}8\cdot9{,}81} = 235{,}9\text{ м}.$$

15. Полные потери напора в трубопроводе по формуле (5.28)

$$H = 1{,}02\cdot0{,}00394\cdot550\cdot10^3 - 20 + 235{,}9 = 2426{,}2\text{ м}.$$

16. Расчетный напор одной станции по формуле (5.20)

$$H_{СТ} = 2\cdot238{,}3 = 476{,}6\text{ м}.$$

17. Расчетное число насосных станций по формуле (5.32)

$$n = \frac{2426{,}2-1\cdot74{,}3}{476{,}6} = 4{,}94\approx5.$$

Так как расчетное количество насосных станций мало отличается от целого, то трубопровод загружен практически полностью. Следовательно, применение противотурбулентных присадок нецелесообразно и самым предпочтительным способом регулирования его производительности является работа различным количеством насосов.

Пример 8.5. Определить гидравлическое сопротивление трубопровода с внутренним диаметром 207 мм, длиной 10 км и ΔZ=-10м для перекачки смеси нефти и воды с расходами $Q_н$=0,025м^3/с и $Q_в$=0,01 м^3/с. Свойства составляющих смеси: $\mu_ж=6\cdot10^{-3}$ Па·с, $\rho_ж$=825 кг/м^3, $\mu_в=1{,}1\cdot10^{-3}$ Па·с, $\rho_в$=1000 кг/м^3, $\sigma_{нв}$=0,039 н/м.

Решение

1. Объемная доля воды в эмульсии по формуле (8.67)

$$\rho_в = 0{,}01/(0{,}025+0{,}01) = 0{,}286.$$

2. Критическое расходное содержание воды в эмульсии по формуле (8.68)

$$\beta_{в.кр} = \frac{\left(\frac{6\cdot10^{-3}}{1{,}1\cdot10^{-3}}\right)^{0,5}}{1+\left(\frac{6\cdot10^{-3}}{1{,}1\cdot10^{-3}}\right)^{0,5}} = 0{,}710.$$

Так как $\beta_в < \beta_{в.кр}$, то эмульсия имеет тип «вода в нефти» и следовательно

$$\beta_ф = 0{,}286;\ \rho_ф = 1000\frac{кг}{м^3};\ \rho_с = 825\frac{кг}{м^3};\ \mu_с = 6\cdot10^{-3}\,Па\cdot с.$$

3. Плотность эмульсии по формуле (8.69)

$$\rho_э = 825\cdot(1-0{,}286)+1000\cdot0{,}286 = 875{,}1\frac{кг}{м^3}.$$

4. Динамическая вязкость эмульсии по формуле (8.70)

$$\mu_э = 6\cdot10^{-3}\cdot(1-0{,}286)^{-2,5} = 13{,}9\cdot10^{-3}\,Па\cdot с.$$

5. Средняя скорость эмульсии в трубопроводе по формуле (8.71)

$$\omega_э = \frac{4\cdot(0{,}025+0{,}01)}{3{,}14\cdot0{,}207^2} = 1{,}04\frac{м}{с}.$$

6. Число Вебера по формуле (8.72)

$$We = \frac{0{,}039}{825\cdot1{,}04^2\cdot0{,}207} = 210{,}9\cdot10^{-6}.$$

7. Первое приближение величины среднего объемно-поверхностного диаметра капель эмульсии по формуле (8.72)

$$d_1 = 1{,}4\cdot0{,}207\cdot\left(210{,}9\cdot10^{-6}\right)^{0,6} = 1{,}81\cdot10^{-3}\,м.$$

8. Так как $\beta_ф < 0{,}524$, то $\tau_0 = 0$, И=0 и, следовательно, число Рейнольдса при течении эмульсии находим по формуле (8.76)

$$Re_э = \frac{1{,}04\cdot0{,}207\cdot875{,}1}{13{,}9\cdot10^{-3}\cdot\left(1+\frac{0}{6}\right)} = 13553.$$

9. Величина параметра Медведева по формуле (8.77)

$$M_д = 13553\cdot\left(210{,}9\cdot10^{-6}\right)^{1,2}\cdot\frac{1000}{875{,}1} = 0{,}601.$$

Так как $M_d > 0{,}46$, то эмульсия неустойчива и эффект гашения турбулентности имеет место.

10. Величина расчетного параметра M_1 по формуле (8.79)

$$M_1 = \frac{\left(6\cdot 10^{-3}\right)^5 \cdot 1{,}04^3}{0{,}207\cdot 825\cdot 0{,}039^4} = 22{,}2\cdot 10^{-9}.$$

11. Уточненная величина среднего объемно-поверхностного диаметра капель по формуле (8.78)

$$d_{1*} = \frac{1{,}81\cdot 10^{-3}}{\left\{\left(1-0{,}286\right)\cdot\left[1-0{,}863\cdot 0{,}286\cdot\left(22{,}2\cdot 10^{-9}\right)^{0{,}15}\right]\right\}^{0{,}4}} = 2{,}09\cdot 10^{-3}\,\text{м}.$$

Так как в нашем случае $\beta_\phi < 0{,}524$, то уточнять величину $Re_э$ нет необходимости.

12. Коэффициент гидравлического сопротивления при течении эмульсии по формуле (8.80)

$$\lambda_э = \frac{0{,}3164}{\left(1+1{,}125\cdot 1\cdot 0{,}286\right)\cdot 13553^{0{,}25}} = 0{,}0222.$$

13. Потери давления в трубопроводе при движении эмульсии по формуле (8.81)

$$\Delta P = 875{,}1\cdot\left[0{,}0222\cdot\frac{10000\cdot 1{,}04^2}{2\cdot 0{,}207} + 9{,}81\cdot\left(-10\right)\right] = 4{,}22\cdot 10^5\,\text{Па}.$$

Пример 8.6. Выполнить гидравлический расчет перекачки газоэмульсионной смеси по трубопроводу с внутренним диаметром 0,207м на расстояние 5км при $\Delta Z = 10$м и при следующих исходных данных:

$Q_{Но} = 0{,}025\frac{м^3}{с}$; $Q_в = 0{,}01\frac{м^3}{с}$; $K_р = 9\frac{нм^3}{м^3\cdot МПа}$; $Г_п = 45\frac{нм^3}{м^3}$; $B_к$=1,05; $\Delta_г$=1,4·10^{-3}; $\rho_{ну}$=1,4 кг/м^3; μ_s=18·10^{-3} Па·с; $\mu_в$=1,1·10^{-3} Па·с; $T_{ср}$=298 К; ρ_s=819 кг/м^3; $\rho_в$=1000 кг/м^3; $\sigma_{вг}$=0,07 н/м; $\sigma_{нг}$=0,02 н/м; $\Delta Z_П$=80 м; $\Delta Z_С$=40 м; $\alpha_{ср}$=3°; $L_П$=4237 м; $L_С$=763 м; $P_{ср}$=2 МПа.

Решение

1. Количество газа, растворенного в 1м^3 нефти, по формуле (8.87)

$$Г = 9\cdot\left(2-0{,}1\right) = 17{,}1\frac{нм^3}{м^3}.$$

2. Коэффициент сжимаемости газа по формуле (8.88)

$$Z_C = 1 - \left[(2-0,6)\cdot\left(0,00345\cdot 1,4\cdot 10^{-3} - 0,000446\right) + 0,015\right]\cdot$$
$$\cdot\left[1,3 - 0,0144\cdot(298-293)\right] = 0,982$$

3. Объемные расходы газонасыщенной нефти и газа по формулам (8.89), (8.90):

$$Q_S = 0,025\cdot 1,05 = 0,0263\frac{м^3}{с};$$

$$Q_Г = 0,0263\cdot(45-17,1)\cdot\frac{0,1\cdot 298\cdot 0,982}{2\cdot 273} = 0,0393\frac{м^3}{с}.$$

4. Объемная расходная доля воды в эмульсии по формуле (8.67)

$$\beta_в = \frac{0,01}{0,0263+0,01} = 0,276.$$

5. Объемное расходное газосодержание по формуле (8.91)

$$\beta_Г = \frac{0,0393}{0,0393+0,0263+0,01} = 0,520.$$

6. Плотность газа при условиях перекачки по формуле (8.92)

$$\rho_{г.ср} = 1,4\cdot\frac{2\cdot 273}{0,1\cdot 298\cdot 0,982} = 26,1\frac{кг}{м^3}.$$

7. Средняя скорость движения газоэмульсионной смеси по формуле (8.93)

$$\omega_{см} = \frac{4\cdot(0,0263+0,01+0,0393)}{3,14\cdot 0,207^2} = 2,25\frac{м}{с}.$$

8. Число Фруда смеси по формуле (8.94)

$$Fr_{см} = \frac{2,25^2}{9,81\cdot 0,207} = 2,49.$$

9. Объемная доля окклюдированного газа по формуле (8.95)

$$\varphi_{ГЖ} = 0,021\cdot 2,49 = 0,0523.$$

10. Критическое расходное содержание воды в эмульсии, при котором происходит инверсия фаз, по формуле (8.68)

$$\beta_{в.кр} = \frac{\left(\frac{18\cdot 10^{-3}}{1,1\cdot 10^{-3}}\right)^{0,5}}{1+\left(\frac{18\cdot 10^{-3}}{1,1\cdot 10^{-3}}\right)^{0,5}} = 0,802.$$

11. Критическое истинное содержание дисперсной фазы в эмульсии по формуле (8.96)

$$\varphi_{ф.кр} = \frac{0,802 - 0,0523}{1 - 0,0523} = 0,791.$$

Так как $\beta_в + \varphi_{гж} = 0,276 + 0,0523 = 0,328 < 0,791$, то тип эмульсии «вода в нефти» и поэтому

$$\beta_ф = 0,276;\ \ \rho_ф = 1000\frac{кг}{м^3};\ \rho_с = 819\frac{кг}{м^3};\ \mu_с = 18\cdot10^{-3}\,Па\cdot с.$$

12. Плотность газоэмульсионной смеси по формуле (8.98)

$$\rho_\beta = 819\cdot(1-0,276)\cdot(1-0,52) + 1000\cdot0,276\cdot(1-0,52) +$$

$$+26,1\cdot0,52 = 430,7\frac{кг}{м^3}$$

13.Так как $\beta_г < 0,6$, то согласно (8.99) истинное содержание дисперсной фазы

$$\varphi_ф = \beta_ф = 0,276.$$

14. Плотность эмульсии по формуле (8.100)

$$\rho_э = 819\cdot(1-0,276) + 1000\cdot0,276 = 867\frac{кг}{м^3}.$$

15. Динамическая вязкость газированной эмульсии по формуле (8.101)

$$\mu_э = \frac{18\cdot10^{-3}}{(1-0,276)^{2,5}\cdot(1-0,0523)} = 42,6\cdot10^{-3}\,Па\cdot с.$$

16. Поверхностное натяжение на границе нефть-вода по формуле (8.102)

$$\sigma_{нв} = 0,07 - 0,02 = 0,05\frac{Н}{м}.$$

17. Число Вебера по формуле (8.72)

$$We = \frac{0,05}{819\cdot2,25^2\cdot0,207} = 5,83\cdot10^{-5}.$$

18. Средний объемно-поверхностный диаметр капель воды в первом приближении по формуле (8.103)

$$d_1 = 1,4\cdot0,207\cdot\left(5,83\cdot10^{-5}\right)^{0,6}\cdot\left(\frac{1-0,6\cdot0,52}{1-0,8\cdot0,52}\right)^{0,4} = 8,91\cdot10^{-4}\,м.$$

19. Так как $\beta_\phi < 0{,}524$, то $\tau_0 = 0, И = 0$ и число Рейнольдса для газоэмульсионной смеси по формуле (8.76)

$$Re_э = \frac{2{,}25 \cdot 0{,}207 \cdot 430{,}7}{42{,}6 \cdot 10^{-3}} = 4709,$$

т.е. режим перекачки турбулентный.

20. Вычисляем параметр Медведева по формуле (8.77)

$$M_d = 4709 \cdot \left(5{,}83 \cdot 10^{-5}\right)^{1{,}2} \cdot \frac{1000}{430{,}7} = 0{,}0907.$$

Так как M_d < 0,46, то газовая эмульсия является плотной и эффект гашения турбулентности отсутствует $(\gamma_1 = 0)$. В связи с этим уточнять величину среднего объемно-поверхностного диаметра капель нет необходимости.

21.Число Кутателадзе, характеризующее устойчивость газоэмульсионной смеси к расслоению, по формуле (8.104)

$$K = \frac{2{,}25 \cdot 430{,}7^{0{,}5}}{\left[9{,}81 \cdot 0{,}02 \cdot (430{,}7 - 26{,}1)\right]^{0{,}25}} = 15{,}6.$$

22. Кинематическая вязкость газоэмульсионного потока

$$\nu_э = \frac{\mu_э}{\rho_\beta} = \frac{42{,}6 \cdot 10^{-3}}{430{,}7} = 98{,}9 \cdot 10^{-6} \frac{м^2}{с}.$$

23. Параметр C по формуле (8.107)

$$C = \frac{\sin 3° \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}207^3}{\left(98{,}9 \cdot 10^{-6}\right)^2} = 46{,}6 \cdot 10^4.$$

24. Так как C > 74240, то движение турбулентное и расчетную скорость потока при безнапорном течении находим по формуле (8.109)

$$\omega_{оэ} = 2{,}87 \cdot \left[\frac{(9{,}81 \cdot \sin 3°)^4 \cdot 0{,}207^5 \cdot 867}{42{,}6 \cdot 10^{-3}}\right]^{\frac{1}{7}} = 2{,}63 \frac{м}{с}.$$

25. Из уравнения неразрывности эквивалентный диаметр потока при безнапорном течении

$$d_э \approx d \cdot \sqrt{\frac{\omega_э}{\omega_{оэ}}} = 0{,}207 \cdot \sqrt{\frac{2{,}25}{2{,}63}} = 0{,}192 м.$$

26. Число Рейнольдса на участке с безнапорным течением по формуле (8.76)

$$Re_{эо} = \frac{2,63 \cdot 0,192 \cdot 867}{42,6 \cdot 10^{-3}} = 10277.$$

27. Коэффициент гидравлического сопротивления при безнапорном течении по формуле (8.80)

$$\lambda_0 = \frac{0,3164}{10277^{0,25}} = 0,0314.$$

28. Критическое число Кутателадзе по формуле (8.106)

$$K_{кр} = \frac{2,25 \cdot \left(1 + 0,2 \cdot \sqrt{\frac{2 \sin 3^\circ}{0,0314}}\right)}{1 - 0,52} = 6,40.$$

29. Так как K > 6,40, то неравенство (8.105) не выполняется и, следовательно, во всем трубопроводе имеет место пробковая структура потока. Поэтому расчет общих потерь давления необходимо вести по формуле (8.110).

30. Так как в нашем случае режим перекачки эмульсии турбулентный и $Re_Э < 10^5$, то величину коэффициента гидравлического сопротивления находим по формуле (8.80)

$$\lambda_э = \frac{0,3164}{4709^{0,25}} = 0,0382.$$

31. Расчетный коэффициент ψ_1 по формуле (8.116)

$$\psi_1 = 1 + \frac{0,52}{(1 - 0,52) \cdot 15,6} = 0,931.$$

32. Левая часть неравенства (8.117)

$$1,6 \cdot \lambda_э \cdot \psi_1 - 2,15/K^2 = 1,6 \cdot 0,0382 \cdot 0,931 - 2,15/15,6^2 = 0,048.$$

Так как неравенство (8.117) не выполняется в формулах (8.113), (8.115) надо брать знак плюс.

33. Приведенные коэффициенты гидравлического сопротивления на восходящих и нисходящих участках трассы по формулам (8.112), (8.113):

$$\psi_п = 1 + \frac{0,5 \cdot 0,52 \cdot (867 - 26,1)}{430,7 \cdot \left[(1,6 \cdot 0,0382 \cdot 0,.931 + 2,15/15,6^2)^{-0,5} + 1\right]} = 1,104;$$

$$\psi_п = 1 + \frac{0,5 \cdot 0,52 \cdot (867 - 26,1)}{430,7 \cdot \left[(1,6 \cdot 0,0382 \cdot 0,.931 + 2,15/15,6^2)^{-0,5} + 1\right]} = 1,104.$$

34. Истинное газосодержание на всходящих и нисходящих участках трассы по формулам (8.114), (8.115):

$$\varphi_{гп} = \frac{0,52}{1+(1,6\cdot 0,0382\cdot 0,931+2,15/15,6^2)^{0,5}} = 0,414;$$

$$\varphi_{гс} = \frac{0,52}{1+(\,|1,6\cdot 0,0382\cdot 0,931-2,15/15,6^2|\,)^{0,5}} = 0,427.$$

35. Общий перепад давления в трубопроводе при течении газоэмульсионной смеси

$$\Delta P = 430,7\cdot 0,0382\cdot\frac{2,25^2}{2}\cdot(1,104\cdot 4237+1,091\cdot 763)+$$
$$+9,81\cdot\{80\cdot[867\cdot(1-0,414)+26,1\cdot 0,414]-$$
$$-40\cdot[867\cdot(1-0,427)+26,1\cdot 0,427]\,\} = 4,37\cdot 10^5\,\text{Па}\ .$$

Пример 8.7. Рассчитать перепад давления в нисходящем трубопроводе диаметром 207 мм и длиной 3 км при ΔZ=-157 м, если $\omega_э$=0,5м/с. Динамическая вязкость газовой фазы $\mu_г$=11,3·10^{-6}Па·с. Остальные данные принять из предыдущего примера.

Решение

1. Вычисляем sin $\alpha_{ср}$ по формуле (8.86)

$$\sin\alpha_{ср} = \frac{157}{3000} = 0,0523,\ \text{т.е.}\ \alpha_{ср}=3^\circ.$$

2. Число Кутателадзе по формуле (8.104)

$$K = \frac{0,5\cdot 867^{0,5}}{[9,81\cdot 0,02\cdot(867-26,1)]^{0,25}} = 4,11.$$

3. Число Фруда при течении смеси по формуле (8.94)

$$Fr_{см} = \frac{0,5^2}{9,81\cdot 0,207} = 0,123.$$

4. Эквивалентный диаметр потока при безнапорном течении находим как в п.25 предыдущего примера

$$d_э = 0,207\cdot\sqrt{\frac{0,5}{2,63}} = 0,0903\text{м}.$$

5. Число Рейнольдса на участке с безнапорным течением по формуле (8.76)

$$Re_{э0} = \frac{2,63 \cdot 0,0903 \cdot 867}{42,6 \cdot 10^{-3}} = 4831.$$

6. Коэффициент гидравлического сопротивления при безнапорном течении по формуле (8.80)

$$\lambda_0 = \frac{0,3164}{4831^{0,25}} = 0,038.$$

7. Критическое число Кутателадзе по формуле (8.106)

$$K_{кр} = \frac{2,25 \cdot \left(1 + 0,2 \cdot \sqrt{\frac{2\sin 3°}{0,038}}\right)}{1 - 0,52} = 6,24.$$

Так как $K < K_{кр}$, то неравенство (8.105) выполняется и, следовательно, в трубопроводе имеет место расслоенное течение (газ + эмульсия).

8. Характерное число Фруда по формуле (8.126)

$$Fr_0 = \frac{\sin 3°}{0,04} = 1,31.$$

9. Расчетный параметр А по формуле (8.125)

$$A = \frac{(1 - 0,52)^2 \cdot 0,123}{1,31} = 0,0216.$$

10. Истинное газосодержание потока по формуле (8.124)

$$\varphi_{гс} = 1 - 0,0216^{0,31 \cdot (1,2 + 0,0216)} = 0,766.$$

11. По известной величине $\varphi_{гс}$ методом последовательных приближений из формулы (8.123) находим $\theta = 2,01$рад.

12. Эквивалентный диаметр сечения трубы, заполненной газом, по формуле (8.122)

$$d_г = 4 \cdot 3,14 \cdot 0,207 / 2,01 = 1,29м.$$

13. Истинная скорость газа по формуле (8.121)

$$\omega_г = \frac{4 \cdot 0,0393}{3,14 \cdot 1,29^2} = 0,0301м/с$$

14. Число Рейнольдса для газовой среды по формуле (8.120)

$$Re_Г = \frac{0,0301 \cdot 1,29 \cdot 26,1}{11,3 \cdot 10^{-6}} = 89685 .$$

15. Относительная шероховатость трубы

$$\bar{\Delta} = \frac{2 \cdot 0,2}{207} = 0,00193 .$$

16. Коэффициент гидравлического сопротивления при течении газа по формуле (8.119)

$$\lambda_Г = 0,1 \cdot \left(0,00193 + \frac{45}{89685} \right)^{0,2} = 0,03 .$$

17. Перепад давления при течении смеси в рассматриваемом трубопроводе по формуле (8.118)

$$\Delta P = 26,1 \cdot 0,03 \cdot \frac{0,0301^2 \cdot 3000}{2 \cdot 0,207} - 9,81 \cdot 157 \cdot 26,1 = -40193 Па .$$

Пример 8.8. Определить тип и количество сепараторов типа НГС для разделения при давлении 0,6МПа и температуре 303К двухфазной смеси, поступающей с расходом 5000м^3/сут. Количество газа, выделяющегося из 1 м^3 нефти при условиях сепарации $Г(P_{сеп})$=5м^3/м^3. Обводненность смеси 5%.

Решение

1. В соответствии с табл. 8.5 требуемую пропускную способность обеспечивает сепаратор НГС 6-1600. Площадь его поперечного сечения

$$F_c = \frac{3,14}{4} \cdot 1,6^2 = 2,01 м^2 .$$

2. По формуле (8.130) находим площадь сечения сепаратора, занятую газом

$$f_Г = 2,01 \cdot \frac{0,1 \cdot 303 \cdot 1}{0,6 \cdot 273} \cdot \left[1 + \frac{1}{5 \cdot (1 - 0,05)} \right] = 0,45 м^2 .$$

3. Максимально допустимая скорость газа в сепараторе по формуле

$$\omega_г(P_{сеп}) = 0,775 \cdot (0,6/0,1)^{-0,5} = 0,316 м/с .$$

4. Максимальная объемная пропускная способность сепаратора по газу в соответствии с формулой (8.128)

$$Q_{гп} = 0,45 \cdot 0,316 \cdot \frac{0,6 \cdot 273}{0,1 \cdot 303 \cdot 1} = 0,769 м^3/с = 66418 \frac{нм^3}{сут}.$$

5. Объемная пропускная способность сепаратора по жидкости по формуле (8.129)

$$Q_{жп} = \frac{66418}{5 \cdot (1 - 0,05)} \cdot \frac{0,1 \cdot 303 \cdot 1}{273 \cdot 0,6} = 2587 \frac{м^3}{сут}.$$

К установке принимаем 3 сепаратора НГС 6-1600, подключаемых к приемному трубопроводу параллельно.

9 ГЛАВА НОРМИРОВАНИЕ ЕСТЕСТВЕННОЙ УБЫЛИ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

Транспортировка и хранение нефти и нефтепродуктов сопровождаются их потерями.

Под **нормой естественной убыли** понимается допустимая величина безвозвратных потерь нефти (нефтепродуктов), происходящих непосредственно при товарно-транспортных операциях, вследствие сопровождающих их физических процессов, а также потерь, неизбежных на данном уровне состояния применяемого технологического оборудования (потерь от испарения, через уплотнения насосов и задвижек, от налипания и т.п.). В нормы естественной убыли не включаются потери нефти (нефтепродуктов), связанные с зачисткой резервуаров и транспортных емкостей, с ремонтом трубопроводов и арматуры, все виды аварийных потерь, а также потери при внутрискладских перекачках.

Нормы естественной убыли являются предельно допустимыми и применяются **только в случаях фактических недостач нефти (нефтепродуктов).**

Списание нефти (нефтепродуктов) в пределах норм естественной убыли до установления факта недостачи запрещается.

В зависимости от физико-химических свойств все нефтепродукты делятся на группы (см. прил. 2).

Для применения норм естественной убыли нефти и нефтепродуктов территория Российской Федерации разделена на климатические зоны или пояса. Нормы естественной убыли нефти и нефтепродуктов установлены для двух периодов года:

– осенне-зимнего (с 1 октября по 31 марта);
– весенне-летнего (с 1 апреля по 30 сентября),

а также в зависимости от типа и вместимости резервуаров и их оснащенности средствами защиты от потерь (понтон, газовая обвязка).

§ 9.1. Потери нефтепродуктов на нефтебазах и АЗС

Нормирование естественной убыли нефтепродуктов на нефтебазах и АЗС осуществляется в соответствии с «Нормами естественной убыли нефтепродуктов...», утвержденных Госснабом СССР 26.03.1986 г.

Сведения о делении территории Российской Федерации на климатические зоны приведены в Прил. 3.

Нормы естественной убыли не распространяются на нефтепродукты, принимаемые и сдаваемые по счету (фасованные продукты), транспортируемые или хранящиеся в герметичной таре (запаянные, с применением герметиков, уплотнений и др.), а также хранящиеся в резервуарах повышенного давления.

Нормы естественной убыли при приеме, хранении, отпуске не применяются при транзитной поставке нефтепродуктов.

Естественная убыль нефтепродуктов на нефтебазах и АЗС определяется как сумма их естественной убыли при заполнении емкостей и при последующем хранении.

Основные формулы для определения естественной убыли нефтепродуктов представлены в табл. 9.1. В ней применены следующие обозначения:

$G_н$, $G_х$ – количество соответственно наливаемого и хранимого нефтепродукта в течение года, т/год;

G – грузооборот по нефтепродукту, т/год; p_1 – норматив естественной убыли нефтепродуктов при приеме в резервуары нефтебаз, кг/т (табл. 9.2, 9.4); p_2 – норматив естественной убыли нефтепродуктов при хранении в резервуарах до 1 месяца, кг/т (табл. 9.3, 9.4); p_3 – норматив естественной убыли нефтепродуктов при хранении в резервуарах свыше 1 месяца, кг/(т·мес). (табл. 9.5);

M – число месяцев в рассматриваемом календарном периоде;

n – коэффициент оборачиваемости резервуаров, 1/год;

$p_{2д}$ – норматив естественной убыли нефтепродуктов при приеме, отпуске и хранении в первый год длительного хранения, кг/т (табл. 9.6);

$p_{3д}$ – норматив естественной убыли нефтепродуктов при хранении свыше одного года (длительное хранение), кг/(т·мес). (табл. 9.7);

$M_д$ – число месяцев длительного хранения нефтепродуктов, мес.;

$p_{АЗС}$ – норматив естественной убыли нефтепродуктов при приеме, хранении, отпуске на автозаправочных станциях и пунктах налива, кг/т (табл. 9.8);

$p_{АМ}$ – норматив естественной убыли мазута при приеме, отпуске и хранении в открытых земляных амбарах, кг/(мес·м²) (табл.9.9);

F – площадь поверхности испарения в амбаре, м²;

$M_х$ – число месяцев хранения мазута в амбаре, мес.

Таблица 9.1

Расчет естественной убыли нефтепродуктов

Источник потерь	Виды потерь		Суммарные потери ($G_н \approx G_х$)	№ формулы
	при заполнении	при хранении		
Резервуары нефтебаз	$p_1 \cdot G_н$	$\left[p_2 + p_3 \cdot \left(\frac{M}{n} - 1\right)\right] \cdot G_х$	$\left[p_1 + p_2 + p_3 \cdot \left(\frac{M}{n} - 1\right)\right] \cdot G_х$	(9.1)
Резервуары баз длительного хранения	–	$[p_{2д} + p_{3д} \cdot (M_д - 12)] \cdot G_х$	$[p_{2д} + p_{3д} \cdot (M_д - 12)] \cdot G_х$	(9.2)
Резервуары АЗС и пунктов заправки	не дифференцируются		$p_{АЗС} \cdot G$	(9.3)
Земляные амбары	не дифференцируются		$p_{АМ} \cdot F \cdot M_х$	(9.4)

Естественная убыль нефтепродуктов из резервуаров

Естественная убыль нефтепродуктов при приеме определяется умножением естественной нормы, выраженной в кг/т (табл. 9.2, 9.4), на массу принятого нефтепродукта в резервуар в тоннах.

При приеме подогретых нефтепродуктов естественная убыль начисляется в зависимости от температуры его подогрева:

– при подогреве от температуры 11 до 20°С в осенне-зимний период соответствующая норма осенне-зимнего периода увеличивается в 1,5 раза;

– независимо от периода года естественная убыль начисляется по нормам весенне-летнего периода, увеличенным в 1,5 раза при подогреве нефтепродуктов от 21 до 30°С, в 2 раза при подогреве от 31 до 50°С и в 3 раза при подогреве свыше 50°С.

Если при приеме нефтепродуктов нефтесбытовой организацией от нефтеперерабатывающего завода, транспортной организации, управления магистральных нефтепродуктопроводов масса нефтепродуктов определяется по резервуару нефтесбытовой организации, то норму естественной убыли при приеме в резервуар начисляет поставщик: нефтеперерабатывающий завод, транспортная организация, управление магистральных нефтепродуктопроводов.

Если при приеме нефтепродуктов нефтесбытовой организацией масса нефтепродуктов определяется по вместимости резервуара нефтеперерабатывающего завода или транспортного средства, то норму естественной убыли при приеме в резервуар начисляет нефтесбытовая организация.

Таблица 9.2

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 1 и 2 групп при приеме в резервуары (в килограммах на 1 т принятого количества)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны							
		1		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные вместимостью:									
до 400 м³	1	0,22	0,37	0,24	0,41	0,30	0,49	0,32	0,53
	2	0,20	0,36	0,22	0,39	0,22	0,47	0,29	0,52
700...1000 м³	1	0,20	0,36	0,23	0,40	0,30	0,46	0,31	0,52
	2	0,18	0,33	0,21	0,38	0,21	0,43	0,25	0,43
2000 м³ и более	1	0,12	0,21	0,17	0,25	0,17	0,27	0,19	0,28
	2	0,12	0,21	0,17	0,25	0,17	0,27	0,19	0,28
Наземные стальные с понтоном вместимостью:									
до 400 м³	1	0,14	0,31	0,20	0,36	0,20	0,42	0,20	0,42
	2	0,12	0,31	0,15	0,34	0,15	0,42	0,20	0,42
700...1000 м³	1	0,08	0,23	0,20	0,34	0,20	0,37	0,20	0,37
	2	0,07	0,23	0,15	0,29	0,15	0,14	0,06	0,18
2000 м³ и более	1	0,06	0,12	0,06	0,14	0,06	0,14	0,06	0,18
	2	0,05	0,11	0,06	0,14	0,06	0,14	0,06	0,14
Наземные стальные, имеющие газовую обвязку, вместимостью									
до 1000 м³	1	0,12	0,20	0,12	0,20	0,13	0,27	0,13	0,30
	2	0,10	0,13	0,12	0,17	0,12	0,18	0,13	0,19
2000 м³ и более	1	0,11	0,20	0,11	0,25	0,12	0,27	0,13	0,15
	2	0,10	0,13	0,10	0,17	0,11	0,18	0,13	0,14

Таблица 9.3

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 1 и 2 групп при хранении в резервуарах до одного месяца (в килограммах на 1 т хранимого продукта в месяц)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны							
		1		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные, вместимостью:									
до 400 м³	1	0,23	0,66	0,32	0,90	0,39	1,11	0,50	1,49
	2	0,17	0,64	0,27	0,84	0,37	1,07	0,48	1,22
700...1000 м³	1	0,16	0,65	0,28	0,88	0,32	1,05	0,39	1,34
	2	0,15	0,63	0,23	0,79	0,31	0,91	0,32	0,91
2000 м³ и более	1	0,13	0,34	0,14	0,45	0,15	0,48	0,16	0,56
	2	0,13	0,34	0,14	0,42	0,15	0,48	0,16	0,56
Наземные стальные с понтоном, вместимостью:									
до 400 м³	1	0,07	0,15	0,07	0,21	0,08	0,28	0,08	0,37
	2	0,05	0,14	0,06	0,18	0,06	0,22	0,08	0,33
700...1000 м³	1	0,05	0,14	0,05	0,20	0,06	0,27	0,07	0,33
	2	0,05	0,06	0,05	0,13	0,05	0,21	0,07	0,29
2000 м³ и более	1	0,05	0,08	0,05	0,10	0,05	0,11	0,05	0,16
	2	0,05	0,06	0,05	0,09	0,05	0,11	0,05	0,16
Наземные стальные, имеющие газовую обвязку, вместимостью:									
до 1000 м³	1	0,10	0,20	0,10	0,26	0,10	0,32	0,14	0,35
	2	0,06	0,20	0,08	0,25	0,08	0,26	0,14	0,28
2000 м³ и более	1	0,10	0,19	0,10	0,26	0,10	0,28	0,12	0,28
	2	0,05	0,19	0,08	0,21	0,08	0,24	0,12	0,25

Естественная убыль нефтепродуктов 1 и 2 групп при приеме в резервуары начисляется по соответствующей норме. Естественная убыль нефтепродуктов 3 и 4 групп начисляется в размере 45 %, нефтепродуктов 5 и 6 групп – в размере 65 % от соответствующей нормы при приеме и хранении для указанных групп нефтепродуктов.

Естественная убыль нефтепродуктов при хранении определяется умножением соответствующей нормы (табл. 9.3, 9.4) на массу хранимого в резервуаре нефтепродукта в тоннах.

При необходимости подогрева нефтепродуктов перед отпуском из резервуаров в транспортные средства естественная убыль начисляется независимо от периода года по нормам весенне-летнего периода,

Таблица 9.4

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 3, 4, 5, 6 групп при приеме и хранении до одного месяца (в килограммах на 1 т принятого количества)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны							
		1		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	3	0,08	0,15	0,11	0,18	0,12	0,20	0,10	0,22
	4	0,08	0,11	0,08	0,12	0,08	0,11	0,12	0,14
	5	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
	6	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Заглубленные	3	0,07	0,08	0,07	0,08	0,07	0,12	0,07	0,14
	4	0,07	0,08	0,07	0,08	0,07	0,08	0,07	0,08
	5	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
	6	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02

увеличенным при средней температуре подогрева от 21 до 30°С в 1,5 раза, при средней температуре подогрева от 31 до 50°С в 2 раза и при средней температуре подогрева от 51°С и выше в 3 раза.

При подогреве до температур в пределах от 11 до 20°С в осенне-зимний период соответствующая норма осенне-зимнего периода увеличивается в 1,5 раза.

Естественная убыль нефтепродуктов при хранении свыше одного месяца определяется, начиная со второго месяца хранения после последнего поступления, умножением соответствующей нормы (табл. 9.5) на массу нефтепродукта, находящегося в резервуаре после первого месяца хранения.

Естественная убыль нефтепродуктов при длительном (свыше одного года) хранении складывается из двух составляющих: убыли в первый год хранения и убыли при хранении свыше одного года.

Естественная убыль нефтепродуктов в первый год длительного хранения определяется умножением соответствующей нормы (табл. 9.6) на количество принятого нефтепродукта в тоннах. Если прием нефтепродуктов производится в осенне-зимний период, а отпуск в весенне-летний или наоборот, берется среднеарифметическая величина соответствующих норм.

При хранении нефтепродуктов свыше одного года на каждый последующий месяц начисляется естественная убыль по соответствующей норме (табл. 9.7).

Таблица 9.5

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при хранении в резервуарах свыше одного месяца (в килограммах на 1 т хранимого продукта в месяц)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны							
		1		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные, вместимостью:									
до 400 м^3	1	0,09	0,43	0,09	0,59	0,28	0,83	0,29	0,86
	2	0,09	0,26	0,09	0,43	0,17	0,62	0,18	0,63
	3	-	0,05	-	0,05	-	0,08	-	0,10
	4	-	-	-	-	-	0,05	-	0,05
700...1000 м^3	1	0,09	0,41	0,09	0,57	0,27	0,80	0,28	0,82
	2	0,09	0,25	0,09	0,42	0,16	0,59	0,17	0,61
	3	-	0,05	-	0,05	-	0,08	-	0,10
	4	-	-	-	-	-	0,05	-	0,05
2000 м^3 и более	1	0,05	0,24	0,09	0,37	0,13	0,46	0,14	0,52
	2	0,05	0,18	0,05	0,26	0,09	0,38	0,09	0,40
	3	-	0,05	-	0,05	-	0,05	-	0,05
	4	-	-	-	-	-	0,05	-	0,05
Наземные стальные с понтоном	1	-	0,10	-	0,15	0,05	0,19	0,05	0,20
	2	-	0,09	-	0,10	0,04	0,13	0,05	0,14
Заглубленные	1	-	0,10	0,05	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
	2	-	0,10	-	0,10	0,05	0,10	0,05	0,10
	3	-	-	-	-	-	0,05	-	0,05

Естественная убыль нефтепродуктов из резервуаров пунктов заправки

В нормы естественной убыли нефтепродуктов для автозаправочных станций и пунктов заправки включена естественная убыль при транспортировании, приеме нефтепродуктов из транспортных средств, при хранении в резервуарах и отпуске через раздаточные колонки.

Естественная убыль нефтепродукта определяется умножением соответствующей нормы (табл. 9.8) на массу принятого нефтепродукта в тоннах.

Таблица 9.6

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме, отпуске и хранении в первый год длительного хранения (в кнлограммах на 1 т принятого количества)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны					
		1		2		3	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период
Наземные металлические с нормой загрузки 95% и выше	1	4,000	4,400	2,600	3,000	2,490	2,800
	2	3,100	3,460	2,320	2,620	1,630	1,970
	3	0,570	0,670	0,448	0,524	0,370	0,466
	4	0,252	0,324	0,183	0,233	0,180	0,214
	5	0,190	0,190	0,110	0,110	0,100	0,100
	6	0,240	0,240	0,240	0,240	0,240	0,240
Наземные металлические с нормой загрузки менее 95%	1	4,000	4,400	2,700	3,050	2,490	2,800
	3	0,570	0,670	0,520	0,600	0,390	0,490
	4	0,280	0,360	0,209	0,257	0,190	0,228
	5	0,190	0,190	0,120	0,120	0,100	0,100
Заглубленные	1	2,200	2,420	1,368	2,172	1,040	1,810
	4	0,497	0,682	0,310	0,353	0,188	0,280
	5	0,122	0,160	0,080	0,110	0,064	0,082
	6	0,360	0,360	0,360	0,360	0,360	0,360

Естественная убыль мазута при приеме, отпуске и хранении в открытых земляных амбарах

Естественная убыль мазута, хранимого в открытых земляных амбарах, рассчитывается умножением соответствующей нормы (табл. 9.9) на площадь испарения мазута (площадь поверхности амбара) в квадратных метрах.

Естественная убыль твердых нефтепродуктов

В нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме включена естественная убыль, происходящая при транспортировании и хранении.

Естественная убыль твердых нефтепродуктов определяется умножением соответствующей нормы (табл. 9.10) на количество принятого или отпущенного нефтепродукта в тоннах.

Таблица 9.7

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при хранении свыше одного года (длительное хранение)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны					
		1		2		3	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период
Наземные металлические с нормой загрузки 95% и выше	1	0,130	0,450	0,050	0,280	0,040	0,180
	2	0,080	0,250	0,040	0,180	0,030	0,140
	3	0,010	0,040	-	0,019	-	0,019
	4	-	0,019	-	0,009	-	0,009
Наземные металлические с нормой загрузки менее 95%	1	0,130	0,450	0,060	0,300	0,040	0,180
	3	0,010	0,040	-	0,019	-	0,019
	4	-	0,019	-	0,010	-	0,010
Заглубленные	1	0,060	0,100	0,009	0,049	0,010	0,030
	4	-	0,018	-	0,010	-	0,009

Таблица 9.8

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме, хранении, отпуске на автозаправочных станциях и пунктах заправки (в килограммах на 1 т принятого количества)

Тип резервуаров	Группа нефтепродуктов	Климатические зоны							
		1		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	1	0,08	0,60	0,54	0,99	0,72	1,05	0,74	1,25
	5	0,02	0,02	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
	6	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Наземные стальные с понтоном	1	0,15	0,30	0,27	0,40	0,40	0,56	0,41	0,62
Заглубленные	1	0,23	0,30	0,36	0,40	0,48	0,56	0,49	0,68
	5	0,01	0,02	0,01	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
	6	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02

Таблица 9.9

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме, отпуске и хранении в открытых земляных амбарах (в килограммах на 1 м² поверхности испарения нефтепродукта в месяц)

Климатические зоны							
1		2		3		4	
осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
1,44	2,16	1,84	2,56	2,16	2,88	2,16	2,88

Таблица 9.10

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 7 группы (в килограммах на 1 тонну принятого или отпущенного количества)

Вид операций	Климатические зоны			
	1	2	3	4
Прием	0,11	0,11	0,12	0,13
Отпуск	0,01	0,01	0,01	0,01

Примечание. Указанные нормы естественной убыли не распространяются на нефтепродукты, принимаемые и сдаваемые по счету (фасованную продукцию).

§ 9.2. Естественная убыль нефтепродуктов на объектах магистральных нефтепродуктопроводов

Нормирование естественной убыли нефтепродуктов в системе магистральных нефтепродуктопроводов производится в соответствии с РД 153-394-033-98, введенном 1.10.98г.

Для применения норм естественной убыли магистральные нефтепродуктопроводы разделены по климатическим поясам (Прил. 4).

Деление транспортируемых нефтепродуктов на группы осуществляется в соответствии с Прил. 2.

Общие потери при транспортировке нефтепродуктов складываются из четырех составляющих: потерь из резервуаров, потерь из линейной части нефтепродуктопроводов, потерь при отпуске в транспортные средства и потерь при сдаче в резервуары нефтебаз (складов ГСМ и АЗС) по отводам.

Естественная убыль нефтепродуктов из резервуаров

Естественная убыль нефтепродуктов из резервуаров складывается из потерь при приемке в резервуары, при хранении до месяца, при хранении свыше одного месяца и при откачке из резервуара.

Естественная убыль нефтепродуктов при их приемке в резервуары определяется по формуле:

$$У_{рl}=р_{мнпп1}\cdot G_Н \qquad (9.5)$$

где $Р_{мнпп1}$ – норматив естественной убыли нефтепродукта при его приёме в резервуары, кг/т (табл.9.11); $G_Н$ – количество принимаемого нефтепродукта, т.

Величина $G_Н$ находится как произведение количества транспортируемого нефтепродукта на коэффициент его захода в резервуары К, который при системе перекачки «через резервуар» принимается равным единице, а при системе перекачки «из насоса в насос» – равным 0,3. При приеме – сдаче нефтепродуктов по счетчикам (без использования резервуаров) естественная убыль по нормам не начисляется.

Норма естественной убыли при приемке установлена при температуре нефтепродукта до 30°С. Если же температура нефтепродукта

Таблица 9.11

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме (закачке) в резервуары (в килограммах на 1 тонну принятого нефтепродукта)

Тип резервуара	Группа нефтепродукта	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	1	0,13	0,21	0,15	0,23	0,16	0,23
	2	0,10	0,15	0,12	0,17	0,14	0,18
	3	0,05	0,08	0,06	0,09	0,07	0,10
	4	0,04	0,06	0,05	0,06	0.05	0,06
	5	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Наземные стальные с понтонами	1	0,05	0,11	0,07	0,12	0,07	0,13
	2	0,04	0,08	0,05	0,08	0,05	0,08
Заглубленные	1			0,13	0,22	0,16	0,22
	2			0,09	0,16	0,12	0,17
	3			0,03	0,05	0,03	0,06
	4			0,03	0,04	0,03	0,04
	5			0,02	0,02	0,02	0,02

Таблица 9.12

Нормы естественной убыли нефтепродуктов в первый месяц хранения в резервуарах (в килограммах на 1 тонну хранимого нефтепродукта)

Тип резервуара	Группа нефтепродуктов	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	1	0,08	0,19	0,09	0,21	0,13	0,22
	2	0,05	0,13	0,06	0,14	0,09	0,15
	3	0,02	0,03	0,02	0,03	0,02	0,04
	4	0,01	0,03	0,02	0,03	0,02	0,03
	5	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Наземные стальные с понтонами	1	0,05	0,08	0,05	0,09	0,07	0,10
	2	0,04	0,05	0,04	0,06	0,05	0,07
Заглубленные	1			0,02	0,05	0,05	0,06
	2			0,01	0,03	0,03	0,05
	3			0,01	0,03	0,03	0,04
	4			0,01	0,02	0,02	0,03
	5			0,01	0,01	0,01	0,01

Таблица 9.13

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при хранении более одного месяца (в килограммах на 1 тонну хранимого нефтепродукта в месяц)

Тип резервуара	Группа нефтепродукта	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	1	0,05	0,25	0,07	0,27	0,09	0,30
	2	0,04	0,18	0,05	0,22	0,07	0,26
	3	0,01	0,03	0,01	0,04	0,01	0,05
	4	0,01	0,02	0,01	0,03	0,01	0,04
	5	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Наземные стальные с понтонами	1	0,05	0,21	0,06	0,21	0,07	0,23
	2	0,03	0,12	0,05	0,13	0,05	0,15
Заглубленные	1			0,02	0,02	0,02	0,03
	2			0,01	0,01	0,01	0,02
	3			0,01	0,01	0,01	0,02
	4			0,01	0,01	0,01	0,01
	5			0,01	0,01	0,01	0,01

Таблица 9.14

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при откачке из резервуаров (в килограммах на 1 тонну откачанного нефтепродукта)

Тип резервуара	Группа нефтепродуктов	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные	1	0,03	0,07	0,04	0,08	0,04	0,08
	2	0,02	0,03	0,02	0,03	0,02	0,03
	3	0,02	0,03	0,02	0,03	0,02	0,03
	4	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,03
	5	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Наземные стальные с понтонами	1	0,01	0,02	0,01	0,02	0,01	0,03
	2	0,00	0,01	0,00	0,01	0,01	0,01
Заглубленные	1	0,00	0,01	0,02	0,03	0,04	0,04
	2	0,00	0,01	0,01	0,02	0,02	0,02
	3	0,00	0,01	0,01	0,02	0,01	0,02
	4	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01
	5	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01

при приеме превышает 30°С, то независимо от периода года применяется норма весенне-летнего периода, увеличенная в 1,5 раза.

Естественная убыль нефтепродуктов в первый месяц хранения определяется умножением нормы (табл. 9.12), выбранной в зависимости от группы нефтепродукта, климатического пояса, типа резервуара и периода года, на массу нефтепровода (в тоннах), принятого в течении календарного месяца (с 1-го до 1-го числа следующего месяца), норма (табл. 9.12) увеличивается на 50%.

Естественная убыль нефтепродуктов при хранении более одного месяца определяется умножением массы находящегося в резервуаре более одного месяца нефтепродукта (в тоннах) на норму, выбранную по табл. 9.13 в зависимости от группы нефтепродукта, климатического пояса, типа резервуара и периода года.

Данная составляющая естественной убыли начисляется при условии, что в течение отчетного календарного месяца нефтепродукт в резервуар не поступал и не откачивался из него.

Естественная убыль нефтепродуктов при откачке из резервуара определяется умножением нормы, выбранной по табл. 9.14, на массу откаченного нефтепродукта в тоннах.

Естественная убыль нефтепродуктов из линейной части нефтепродуктопроводов складывается из естественной убыли нефтепродуктов при перекачке по магистральным нефтепродуктопроводам и естественной убыли при их длительном простое.

Естественная убыль нефтепродуктов при перекачке по магистральным нефтепродуктопроводам определяется по формуле

$$У_л = 0{,}01 \cdot p_т \cdot \sum_{i=1}^{n} G_i \cdot L_i, \qquad (9.6)$$

где $p_т$ – норматив естественной убыли нефтепродуктов при перекачке 1 тонны на 100 км линейной части нефтепродуктопровода, определяемый по табл. 9.15, кг/(т·100км); G_i – количество нефтепродуктопровода (в тоннах), прокаченного по участку длинной L_i (в км); n – число участков нефтепродуктопровода.

Таблица 9.15

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при перекачке по нефтепроводам

Группы нефтепроводов	Норма естественной убыли, кг/(т·100км)
1, 2	0,19
3, 4, 5	0,12

Естественная убыль нефтепродуктов при длительном простое магистрального нефтепровода (месяц и более) определяется умножением нормы, выбранной по табл. 9.16, на массу нефтепродукта, находящегося в линейной части магистрального нефтепродуктопровода, технологических трубопроводах и отводах.

Таблица 9.16

Нормы естественной нефтепродуктопроводов при длительном простое магистрального нефтепродуктопровода (в кг на 1 т находящегося в магистральном нефтепродуктопроводе нефтепродукта в месяц)

Группа нефтепровода	Трубопроводы и отводы
1 и 2	0,08
3 и 4	0,03
5	0,02

Данный вид естественной убыли начисляется при условии, что в течение рассматриваемого (месяц и более) периода перекачка по магистральному нефтепродуктопроводу не производилась.

Естественная убыль нефтепродуктов при отпуске в транспортные средства **определяется умножением нормы, выбранной по табл. 9.17, на массу отпущенного нефтепродукта в тоннах.**

Таблица 9.17

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при отпуске в транспортные средства (в килограммах на 1 тонну отпущенного нефтепродукта)

Тип транспортного средства	Группа нефтепродуктов	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Железнодорожные цистерны, нефтеналивные суда	1	0,09	0,19	0,12	0,20	0,14	0,21
	2	0,06	0,13	0,08	0,15	0,09	0,16
	3	0,01	0,02	0,02	0,03	0,02	0,03
	4, 5	0,00	0,01	0,01	0,02	0,01	0,02
Автомобильные цистерны	1	0,09	0,19	0,10	0,20	0,14	0,21
	2	0,05	0,15	0,08	0,17	0,09	0,19
	3	0,01	0,02	0,01	0,02	0,01	0,03
	4	0,00	0,02	0,01	0,02	0,01	0,02
	5	0,00	0,01	0,01	0,02	0,01	0,02

Предприятие, отгружающее нефтепродукт, начисляет естественную убыль при отпуске в случае, если масса нефтепродукта определяется по измерениям в заполняемых средствах.

Естественная убыль нефтепродуктов при сдаче в резервуары нефтебаз, складов ГСМ и АЗС по отводам от магистральных нефтепродуктопроводов определяется умножением нормы, выбранной по табл. 9.18, на массу сданного нефтепродукта в тоннах.

§ 9.3. Потери нефти при ее трубопроводном транспорте

Списание нефти производится в соответствии с «Нормами естественной убыли нефти при приеме, хранении, отпуске и транспортировании», утвержденными Постановлением Госснаба СССР № от 15 марта 1988 г. Согласно им, общие потери при транспортировке нефти складываются из следующих составляющих:

– потерь из резервуаров;
– потерь на линейной части нефтепроводов;
– потерь при хранении нефти в земляных амбарах и их зачистке.

Потери нефти из резервуаров вычисляются по формуле

$$У_р = p_1 \cdot G_{пр} + \left[p_2 + p_3 \left(\frac{M}{n} - 1 \right) \right] \cdot G_{хр} \qquad (9.7)$$

где p_1 – норматив естественной убыли нефти при ее приеме в резервуары, отпуске и хранении до 1 суток, кг/т (табл. 9.19 или 9.20);

Таблица 9.18

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при сдаче в резервуары нефтебаз, склады ГСМ и АЗС по отводам с магистральных нефтепродуктопроводов (в килограммах на 1 тонну сданного нефтепродукта)

Тип резервуара	Группа нефтепродукта	Климатические пояса					
		2		3		4	
		осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Наземные стальные, вместимостью							
до 400 м³	1	0,24	0,41	0,30	0,49	0,30	0,49
	2	0,22	0,39	0,22	0,47	0,22	0,47
700 – 1000 м³	1	0,23	0,40	0,30	0,46	0,30	0,46
	2	0,21	0,38	0,21	0,43	0,21	0,43
2000 м³ и более	1	0,17	0,25	0,17	0,27	0,17	0,27
	2	0,17	0,25	0,17	0,27	0,17	0,27
Наземные стальные с понтонами, вместимостью							
до 400 м³	1	0,20	0,36	0,20	0,42	0,20	0,42
	2	0,15	0,34	0,15	0,42	0,15	0,42
700 – 1000 м³	1	0,20	0,34	0,20	0,39	0,20	0,39
	2	0,15	0,29	0,15	0,37	0,15	0,37
2000 м³ и более	1	0,06	0,14	0,06	0,14	0,06	0,14
	2	0,06	0,14	0,06	0,14	0,06	0,14
Наземные стальные	3	0,05	0,08	0,05	0,09	0,05	0,09
	4	0,04	0,05	0,04	0,05	0,04	0,05
	5	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Заглубленные	1	0,16	0,18	0,21	0,25	0,21	0,25
	3	0,03	0,04	0,03	0,05	0,03	0,05
	4	0,03	0,04	0,03	0,04	0,03	0,04
	5	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01

$G_{пр}$ – количество принятой нефти, т;
p_2 – норматив естественной убыли нефти при ее хранении свыше одних суток до одного месяца, кг/т (табл. 9.21);
p_3 – норматив естественной убыли нефти при ее хранении свыше одного месяца до одного года, кг/т (табл. 9.22);
M – число месяцев в рассматриваемом периоде;
n – коэффициент оборачиваемости резервуаров за рассматриваемый период;
$G_{хр}$ – количество хранимой нефти, т.

Величины нормативов $p_1...p_3$ зависят от типа резервуара, применяемых средств сокращения выбросов, периода года, а также от места расположения резервуара.

Выделяют три климатические зоны: южную, среднюю и северную. Сведения о распределении территории Российской Федерации по климатическим зонам для применения «Норм естественной убыли нефти...» приведены в табл. 9.23.

Таблица 9.19

Нормы естественной убыли нефти при приеме, отпуске и хранении до одних суток в резервуарных парках магистральных трубопроводов (в килограммах на 1 тонну принятого количества)

Тип резервуаров	Южная зона		Средняя зона		Северная зона	
	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Резервуары наземные металлические с понтоном	0,09	0,19	0,05	0,15	0,05	0,10
Резервуары наземные металлические с плавающей крышей	0,07	0,12	0,04	0,10	0,04	0,09
Резервуары, имеющие газовую обвязку	0,19	0,24	0,15	0,20	0,10	0,15
Резервуары заглубленные	0,24	0,39	0,25	0,35	0,20	0,35
Резервуары наземные металлические	0,24	0,39	0,25	0,35	0,20	0,35

При оборачиваемости резервуаров 6 и более раз за полугодие величину p_3 в формуле (9.7) следует принимать равной нулю. В этом случае нормативная естественная убыль нефти уже не зависит от оборачиваемости резервуара. Нормы естественной убыли являются предельными и применяются только в случае фактической недостачи нефти.

Таблица 9.20

Нормы естественной убыли нефти при приеме, отпуске и хранении до одних суток в резервуарах наливных пунктов, нефтебаз и сырьевых парков нефтеперерабатывающих заводов (в килограммах на 1 тонну принятого количества)

Тип резервуаров	Южная зона		Средняя зона		Северная зона	
	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Резервуары наземные металлические с понтоном	0,10	0,22	0,06	0,17	0,05	0,12
Резервуары наземные металлические с плавающей крышей	0,08	0,14	0,05	0,12	0,05	0,11
Резервуары, имеющие газовую обвязку	0,20	0,25	0,15	0,20	0,10	0,15
Резервуары заглубленные	0,26	0,40	0,25	0,35	0,21	0,35
Резервуары наземные металлические	0,27	0,41	0,26	0,37	0,22	0,37

Таблица 9.21

Нормы естественной убыли нефти при хранении в резервуарах свыше одних суток и до одного месяца (в килограммах на 1 тонну хранимого количества в сутки)

Тип резервуаров	Южная зона		Средняя зона		Северная зона	
	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Резервуары наземные металлические с понтоном	0,010	0,026	0,008	0,021	0,005	0,016
Резервуары наземные металлические с плавающей крышей	0,005	0,011	0,003	0,009	0,002	0,007
Резервуары, имеющие газовую обвязку	0,007	0,015	0,005	0,013	0,003	0,012
Резервуары заглубленные	0,008	0,020	0,005	0,015	0,003	0,008
Резервуары наземные металлические, объемом 2000 $м^3$	0,020	0,054	0,014	0,043	0,009	0,033
Резервуары наземные металлические, объемом 3000 $м^3$ и более	0,017	0,050	0,013	0,040	0,008	0,030

Таблица 9.22

Нормы естественной убыли нефти при хранении свыше одного месяца и до одного года включительно (в килограммах на 1 тонну хранимого продукта в месяц)

Тип резервуаров	Южная зона		Средняя зона		Северная зона	
	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период	осенне-зимний период	весенне-летний период
Резервуары наземные металлические с понтоном	-	0,09	-	0,09	-	0,09
Резервуары заглубленные	0,05	0,10	-	0,10	-	0,09
Резервуары наземные металлические, объемом 3000 $м^3$ и более	0,10	0,35	0,09	0,28	0,08	0,23
Резервуары наземные металлические, объемом 2000 $м^3$ и менее	0,18	0,45	0,10	0,40	0,10	0,37

Таблица 9.23

Распределение территории РФ по климатическим зонам для применения «Норм естественной убыли нефти...»

Зона	Республики, края, области, входящие в состав зоны
Южная	**Республики:** Кабардино-Балкария, Калмыкия, Ингушетия, Северная Осетия, Чечня **Края:** Краснодарский, Ставропольский **Области:** Астраханская, Вологодская, Ростовская
Северная	**Республики:** Бурятия, Карелия, Коми, Тува, Якутия **Края:** Красноярский, Хабаровский **Области:** Амурская, Архангельская, Иркутская, Камчатская, Кемеровская, Кировская, Магаданская, Мурманская, Новосибирская, Омская, Пермская, Свердловская, Томская, Тюменская, Читинская
Средняя	Республики, края и области, не входящие в южную и северную зоны

Потери нефти на линейной части нефтепроводов вычисляются формуле

$$У_т = p_т \cdot G_т \cdot \frac{L}{100}, \qquad (9.8)$$

где $p_т$ – норматив естественной убыли при перекачке нефти на расстояние 100 км, кг/т (табл. 9.14); $G_т$ – количество транспортируемой нефти, т; L – дальность транспортирования нефти, км.

Таблица 9.24

Нормы естественной убыли нефти при перекачке по магистральным трубопроводам (в килограммах на 1 тонну перекачиваемого колнчества на 100 км линейной части трубопровода)

Нефтепроводы диаметром до 529 мм включительно	Нефтепроводы диаметром свыше 529 мм
0,18	0,10

Потери нефти при ее хранении в земляных амбарах, а также при зачистке определяются только для мангышлакской нефти. Расчеты потерь данного типа выполняются по формулам:

$$У_{хр} = р_{хр} \cdot G_{хр,}\ У_з = р_з \cdot G_{хр} \qquad (9.9)$$

где $р_{хр}$ – норматив естественной убыли мангышлакской нефти при ее хранении в открытых земляных амбарах, кг/т (табл. 9.25); $р_з$ – норматив естественной убыли мангышлакской нефти при удалении «мертвого остатка» из земляных амбаров при зачистке, кг/т (табл.9.26).

Таблица 9.25

Нормы естественной убыли мангышлакской нефти при хранении в открытых земляных амбарах (в килограммах на 1 тонну принятого количества)

Месяц хранения	Нормы естественной убыли за месяц
первый	95
второй	15
третий	10
четвертый-седьмой	до 5
восьмой и последующие	по 2

Таблица 9.26

Нормы естественной убыли мангышлакской нефти при удалении «мертвого остатка» из земляных амбаров при зачистке (в килограммах на 1 тонну хранимого количества)

Типы амбаров	Нормы естественной убыли
Построенные по типовому проекту	20
Временные	45

§ 9.4. Естественная убыль нефти и нефтепродуктов в прочих случаях

К прочим случаям относятся потери нефти и нефтепродуктов из бочек и канистр, передвижных резервуаров, на полевых и складских трубопроводах, а также при перевозках автомобильным, железнодорожным и водным транспортом.

Естественная убыль нефтепродуктов при хранении в бочках и канистрах исчисляется умножением соответствующей нормы (табл. 9.27) на количество принятого нефтепродукта в тоннах и на количество месяцев хранения.

Естественная убыль при хранении нефтепродуктов в передвижных горизонтальных металлических резервуарах определяется аналогично, но используется норматив, приведенный в табл. 9.28.

Естественная убыль на полевых и складских трубопроводах складывается из потерь при их заполнении, при перекачке, при хранении и при сливе продавливанием воздухом с помощью разделителя.

Расчет выполняется по следующим формулам:

а) потери при заполнении трубопровода

$$У_1 = p_1 \cdot \rho \cdot V_т, \tag{9.10}$$

б) потери при перекачке

$$У_2 = p_2 \cdot \rho \cdot (V_н - V_т) \cdot \frac{\ell_т}{100}, \tag{9.11}$$

в) потери при хранении

$$У_3 = p_3 \cdot \rho \cdot V_т \cdot \tau_х, \tag{9.12}$$

г) потери при сливе нефтепродукта из трубопровода

$$У_4 = p_4 \cdot \rho \cdot V_т, \tag{9.13}$$

где $p_1 ... p_4$ – нормативы соответствующих видов потерь, определяемые по табл. 9.29, доли;

ρ – плотность нефтепродукта, кг/м^3; $V_т$ – геометрический объем трубопровода, м^3; $\ell_т$ – длина трубопровода, км; $V_н$ – объем перекачиваемого нефтепродукта, м^3; $\tau_х$ – продолжительность хранения нефтепродукта, сут.

Естественная убыль при хранении начисляется только в том случае, если трубопровод находится в заполненном состоянии, а перекачка горючего не производилась.

Общие потери нефтепродуктов определяется их суммированием.

Таблица 9.27

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при хранении в бочках и канистрах (в кг на 1 т принятого продукта в месяц)

Группа нефтепродуктов	Климатические зоны					
	1		2		3	
	осенне-зимние	весенне-летние	осенне-зимние	весенне-летние	осенне-зимние	весенне-летние
Хранение в наземных хранилищах						
1	0,12	0,27	0,18	0,36	0,26	0,50
2	0,12	0,26	0,17	0,32	0,24	0,48
3	0,07	0,14	0,08	0,14	0,11	0,24
4	0,03	0,07	0,04	0,07	0,06	0,13
5, 6	0,03	0,06	0,03	0,06	0,05	0,09
Хранение в полузаглубленных и заглубленных хранилищах						
1	0,12	0,26	0,16	0,33	0,20	0,39
2	0,10	0,23	0,13	0,24	0,16	0,35
3	0,07	0,14	0,13	0,15	0,10	0,22
4	0,03	0,07	0,04	0,07	0,06	0,11
5, 6	0,03	0,06	0,03	0,06	0,05	0,09

Естественная убыль нефтепродуктов при автомобильных перевозках определяется независимо от дальности поставок по формуле

$$У_{ат} = 0{,}01 \cdot p_{ат} \cdot G_{ат}, \qquad (9.14)$$

где $p_{ат}$ – норма естественной убыли при автомобильных перевозках,% (табл. 9.30); $G_{ат}$ – количество перевозимого нефтепродукта, кг.

Естественная убыль нефти и нефтепродуктов при железнодорожных перевозках также вычисляется по формуле (9.14), но с использованием норматива, приведенного в табл. 9.31.

Естественная убыль нефтепродуктов при водных перевозках определяется в зависимости от периода года и водного бассейна, в котором производилась перевозка. Она выполняется умножением нормы убыли (табл. 9.32...9.34) на количество нефтепродуктов нетто в тоннах, принятое к перевозке по накладной.

При перевозке нефтепродуктов из одного водного бассейна в другие, норма естественной убыли начисляется как среднее арифметическое норм, установленных для водных бассейнов, в которых произведены погрузка, транзит и выгрузка груза.

Если в пути следования судна осуществлялась перевалка, то на переваленное количество нефтепродукта дополнительно начисляется естественная убыль в размере 10% от существующих норм.

Таблица 9.28

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при хранении в наземных передвижных резервуарах (в кг на 1 т принятого количества в месяц)

Группа нефтепродуктов	Марка резервуара	Климатические зоны					
		1		2		3	
		осенне-зимние	весенне-летние	осенне-зимние	весенне-летние	осенне-зимние	весенне-летние
1	Р-4	0,76	2,75	0,85	3,32	1,70	4,49
1	Р-6	0,65	2,37	0,74	2,87	1,47	3,88
1	Р-8М	0,55	1,99	0,62	2,21	1,23	3,26
1	Р-10	0,48	1,75	0,54	2,12	1,08	2,86
1	Р-20	0,43	1,56	0,48	1,89	0,96	2,55
1	Р-25	0,39	1,40	0,43	1,70	0,87	2,29
1	Р-50	0,38	1,38	0,43	1,67	0,85	2,26
1	Р-60	0,38	1,38	0,43	1,67	0,85	2,26
2	Р-4	0,73	2,34	0,84	2,79	1,60	3,86
2	Р-6	0,63	2,02	0,72	2,71	1,38	3,34
2	Р-8М	0,53	1,70	0,61	2,02	1,16	2,80
2	Р-10	0,47	1,49	0,53	1,78	1,02	2,46
2	Р-20	0,41	1,33	0,47	1,58	0.Ю91	2,19
2	Р-25	0,37	1,19	0,43	1,43	0,82	1,97
2	Р-50	0,37	1,18	0,42	1,41	0,81	1,94
2	Р-60	0,37	1,18	0,42	1,40	0,80	1,94
3	Р-4	0,025	0,139	0,039	0,182	0,058	0,213
3	Р-6	0,022	0,120	0,034	0,157	0,050	0,184
3	Р-8М	0,018	0,101	0,029	0,132	0,042	0,154
3	Р-10	0,016	0,088	0,025	0,113	0,037	0,136
3	Р-20	0,014	0,079	0,022	0,103	0,033	0,121
3	Р-25	0,013	0,071	0,020	0,093	0,030	0,109
3	Р-50	0,013	0,070	0,020	0,092	0,029	0,107
3	Р-60	0,013	0,070	0,020	0,092	0,020	0,107
4	Р-4	0,006	0,013	0,006	0,015	0,008	0,028
4	Р-6	0,005	0,011	0,006	0,013	0,007	0,024
4	Р-8М	0,004	0,009	0,005	0,011	0,006	0,020
4	Р-10	0,004	0,008	0,004	0,009	0,005	0,018
4	Р-20	0,003	0,007	0,004	0,008	0,005	0,016
4	Р-25	0,003	0,007	0,003	0,007	0,004	0,014
4	Р-50	0,003	0,006	0,003	0,007	0,004	0,014
4	Р-60	0,003	0,006	0,003	0,007	0,004	0,014

Таблица 9.29

Нормы естественной убыли нефтепродуктов на полевых и складских трубопроводах диаметром 100...200 мм

Нефтепродукт	Нормы естественной убыли				
	при заполнении $p_1 \cdot 10^2$	при перекачке $p_2 \cdot 10^2$	при хранении $p_3 \cdot 10^2$	при сливе $p_4 \cdot 10^2$	
				водой	воздухом
Бензины всех марок, реактивное топливо марки Т-2	1,20	0,72	0,48	1,44	3,04
Реактивное топливо марок Т-1, ТС-1, Т-8В, керосин для технических целей, керосин осветительный	1,12	0,56	0,40	1,60	3,04
Реактивное топливо марки Т-6, дизельное и котельное топливо	1,04	0,48	0,32	1,68	3,20

Таблица 9.30

Нормы естественной убыли нефтепродуктов при автомобильных перевозках для всех климатических зон и периодов года (в % от перевозимого количества)

Виды емкостей, средств заправки и транспортирования	Группа нефтепродуктов			
	1, 2	3	4	5, 6
Резервуары Р-4, бочки, канистры	0,10	0,04	0,02	0,03
Автотопливозаправщики, автоцистерны	0,06	0,03	0,01	0,02

Таблица 9.31

Нормы естественной убыли нефти и нефтепродуктов при железнодорожных перевозках наливом в цистернах

Группа нефтепродукта	Норма естественной убыли во все периоды года	
	в кг на 1 т груза	в % от массы груза
1, 2	0,21	0,021
3, 4	0,14	0,014
5, 6 (кроме моторного топлива и мазутов)	0,07	0,007
6 (только моторное топливо и мазуты)	0,10	0,010
8	0,42	0,042

Таблица 9.32

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 1 и 2 групп при перевозках речными судами наливом (утверждены постановлением Госснаба СССР от 25 марта 1988 г. № 25)

Водный бассейн	Осенне-зимний период	Весенне-летний период
Азово-Черноморский бассейн; Аральское и Каспийское моря; реки: Амударья, Сырдарья, Волга (южнее г. Волгограда), Днепр (южнее г. Днепропетровска)	2,3	4,5
Балтийское море и водный бассейн Дальнего Востока, за исключением Берингова моря; реки: Волга (севернее г. Волгограда), Волхов, Нева, Дон, Днепр (севернее г. Днепропетровска), Северная Двина, Печора	2,1	4,1
Другие морские и речные бассейны	1,9	3,7

Таблица 9.33

Нормы естественной убыли нефтепродуктов 3, 4, 5, 6 групп при перевозках морскими и речными судами наливом (в кг на 1 т принятых к перевозке нефти и нефтепродуктов)

Водный бассейн	Группа нефте-продуктов	Осенне-зимний период	Весенне-летний период
Азово-Черноморский бассейн; Аральское и Каспийское моря; реки: Амударья, Сырдарья, Волга (южнее г. Волгограда), Днепр (южнее г. Днепропетровска)	3, 4	1,3	2,5
	5	1,1	2,2
	6 (масла)	1,7	1,7
	6 (кроме масел)	1,5	1,5
	8	2,4	4,8
Балтийское море и водный бассейн Дальнего Востока, за исключением Берингова моря; реки: Волга (севернее г. Волгограда), Волхов, Нева, Дон, Днепр (севернее г. Днепропетровска), Северная Двина, Печора.	3, 4	1,2	2,3
	5	1,0	2,1
	6 (масла)	1,7	1,7
	6 (кроме масел)	1,5	1,5
	8	2,3	4,4
Другие морские и речные бассейны	3, 4	1,1	2,1
	5	1,0	2,0
	6 (масла)	1,7	1,7
	6 (кроме масел)	1,6	1,6

Примечание. В тех случаях, когда в соответствии с технологией проведения транспортных операций нефть или нефтепродукты (5 и 6 групп) должны подогреваться, нормы естественной убыли принимаются по весенне-летнему периоду, независимо от фактического периода года, при температуре от 21 до 30°С увеличиваются в 1,5 раза; при температуре подогрева выше 51°С – в 3 раза. При подогреве до температур в пределах от 11 до 20°С в осенне-зимний период соответствующая норма осенне-зимнего периода увеличивается в 1,5 раза.

Таблица 9.34

Нормы естественной убыли бензинов при перевозке морскими судами наливом (утверждены постановлением Госснаба СССР от 7 августа 1087 г. № 107) (в кг на 1 т принятого к перевозке бензина за каждые сутки пути)

Водный бассейн	Осенне-зимний период	Весенне-летний период
Водные бассейны европейской части СССР (за исключением Белого моря) и Сибири	0,040	0,070
Белое и Берингово моря, Балтийское море и водный бассейн Дальнего Востока (за исключением Берингова моря)	0,060 0,120	0,110 0,180
Черное и Азовское моря	0,200	0,280
Каспийское и Аральское моря	0,220	0,320

Примечание. За время нахождения груза в пути предельная норма естественной убыли исчисляется:
а) для водных бассейнов севера европейской части СССР, Сибири, Белого и Берингова морей – не более 1,5-суточной нормы;
б) для остальных водных бассейнов – не более 10-суточной нормы.

§ 9.5. Примеры расчетов

Пример 9.1. Определить естественную убыль автобензина из резервуара РВС 2000 в осенне-зимний период. Коэффициент оборачиваемости резервуара равен 15 1/год. Нефтебаза расположена в 1-й климатической зоне. Грузооборот резервуара по бензину составляет 22500 т.

Решение

1. По табл. 9.2, 9.3, 9.5 находим соответствующие нормативы естественной убыли: p_1=0,12 кг/т; p_2=0,13 кг/т; p_3=0,05 кг/(т·мес).

2. Вычисляем искомую естественную убыль по формуле (9.1):

$$У = (0,12+0,13+0,05\cdot 0)\cdot 22500 = 5625 \text{ кг}$$

Пример 9.2. Определить естественную убыль при хранении в резервуаре РВС 5000 3700 т автобензина с 1 октября 1991 г. по 31 марта 1993 г. Резервуар размещен во 2-й климатической зоне. Среднегодовая плотность бензина 750 кг/м^3.

Решение

1. Находим степень заполнения резервуара:

$$\eta = \frac{G_x}{V_p \cdot \rho} = \frac{3700}{5000 \cdot 0,750} = 0,98$$

2. По табл. 9.6, 9.7 находим соответствующие нормативы естественной убыли: в осенне-зимний период $p_{2д}^{о-з}$=2,6 кг/т, $p_{3д}^{о-з}$=0,05 кг/(т·мес); в весенне-летний период $p_{2д}^{в-л}$ = 3 кг/т, $p_{3д}^{в-л}$ = 0,28 кг/(т·мес).

3. Вычисляем искомую естественную убыль бензина по формуле (9.2)

$$У = [0,5 \cdot (2,6+3,0)+0,5 \cdot (0,05+0,28) \cdot (18-12)] \cdot 3700 = 14023 \text{ кг}$$

Пример 9.3. Определить естественную убыль автобензина из заглубленных резервуаров АЗС, размещенной в 3-й климатической зоне. Масса принятого и реализованного нефтепродукта составляет: в весенне-летний период $G^{в-л}$ = 1000 т, в осенне-зимний $G^{о-з}$ = 500 т.

Решение

1. По табл. 9.8 находим величины соответствующих норм:

$$p_{АЗС}^{в-л} = 0,56 \text{ кг/т}, \; p_{АЗС}^{о-з} = 0,48 \text{ кг/т}.$$

2. Вычисляем искомую естественную убыль по формуле (9.3)

$$У = 0,56 \cdot 1000+0,48 \cdot 500 = 800 \text{ кг}.$$

Пример 9.4. Определить естественную убыль мазута при приеме, отпуске и хранении в земляном амбаре с 1 октября по 31 марта во 2-й климатической зоне. Площадь поверхности испарения равна 80 м^2, из которых 50% закрыта листами шифера.

Решение

1. По табл. 9.9 находим величину соответствующей нормы естественной убыли $p_{АМ}$ = 1,84 кг/(м^2·мес).

2. Вычисляем искомую естественную убыль по формуле (9.4):

$$У = 1,84 \cdot 0,5 \cdot 80 \cdot 6 = 441,6 \text{ кг}.$$

Пример 9.5. Определить естественную убыль твердых нефтепродуктов при их приеме в количестве 40 т на нефтебазе, расположенной в 4-й климатической зоне.

Решение

1. По табл. 9.10 находим соответствующий норматив убыли $p_{тв}$=0,13 кг/т.

2. Вычисляем искомую естественную убыль:

$$У = 0,13 \cdot 40 = 5,2 \text{ кг}.$$

Пример 9.6. Вычислить нормативную естественную убыль бензина при транспортировке по магистральному нефтепродуктопроводу, расчетная схема которого приведена на рис. 9. Коэффициенты оборачиваемости резервуаров принять следующими (1/год): для ЛПДС1 – 35; для ЛПДС3 – 30; для конечного пункта – 25; для нефтебазы – 10. На ЛПДС 3 в резервуары поступает только то количество бензина, которое наливают в автоцистерны. Принять, что перекачка осуществляется по 2-й климатической зоне.

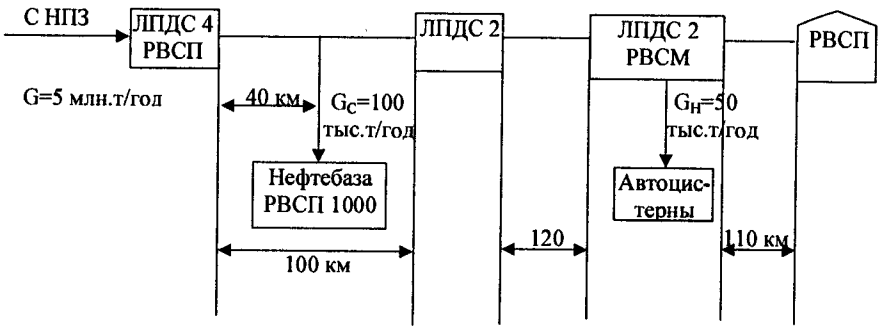


Рис. 9. Расчетная схема МНПП к примеру 9.6.

Решение

1. Количество месяцев хранения бензина в резервуарах:

$$M_{ЛПДС1} = \frac{12}{35} = 0,343 \text{ мес};$$

$$M_{ЛПДС3} = \frac{12}{30} = 0,400 \text{ мес};$$

$$M_{КП} = \frac{12}{25} = 0,480 \text{ мес};$$

$$M_{н/б} = \frac{12}{10} = 1,2 \text{ мес}.$$

Таким образом, хранение бензина свыше месяца имеет место

только в резервуарах нефтебазы. Но эти потери, как и потери при хранении бензина, происходят вне системы магистрального нефтепродуктопровода.

2. Потери бензина на ЛПДС1 складывается из естественной убыли его при приеме, хранении до 1 месяца и при откачке. Среднегодовой норматив естественной убыли для каждой операции находим как полусумму соответствующих значений для осенне-зимнего и весенне-летнего периодов (из табл. 9.11...9.14). Соответственно получаем:

$$У_{ЛПДС1} = 5\cdot10^{6}\cdot\left(\frac{0,05+0,11}{2}+\frac{0,05+0,08}{2}+\frac{0,01+0,02}{2}\right)= 800\cdot10^{3}\ \frac{кг}{год}$$

3. Естественная убыль бензина при его перекачке по МНПП с учетом путевых отборов по формуле (9.6)

$$У_{л} = 0,01\cdot0,19\cdot\ [5\cdot10^{6}\cdot40+\ (5\cdot10^{6}\ -\ 100\cdot10^{3})\cdot\ (60+120)+$$

$$+\ (5\cdot10^{6}\ -\ 150\cdot10^{3})\cdot110] = 3069,5\cdot110^{3}\ \frac{кг}{год}$$

4. Естественная убыль бензина при сбросе на нефтебазу

$$У_{н/б} = 100\cdot10^{3}\cdot\ \frac{0,20+0,34}{2}\ = 27\cdot10^{3}\ \frac{кг}{год}$$

5. Естественная убыль бензина при его прохождении через резервуары ЛПДС3

$$У_{ЛПДС3} = 50\cdot10^{3}\cdot\left(\frac{0,05+0,11}{2}+\frac{0,05+0,08}{2}+\frac{0,01+0,02}{2}\right)= 8\cdot10^{3}\ \frac{кг}{год}$$

6. Естественная убыль бензина при наливе в автоцистерны

$$У_{а/у} = 50\cdot10^{3}\cdot\frac{0,09+0,19}{2}\ = 7\cdot10^{3}\ \frac{кг}{год}$$

7. Общая естественная убыль бензина в системе МНПП

$$У = 800\cdot10^{3}+3069,5\cdot10^{3}+27\cdot10^{3}\ +8\cdot10^{3}\ +7\cdot10^{3} = 3911,5\cdot10^{3}\ \frac{кг}{год},$$

что составляет 0,0782% от объема перекачки.

10 ГЛАВА ОЦЕНКА ФАКТИЧЕСКИХ ПОТЕРЬ НЕФТИ И НЕФТЕПРОДУКТОВ*

Нередки случаи, когда потери нефти или бензинов от испарения превышают рассчитанные по «Нормам естественной убыли». Прежде всего, это связано с отличием реальных условий эксплуатации резервуаров от принятых при составлении «Норм естественной убыли». Чтобы доказать, что сверхнормативные потери не связаны с хищениями, например, надо владеть современными методами расчета потерь от испарения.

Кроме того, расчетными методами можно исследовать влияние различных факторов на величину потерь от испарения и на основании этого планировать мероприятия по их сокращению.

Различают следующие виды потерь от испарения:
1) при заполнении резервуаров («большие дыхания»);
2) при неподвижном хранении («малые дыхания»);
3) после выкачки нефтепродукта вследствие донасыщения газового пространства («обратный выдох»);
4) из-за негерметичности газового пространства («вентиляция»);
5) при заполнении транспортных емкостей.

«Нормами естественной убыли» не учитываются и потери, возникающие при истечении нефти и нефтепродуктов из трубопроводов и резервуаров.

§10.1. Потери от «большого дыхания»

Потери нефтепродукта от «большого дыхания» вычисляются по формуле В. И. Черникина

$$G_{б.д.} = \left[V_н - V_г \left(\frac{P_2 - P_1}{P_2 - P_{у\cdot зак}} \right) \right] \frac{P_{у\cdot зак}}{P_2} \rho_у , \qquad (10.1)$$

* Данная глава написана при участии Коршака С. А.

где $V_н$ – объем закачиваемого в резервуар нефтепродукта; $V_г$ – объем газового пространства (ГП) резервуара перед закачкой нефтепродукта; P_2 – абсолютное давление в ГП в конце закачки, $P_2 = P_а + P_{кд}$; P_1 – то же в начале закачки, $P_1 = P_а - P_{кв}$ – если закачка начинается ночью и $P_1 = P_а$ – если днем; $P_а$ – атмосферное давление; $P_{кв}$, $P_{кд}$ – уставки клапанов соответственно вакуума и давления; $\rho_у$ – плотность паров нефтепродукта

$$\rho_у = \frac{P_г M_у}{\bar{R} T_г}; \qquad (10.2)$$

$P_г$, $T_г$ – абсолютное давление и температура в ГП; $\bar{R}$ – универсальная газовая постоянная, $R = 8314$ Дж/ (кмоль · К); $M_у$ – молярная масса паров нефтепродукта, кг/кмоль
– для бензинов

$$M_у = 60{,}9 - 0{,}306 T_{НК} + 0{,}001 T_{НК}^2; \qquad (10.3)$$

– для нефтей

$$M_у = 0{,}0043 (T_{НК} - 61)^{1{,}7}; \qquad (10.4)$$

$T_{НК}$ – температура начала кипения нефтепродукта (нефти), К; $P_{у.\,зак}$ – среднее расчетное парциальное давление паров нефтепродукта в процессе заполнения резервуара

$$P_у = C_{зак.ср} P_2; \qquad (10.5)$$

$C_{зак.\,ср}$ – средняя концентрация углеводородов в ПВС, вытесняемой из резервуара при его заполнении.

Величина $C_{зак.\,ср}$ определяется с учетом донасыщения ГП в ходе операций, предшествующих заполнению. Независимо от вида технологической операции (опорожнение, простой или заполнение резервуара) концентрация углеводородов в его ГП находится методом последовательных приближений по следующему алгоритму:
1) задаются средней (за операцию) концентрацией $C_{ср}$ углеводородов в ГП;
2) вычисляют кинематическую вязкость паровоздушной смеси ν и коэффициент диффузии паров нефтепродукта $D_м$ при этой концентрации и средней температуре процесса Т;
3) вычисляют полный поток массы J и общую массу $\Delta m_у$ испаряющегося нефтепродукта;
4) находят массовую С и объемную С концентрации углеводородов

в ГП к концу рассматриваемой технологической операции, а затем и расчетное значение средней объемной концентрации углеводородов в ГП в течение данной операции $C_{ср.\ расч.}$

Необходимо добиться равенства величин $C_{ср}$ и $C_{ср.\ расч}$.

Основные параметры паровоздушной смеси и паров нефтепродукта вычисляются по формулам:

– молярная масса ПВС (кг/кмоль)

$$M_{ПВС} = M_у \cdot C_{ср} + M_в \cdot (1\text{-}C_{ср}); \qquad (10.6)$$

– плотность ПВС (кг/м³) – по формуле (10.2), в которую вместо $M_у$ надо подставить $M_{ПВС}$, или как аддитивную величину

$$\rho_{ПВС} = \rho_у \cdot C_{ср} + \rho_в \cdot \left(1 - C_{ср}\right); \qquad (10.6а)$$

– кинематическая вязкость ПВС (м²/с)

$$\nu_{ПВС} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0{,}1 \cdot T - 14{,}1} + \frac{C_{ср}}{0{,}0225T - 3{,}61}}; \qquad (10.7)$$

– коэффициент диффузии паров (м²/ч)

$$D_м = a_м + в_м \cdot T; \qquad (10.8)$$

– концентрация насыщенных паров (доли)

$$C_S = P_S / P_г, \qquad (10.9)$$

где $M_в$ – молярная масса воздуха, $M_в$ = 29 кг/кмоль; $a_м$, $в_м$ – эмпирические коэффициенты (табл. 10.1);

Таблица 10.1

Значении коэффициентов $a_м$, $b_м$

Углеводородная жидкость	$a_м$, м²/ч	$b_м$, м²/(ч·град)
Авиационные бензины	-0,0965	0,000435
Автомобильные бензины	-0,1170	0,000503
Нефти Башкирии (маловязкие)	-0,0587	0,000251
Нефть арланская	-0,0476	0,000200
Нефти Западной Сибири	-0,0111	0,000139
Нефти Татарии	-0,0171	0,000139

P_S – давление насыщенных паров нефтепродукта при рассматриваемых температуре и соотношении фаз

$$P_s = 1{,}22 \cdot P_R \cdot e^{-b_s(311-T)} \cdot F(V_п / V_ж); \qquad (10.10)$$

P_R – давление насыщенных паров нефтепродукта по Рейду (T_R=311 K; соотношение объемов паровой и жидкой фаз = 4); b_s – эмпирический коэффициент (табл. 10.2); F ($V_п/V_ж$) – поправка, учитывающая влияние соотношения фаз на давление насыщения (табл. 10.2).

Таблица 10.2

Рекомендуемые величины bs и F(Vп/Vж)

Углеводородная жидкость	b_s, 1/K	Выражение для расчета F ($V_п/V_ж$)	
		при ($V_п/V_ж$)≤ 4	при ($V_п/V_ж$)>4
Авиационный бензин	0,0325	$1{,}38–0{,}25\ (V_п/V_ж)^{0,3}$	$0{,}81+0{,}486\ (V_п/V_ж)^{-0,68}$
Автомобильный бензин	0,0340	$1{,}41–0{,}25\ (V_п/V_ж)^{0,37}$	$1{,}15–0{,}063\ (V_п/V_ж)^{0,629}$
Нефть	0,0250	$1{,}70–0{,}35\ (V_п/V_ж)^{0,5}$	$1{,}70–0{,}35\ (V_п/V_ж)^{0,5}$

Давление насыщенных паров по Рейду для авиабензинов не должно превышать: для Б-95/130 – 45400 Па; для Б-91/115 и Б-92 – 48000 Па. Для летних автобензинов А-72, А-76, Аи-91, Аи-93 максимально возможная величина P_R = 66700 Па, а для зимних – не более 93300 Па. Летние автобензины А-80 и А-92 имеют $P_R \leq 80000$Па, а у нефтей $P_R \leq$ 66700 Па.

При отсутствии данных о величине P_R рекомендуется принимать величину 1,22 P_R равной: для автобензинов – 57000 Па, для авиабензинов – 65000 Па, для нефтей 25000...45000 Па (обратно пропорционально их плотности).

Интенсивность процесса испарения нефтепродуктов в резервуарах характеризуется величиной полного потока массы испаряющегося вещества J, которое показывает, сколько килограммов нефтепродукта испаряется с единицы его поверхности в единицу времени. Этот процесс пока изучен только для автобензинов.

Для расчета величин J используются следующие критериальные уравнения, справедливые для резервуаров типа РВС:

– при неподвижном хранении бензина

$$Kt_{пр} = 2{,}17 \cdot 10^{-3} \cdot \Delta\ \pi^{0,403} \cdot Sc^{0,0932} \qquad (10.11)$$

– при опорожнении резервуаров

$$Kt_{от} = Kt_{пр} \cdot (1+7{,}45 \cdot 10^{-3} \cdot Sc^{0,197} \cdot Re_{ср}^{0,569}) \qquad (10.12)$$

– при заполнении резервуаров

$$Kt_{зак} = Kt_{пр}[1+1{,}34 \cdot Sc^{1{,}327} \cdot Dp^{-0{,}655} \cdot (Fr \cdot Re)^{0{,}087}] \qquad (10.13)$$

где Kt – безразмерный критерий подобия, характеризующий интенсивность испарения бензинов

$$Kt = \frac{J}{\rho_{пвс} \cdot D_м} \cdot \sqrt{\frac{\nu^2_{пвс} \cdot M_{пвс} \cdot T_б}{g \cdot M_у T_в}}; \qquad (10.14)$$

$T_в$, $T_б$ – абсолютные температуры соответственно воздуха и бензина; $\Delta\pi$ – модуль движущей силы процесса испарения

$$\Delta\pi = \frac{C_S - C_{ср}}{1 - C_S} \qquad (10.15)$$

Sc – число Шмидта; $Re_{ср}$ – среднее число Рейнольдса, характеризующее скорость омывания поверхности бензина воздухом при опорожнении резервуаров; Fr ·Re – параметр подобия, характеризующий интенсивность перемешивания бензина в резервуаре при его заполнении.

Величины Sc, $Re_{ср}$ и Fr ·Re рассчитываются по следующим зависимостям

$$Sc = \frac{\nu_{пвс}}{D_м}; \; Re_{ср} = 0{,}788 \cdot \frac{U d_э}{\nu_{пвс}} \sqrt{N_к}; \; Fr \cdot Re = \frac{W_x^3}{g \nu_{пвс}}, \qquad (10.16)$$

где U – скорость струи воздуха у поверхности откачиваемого нефтепродукта

$$U \approx 14{,}4 \cdot U_o / (3{,}56 + \frac{H_г}{г}); \qquad (10.17)$$

U_o – скорость струи воздуха у поверхности откачиваемого нефтепродукта

$$U_o = Q_{от} / (\pi г^2 \cdot N_к); \qquad (10.18)$$

г – радиус монтажного патрубка; $Q_{от}$ – расход откачки нефтепродукта; $N_к$ – число дыхательных клапанов, установленных на резервуаре; $d_э$ – диаметр круга, эквивалентного площади поверхности бензина, омываемой струей воздуха при входе в резервуар

$$d_э = 0{,}44 \cdot H_г \sqrt{N_к}; \qquad (10.19)$$

$H_г$ – средняя высота ГП за время опорожнения; W_x – характерная скорость перемешивания нефтепродукта в резервуаре при закачке бензина

$$W_x = \frac{W_{зак}}{1 + \frac{\pi D_p^2 \cdot H_б}{4V_{зак}}}; \qquad (10.20)$$

$W_{зак}$ – скорость бензина кинематической вязкостью ν в приемном патрубке резервуара; $V_{зак}$ – часовой объём закачки бензина в резервуар; D_p, $H_б$ – соответственно диаметр резервуара и средний уровень бензина в нём в процессе заполнения.

Массовая концентрация углеводородов $\bar{C}$ в ГП резервуара к моменту окончания различных технологических операций вычисляется по формулам:

– при неподвижном хранении нефтепродукта (простое резервуара)

$$\bar{C}_{хр} = \frac{m_{уо} + \Delta m_{у.пр}}{m_{пвс_о} + \Delta m_{у.пр}}; \qquad (10.21)$$

– при опорожнении резервуара

$$\bar{C}_{от} = \frac{m_{уо} + \Delta m_{у.от}}{m_{пвс_о} + \Delta m_{у.от} + \Delta m_в}; \qquad (10.22)$$

– при заполнении резервуара

$$\bar{C}_{зак} = \frac{m_{уо} + \Delta m_{у.зак} - \Delta m_{пвс} \cdot \bar{C}_{ср.зак}}{m_{пвс_о} + \Delta m_{у.зак} - \Delta m_{пвс}}, \qquad (10.23)$$

где $m_{уо}$, $m_{пвс_о}$ – масса соответственно углеводородов и ПВС в ГП резервуара в начале технологической операции; $\Delta m_у$ – масса углеводородов, испарившихся в газовое пространство за время технологической операции τ

$$\Delta m_у = J \cdot F_р \cdot \tau \qquad (10.24)$$

$F_р$ – площадь «зеркала» бензина в резервуаре; $\Delta m_в$ – масса подсасываемого в резервуар воздуха

$$\Delta m_в \cong \rho_в \cdot Q_{от} \cdot \tau_{от}; \qquad (10.25)$$

$\Delta m_{пвс}$ – масса ПВС, вытесненной из ГП резервуара при его заполнении

$$m_{пвс} \cong \rho_{пвс} \cdot V_н; \qquad (10.26)$$

$\bar{C}_{ср.зак}$ – средняя массовая концентрация углеводородов в ГП в процессе заполнения резервуара.

Для пересчета объемной концентрации углеводородов в массовую, и наоборот, следует пользоваться формулами:

$$\bar{C} = C \cdot \frac{M_y}{M_{пвс}}; \quad C = \bar{C} \cdot \frac{M_{пвс}}{M_y} \qquad (10.26а)$$

или, с учётом формулы (10.6):

$$\bar{C} = \frac{C \cdot \bar{M}}{1 + C \cdot (\bar{M} - 1)}; \quad C = \frac{\bar{C}}{\bar{M} - \bar{C} \cdot (\bar{M} - 1)}, \qquad (10.27)$$

где $\bar{M}$ – отношение молярной массы паров нефтепродукта к молярной массе воздуха, $\bar{M} = M_y / M_в$.

Для приближенной оценки потерь от «больших дыханий» можно воспользоваться методикой НИИТранснефть. Она недостаточно точна, но позволяет обойтись без итераций.

В этом случае среднее расчетное парциальное давление паров нефтепродукта в процессе заполнения резервуара находится по формуле

$$P_y = P_{зз} \cdot \frac{\Delta C}{C_s}, \qquad (10.28)$$

где $P_{зз}$ – давление насыщенных паров нефтепродукта при условиях заполнения; $\Delta C/C_s$ – средняя относительная концентрация углеводородов в газовом пространстве резервуара при его заполнении

$$\frac{\Delta C}{C_s} = \frac{H_{г1}}{H_{г2}} + \frac{\Delta C_1}{C_s} + \frac{\Delta C_2}{C_s}; \qquad (10.29)$$

$H_{г1}$, $H_{г2}$ – высота газового пространства в резервуаре соответственно до и после выкачки нефтепродукта; $\Delta C_1/C_s$ – прирост средней относительной концентрации в газовом пространстве резервуара за время выкачки $\tau_{от}$ нефтепродукта; $\Delta C_2/C_s$ – то же за время простоя $\tau_{пр.}$

Высота газового пространства резервуара с высотами стенки $H_р$ и конуса крыши $H_к$ при уровне заполнения $H_ж$ составляет

$$H_г = H_р - H_ж + \frac{H_к}{3}. \qquad (10.29а)$$

Величина $\Delta C_1/C_s$ зависит от типа резервуара, количества дыхательных клапанов $N_к$, скорости подсасываемого воздуха в них U_0, продолжительности откачки $\tau_{от}$ и может быть найдена по формуле

$$\frac{\Delta C}{C_s} \approx \psi_{c1} \cdot U_0 \cdot \tau_{от}, \qquad (10.30)$$

где ψ_{c1} – коэффициент пропорциональности, выбираемый по табл. 10.3.

Прирост средней относительной концентрации в ГП за время простоя $\tau_{пр}$ описывается выражением

$$\frac{\Delta C_2}{C_s} \approx \psi_{c2} \cdot \tau_{пр}^{\beta\psi}, \qquad (10.31)$$

где ψ_{c2}, $\beta\psi$ – постоянные коэффициенты, величина которых зависит от состояния облачности; при пасмурной погоде $\psi_{c2}=5{,}4\cdot10^{-4}$; $\beta\psi=1{,}305$; при переменной – $\psi_{c2}=9{,}08\cdot10^{-4}$; $\beta\psi=1{,}429$; при солнечной – $\psi_{c2}=2{,}61\cdot10^{-3}$; $\beta\psi=1{,}462$.

Расчеты показывают, что потери от «больших дыханий» обратно пропорциональны расходу закачки.

Сведения о величине расчетной производительности заполнения-опорожнения резервуаров, диаметре и числе приемо-раздаточных устройств приведены в табл. 10.4.

Тип и количество дыхательных клапанов выбираются в соответствии с их характеристиками (табл. 10.5) и минимально необходимой пропускной способностью Q_0 (м³/ч), равной

$$Q_0 = \begin{cases} 2{,}71 \cdot Q + 0{,}026 V_р & \text{при} Q \geq 0{,}114\ Vp \\ Q + 0{,}22 \cdot V_р & \text{при} Q < 0{,}114 Vp, \end{cases} \qquad (10.32)$$

где Q – максимальная производительность закачки-выкачки, м³/ч; $V_р$ – геометрический объем резервуара, м³.

§10.2. Потери от «малого дыхания»

Потери нефтепродуктов от «малого дыхания» вычисляются по формуле Н. Н. Константинова

$$G_{мд} = \sigma \cdot V_г \cdot \ln\left[\frac{(P_а - P_{кв} - P_{min})T_{гmax}}{(P_а + P_{кд} - P_{max})T_{гmin}}\right], \qquad (10.33)$$

где σ – среднее массовое содержание паров нефтепродукта в ПВС, вытесняемой из резервуара

$$\sigma = \frac{(P_{max} + P_{min})M_y}{\bar{R}(T_{г\,max} + T_{г\,min})}; \qquad (10.34)$$

$V_г$ – объем ГП резервуара; P_{min}, P_{max} – соответственно минимальное и максимальное парциальные давления паров нефтепродукта в ГП резервуара в течение суток; $T_{г\ min}$, $T_{г\ max}$ – минимальная и максимальная температуры ГП резервуара в течение суток;

Расчет величин $T_{г\ min}$ и $T_{г\ max}$ выполняется по формулам

$$T_{г\,min} = T_{П.\,СР} + \theta_{г\,min};\ T_{г\,max} = T_{П.\,СР} + \theta_{г\,max}, \qquad (10.35)$$

где $T_{п.\ ср}$ – средняя температура нефтепродукта в резервуаре, которую с достаточной точностью можно принимать равной средней температуре воздуха; $\theta_{г\ min}$, $\theta_{г\ max}$ – избыточные температуры ГП, отсчитываемые от средней температуры нефтепродукта

$$\theta_{г min} = \frac{\theta_{ст\,min}}{1 + \frac{F_н}{F_г}\frac{\alpha'_п}{\alpha'_г}};\ \theta_{г max} = \frac{\theta_{ст\,max}}{1 + \frac{F_н \alpha_п m_o \lambda_н}{F_г \alpha_г (\alpha + m_o \lambda)}}, \qquad (10.36)$$

где $\theta_{ст\ min}$, $\theta_{ст\ max}$ минимальная и максимальная температуры стенки резервуара, отчитываемые от средней температуры нефтепродукта; F – площадь поверхности, ограничивающей ГП резервуара (часть боковой стенки и крыша); $\alpha'_г$, $\alpha'_п$ – коэффициенты теплоотдачи в ночное время соответственно от стенки резервуара к ПВС и от ПВС к поверхности нефтепродукта; $\alpha_г, \alpha_п$ – то же для дневного времени; m_0 – расчетный параметр

$$m_0 = \sqrt{\frac{\pi}{2a\tau_{дн}}}; \qquad (10.37)$$

a – коэффициент температуропроводности нефтепродукта

$$a = \frac{\lambda}{c_p \rho}; \qquad (10.38)$$

λ, c_p, ρ – соответственно коэффициент теплопроводности, теплоемкость и плотность нефтепродукта при температуре $T_{п.\ ср}$; $\tau_{дн}$ – продолжительность дня.

Таблица 10.3.

Величина ψ_{c1}

Тип резервуара	Дыхательные клапаны		ψ_{c1}, с/(м·ч)
	тип	количество	
РВС 100	КД-100	1	0,1380
РВС 200	КД-100	1	0,0682
РВС 300	КД-100	1	0,0500
РВС 400	КД-100	1	0,0382
РВС 700	КД-150	1	0,0414
РВС 1000	КД-150	1	0,0321
РВС 2000	КД-200	1	0,0300
	КД-250	2	0,0520
	КД-250	3	0,0715
	КД-250	4	0,0880
	КД-200	1	0,0220
	КД-250	2	0,0360
	КД-250	3	0,0500
	КД-250	4	0,0600
	НДКМ-150	1	0,0125
	НДКМ-200	1	0,0134
	НДКМ-200	2	0,0222
	НДКМ-250	1	0,0136
	НДКМ-350	1	0,0171
РВС 5000	КД-200	1	0,0155
	КД-250	2	0,0275
	КД-250	3	0,0360
	КД-250	4	0,0410
	НКДМ-150	1	0,0077
	НКДМ-150	2	0,0132
	НКДМ-200	1	0,0089
	НКДМ-200	2	0,0152
	НКДМ-250	1	0,0104
РВС 100000	НКДМ-250	2	0,0171
	НКДМ-350	1	0,0143
	КД-250	2	0,0145
	НКДМ-200	1	0,0045
	НКДМ-200	2	0,0095
	НКДМ-250	1	0,0320
	НКДМ-250	2	0,0090
РВС 20000	НКДМ-350	1	0,0059
	НКДМ-350	2	0,0120
	НКДМ-200	2	0,0048
	НКДМ-250	2	0,0060
	НКДМ-350	1	0,0040
	НКДМ-350	2	0,0071

Максимальную и минимальную избыточные температуры стенки резервуара определяют по формулам

Таблица 10.4

Рекомендуемые величины производительности закачки-выкачки

Номинальный объем резервуара, м³	Приемно-раздаточные устройства		Максимальная производительность закачки-выкачки, м³/ч
	Условный диаметр, мм	число	
1000	150	1	100
	200	1	200
	250	1	300
2000	200	1	200
	250	1	250
	300	1	300
3000	250	1	250
	300	1	300
	350	1	400
5000	350	1	700
	400	1	870
	500	1	1300
10000	400	2	1700
	500	2	2600
20000	700	2	4600
40000	800	2	8500

$$\theta_{ст\,min} = \frac{\alpha_b' \theta_{b\,min}}{\alpha_b' + \alpha_{ст.п}'} + \alpha_р' \frac{F_н}{F_г};\quad \theta_{ст\,max} = \frac{g + \alpha_b \theta_{b\,max}}{\alpha_b + \alpha_{ст.п} + \alpha_р \dfrac{F_н}{F_г}}, \qquad (10.39)$$

где α_b', α_b – коэффициенты теплоотдачи от стенки емкости в атмосферу соответственно в ночное и дневное время; их вычисляют как сумму коэффициентов теплоотдачи конвекцией $\alpha_{bк}\left(\alpha_{bк}'\right)$ и излучением $\alpha_{bл}\left(\alpha_{bл}'\right)$; q – количество тепла, получаемого в полдень за счет солнечной радиации и отнесенного к 1м² стенки, ограничивающей ГП резервуара; $\alpha_{ст.п}'$, $\alpha_{ст.п}$ – приведенные коэффициенты теплоотдачи от стенки резервуара к нефтепродукту соответственно в ночное и дневное время

$$\alpha_{ст.п}' = \frac{\alpha_п' \dfrac{F_н}{F_г}}{1 + \dfrac{F_н \alpha_п'}{F_г \alpha_г'}};\quad \alpha_{ст.п} = \frac{\alpha_п}{\dfrac{\alpha_п}{\alpha_г} + \dfrac{\alpha_п + m_0 \lambda_н}{m_0 \lambda_н \dfrac{F_н}{F_г}}}; \qquad (10.40)$$

$\alpha_\rho', \alpha_\rho$ – коэффициенты теплоотдачи радиацией от стенки резервуара к нефтепродукта соответственно в ночное и дневное время.

Количество тепла, получаемого 1м² стенки, ограничивающей ГП резервуара, за счет солнечной радиации

$$q = \varepsilon_c \frac{F_0}{F_г} i_0, \tag{10.41}$$

где ε_c – степень черноты внешней поверхности резервуара: для окрашенного белой краской $\varepsilon_c = 0{,}16$; новой алюминиевой краской $\varepsilon_c = 0{,}33$; алюминиевой краской, подвергшейся воздействию атмосферы, $\varepsilon_c = 0{,}65$; для неокрашенного стального резервуара $\varepsilon_c = 0{,}9$; F_0 – площадь проекции стенок резервуара на плоскость, нормальную к направлению солнечных лучей в полдень; для резервуаров типа РВС

$$F_0 = F_b \sin(\psi - \varphi) + F_н \cos(\psi - \varphi); \tag{10.42}$$

F_b, $F_н$ – площади проекций поверхности стенок и кровли, ограничивающих ГП резервуара, соответственно на вертикальную и горизонтальную плоскости; ψ – географическая широта места установки резервуара; φ – расчетное склонение Солнца в рассматриваемый период; i_0 – интенсивность солнечной радиации на плоскость, нормальную к направлению солнечных лучей в полдень (Вт/м²)

$$i_0 = \frac{1357 K_0}{1 + \dfrac{1-\gamma}{\gamma \cos(\psi - \varphi)}}; \tag{10.43}$$

K_0 – коэффициент, учитывающий состояние облачности: при безоблачном небе K_0=1; при облачности 50% K_0=0,7...0,8; при сплошной облачности K_0=0,5...0,6; γ – коэффициент прозрачности атмосферы, γ = 0,7...0,8.

При усредненных расчетах за длительные периоды времени следует руководствоваться данными о числе дней с разной облачностью.

Расчетное склонение Солнца φ (в градусах) находится по одной из формул

$$\varphi = \begin{cases} -23{,}0 + 2{,}56 \cdot 10^{-2} \left(N_д - 1\right)^{1{,}55} & \text{при} N_д \le 90 \\ -55{,}6 + 0{,}92 N_д - 2{,}59 \cdot 10^{-3} \cdot N_д^2 & \text{при} 90 \le N_д \le 273 \\ -23{,}0 + 1{,}39 \cdot 10^{-3} \left(365 - N_д\right)^{2{,}12} & \text{при} 273 \le N_д \le 365 \end{cases}, \tag{10.44}$$

Таблица 10.5

Сведения о дыхательных клапанах резервуаров

Тип	Ду, мм	Пропускная способность (не менее), $м^3/ч$	Условия срабатывания	
			Избыточное давление, Па	Вакуум, Па
КД-50	50	15	—	—
КД-100	100	50	—	—
КД-150	150	100	—	—
КД-250	250	300	—	—
КДС-1000	350	1000	2000	250
КДС-1500	500	1500	2000	250
КДС-3000	500	3000	2000	250
КДС2-1500	150	450	2000	250
	200	750	2000	250
	250	1000	2000	250
	350	1300	2000	250
	500	1500	2000	250
КДС2-3000	250	1100	2000	250
	350	2400	2000	250
	500	3000	2000	250
НДКМ-100	100	200	1600	160
НДКМ-150	150	500	1600	160
НДКМ-200	200	900	1600	160
НДКМ-250	250	1500	1600	200
НДКМ-350	350	3000	2000	200
СМДК-50	50	25	2000	250
СМДК-50	50	25	2000	250
СМДК-100	100	25	2000	250
СМДК-150	150	142	2000	250
СМДК-200	200	250	2000	250
СМДК-250	250	300	2000	250
СМДК-350	350	420	1900	250

где $N_д$ – количество суток до рассматриваемого дня, включая его, с начала года.

При выборе коэффициентов теплоотдачи $\alpha'_р, \alpha_р$, $\alpha_г$, $\alpha'_г$, $\alpha_р$, $\alpha'_р$ можно воспользоваться рекомендациями: Н. Н. Константинова:

$\alpha_п = \alpha'_п = 5,3$ Вт/(м²·ч·град),

$\alpha_г = 2,33$ Вт/ (м²·ч·град),

$\alpha_{bk} = 2,44$ Вт/ (м·ч·град),

а остальные коэффициенты могут быть рассчитаны по формулам вида:

$$\alpha_i = a_{\alpha o} + a_{1\alpha} q + a_{2\alpha} q^2; \qquad (10.45)$$

$$\alpha_j = b_{\alpha 0} + b_{1\alpha} T_{bcp}, \qquad (10.46)$$

где $a_{\alpha o} ... a_{\alpha 2}$, $b_{\alpha 0}, b_{\alpha 1}$ – эмпирические коэффициенты, принимаемые по табл. 10.6.

Таблица 10.6

Величины эмпирических коэффициентов в формулах (10.45), (10.46)

Коэффициент теплоотдачи, Вт/ (м^{2}К)	Коэффициенты				
	$a_{\alpha o}$	$10^3 \cdot a_{1\alpha}$	$10^6 \cdot a_{2\alpha}$	$b_{\alpha o}$	$10^2 \cdot b_{1\alpha}$
α_p	3,05	9,01	-7,65	-	-
α'_p	-	-	-	-9,19	4,59
$\alpha_{bл}$	2,70	8,07	-6,09	-	-
$\alpha'_{bл}$	-	-	-	-3,90	3,78
$\alpha_{bк}$	2,60	15,28	-16,54	-	-
α_r	1,68	3,59	-2,96	-	-

Минимальное парциальное давление углеводородов в ГП резервуара P_{min} определяется по формуле (10.10) при $T_Г = T_{Гmin}$. Максимальная же величина парциального давления P_{max} находится как

$$P_{max} = C^*_{xp} \cdot (P_a + P_{кд}), \qquad (10.47)$$

где C_{xp} – объемная концентрация углеводородов в ГП к концу периода роста парциального давления (см. п.10.1).

Ориентировочно величину P_{max} можно рассчитать по формуле

$$P_{max} = P_{min} + \frac{\partial P}{\partial \tau} \tau, \qquad (10.48)$$

где $\frac{\partial P}{\partial \tau}$ – почасовой рост парциального давления в ГП, Па/ч

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} \approx 17,25 \frac{\overline{R} \theta^{1,25}}{M_y D_p (T_{п.ср} H_г)^{0,25}}; \qquad (10.49)$$

θ – температурный напор, К

$$\theta = 5,5 + \frac{29,1\left\{\cos(\psi-\varphi) - 0,333\ln\left[3\cos(\psi-\varphi)+1\right] - 0,0008\right\}}{1,49+(\psi-\varphi)}; \quad (10.50)$$

τ – продолжительность роста парциального давления в ГП, ч

$$\tau = 0,5\tau_{дн} + 3; \quad (10.51)$$

$\tau_{дн}$ – продолжительность дня в часах

$$\tau_{дн} = \frac{2}{15}\arccos(-tg\varphi \cdot tg\psi). \quad (10.52)$$

§10.3 Потери от «обратного выдоха» и от вентиляции газового пространства

Потери от «обратного выдоха» возникают вследствие донасыщения ГП после опорожнения резервуара. Их величина находится по формуле

$$G_{о.в} = \frac{(P_а + P_{кд})V_г}{RT_{п.ср}}\left(\ln\frac{1-C^*_{от}}{1-C^*_{пр}} + C^*_{от} - C^*_{пр}\right), \quad (10.53)$$

где $V_г$ – объем ГП резервуара; $C^*_{от}$, $C^*_{пр}$ – объемная концентрация паров нефтепродукта в ГП к моменту окончания соответственно опорожнения резервуара и простоя.

Необходимо помнить, что величина $C_{пр}$ не может превышать $C_{впр}$.

Потери от вентиляции ГП обусловлены наличием в кровле или верхней части стенки резервуара двух или нескольких отверстий, расположенных на разных уровнях. При этом вследствие разности плотностей воздуха и паровоздушной смеси образуется газовый сифон с расходом

$$Q_{вент} = \mu^n_р f_р \sqrt{\frac{2ghc(\rho_у - \rho_в)}{\rho_в + c(\rho_у - \rho_в)}}, \quad (10.54)$$

где $\mu^n_р$ – коэффициент расхода при истечении ПВС, $f_р$ – площадь отверстия, расположенного ниже; h – расстояние между отверстиями по вертикали; c – средняя концентрация углеводородов в ГП.

Потери нефтепродукта от вентиляции ГП в течение времени $\tau_{вент}$

$$G_{вент} = c\rho_у Q_{вент}\tau_{вент} \quad (10.55)$$

§10.4. Потери при заполнении транспортных емкостей

Потери нефти (нефтепродуктов) при заполнении транспортных емкостей (нефтеналивных судов, железнодорожных и автомобильных цистерн, бочек) определяется по формуле

$$G_т = k_т V_{зак} \rho_у \left(\frac{P_s}{P_г} \right), \qquad (10.56)$$

где $k_т$ – коэффициент, учитывающий степень насыщенности паровоздушной смеси и превышение объема вытесняемой ПВС над объемом $V_{зак}$ закачиваемого нефтепродукта.

Величина коэффициента $k_т$ зависит от условий налива. При заполнении транспортных емкостей сверху открытой струей

$$k_Т = \left(0,7 + \sqrt[3]{\tau_Н} \right)^{-1}, \qquad (10.57)$$

где $\tau_н$ – продолжительность налива, ч.

При наливе сверху или снизу закрытой струей

$$k_Т = 0,85 a_Т \sqrt{\tau_Н}, \qquad (10.58)$$

где $a_т$ – постоянный коэффициент

$$a_Т = \begin{cases} 1 - \text{при} H_Е \le 1\text{м} \\ 1/H_Е - \text{при} H_Е > 1\text{м} \end{cases} \qquad (10.59)$$

$H_Е$ – высота (диаметр котла) наливаемой емкости, м.

Если же налив осуществляется полуприкрытой струей (сначала открытой, а затем закрытой), то

$$k_Т = \left(1,1 + \sqrt[3]{\tau_Н} \right)^{-1}. \qquad (10.60)$$

§10.5. Выбор средств сокращения потерь нефти и нефтепродуктов от испарения

В условиях рыночной экономики очевидным является следующее положение: наиболее целесообразно применение того средства сокращения потерь (ССП), которое дает наибольший экономический эффект. Основываясь на нем, после ряда

преобразований нами получен критерий выбора средств сокращения потерь

$$K_a = S\left(1 - \frac{\theta}{\sigma_н}\right), \qquad (10.61)$$

где S – сокращение потерь, обеспечиваемое рассматриваемым техническим средством; θ – удельные приведенные затраты на сокращение потерь 1 тонны нефти (нефтепродукта) данным средством; $\sigma_н$ – обобщенная цена 1 тонны нефти (нефтепродукта).

Применять следует то средство сокращения потерь, для которого величина K_a – критерия максимальна.

При расчетах по формуле (10.61) необходимо использовать значения S и θ средние за срок службы ССП τ_c

$$S = \sum_{i=1}^{\tau_c} S_i / \tau_c , \qquad (10.62)$$

$$\theta = \frac{\sum_{t=1}^{\tau_c} Э_t + (\varepsilon_н + \zeta)\sum_{t=1}^{\tau_c} \frac{K_t}{(1+\varepsilon_{нп})^{t-1}}}{G_П S \tau_c}, \qquad (10.63)$$

где S_i – сокращение потерь в целом по резервуарному парку в i-й год с начала внедрения ССП; $Э_i, K_i$ – соответственно стоимость потребляемой ССП электроэнергии и капиталовложения в него в i-м году; $\varepsilon_н$ – нормативный коэффициент эффективности капиталовложений; ζ – норматив отчислений на амортизацию и текущий ремонт; $\varepsilon_{нп}$ – норматив приведения, $\varepsilon_{нп} \approx 0,21/год$; $G_п$ – годовые потери от испарения по резервуарному парку до внедрения ССП.

Расчет сокращения потерь

Сокращение потерь, достигаемое при применении ССП, в значительной степени зависит от номинальной вместимости резервуара, коэффициента его оборачиваемости $n_{ОБ}$ и ряда других факторов. При решении учебных задач можно воспользоваться упрощенными формулами, полученными в результате обработки данных расчета на ЭВМ по оригинальным методикам [ ] для условий г. Уфы (в долях).

Сокращение потерь при применении дисков-отражателей описывается выражением (в долях)

$$S = a_{0s} + a_{1s} n_{ОБ} + a_{2s} n_{ОБ}^2 + a_{3s} n_{ОБ}^3 , \qquad (10.64)$$

где a_{0s}, a_{1s}, a_{2s}, a_{3s} – числовые коэффициенты, зависящие от типа резервуара (табл. 10.7).

Таблица 10.7

Величины коэффициентов в формуле (10.64)

Номинальный объем резервуара, м³	$10^2 \cdot a_{0s}$	$10^2 \cdot a_{1s}$, год	$10^2 \cdot a_{2s}$, год²	$10^2 \cdot a_{3s}$, год³
400	–3,77	0,651	–11,0	6,77
700	–3,43	0,685	–11,9	7,20
1000	–3,50	0,635	–11,0	6,69
2000	–3,57	0,627	–10,9	6,61
3000	–3,67	0,564	–9,8	5,96
5000	–3,80	0,465	–8,1	4,95
10000	–2,26	0,667	–11,9	7,30
20000	–4,22	0,250	–4,4	2,71
50000	–3,61	0,341	–6,1	3,77

Отрицательные величины $S_д$, вычисленные по формуле (10.64) в области низких коэффициентов оборачиваемости, свидетельствует о бесполезности применения дисков-отражателей в данных условиях.

Сокращение потерь бензинов, достигаемое при применении понтонов с затвором типа РУМ-2, может быть оценено по формуле (в долях)

$$S_п = b_{0s} + b_{1s} \cdot n^{b_{2s}}, \qquad (10.65)$$

где b_{0s}, b_{1s}, b_{2s} – постоянные числовые коэффициенты, зависящие от номинальной вместимости резервуара и коэффициента оборачиваемости (менее 10 или более).

Сведения о величинах b_{0s}, b_{1s}, b_{2s} приведены в табл. 10.8

Для других типов затворов к величине $S_п$, найденной по формуле (10.65) вводятся понижающие коэффициенты: для РУМ-1 его величина равна 0,8, а для бельтингового – 0,6.

При применении плавающих крыш в одинаковых условиях с понтонами сокращение потерь от испарения $S_{пк}$ меньше, чем при применении понтонов: при номинальном объеме резервуаров 1000 м³ и меньше – на 7...10 %, при 2000 м³<$V_{ном}$<5000 м³ – на 3...5 %, при $V_{ном} \geq 10000$ м³ – на 1...2 %.

Сокращение потерь, обеспечиваемое при применении газоуравнительных систем $S_{гус}$ при операциях со стабильными углеводородными жидкостями с температурой менее 25 °С, может быть принято равным $K_c \cdot 100\%$. Значения коэффициента совпадения операций K_c для каждой конкретной группы резервуаров определяются по журналам оперативного учета, диспетчерским листам и т.п. как

Таблица 10.8

Величины коэффициентов в формуле (10.65) для понтонов с затвором РУМ-2

Номинальная вместимость резервуаров, м³	N≤10 1/год			10<n≤40 1/год		
	$10^2 \cdot b_{1s}$	$10^2 \cdot b_{1s}$, год$^{b_{2s}}$	b_{2s}	$10^2 \cdot b_{0s}$	$10^2 \cdot b_{1s}$, год$^{b_{2s}}$	b_{2s}
400	-	1,65	0,845	-	2,35	0,688
700	-	3,21	0,736	-	3,56	0,697
1000	-	4,01	0,703	3	3,85	0,683
2000	-	18,00	0,410	26	5,95	0,545
3000	-	27,10	0,275	32	6,27	0,519
5000	10	20,30	0,347	40	4,46	0,563
10000	26	16,94	0,384	52	4,52	0,529
20000	40	11,90	0,439	67	0,90	0,834
50000	63	13,30	0,284	82	0,59	0,915

Таблица 10.9.

Рекомендуемые величины коэффициентов совпадения операций

№	Характеристики объекта	$n_{об}$,1/год	K_c
1	Нефтебазы, осуществляющие прием по трубопроводу или железной дороге, отпуск — в автоцистерны	до 50	0,2...0,5
2	Нефтебазы, расположенные на водных путях; прием — в нефтеналивные суда, железнодорожные и автомобильные цистерны	до 30	0,1...0,3
3	Нефтебазы, осуществляющие прием по трубопроводу и железной дороге, отпуск — в железнодорожные и автомобильные цистерны	до 25	0,2...0,4
4	Насосные станции, на которых производится одновременно прием и отпуск — в группе резервуаров с одинаковым нефтепродуктом	—	0,5...0,7
5	Насосные станции, на которых не производится одновременно прием и отпуск — в группе резервуаров с одинаковым нефтепродуктом, а также наливные станции	—	0,1...0,3

$$K_c = \frac{\min\{V_{зак}; V_{от}\}}{V_{зак}}, \qquad (10.66)$$

где $V_{зак}$, $V_{от}$ – объемы соответственно принятого и отпущенного нефтепродукта за рассматриваемый промежуток времени.

Для проектируемых объектов величину K_c можно принимать по табл. 10.9.

Если коэффициент оборачиваемости для проектируемых нефтебаз заранее неизвестен, то его ориентировочное значение можно принять по табл. 10.10.

Таблица 10.10

Ориентировочные величины коэффициента оборачиваемости для нефтебаз

Тип нефтебаз	Среднегодовые коэффициенты оборачиваемости резервуаров
Морские перевалочные	Не менее 30
Перевалочные (перевалочно-распределительные)	25...40
Распределительные, в т.ч. железнодорожные, трубопроводные	10...18
Автомобильные	8...14
Водные (на замерзающих реках)	2...4

При применении систем улавливания легких фракций (УЛФ) достигаемое сокращение потерь зависит от многих факторов и может быть рассчитано только по специальным методикам.

Расчет затрат

Капиталовложения в понтоны, плавающие крыши и диски-отражатели, учитывающие все виды затрат, включая стоимость строительно-монтажных работ, приведены в табл. 10.11.

Затраты на сооружение газоуравнительной системы складываются из стоимости собственно труб (отводов, коллектора), огневых преградителей, задвижек, опор (при надземной прокладке), а также стоимости выполняемых работ (земляных, изоляционных, бетонных, монтажных и т. д.). Для решения учебных задач можно принять, что стоимость всех видов строительно-монтажных работ составляет около 80 % от суммарной стоимости труб, огневых предохранителей, задвижек и опор.

Сведения о ценах на элементы газоуравнительных систем приведены в табл. 10.12.

Расчетный внутренний диаметр ГУС определяется по формуле

$$D = 3{,}63 \cdot \sqrt[4{,}75]{\frac{G_{max}^{1{,}75} \cdot \gamma^{0{,}25} \cdot L}{\Delta P \cdot \rho^{0{,}75}}}, \qquad (10.67)$$

где G_{max} – максимальный весовой расход газовой фазы в ГУС, кг/с; ν, ρ – соответственно кинематическая вязкость ($м^2/см$) и плотность ($кг/м^3$)

Таблица 10.11

Стоимость средств сокращения потерь (цены 1982 г.)

Номинальный объем резервуара, $м^3$	Понтон с затвором типа, тыс. руб.			Плавающая крыша с затвором типа*), тыс. руб.			Диск-отражатель, руб.
	бельтинговый	РУМ-1	РУМ-2	бельтинговый	РУМ-1	РУМ-2	
100	1,16	1,34	3,14	0,64	0,77	2,11	6
200	1,65	1,91	4,44	0,83	1,02	2,89	7
300	2,03	2,31	5,22	1,18	1,39	3,54	8
400	2,35	2,67	5,94	1,50	1,74	4,16	9
700	3,41	3,80	7,82	2,05	2,31	5,00	12
1000	3,46	3,86	7,89	2,32	2,61	5,57	15
2000	4,22	4,80	10,62	3,63	4,23	6,94	20
3000	5,97	6,62	13,04	4,06	4,95	8,39	23
5000	8,07	8,91	17,05	5,58	6,17	12,10	25
10000	22,35	24,38	44,60	19,11	19,91	28,00	30
15000	29,30	31,40	52,35	23,78	24,70	33,98	35
20000	36,53	38,79	61,36	28,59	29,64	40,13	40
30000	39,90	42,10	64,14	31,55	32,84	45,75	50

*)Для удобства сопоставительных расчетов эта величина равна разности фактической стоимости резервуара с плавающей крышей и стоимости резервуара со стационарной кровлей.

Таблица 10.12

Сведения о стоимости задвижек, труб и огневых преградителей (цены 1982 г.)

Диаметр труб		Стоимость, руб.			
		Задвижек ЗКЛ-16	Труб с толщиной стенки		Огневых предохранителей
наружный	условный		$\delta = 7$ мм	$\delta = 9$ мм	
108	100	50	3,15	4,29	7,5
159	150	90	5,49	6,25	11,0
219	200	160	8,13	8,75	16,0
273	250	194	10,2	11,0	22,0
325	300	250	12,2	16,3	32,0
377	350	280	14,1	17,4	42,0
426	400	340	16,0	19,7	—
530	500	440	18,5	22,2	—
630	600	530	21,5	26,9	—
720	700	710	23,9	30,1	—

газовой фазы; L – расстояние между крайними резервуарами, м; ΔP – расчетный перепад давления в ГУС, Па.

Величина G_{max} соответствует максимальному расходу откачки бензина из резервуаров. Расчетный перепад давления рекомендуется принимать равным 1000 Па. В качестве ν и ρ следует брать соответствующие параметры воздуха, т. к. это наихудший случай с точки зрения расчета D.

При определении протяженности трубопроводов ГУС необходимо исходить из противопожарных требований к размещению резервуаров. Согласно СНиП резервуары в резервуарных парках размещаются группами. Их общая емкость в одной группе должна быть не более: резервуаров с плавающей крышей или понтоном 200000 м³ при применении резервуаров емкостью 50000 м³; резервуаров со стационарной крышей – 120000 м³ при хранении нефти и нефтепродуктов с температурой вспышки выше 45 °С и 80000 м³ – при хранении нефти и нефтепродуктов с температурой вспышки 45 °С и ниже. Общая площадь «зеркала» группы подземных резервуаров не должна превышать 14000 м³.

Расстояние между стенками наземных резервуаров, располагаемых в одной группе, должно быть: резервуаров с плавающей крышей – 0,5 диаметра, но не более 30 м; резервуаров с понтоном – 0,65 диаметра и со стационарной крышей – 0,75 диаметра, но не более 30 м.

Расстояние между стенками подземных резервуаров одной группы должно быть не менее 1 м.

Расстояние между стенками ближайших резервуаров, расположенных в соседних группах должно быть:
– для наземных резервуаров объемом до 20000 м³ – 40 м;
– для наземных резервуаров объемом 20000 м³ и более – 60 м;
– для подземных резервуаров – 15 м.

Учитывая предварительный характер выполненных расчетов протяженность коллектора $L_к$ ГУС принимается равной расстоянию между центрами крайних резервуаров, а длина каждого отвода $L_{от}$ – сумме высоты резервуара и расстояния от его центра до коллектора.

Суммарную длину труб, из которых изготовлены опоры газопроводов ГУС, ориентировочно можно принять равной 50 % от общей длины газопроводов.

Если схема размещения и расстояние между резервуарами неизвестны, то ориентировочно затраты на сооружение ГИС можно принять по табл.10.13.

Затраты на сооружение систем УЛФ рассчитываются в зависимости от ее типа (адсорбционная, абсорбционная, компрессорная, эжекторная и т.д.), а также применяемого оборудования.

Обобщенная цена 1 тонны нефти (нефтепродукта) находится как

$$\sigma_н = \sigma_{но} + \varepsilon_{нс} \cdot Ц_с + \sigma_{о.с}, \qquad (10.68)$$

где $\sigma_{но}$ – оптовая цена 1 т нефти (нефтепродукта); $\varepsilon_{нс}$ – нормативный коэффициент эффективности сопряженных капитальных затрат $\varepsilon_{нс} \approx \varepsilon_н$; $Ц_с$ – общая сумма сопряженных удельных капиталовложений, складывающаяся из удельных капитальных вложений на добычу и транспорт нефти, а для бензинов – также на производство 1 т бензина и ее транспорт; $\sigma_{о.с}$ – экономическая оценка ущерба, причиняемого испарением 1 т нефти (нефтепродукта) в атмосферный воздух.

Таблица 10.13

Удельные затраты на сооружение газоуравнительной системы (в рублях на один резервуар, включениый в ГУС)

Номинальный объем резервуара, м³	Условный диаметр коллектора ГУС, мм								
	100	150	200	250	300	400	500	600	700
100	346	504	739	814	1172	1746	2429	3241	4156
200	346	504	741	818	1174	1751	2435	3249	4166
300	347	505	742	821	1177	1755	2442	3257	4177
400	348	506	744	824	1180	1760	2448	3266	4187
700	349	507	746	832	1187	1775	2467	3291	4218
1000	350	509	749	870	1195	1789	2485	3315	4248
2000	350	510	750	890	1210	1800	2500	3334	4279
3000	362	540	790	1040	1280	1925	2680	3530	4496
5000	388	570	840	1100	1340	2060	2865	3800	4861
10000	414	610	900	1180	1435	2204	3060	4052	5177
15000	420	638	941	1248	1500	2334	3209	4243	5406
20000	422	653	963	1265	1535	2400	3270	4321	5493
30000	453	700	1030	1355	1640	2570	3500	4627	5885

Поскольку в табл.10.8. приведена стоимость дисков-отражателей, понтонов и плавающих крыш в ценах 1982 г., то для учебных целей следует принимать величины $\sigma_{но}$ для нефтей – 30 руб/ т, а для бензинов: Аи-93, Аи-95, Аи-98-520 руб/ т, А-72, А-76-390 руб/т.

Величины сопряженных удельных капиталовложений таковы (руб·год/т): нефтедобыча – 325,5; транспортировка нефти – 81,5; нефтепереработка – 86,0; транспортировка нефтепродуктов – 11. Соответственно, для резервуаров головной НС нефтепровода $Ц_с$=325,5 руб·год/т; для резервуаров промежуточных НС нефтепровода и сырьевого парка НПЗ $Ц_с$=407,0 руб·год/т; для товарного парка НПЗ и головной НС магистрального нефтепродуктопровода $Ц_с$=493 руб·год/т; для резервуаров нефтебаз $Ц_с$=504 руб·год/т.

Экономическая оценка ущерба, причиняемого испарением 1 т нефти (нефтепродукта) в атмосферный воздух, выполняется в соответствии с рекомендациями [ ] (в ценах 1982 г.)

$$\sigma_{o.c} = \gamma_э \cdot A \cdot f_\sigma \cdot \sigma_м \qquad (10.69)$$

где $\gamma_э$ – постоянный множитель, $\gamma_э$ = 2,4 руб/т; A – показатель относительной агрессивности углеводородных выбросов: в широтном поясе южнее 45°с.ш. A = 1,26, а севернее 45°с.ш. A =3,16; f_σ – поправка, учитывающая характер рассеяния выбросов в атмосфере

$$f_\sigma = \frac{4}{(1+u)(1+0,01h)}; \qquad (10.70)$$

u – среднегодовое значение модуля скорости ветра на уровне флюгера; если u неизвестно, то его следует принимать равным 3 м/с; h – расчетная высота устья источника выброса по отношению к загрязняемой территории, м; $\sigma_м$ – показатель относительной опасности загрязнения атмосферного воздуха (табл. 10.14).

При расчете средневзвешенной для зоны активного загрязнения (ЗАЗ) величины $\sigma_{мi}$ используется формула

$$\sigma_м = \frac{1}{F_{заз}} \sum_{i=1}^{k} \sigma_{мi} F_i , \qquad (10.71)$$

где F_i – площадь территории i-го типа в составе ЗАЗ.

Для организованных источников выброса, которыми являются резервуары

$$F_{заз} = \sum_{1}^{k} F_i = 396\pi h^2. \qquad (10.72)$$

Для одиночного резервуара расчетная высота устья источника выброса принимается равной высоте его стенки, а для группы резервуаров находится как средневзвешенная величина

$$h = \sum_{1}^{n_p} H_{pi} V_{pi} \Big/ \sum_{1}^{n_p} V_{pi} , \qquad (10.73)$$

где H_{pi} – высота резервуара объемом V_{pi}; n_p – число резервуаров в группе.

При выборе $\sigma_{мi}$ необходимо учитывать также, что:

1) для центральной части городов с населением свыше 300 тыс. чел. независимо от плотности населения $\sigma_{мi}$ = 8;

Таблица 10.14

Значение показателя $\sigma_{мi}$ над территориями различных типов

Тип загрязняемой территории	Величина $\sigma_{мi}$
Курорты, санатории, заповедники, заказники	10
Пригородные зоны отдыха, садовые и дачные кооперативы	8
Населенные пункты с плотностью населения n (чел/га)	0,1 n
Территория промышленных предприятий (включая защитные зоны) и промышленных узлов	4
Леса:	
1-я группа	0,2
2-я группа	0,1
3-я группа	0,025
Пашни:	
южные зоны (южнее 50° с. ш.)	0,25
центрально-черноземные районы, Южная Сибирь	0,15
прочие районы	0,1
Сады, виноградники	0,5
Пастбища, сенокосы	0,05

2) для орошаемых земель, садов, виноградников, сенокосов величины $\sigma_{мi}$ надо брать увеличенными в 2 раза по сравнению с приведенными в табл. 10.10.

§10.6. Истечение нефти и нефтепродуктов из трубопроводов и резервуаров

Расход нефти (нефтепродукта), вытекающей через отверстия в стенке нефтепроводов и резервуаров, описывается формулой

$$Q_y = \mu_p f_p \sqrt{2g\Delta H}, \qquad (10.74)$$

где μ_p – коэффициент расхода; f_p – площадь отверстия; ΔH – напор, под действием которого происходит истечение.

В общем случае величина коэффициента расхода зависит от формы отверстия, толщины стенки сооружения, числа Рейнольдса для условий истечения, а также среды, в которую вытекает жидкость. Стенка считается тонкой, если ее толщина в 5 и более раз меньше диаметра отверстия.

При истечении маловязких жидкостей через отверстие в тонкой стенке величина коэффициента расхода может быть найдена по одной из формул

$$\mu_p = \begin{cases} \dfrac{Re}{48} \text{ при} Re \le 25 \\ \dfrac{Re}{1,5 + 1,4 \cdot Re} \text{ при} 25 < Re \le 300 \\ 0,592 + \dfrac{0,27}{Re^{1/6}} \text{ при} 300 < Re \le 10000 \\ 0,592 + \dfrac{5,5}{Re^{0,5}} \text{ при} Re > 10000 \end{cases} \quad (10.75)$$

Для нефтегазоконденсатных смесей получены следующие зависимости:

– истечение в атмосферу и воду

$$\mu_p = \exp\left[a_{m0} + \frac{a_{m1}}{Re} + k_{то}\left(a_{m2} + \frac{a_{m3}}{Re} \right) + k_{то}^2 \left(a_{m4} + \frac{a_{m5}}{Re} \right) \right]; \quad (10.76)$$

– истечение в водонасыщенный грунт

$$\mu_p = \frac{10^6 \exp\left(-Re 10^{-6}\right)}{1640000 - 2,15 Re - (212000 - 2,67 Re) k_{ТО} + (7500 - 0,733 Re) k_{ТО}^2}, \quad (10.77)$$

где $a_{mo} \ldots a_{m5}$ – числовые коэффициенты, величина которых зависит от толщины стенки и среды, в которую происходит истечение (табл. 10.15); Re – число Рейнольдса для условий истечения

$$Re = \frac{L' \sqrt{2g\Delta H}}{\nu}, \quad (10.78)$$

L' – характерный линейный размер отверстия

$$L' = 4f_p / \aleph_p; \quad (10.79)$$

$\aleph_p$ – периметр отверстия; $k_{то}$ – коэффициент, учитывающий форму отверстия: $k_{то} = 0$ – для ромба, $k_{то} = 1$ – для круга, $k_{то} = 2$ – для прямоугольника, $k_{то} = 3$ – для треугольника; ν – кинематическая вязкость жидкости.

Таблица 10.15

Величиины коэффициентов в формуле (10.76)

Среда, в которую происходит истечение	Характеристика стенки	a_{m0}	a_{m1}	a_{m2}	a_{m3}	a_{m4}	a_{m5}
Атмосфера	тонкая	–0,335	110	–0,18	–340	0,066	10
	толстая	–0,588	1560	–0,269	2320	0,14	–930
Вода	толстая	–0,599	6410	0,167	–8610	–0,0057	–2340

Для оценочных расчетов можно принять $\mu_p = 0,65$.

Площадь отверстия также рассчитывается в зависимости от его формы:

– для круглого коррозионного отверстия диаметром d_{cp}

$$f_p = 0,25\pi d_{cp}^2 \; ; \; \aleph_p = \pi d_{cp}; \qquad (10.80)$$

– для эллиптического коррозионного отверстия с размерами осей d_{min} и d_{max}

$$f_p = 0,25\pi d_{min} d_{max} \; ; \; \aleph_p = 0,5 \cdot \pi \cdot (d_{min} + d_{max}); \qquad (10.81)$$

– для протяженного коррозионного повреждения длиной ℓ_* и шириной b_*

$$f_p = \ell_* \cdot b_* \; ; \; \aleph_p = 2(\ell_* + b_*); \qquad (10.82)$$

– для ромбовидного отверстия с длинами осей b_{min} и b_{max}

$$f_p = 0,5 b_{min} b_{max} \; ; \; \aleph_p = 2\sqrt{b_{min}^2 + b_{max}^2}; \qquad (10.83)$$

– для разрывов кольцевых швов с расхождением кромок $b_к$

$$f_p = \pi d b_к \; ; \; \aleph_p = 2 \cdot (\pi d + b_к); \qquad (10.84)$$

– для разрывов заводских продольных и спиральных швов длиной ℓ_p и шириной b_p, а также для разрывов по основному металлу тех же размеров

$$f_p = 0,5 \ell_p b_p, \; \aleph_p = \ell_p + 2\sqrt{b_p^2 + \left(\frac{\ell_p}{2}\right)^2} \qquad (10.85)$$

Напор, под которым происходит истечение, находится в зависимости от конкретных условий.

Если истечение происходит из резервуара или простаивающего трубопровода через малое отверстие, когда потерями напора при движении жидкости к нему можно пренебречь, то

$$\Delta H = 0{,}5\left(H_1 + H_2\right), \tag{10.86}$$

где H_1, H_2 напор жидкости соответственно в начальный и конечный моменты времени.

Для резервуаров и трубопроводов с суфлирующим отверстием (или вантузом) H_i равно превышению уровня жидкости $Z_{жi}$ над местом расположения отверстия Z_0 в соответствующий момент времени, т. е.

$$H_i = Z_{жi} - Z_0.$$

Если воздух в трубопровод (над поверхностью жидкости) не поступает, то

$$H_i = z_{жi} - z_0 - \frac{P_a - P_s}{\rho g}, \tag{10.87}$$

где P_s – давление насыщенных паров нефти (нефтепродукта) при температуре перекачки.

Средний расход, с которым нефть вытекает из работающего трубопровода, вычисляется по формуле (10.74), в которой

$$\Delta H = H_2 - \Delta Z_X + \sum_{i=1}^{n_1} A_i - (fx + \sum_{i=1}^{n_1} Б_i) Q^{2-m}, \tag{10.88}$$

где ΔZ_x – разность нивелирных отметок места разгерметизации трубы и головной насосной станции; x – расстояние до места утечки от начала трубопровода; n_1 – число насосных станций, расположенных на участке длиной x; Q – производительность трубопровода при наличии утечки

$$Q = \sqrt[2-m]{\frac{H_2 + \sum_{i=1}^{n} A_i - \Delta z - H_{КП}}{fx + \sum_{i=1}^{n_1} Б_i + \varphi^{2-m}\left[f\left(L-x\right) + \sum_{i=n_1+1}^{n} Б_i\right]}}; \tag{10.89}$$

φ – относительная величина утечки, $\varphi = 1 - Q_y / Q$.

Нетрудно видеть, что задача определения Q_y в данном случае решается методом последовательных приближений. Для инженерных целей, учитывая малость Q_y, можно рекомендовать следующий алгоритм. Полагая $\varphi = 0$, по формуле (10.89) находится первое приближение Q, по формуле (10.88) – первое приближение ΔH и далее по формуле (10.74) – первое приближение Q_y. Уточнив величину φ, расчет повторяют. Для нахождения Q_y с заданной точностью достаточно 2...3 итераций.

§10.7. Расчет безвозвратных потерь разлившейся нефти

Несмотря на все усилия по сбору разлившейся нефти определенная ее часть все-таки теряется вследствие испарения, инфильтрации в грунт и несовершенства средств сбора.

Потери нефти от испарения с поверхности грунта и воды вычисляются по формуле

$$G_{п.в} = \sigma_п \rho V_{н.п}, \qquad (10.90)$$

где $\sigma_п$ – массовая доля испарившейся нефти; ρ, $V_{н.п}$ – плотность и объем нефти, находящейся на поверхности грунта (воды).

Массовая доля испарившейся нефти

$$\sigma_п = \frac{A_0 \Phi_р \tau}{A_1 \Phi_р \left(2 - \omega_b^{B_0}\right) \cdot h_{н.п}^{B_1} \cdot t_{н.п}^{B_2} + \tau}, \qquad (10.91)$$

где $\Phi_р$ – массовая доля в нефти углеводородов, выкипающих до 200 °С; τ – продолжительность испарения, ч; ω_b – скорость ветра над поверхности испарения, м/с; $h_{н.п}$ – средняя высота слоя испаряющейся нефти, м; $t_{н.п}$ – средняя за период испарения температура нефти, °С; A_0, A_1, B_0, B_1, B_2 – постоянные числовые коэффициенты, величина которых зависит от условий испарения (табл. 10.16).

При отсутствии экспериментальных данных по разгонке нефти массовая доля углеводородов, выкипающих до 200 °С, может быть найдена по эмпирической формуле

$$\Phi_р = \left(\frac{\mu_{293} - \mu_{323}}{\mu_{293} \cdot \mu_{323}}\right)^{0,67}, \qquad (10.92)$$

где μ_{293}, μ_{323} – динамическая вязкость нефти при температурах 293 К и 323 К соответственно.

Таблица 10.16

Рекомендуемые величины числовых коэффициентов в формуле (10.91)

Условия испарения	A_0	$A_1 \cdot 10^{-2}$	B_0	B_1	B_2
С поверхности воды	1	51,7	0,38	0	-1,75
С поверхности грунта:					
$0{,}005 \le h_{н.п} \le 0{,}05$ м	1	1990	0,38	0,88	-1,30
$0{,}05 \le h_{н.п} < 0{,}20$ м	0,447	473	0,25	0,25	-2,10
$h_{н.п} \ge 0{,}20$ м	0,360	592,5	0,20	0,25	-2,10

Максимально возможные потери нефти от инфильтрации в грунт могут быть найдены по формуле

$$G_{н.г} = \rho \cdot \left(V_y - V_c - S_{н.п} \cdot h_{н.п}\right), \qquad (10.93)$$

где V_y, V_c – соответственно объем утечки и объем собранной нефти в результате аварийно-восстановительных работ); $S_{н.п.}$ – площадь нефтяного пятна (зеркала нефти); $h_{н.п}$ – средняя высота слоя испаряющейся нефти

$$h_{н.п} = \left(-k_h + \sqrt{k_h^2 + \frac{V_y - V_c}{S_{н.п}}} \right)^2; \qquad (10.94)$$

k_h – расчетный коэффициент

$$k_h = \sqrt{\frac{k_ф \cdot \tau_ф \cdot m_п}{2}} \qquad (10.95)$$

$k_ф$, $m_п$ – соответственно коэффициент фильтрации и пористость грунта (табл.10.17); $\tau_ф$ – продолжительность фильтрации, $\tau_ф \approx \tau_р$.

Для оценки площади нефтяного пятна можно воспользоваться одной из следующих зависимостей:

– на горизонтальной поверхности

$$S_{Н.П} = 36{,}0\upsilon^{-0{,}367} Q_y^{0{,}764} \tau_р^{0{,}918}; \qquad (10.96)$$

– на наклонной поверхности ($0 < \theta \le 2{,}5$ град)

$$S_{н.п} = 10{,}71(\theta + 1)^{0{,}205} \nu^{0{,}727} Q_y^{-0{,}257} \tau_р^{1{,}075}; \qquad (10.97)$$

– при сборе разлившейся нефти в земляном амбаре с вертикальными стенками

$$S_{н.п} = b_0 \ell_0; \qquad (10.98)$$

– при сборе разлившейся нефти в земляном амбаре (обваловании) с наклонными стенками

$$S_{н.п} = b\ell + 2h_{н.п}\left(b + \ell + 2h_{н.п}ctg\alpha\right)\cdot ctg\alpha, \qquad (10.99)$$

где ν – кинематическая вязкость растекающейся нефти, м²/с; Q_y – расход утечки, м³/с; $\tau_р$ – продолжительность растекания нефти, с; θ – угол наклона поверхности растечения, град; b_0, ℓ_0 – ширина и длина амбара, замеренные на уровне свободной поверхности нефти, м; b, ℓ – то же по основанию амбара (обвалования); α – угол наклона боковых стенок амбара (обвалования).

Таблица 10.17

Характеристики некоторых типов грунта

Тип грунта	$k_ф$, м/с	$m_п$
Гравий	$(0{,}5\ldots5)\cdot10^{-3}$	0,5…0,6
Крупный и средний песок	$(1\ldots10)10^{-3}$	0,2…0,5
Мелкий песок	$(1\ldots10)10^{-4}$	0,1…0,3
Торфы слабой степени разложения, супеси	$(1\ldots10)10^{-5}$	0,05…0,2
Торфы средней степени разложения, легкие суглинки	$(1\ldots10)10^{-6}$	0,04…0,1
Торфы высокой степени разложения, суглинки	$(1\ldots10)10^{-7}$	0,03…0,05
Торфы очень высокой степени разложения, легкие глины	$(1\ldots10)10^{-8}$	0,02…0,04
Песчаник	$(1\ldots10)\cdot10^{-8}$	0,001…0,003
Известняки, доломиты	$(1\ldots10)\cdot10^{-8}$	0,005…0,02

§10.8. Примеры расчетов

Пример 10.1. Определить потери от «малого дыхания» 19 июня из резервуара РВС 5000, расположенного в г. Уфе (географическая широта ψ=54°48'). Высота взлива автобензина $H_{взл}$=7м. Максимальная температура воздуха 305К, минимальная – 291К. Резервуар окрашен алюминиевой краской годичной давности (ε_c=0,5). Уставка клапана вакуума $P_{кв}$=196Па, а клапана давления – 1962Па. Барометрическое давление равно P_a=101320Па. Облачность 50% (K_0=0,8). Температура начала кипения бензина $T_{нк}$=319К, плотность ρ_{293}=720кг/м^3, давление насыщенных паров по Рейду P_R=44000Па. Бензин хранится в резервуаре без движения третьи сутки.

Решение

1. По табл. 1.8. определяем геометрические размеры резервуара: диаметр D_p=22,8м; высота H=11,92м; высота конуса крыши $H_к$=0,57м, геометрический объём V_p=4866м^3.

2. Площадь «зеркала» бензина

$$F_H = \frac{\pi D_p^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 22,8^2}{4} = 408,1 \ м^2.$$

3. Молярная масса паров бензина по формуле (10.3)

$$M_y = 60,9 - 0,306 \cdot 319 + 0,001 \cdot 319^2 = 65,1 \ \frac{кг}{кмоль}.$$

4. Средняя температура воздуха

$$T_{в.\,ср} = 0,5 \cdot (305 + 291) = 298 \ К.$$

Принимаем, что средняя температура бензина равна среднесуточной температуре воздуха, т.е. $T_{б.ср} = T_{в.\,ср} = 298К$.

5. Теплопроводность и теплоёмкость бензина при его средней температуре по формулам (1.5), (1.6)

$$C_p = \frac{31,56}{\sqrt{720}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 298) = 2072,5 \ \frac{Дж}{кг \cdot К};$$

$$\lambda_н = \frac{156,6}{720} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 298) = 0,158 \ \frac{Вт}{м \cdot К}.$$

6. Коэффициент температуропроводности бензина по формуле (10.38)

$$a = \frac{0,158}{2072,5 \cdot 715,7} = 0,000383 \ м^2/ч,$$

где 715,7 – плотность бензина при средней температуре по формуле (1.1)

$$\rho_{298} = \frac{720}{1 + 0{,}001193 \cdot (298 - 293)} = 715{,}7 \ \text{кг/м}^3.$$

7. Количество суток до рассматриваемого дня включительно с начала года

$$N_д = 31+28+31+30+31+19 = 170 \ \text{сут.}$$

8. Расчетное склонение Солнца 19 июня по формуле (10.44)

$$\varphi = -55{,}6 + 0{,}92 \cdot 170 - 2{,}59^{-3} \cdot 170^2 = 26 \ \text{град.}$$

9. Продолжительность дня по формуле (10.52)

$$\tau_{дн} = \frac{2}{15} \arccos\left(-\text{tg}26 \cdot \text{tg}54^\circ 48'\right) = 17{,}8 \ \text{ч}.$$

10. Расчетный параметр m_0 по формуле (10.37)

$$m_0 = \sqrt{\frac{3.14}{2 \cdot 0{,}000383 \cdot 17{,}8}} = 15{,}2 \ \frac{1}{\text{м}}.$$

11. Интенсивность солнечной радиации по формуле (10.43)

$$i_0 = \frac{1357 \cdot 0{,}8}{1 + \dfrac{1 - 0{,}75}{0{,}75 \cdot \cos(54^\circ 48' - 26^\circ)}} = 786{,}5 \ \text{Вт/м}^2.$$

12. Расчётная высота газового пространства резервуара

$$H_г = 11{,}92 - 7 + \frac{0{,}57}{3} = 5{,}11 \ \text{м}.$$

13. Площадь проекции поверхности стенок, ограничивающих газовое пространство резервуара, на вертикальную плоскость

$$F_в = D_р H_г = 22{,}8 \cdot 5{,}11 = 116{,}5 \ \text{м}^2.$$

14. Площадь проекции стенок резервуара на плоскость, нормальную к направлению солнечных лучей в полдень, по формуле (10.42)

$$F_0 = 116{,}5 \cdot \sin(54^\circ 48' - 26^\circ) + 408{,}1 \cdot \cos(54^\circ 48' - 26^\circ) = 413{,}8 \ \text{м}^2.$$

15. Площадь поверхности стенок, ограничивающих газовое пространство,

$$F_г = F_н + \pi \cdot F_в = 408{,}1 + 3{,}14 \cdot 116{,}5 = 773{,}9 \ \text{м}^2.$$

16. Количество тепла, получаемого 1м^2 стенки, ограничивающей ГП резервуара, за счёт солнечной радиации, по формуле (10.41)

$$q = 0{,}5 \cdot \frac{413{,}8}{773{,}9} \cdot 786{,}5 = 210{,}3 \ \text{Вт/м}^2.$$

17. По формулам (10.45), (10.46) с учётом табл. 10.6 находим величины коэффициентов теплоотдачи:

$$\alpha_р = 3,05+9,01\cdot10^{-3}\cdot210,3-7,65\cdot10^{-6}\cdot210,3^2=4,61 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\alpha'_р = -9,19+4,59\cdot10^{-2}\cdot298=4,48 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\alpha_{вл} = 2,70+8,07\cdot10^{-3}\cdot21,03-6,09\cdot10^{-6}210,3^2=4,13 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\alpha'_{вл} = -3,90+3,78\cdot10^{-2}\cdot298=7,36 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\alpha_{вк} = 2,60+15,28\cdot10^{-3}\cdot210,3-16,54\cdot10^{-6}210,3^2=2,62 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\alpha_г = 1,68+3,59\cdot10^{-3}\cdot210,3-2,96\cdot10^{-6}\cdot210,3^2=2,30 \text{ Вт/ (м}^2\cdot\text{К)}.$$

18. Приведенные величины коэффициентов теплоотдачи по формулам (10.40):

$$\alpha'_{ст.п} = \frac{5,35\cdot\dfrac{408,1}{773,91}}{1+\dfrac{408,1\cdot5,35}{773,9\cdot2,33}} = 1,28 \ \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\cdot\text{К}};$$

$$\alpha_{ст.п} = \frac{5,35}{\dfrac{5,35}{2,30}+\dfrac{5,35+15,2\cdot0,158}{15,2\cdot0,158\cdot\dfrac{408,1}{773,9}}} = 0,633 \ \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\cdot\text{К}}.$$

19. Избыточные максимальная и минимальная температуры стенки резервуара, отсчитываемые от средней температуры бензина, по формулам (10.39):

$$\theta_{ст.min} = \frac{(2,44+7,36)\cdot(291-298)}{2,44+7,36+1,28+4,48\cdot\dfrac{408,1}{773,9}} = -5,1 \text{ К};$$

$$\theta_{ст.max} = \frac{210,3+(2,62+4,13)\cdot(305-298)}{2,62+4,13+0,633+4,61\cdot\dfrac{408,1}{773,9}} = 26,2 \text{ К}.$$

20. Избыточные температуры ГП, отсчитываемые от средней температуры бензина, по формуле (10.36):

$$\theta_{г.min} = \frac{-5,1}{1+\dfrac{408,1}{773,9}\cdot\dfrac{5,35}{2,33}} = -2,3 \text{ К};$$

$$\theta_{г.max} = \frac{26,2}{1+\frac{408,1}{773,9}\cdot\frac{5,35}{2,30}\cdot\frac{15,2\cdot 0,158}{(5,35+15,2\cdot 0,158)}} = 19,1 \text{ К}.$$

21. Минимальная и максимальная температуры ГП резервуара по формулам (10.35):

$$T_{г.\,min}=298-2,3=295,7 \text{ К};$$
$$T_{г.\,max}=298+19,1=317,1 \text{ К}.$$

22. Объёмы жидкой и паровой фаз в резервуаре:

$$V_ж=F_н H_{взл}=408,1\cdot 7=2856,7 \text{ м}^3;$$
$$V_п=V_р-V_ж=4866-2856,7=2009,3 \text{ м}^3.$$

23. Соотношение фаз и величина функции F ($V_п/V_ж$)

$$\frac{V_п}{V_ж}=\frac{2009б3}{2856,7}=0,703.$$

Так как $V_п/V_ж<4$, то согласно табл. 10.2

$$F\ (V_п/V_ж)=1,41-0,25\cdot 0,703^{0,37}=1,19.$$

24. Давление насыщенных паров бензина при минимальной температуре в ГП резервуара по формуле (10.10)

$$P_{smin}=1,22\cdot 44000\cdot e^{-0,034\cdot(311-295,7)}\cdot 1,19=37970 \text{ Па}.$$

25. Соответствующие величины объёмной и массовой концентрации углеводородов в ГП по формулам (10.6, (10.9), (10.26а):

$$C_{min}=C_{smin}=\frac{37970}{101320-196}=0,376;$$

$$M_{пвс.min}=65,1\cdot 0,376+29\cdot(1-0,376)=42,6 \ \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

$$\bar{C}_{min}=0,376\cdot\frac{65,1}{42,6}=0,575.$$

26. Параметры ПВС в ГП резервуара при температуре $T_{г.\,min}$:

– плотность паровоздушной смеси по формуле (10.2), в которой M_y заменена на $M_{пвс.\,min}$

$$\rho_{пвс.min}=\frac{(101320-196)\cdot 42,6}{8314\cdot 295,7}=1,75 \text{ кг/м}^3.$$

– масса ПВС в ГП резервуара

$$m_{пвс.\,min}=1,75\cdot 2009,3=3516,3 \text{ кг}.$$

– масса паров бензина в ГП резервуара

$$m_{y.\,min}=0,575\cdot 3516,3=2021,9 \text{ кг}.$$

27. Продолжительность роста парциального давления в ГП по формуле (10.51)

$$\tau = 0{,}5 \cdot 17{,}8 + 3 = 11{,}9 \text{ ч.}$$

28. Задаёмся средней объёмной концентрацией углеводородов в ГП в период роста парциального давления равной $C_{хр}$=0,39.

29. Параметры ПВС при этой концентрации и средней температуре хранения по формулам (10.6), (10.7):

$$M_{пвс.\,ср} = 65{,}1 \cdot 0{,}39 + 29 \cdot (1 - 0{,}39) = 43{,}1 \ \frac{кг}{кмоль};$$

$$\nu_{пвс.ср} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0{,}1 \cdot 298 - 14{,}1} + \frac{0{,}39}{0{,}0225 \cdot 298 - 3{,}61}} = 5{,}27 \cdot 10^{-6} \ м^2/с;$$

$$P_{s.\,ср} = 1{,}22 \cdot 44000 \cdot e^{-0{,}034 \cdot (311-298)} \cdot 1{,}19 = 41058 \text{ Па};$$

$$C_{s.ср} = \frac{41058}{101320 + 1962} = 0{,}398;$$

$$D_м = -0{,}117 + 0{,}000503 \cdot 298 = 0{,}0329 \ м^2/ч;$$

$$\rho_{пвс.ср} = \frac{(101320 + 1962) \cdot 43{,}1}{8314 \cdot 298} = 1{,}80 \ кг/м^3.$$

30. Число Шмидта по формуле (10.16)

$$Sc = \frac{5{,}27 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{0{,}0329} = 0{,}577.$$

31. Движущая сила процесса испарения по формуле (10.15)

$$\Delta\pi = \frac{0{,}398 - 0{,}39}{1 - 0{,}398} = 0{,}0133.$$

32. Величина Kt – критерия по формуле (10.11)

$$Kt_{пр} = 2{,}17 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}0133^{0{,}403} \cdot 0{,}577^{0{,}0932} = 361{,}5 \cdot 10^{-6}.$$

33. Плотность потока массы испаряющегося бензина из формулы (10.14)

$$J_{пр} = 361{,}5 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}80 \cdot 0{,}0329 \cdot \sqrt[3]{\frac{9{,}81 \cdot 65{,}1 \cdot 298}{\left(5{,}27 \cdot 10^{-6}\right)^2 \cdot 43{,}1 \cdot 298}} = 0{,}172 \ \frac{кг}{м^2 \cdot ч}.$$

34. Масса бензина, испарившегося в период роста парциального давления в ГП, по формуле (10.24)

$$\Delta m_y = 0{,}172 \cdot 408{,}1 \cdot 11{,}9 = 835{,}3 \text{ кг.}$$

35. Массовая и объёмная расчётные концентрации бензина в ГП к концу периода роста парциального давления по формуле (10.21)

$$\bar{C}^*_{пр} = \frac{2021{,}9 + 835{,}3}{3516{,}3 + 835{,}3} = 0{,}657;$$

$$C^*_{пр} = \frac{0,657}{2,25-,0657(2,25-1)} = 0,450 .$$

36. Проверяем, не превышает ли найденная величина $C^*_{расч}$ концентрации насыщенных паров при максимальной температуре воздуха

$$P_{s.\,max}=1,22\cdot 44000\cdot e^{-0,034\,(311-305)}\cdot 1,19=52091 \text{ Па};$$

$$C_{s.max} = \frac{52091}{101320+1962} = 0,504 .$$

Так как $C_{s.\,max} > C^*_{расч}$, то расчётная объёмная концентрация углеводородов в ГП в рассматриваемый период

$$C_{ср.расч} = \frac{2\cdot 0,376+0,45}{3} = 0,401 .$$

Отклонение найденного значения от принятой величины $C_{ср}$ составляет $\frac{0,401-0,39}{0,39}\cdot 100\% = 2,74\%$, меньше допустимой погрешности инженерных расчётов (5%). Если бы соотношение было обратным, то необходимо было бы задать новое значение $C_{хр}$ и повторить расчёты по п. п. 29...36.

37. Минимальное парциальное давление паров бензина в ГП резервуара $P_{min}=P_{s.\,min}=37970$ Па. Максимальная величина этого параметра

$$P_{max} = C^*_{пр}\cdot\left(P_а + P_{кд}\right) = 0,45\cdot(101320+1962) = 46477 \text{ Па} .$$

Следовательно, среднее массовое содержание паров бензина в ПВС, вытесняемой из резервуара, по формуле (10.35)

$$\sigma = \frac{(46477+37970)\cdot 65,1}{8314\cdot(317,1+295,7)} = 1,08 \text{ кг/м}^3 .$$

38. Потери бензина от «малого дыхания» 19 июня по формуле (10.34)

$$G_{мд} = 1,08\cdot 2009,3\cdot \ln\left[\frac{(101320-196-37970)}{(101320+1962-46477)}\cdot\frac{317,1}{295,7}\right] = 381,5 \text{ кг} .$$

Пример 10.2. Используя данные примера 10.2, повторить расчёт потерь от «малого дыхания», применяя упрощённые формулы (10.48)...(10.50)

Решение

1.Температурный напор по формуле (10.50)

$$\theta = 5{,}5 + \frac{29{,}1\cdot\left\{\cos\left(54^0 48' - 26^0\right) - 0{,}33\ln\left[3\cos\left(54^0 48' - 26^0\right)+1\right] - 0{,}0008\right\}}{1{,}49 + \left(54^0 48' - 26^0\right)\cdot\frac{3{,}14}{180^0}} = 12{,}0 \text{ K}.$$

2. Почасовой рост парциального давления паров бензина в ГП по формуле (10.49)

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} = 17{,}25\cdot\frac{8314\cdot 12^{1{,}25}}{65{,}1\cdot 22{,}8\cdot(298\cdot 5{,}11)^{0{,}25}} = 345{,}5\,\frac{\text{Па}}{\text{ч}}.$$

3. Максимальное парциальное давление паров в ГП резервуара по формуле (10.48)

$$P_{max}=37970+345{,}5\cdot 11{,}9=42081 \text{ Па}.$$

4. Среднее массовое содержание паров бензина в ПВС по формуле (10.34)

$$\sigma = \frac{(42081+37970)\cdot 65{,}1}{8314\cdot(317{,}1+295{,}7)} = 1{,}02\ \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

5. Потери бензина от «малого дыхания» 19 июня по формуле (10.33)

$$G_{\text{м.д.}} = 1{,}02\cdot 2009{,}3\cdot\ln\left[\frac{(101320-196-37970)}{(101320+1962-42081)}\cdot\frac{317{,}1}{295{,}7}\right] = 207{,}6 \text{ кг}.$$

Сравнивая полученный результат с ответом примера 10.1 видим, что для условий данной задачи расчёт по упрощённым формулам (10.48)...(10.50) приводит к занижению потерь от «малого дыхания» в 1,8 раза.

Пример 10.3. Используя данные примера 10.1, определить потери при «большом дыхании». Закачка бензина в резервуар осуществляется с производительностью 600 м^3/ч от высоты взлива 5м до 9м. Закачке предшествовали откачка бензина в этот же день с высоты взлива 7м до 5м с производительностью 400 м^3/ч и простой резервуара в течение 6ч. Резервуар оснащен двумя дыхательными клапанами НКДМ-150 и приемно-раздаточным устройством с внутренним диаметром 360мм. Вязкость бензина принять равной $0{,}9\cdot 10^{-6}$ м^2/с.

Решение

1. Продолжительность откачки и закачки бензина:

$$\tau_{от} = \frac{F_н \cdot \Delta H_{от}}{Q_{от}} = \frac{408{,}1 \cdot (7-5)}{400} = 2{,}04 \text{ ч};$$

$$\tau_{зак} = \frac{F_н \cdot \Delta H_{зак}}{Q_{зак}} = \frac{408{,}1 \cdot (9-5)}{600} = 2{,}72 \text{ ч}.$$

2. Средняя высота взлива бензина в резервуаре при закачке и откачке:

$$H_{ср.от} = 0{,}5 \cdot (7+5) = 6 \text{ м};$$

$$H_{ср.зак} = 0{,}5 \cdot (5+9) = 7 \text{ м}.$$

3. Средняя высота ГП резервуара при закачке и откачке бензина:

$$H_{г.от} = 11{,}92 - 6 + \frac{0{,}57}{3} = 6{,}11 \text{ м};$$

$$H_{г.зак} = 11{,}92 - 7 + \frac{0{,}57}{3} = 5{,}11 \text{ м}.$$

4. Объемы жидкой и паровой фаз на момент начала откачки бензина из резервуара:

$$V_{ж_0} = F_н \cdot H_н = 408{,}1 \cdot 7 = 2856{,}7 \text{ м}^3;$$

$$V_{п_0} = V_р - V_{ж_0} = 4866 - 2856{,}7 = 2009{,}3 \text{ м}^3.$$

5. Скорость закачиваемого бензина в приемо-раздаточном устройстве

$$V_{зак} = \frac{4 \cdot 600}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}36^2} = 1{,}64 \text{ м/с}.$$

6. Скорость струи воздуха в монтажном патрубке дыхательного клапана по формуле (10.18)

$$U_0 = \frac{400}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}075^2 \cdot 2} = 3{,}15 \text{ м/с}.$$

7. Диаметр круга, эквивалентного площади поверхности бензина, омываемой струей воздуха, подсасываемого в резервуар, по формуле (10.19)

$$d_э = 0{,}44 \cdot 6{,}11 \cdot \sqrt{2} = 3{,}8 \text{ м}.$$

8. Скорость струи воздуха у поверхности откачиваемого бензина по формуле (10.17)

$$U = \frac{14,4 \cdot 3,15}{3,56 + \dfrac{6,11}{0,075}} = 0,534 \text{ м/с}$$

9. Так как откачка бензина производилась в тот же день, что и заполнение резервуара, то необходимо определить, как изменялась концентрация паров в ГП в ходе каждой из операций.

10. В процессе откачки средние объемы жидкой и паровой фаз в резервуаре:

$$V_{ж.\,от} = F_н \cdot H_{ср.\,от} = 408,1 \cdot 6 = 2448,6 \text{ м}^3;$$
$$V_{п.\,от} = V_р - V_ж = 4866 - 2448,6 = 2417,4 \text{ м}^3.$$

11. Соотношение фаз и величина функции F ($V_п/V_ж$) в среднем за период откачки

$$\frac{V_{п.от}}{V_{ж.от}} = \frac{2417,4}{2448,6} = 0,987.$$

12. Так как $V_{п.\,от}/V_{ж.\,от} < 4$, то согласно табл.10.2

$$F\,(V_п/V_ж) = 1,41 - 0,25 \cdot 0,987^{0,37} = 1,16.$$

13. Давление насыщенных паров бензина при средней температуре в ГП резервуара в процессе откачки по формуле (10.10)

$$P_{s.\,от} = 1,22 \cdot 44000 \cdot e^{-0,034 \cdot (311-298)} \cdot 1,16 = 40023 \text{ Па}.$$

14. Концентрация насыщенных паров бензина при откачке по формуле (10.9)

$$C_{s.от} = \frac{40023}{101320 - 196} = 0,396.$$

15. Начальная объемная концентрация углеводородов в ГП резервуара перед откачкой

$$Co_{.\,от} = 0,9 \cdot 0,396 = 0,356.$$

16. Плотность паров бензина и воздуха при условиях откачки по формуле (10.2):

$$\rho_{у.от} = \frac{(101320 - 160) \cdot 65,1}{8314 \cdot 298} = 2,66 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{в.от} = \frac{(101320 - 160) \cdot 29}{8314 \cdot 298} = 1,18 \text{ кг/м}^3.$$

17. Плотность ПВС перед началом откачки

$$\rho_{пвс_0} = 2,66 \cdot 0,356 + 1,18(1 - 0,356) = 1,71 \text{ кг/м}^3.$$

18. Масса ПВС и паров бензина в ГП перед началом откачки:

$$m_{пвс_0} = 1,71 \cdot 2009,3 = 3435,9 \text{ кг};$$

$$m_{y_0} = 2,66 \cdot 0,356 \cdot 2009,3 = 1902,7 \text{ кг}.$$

19. Объем и масса воздуха, подсасываемого в резервуар при его опорожнении,

$$\Delta V_в = 400 \cdot 2,04 = 816 \text{ м}^3;$$

$$\Delta m_в = 1,18 \cdot 816 = 962,9 \text{ м}^3.$$

20. Если бы бензин в процессе опорожнения резервуара не испарялся, то к концу опорожнения объемная концентрация паров в ГП составляла бы

$$C_{от}^{*(0)} \approx \frac{0,356 \cdot 2009,3}{2009,3 + 816} = 0,253.$$

Соответственно средняя объемная концентрация паров бензина была бы

$$C_{ср.от}^{(0)} \approx \frac{2 \cdot 0,356 + 0,253}{3} = 0,322.$$

21. Поскольку в ходе опорожнения происходит донасыщение ГП парами бензина, то в качестве первого приближения принимаем, что $C_{ср.от}^{(0)} = 0,355$.

При этой концентрации вычисляем:

– молярную массу ПВС по формуле (10.6)

$$M_{пвс.\ от} = 65,1 \cdot 0,35 + 29 \cdot (1 - 0,355) = 41,8 \ \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

– плотность ПВС по формуле (10.2)

$$\rho_{пвс.от} = \frac{(101320 - 160) \cdot 41,6}{8314 \cdot 298} = 1,70 \text{ кг/м}^3;$$

– кинематическую вязкость ПВС по формуле (10.7)

$$\nu_{пвс.от} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0,1 \cdot 298 - 14,1} + \frac{0,355}{0,0225 \cdot 298 - 3,61}} = 5,61 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

– число Шмидта по формуле (10.16)

$$Sc_{от} = \frac{5,61 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{0,0329} = 0,613;$$

– модуль движущей силы процесса испарения по формуле (10.15)

$$\Delta\pi_{от} = \frac{0,396 - 0,355}{1 - 0,396} = 0,0679;$$

– величину Kt – критерия при простое по формуле (10.11)

$$Kt_{пр}=2,17\cdot10^{-3}\cdot0,0679^{0,403}\cdot0,613^{0,0932}=7,01\cdot10^{-4};$$

– среднее число Рейнольдса, характеризующее интенсивность омывания поверхности бензина воздухом, по формуле (10.16)

$$Re_{ср}=0,788\cdot\frac{0,534\cdot3,8}{5,61\cdot10^{-6}}\cdot\sqrt{2}=403091;$$

– величину Kt – критерия при откачке бензина по формуле (10.12)

$$Kt_{от}=7,01\cdot10^{-4}\cdot\ (1+7,45\cdot10^{-3}\cdot0,613^{0,197}\cdot403091^{0,569})=80,4\cdot10^{-4}.$$

22. Плотность потока массы испаряющегося бензина в процессе откачки из формулы (10.14)

$$J_{от}=80,4\cdot10^{-4}\cdot1,7\cdot0,0329\cdot\sqrt[3]{\frac{9,81\cdot65,1}{\left(5,61\cdot10^{-6}\right)^{2}\cdot41,6}}=3,508\ \frac{кг}{м^{2}\cdot ч}.$$

23. Масса бензина, испарившегося за время откачки,

$$\Delta m_{у.от}=3,508\cdot408,1\cdot2,04=2920,6кг.$$

24. Массовая и объемная концентрации углеводородов в ГП к моменту завершения откачки по формулам (10.22), (10.26а):

$$\overline{C}^{*}_{от}=\frac{1902,7+2920,6}{3435,9+2920,6+962,9}=0,659;$$

$$C^{*}_{от}=0,659\cdot\frac{41,6}{65,1}=0,421.$$

Так как $C_S<0,421$, то принимаем $C^{*}_{от}=0,396$.

25. Средняя расчётная объёмная концентрация углеводородов в ГП при откачке

$$C_{ср.от}=\frac{2\cdot0,356+0,396}{3}=0,369.$$

Проверим, каково расхождение ранее принятой и расчетной величин $C_{ср.\ от}$

$$\left|\frac{0,369-0,355}{0,355}\right|\cdot100\%=3,9\%.$$

Так как расхождение составляет менее 5%, то уточнять $C^{*}_{от}$ нет необходимости.

26. Парциальное давление паров бензина в ГП к началу простоя резервуара

$$P^{(o)}_{у.пр}=0,396\cdot\left(101320-160\right)=4059Па.$$

27. Объёмы жидкой и паровой фаз в процессе простоя резервуара перед его заполнением, а также их соотношение:

$$V_{ж.пр} = 408{,}1 \cdot 5 = 2040{,}5 м^3;$$

$$V_{п.пр} = 4866 - 2040{,}5 = 2825{,}5 м^3;$$

$$\frac{V_{п.пр}}{V_{ж.пр}} = \frac{2825{,}5}{2040{,}5} = 1{,}385.$$

28. Так как $V_{п.\,пр}/ V_{ж.\,пр}<4$, то согласно табл. 10.2

$$F\,(V_п / V_ж) = 1{,}41\text{-}0{,}25 \cdot 1{,}385^{0{,}37} = 1{,}13.$$

29. Давление и концентрация насыщенных паров бензина при простое по формулам (10.9), (10.10):

$$P_{s.пр} = 1{,}22 \cdot 44000 \cdot e^{-0{,}034\cdot(311-298)} \cdot 1{,}13 = 38988 Па;$$

$$C_{s.пр} = \frac{38988}{101320} = 0{,}385.$$

Так как $P_{s.пр} < P^{(o)}_{у.пр}$, то испарения бензина в процессе простоя происходить не будет. Следовательно начальная концентрация паров бензина в ГП в начале закачки $C^{(o)}_{зак} = 0{,}385$, а $P^{(o)}_{у.зак} = 38988 Па$.

30. Средние объёмы жидкой и паровой фаз в резервуаре в процессе закачки, а также их соотношение:

$$V_{ж.зак} = 408{,}1 \cdot 7 = 2856{,}7 м^3;$$

$$V_{п.зак} = 4866 - 2856{,}7 = 2009{,}3 м^3;$$

$$\frac{V_{п.зак}}{V_{ж.зак}} = \frac{2009{,}3}{2856{,}7} = 0{,}703.$$

31. Так как $V_{п.\,зак}/ V_{ж.\,зак}<4$, то согласно табл. 10.2

$$F\,(V_п / V_ж) = 1{,}41\text{-}0{,}25 \cdot 0{,}703^{0{,}37} = 1{,}19.$$

32. Средние давление и концентрация насыщенных паров бензина в ГП при заполнении резервуара:

$$P_{s.зак} = 1{,}22 \cdot 44000 \cdot e^{-0{,}034\cdot(311-298)} \cdot 1{,}19 = 41076 Па;$$

$$C_{s.зак} = \frac{41076}{101320 + 1600} = 0{,}399.$$

Так как $P_{s.зак} < P^{(o)}_{у.зак}$, то в процессе заполнения резервуара будет происходить донасыщение ГП парами бензина.

33. Примем, что средняя концентрация углеводородов в ГП в процессе заполнения резервуара равна $C^{(o)}_{ср.зак} = 0{,}392$.

При этом концентрации вычисляем, как и в п. 21:

– молярную массу ПВС по формуле (10.6)

$$M_{\text{пвс. зак}} = 65{,}1 \cdot 0{,}392 + 29 \cdot (1 - 0{,}392) = 43{,}2 \ \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}};$$

– плотность ПВС по формуле (10.2)

$$\rho_{\text{пвс.зак}} = \frac{(101320 + 1600) \cdot 43{,}2}{8314 \cdot 298} = 1{,}8 \ \text{кг/м}^3;$$

– кинематическую вязкость ПВС по формуле (10.7)

$$\nu_{\text{пвс.зак}} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0{,}1 \cdot 298 - 14{,}1} + \frac{0{,}392}{0{,}0225 \cdot 298 - 3{,}61}} = 5{,}25 \cdot 10^{-6} \ \text{м}^2/\text{с};$$

– число Шмидта по формуле (10.16)

$$Sc_{\text{зак}} = \frac{5{,}25 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{0{,}0329} = 0{,}575;$$

– модуль движущей силы процесса испарения по формуле (10.15)

$$\Delta\pi_{\text{зак}} = \frac{0{,}399 - 0{,}392}{1 - 0{,}399} = 0{,}0117;$$

– величину Kt – критерия при простое резервуара по формуле (10.11)

$$Kt_{\text{пр}} = 2{,}17 \cdot 10^{-3} \cdot \ 0{,}0117^{0{,}403} \cdot \ 0{,}575^{0{,}0932} = 3{,}43 \cdot 10^{-4};$$

– скорость бензина в приёмном патрубке резервуара

$$W_{\text{зак}} = \frac{4 \cdot 600}{3{,}14 \cdot 0{,}36^2 \cdot 3600} = 1{,}64 \text{м/с};$$

– среднюю характерную скорость перемешивания бензина в резервуаре по формуле (10.20)

$$W_x = \frac{1{,}64}{1 + \frac{408{,}1 \cdot 7}{600}} = 0{,}284 \text{м/с};$$

– величину комплексного параметра Fr · Re по формуле (10.16)

$$Fr \cdot Re = \frac{0{,}284^3}{9{,}81 \cdot 0{,}9 \cdot 10^{-6}} = 2594;$$

– величину Kt-критерия при заполнении резервуара по формуле (10.13)

$$Kt_{\text{зак}} = 3{,}43 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + 1{,}34 \cdot 0{,}575^{1{,}327} \cdot 0{,}0117^{-0{,}655} \cdot 2594^{0{,}087}\right) = 83{,}9 \cdot 10^{-4};$$

– плотность потока массы бензина, испаряющегося в процессе закачки,

$$J_з = 83,9 \cdot 10^{-4} \cdot 1,8 \cdot 0,0329 \cdot \sqrt[3]{\frac{9,81 \cdot 65,1}{\left(5,25 \cdot 10^{-6}\right)^2 \cdot 43,2}} = 4,0 \ \frac{кг}{м^2 \cdot ч};$$

– массу бензина, испарившегося в процессе закачки,

$$\Delta m_{у.зак} = 4,0 \cdot 408,1 \cdot 2,72 = 4440,9 кг.$$

– массы углеводородов и ПВС в ГП резервуара на момент начала закачки:

$$m_{у_0} = 1902,7 + 2920,6 = 4823,3 кг;$$

$$m_{ПВС_0} = 4823,3 + 962,9 = 5786,2 кг.$$

– объем закачиваемого бензина и массу вытесняемой в атмосферу ПВС:

$$V_н = 600 \cdot 2,72 = 163,2 \ м^3;$$

$$\Delta m_{ПВС} = 1,8 \cdot 1632 = 2937,6 кг.$$

– среднюю массовую концентрацию углеводородов в ГП в процессе заполнения резервуара

$$\overline{C}_{ср.зак} = 0,392 \cdot \frac{65,1}{43,2} = 0,591;$$

– массовую концентрацию паров бензина в ГП к моменту окончания закачки по формуле (10.23)

$$\overline{C}^*_{зак} = \frac{4823,3 + 4440,9 - 2937,6 \cdot 0,591}{5786,2 + 4440,9 - 2937,6} = 1,033$$

(учитывая, что $\overline{C}_{зак}$ не может быть больше единицы, принимаем $\overline{C}_{зак} = 1$);
– соответствующую объемную концентрацию паров в ГП по формуле (10.26а)

$$C^*_{зак} = 1 \cdot \frac{43,2}{65,1} = 0,664$$

(так как величина $C^*_{зак}$ получилась больше, чем $C_{s.зак}$, принимаем $C^*_{зак} = 0,399$);
– расчетную среднюю концентрация паров бензина в ГП в процессе закачки

$$C_{ср.зак} = \frac{2 \cdot 0,385 + 0,399}{3} = 0,39;$$

– отклонение расчётной величины $C_{ср.\ зак}$ от ранее принятой

$$\left|\frac{0,390 - 0,392}{0,392}\right| \cdot 100\% = 0,51\% < 5\%,$$

следовательно, средняя концентрация паров бензина в ГП резервуара в процессе его заполнения выбрана правильно.

34. Абсолютные давления срабатывания клапанов вакуума и давления НДКМ-150

$$P_1 = 101320 - 160 = 101160 \text{Па};$$

$$P_2 = 101320 + 1600 = 102920 \text{Па}.$$

35. Среднее парциальное давление паров бензина в ГП в процессе закачки

$$P_{у.зак} = 0{,}392 \cdot 102920 = 40345 \text{ Па}.$$

36. Плотность паров бензина в процессе закачки по формуле (10.2)

$$\rho_у = \frac{102920 \cdot 65{,}1}{8314 \cdot 298} = 2{,}7 \text{кг/м}^3.$$

37. Потери бензина от «большого дыхания» по формуле (10.1)

$$G_{б.д} = \left[1632 - 2825{,}5\left(\frac{102920 - 101160}{102920 - 40345}\right)\right] \cdot \frac{40345}{102920} \cdot 2{,}7 = 1643{,}2 \text{кг}.$$

Пример 10.4. Используя данные примеров 10.1 и 10.3 рассчитать потери от «большого дыхания» при условиях примера 10.3, но с одним отличием – простой резервуара перед закачкой длился трое суток.

Решение

1. Так как бензин хранился в резервуаре более 3-х суток, то рост концентрации в ГП начинается с её значения при минимальной температуре воздуха T_{min} = 291 К. Последовательно находим:

– объём жидкой и паровой фаз в процессе простоя:

$V_{ж.\,пр}$ = 408,1 · 5 = 2040,5 м^3;

$V_{п.\,пр}$ = 4866-2040,5 = 2825,5 м^3;

– соотношение фаз и величина функции F ($V_п/V_ж$) в процессе простоя

$$\frac{V_{п.пр}}{V_{ж.пр}} = \frac{2825{,}5}{2040{,}5} = 1{,}39.$$

Так как $V_{п.пр}/V_{ж.пр} < 4$, то согласно табл. 10.2

$$F(V_п/V_ж) = 1{,}41 - 0{,}25 \cdot 1{,}39^{0{,}37} = 1{,}13$$

–давление насыщенных паров при данном соотношении фаз и температуре T_{min} по формуле (10.10)

$$P_{s.min} = 1{,}22 \cdot 44000 \cdot e^{-0{,}034(311-291)} \cdot 1{,}13 = 30731 \text{Па};$$

– соответствующую объёмную концентрацию паров бензина в ГП

по формуле (10.9)

$$C_{s.min} = \frac{30731}{101124} = 0,304;$$

– плотность паров бензина, воздуха и ПВС при температуре T_{min} по формулам (10.2), (10.6а):

$$\rho_{y.min} = \frac{101124 \cdot 65,1}{8314 \cdot 291} = 2,72 кг/м^3;$$

$$\rho_{в.min} = \frac{101124 \cdot 29}{8314 \cdot 291} = 1,21 кг/м^3;$$

$$\rho_{ПВС.min} = 2,72 \cdot 0,304 + 1,21 \cdot (1 - 0,304) = 1,67 кг/м^3;$$

– молярную массу ПВС при температуре T_{min} по формуле (10.6)

$$M_{ПВС.\ min} = 65,1 \cdot 0,304 + 29 \cdot (1\text{-}0,304) = 40,0 \text{ кг/кмоль};$$

– массы ПВС и паров бензина в ГП резервуара при температуре T_{min}

$$m_{ПВС.\ min} = 1,67 \cdot 2825,5 = 4718,6 \text{ кг};$$

$$m_{y.\ min} = 2,72 \cdot 0,304 \cdot 2825,5 = 2336,4 \text{ кг}.$$

2. Задаемся средней объемной концентрацией углеводородов в ГП в период роста парциального давления равной $C_{ср} = 0,32$.

3. Параметры ПВС при этой концентрации и средней температуре хранения по формулам (10.2), (10.6), (10.7), (10.9), (10.10):

$$M_{ПВС.пр} = 65,1 \cdot 0,32 + 29(1 - 0,32) = 40,6 кг/кмоль;$$

$$\nu_{ПВС.пр} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0,1 \cdot 298 - 14,1} + \frac{0,32}{0,0225 \cdot 298 - 3,61}} = 6 \cdot 10^{-6} м^2/с;$$

$$P_{S.пр} = 1,22 \cdot 44000 \cdot e^{-0,034 \cdot (311-298)} \cdot 1,13 = 38988 Па;$$

$$C_S = \frac{38988}{103282} = 0,378;$$

$$\rho_{ПВС.пр} = \frac{103282 \cdot 40,6}{8314 \cdot 298} = 1,69 кг/м^3.$$

4. Число Шмидта в период простоя по формуле (10.16)

$$Sc_{gp} = \frac{6 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{0,0329} = 0,657.$$

5. Движущая сила процесса испарения по формуле (10.15)

$$\Delta\pi_{пр} = \frac{0,378 - 0,32}{1 - 0,378} = 0,0933 .$$

6. Величина Kt – критерия по формуле (10.11)

$$Kt_{пр} = 2,17 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0933^{0,403} \cdot 0,657^{0,0932} = 8,02 \cdot 10^{-4}.$$

7. Плотность потока массы испаряющегося бензина

$$J_{пр} = 8,02 \cdot 10^{-4} \cdot 1,69 \cdot 0,0329 \cdot \sqrt[3]{\frac{9,81 \cdot 65,1 \cdot 298}{(6 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 40,6 \cdot 298}} = 0,335 \frac{кг}{м^2 \cdot ч}.$$

8. Масса бензина, испарившегося в период роста парциального давления в ГП, по формуле (10.24)

$$\Delta m_y = 0,335 \cdot 408,1 \cdot 11,9 = 1628,7 кг .$$

9. Массовая и объемная концентрации паров бензина в ГП к концу периода роста парциального давления по формуле (10.21):

$$\overline{C}^{*}_{пр} = \frac{2336,4 + 1628,7}{4718,6 + 1628,7} = 0,625 ;$$

$$C^{*}_{пр} = \frac{0,625}{2,25 - 0,625(2,25 - 1)} = 0,426 .$$

10. Проверяем, не превышает ли найденная величина $C^{*}_{пр}$ концентрации насыщенных паров при максимальной температуре воздуха:

$$P_{S.max} = 1,22 \cdot 44000 \cdot e^{-0,034 \cdot (311 - 305)} \cdot 1,13 = 49465 Па ;$$

$$C_{S.max} = \frac{49465}{103282} = 0,479 .$$

11. Так как $C_{S.max} > C^{*}_{расч}$, то расчетная средняя объемная концентрация углеводородов в ГП в рассматриваемый период

$$C_{пр.расч} = \frac{2 \cdot 0,304 + 0,426}{3} = 0,345 .$$

Найденное значение отличается от принятого на

$$\frac{0,345 - 0,32}{0,32} \cdot 100\% = 7,8\%,$$

что больше, чем допустимая погрешность инженерных расчетов, равная 5%. Поэтому расчет $C_{пр. расч}$ надо повторить.

12. Задаем $C_{ср} = 0,335$ и повторяем расчёты по п. п. 2...11:

$$M_{ПВС.пр} = 65,1 \cdot 0,335 + 29(1 - 0,335) = 41,1 кг / кмоль;$$

$$\nu_{\text{ПВС.пр}} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0,1\cdot 298-14,1}+\frac{0,335}{0,0225\cdot 298-3,61}} = 5,82\cdot 10^{-6}\,\text{м}^2/\text{с};$$

$$\rho_{\text{ПВС.пр}} = \frac{103282\cdot 41,1}{8314\cdot 298} = 1,71\,\text{кг}/\text{м}^3;$$

$$Sc_{\text{пр}} = \frac{5,82\cdot 10^{-6}\cdot 3600}{0,0329} = 0,637;$$

$$\Delta\pi_{\text{пр}} = \frac{0,378-0,335}{1-0,378} = 0,0268;$$

$$Kt_{\text{пр}}=2,17\cdot 10^{-3}\cdot 0,0268^{0,403}\cdot 0,637^{0,0932}=4,84\cdot 10^{-4};$$

$$J_{\text{пр}} = 4,84\cdot 10^{-4}\cdot 1,71\cdot 0,0329\cdot \sqrt[3]{\frac{9,81\cdot 65,1\cdot 298}{(5,82\cdot 10^{-6})^2\cdot 41,1\cdot 298}} = 0,208\,\frac{\text{кг}}{\text{м}^2\cdot\text{ч}};$$

$$\Delta m_{\text{у}} = 0,208\cdot 408,1\cdot 11,9 = 1010,1\,\text{кг};$$

$$\overline{C}^{*}_{\text{пр.расч}} = \frac{2336,4+1010,1}{4718,6+1010,1} = 0,584;$$

$$C^{*}_{\text{пр.расч}} = \frac{0,584}{2,25-0,584(2,25-1)} = 0,384;$$

$$C_{\text{пр.расч}} = \frac{2\cdot 0,304+0,384}{3} = 0,331.$$

Отклонение расчётного значения $C_{\text{ср}}$ от принятого ранее составляет

$$\frac{0,335-0,331}{0,335}\cdot 100\% = 1,2\%,$$

что меньше погрешности инженерных расчетов.

13. Таким образом, к моменту начала закачки объемная концентрация паров бензина в ГП составляла C_0=0,384, масса ПВС была

$$m_{\text{ПВСо}}=4718,6+1010,1=5728,7\ \text{кг},$$

масса паров бензина в ГП

$$m_{\text{уо}}=2336,4+1010,1=3346,5\ \text{кг},$$

а парциальное давление паров бензина в ГП

$$\rho^{(o)}_{\text{у.зак}} = 0,384\cdot(101320-160) = 38845\,\text{Па}.$$

14. Среднее давление и концентрация насыщенных паров бен-

зина в ГП при заполнении резервуара уже найдены нами в п.32 примера 10.3: $P_{s.\,зак}$=41076 Па; $C_{s.\,зак}$=0,399.

Так как $P^{(0)}_{у.зак} < P_{s.\,зак}$, то в ходе закачки будет происходить доналыщение ГП резервуара.

15. Примем, что средняя концентрация углеводородов в ГП в процессе заполнения резервуара равна $C^{(0)}_{ср.зак} = 0{,}392$. В этом случае можно воспользоваться результатами расчетов примера 10.3: $\Delta m_{у.зак} = 4440{,}9$кг; $V_н = 1632$м^3; $\Delta m_{ПВС} = 2937{,}6$кг; $\overline{C}_{ср.зак} = 0{,}591$.

16. Массовая и объёмная концентрации паров бензина к моменту окончания закачки по формулам (10.23), (10.26а):

$$\overline{C}^{*}_{зак} = \frac{3346{,}5 + 4440{,}9 - 2937{,}6 \cdot 0{,}591}{5728{,}7 + 4440{,}9 - 2937{,}6} = 0{,}837;$$

$$C^{*}_{зак} = 0{,}837 \cdot \frac{43{,}2}{65{,}1} = 0{,}555.$$

Так как $C^{*}_{зак} > C_{s.\,зак}$, то принимаем $C^{*}_{зак} = 0{,}399$.

17. Расчётная средняя концентрация паров бензина в ГП в процессе закачки

$$C_{ср.зак} = \frac{2 \cdot 0{,}384 + 0{,}399}{3} = 0{,}389.$$

Так как отклонение расчётной средней концентрации от ранее принятой составляет

$$\left|\frac{0{,}389 - 0{,}392}{0{,}392}\right| \cdot 100\% = 0{,}77\% < 5\%,$$

то величина $C_{ср.зак}$ принята верно.

18. Поскольку все величины, входящие в формулу (10.1), в данном случае те же, что и в примере 10.3, то величина потерь от «большого дыхания» будет такой же −1643,2 кг.

Пример 10.5. Используя данные примера 10.3, повторить расчет потерь бензина от «больших дыханий» по приближенной методике НИИТранснефть.

Решение

1. Объем жидкой и паровой фаз в резервуаре на момент начала закачки:

$$V_ж = 408{,}1 \cdot 5 = 2040{,}5\text{м}^3;$$

$$V_п = 4866 - 2040{,}5 = 2825{,}5\text{м}^3.$$

2. Высота ГП резервуара до и после откачки бензина по формуле (10.29а):

$$H_{Г1} = 11,92 - 7 + \frac{0,57}{3} = 5,11\text{м};$$

$$H_{Г2} = 11,92 - 5 + \frac{0,57}{3} = 7,11\text{м}.$$

3. По табл.10.3 для РВС 5000, оснащенном двумя клапанами НДКМ-150, находим $\Psi_{C1} = 0,0132\text{с}/(\text{м.ч})$. Прирост относительной концентрации в ГП при опорожнении резервуара по формуле (10.30)

$$\frac{\Delta C_1}{C_S} = 0,0132 \cdot 3,15 \cdot 2,04 = 0,085.$$

4. Для условий переменной погоды ($\Psi_{C2} = 9,08 \cdot 10^{-4}; в_{\Psi} = 1,429$) прирост средней относительной концентрации за время простоя резервуара и его заполнения по формуле (10.31)

$$\frac{\Delta C_2}{C_S} = 9,08 \cdot 10^{-4} \cdot (6 + 2,72)^{1,429} = 0,02.$$

5. Средняя относительная концентрация углеводородов в ГП резервуара при его заполнении по формуле (10.29)

$$\frac{\Delta C}{C_S} = \frac{5,11}{7,11} + 0,085 + 0,02 = 0,824.$$

6. Давление насыщенных паров бензина при среднем уровне заполнения резервуара 7м и средней температуре 298 К найдено в примере 10.1 и составляет $P_S = 41058\text{Па}$. Поэтому среднее расчетное парциальное давление паров бензина в процессе заполнения резервуара по формуле (10.28)

$$P_y = 41058 \cdot 0,824 = 33832\text{Па}.$$

7. Потери от «большого дыхания» по формуле (10.1)

$$G_{б.д.} = \left[1632,4 - 2825,5 \cdot \left(\frac{103282 - 101124}{103282 - 33832}\right)\right] \cdot \frac{33832}{103282} \cdot 2,71 = 1371\text{кг}.$$

Сравнивая найденные потери с результатами расчётов в примере 10.3, видим, что при данных условиях они занижены на 16,6 %.

Пример 10.6. Используя данные примера 10.3, рассчитать потери от «обратного выдоха» для случая, когда после откачки бензина резервуар длительно простаивает. Расход откачки принять равным 1000 м³/ч.

Решение

1. Продолжительность откачки бензина

$$\tau_{от} = \frac{F_н \cdot \Delta H_{от}}{Q_{от}} = \frac{408{,}1 \cdot (7-5)}{1000} = 0{,}816 \text{ ч.}$$

2. Скорость струи воздуха в монтажном патрубке дыхательного клапана по формуле (10.18)

$$U_0 = \frac{1000}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}075^2 \cdot 2} = 7{,}88 \text{ м/с.}$$

3. Скорость струи воздуха у поверхности откачиваемого бензина по формуле (10.17)

$$U = \frac{14{,}4 \cdot 7{,}88}{3{,}56 + \frac{6{,}11}{0{,}075}} = 1{,}34 \text{ м/с.}$$

4. Среднее число Рейнольдса, характеризующее интенсивность омывания поверхности бензина воздухом, по формуле (10.16)

$$Re_{ср} = 0{,}788 \cdot \frac{1{,}34 \cdot 3{,}8}{5{,}61 \cdot 10^{-6}} \cdot \sqrt{2} = 1011500.$$

5. Величина Kt – критерия при откачке бензина по формуле (10.12)

$Kt_{от}=7{,}01 \cdot 10^{-4} \cdot (1+7{,}45 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}613^{0{,}197} \cdot 1011500^{0{,}569}) = 130{,}8 \cdot 10^{-4}$.

6. Плотность потока массы бензина, испаряющегося в процессе откачки

$$J_{от} = 130{,}8 \cdot 10^{-4} \cdot 1{,}7 \cdot 0{,}0329 \cdot \sqrt[3]{\frac{9{,}81 \cdot 65{,}1}{\left(5{,}61 \cdot 10^{-6}\right)^2 \cdot 41{,}6}} = 5{,}71 \ \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}.$$

7. Масса бензина, испарившегося за время откачки:

$$\Delta m_{у.от} = 5{,}71 \cdot 408{,}1 \cdot 0{,}816 = 1902 \text{кг}.$$

8. Массовая и объёмные концентрации углеводородов в ГП к моменту завершения откачки

$$\overline{C}^*_{от} = \frac{1902{,}7 + 1902}{3435{,}9 + 1902 + 962{,}9} = 0{,}604;$$

$$C^*_{от} = 0{,}604 \cdot \frac{41{,}6}{65{,}1} = 0{,}386.$$

9. Средняя расчётная объемная концентрация углеводородов в ГП

при откачке

$$C_{ср.от} = \frac{2 \cdot 0{,}356 + 0{,}386}{3} = 0{,}366.$$

10. Данная величина отличается от ранее принятой на

$$\left| \frac{0{,}366 - 0{,}355}{0{,}355} \right| \cdot 100\% = 3{,}1\%.$$

Так как 3,1<5%, то уточнять $C^{*}_{от}$ нет необходимости.

10. Газовая постоянная паров бензина

$$R = \frac{8314}{65{,}1} = 127{,}7 \ \frac{Дж}{кг \cdot К}.$$

11. Потери бензина от «обратного выдоха» по формуле (10.53)

$$G_{о.в.} = \frac{(101320 + 1600) \cdot 2040{,}5}{127{,}7 \cdot 298} \cdot \left(\ln \frac{1\text{-}0{,}386}{1\text{-}0{,}385} + 0{,}386 - 0{,}385 \right) = -3{,}46кг.$$

Отрицательный результат расчёта говорит, о том, что при данных условиях потерь от «обратного выдоха» не будет.

Пример 10.7. Используя данные примера 10.1, рассчитать потери бензина от вентиляции ГП за неделю, если расстояние между отверстиями по вертикали составляет h=1м, а площадь нижнего отверстия $f_р = 2 \cdot 10^{-5}$ м^2.

Решение

1. Средняя концентрация паров бензина в ГП в период длительного хранения

$$C = \frac{46477 + 37970}{2 \cdot 101320} = 0{,}417.$$

2. Плотность соответственно воздуха и паров бензина в ГП по формуле (10.2):

$$\rho_в = \frac{101320 \cdot 29}{8314 \cdot 298} = 1{,}19кг/м^3;$$

$$\rho_у = \frac{101320 \cdot 65{,}1}{8314 \cdot 298} = 2{,}66кг/м^3.$$

3. Расход ПВС, вытесняемой из резервуара при вентиляции ГП, по формуле (10.54)

$$Q_{вент} = 0,58 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 \cdot 1 \cdot 0,417 \cdot (2,66 - 1,19)}{1,19 + 0,417 \cdot (2,66 - 1,19)}} = 3 \cdot 10^{-5} м^3/с.$$

4. Потери бензина от вентиляции ГП по формуле (10.55)

$$G_{вент} = 0,417 \cdot 2,66 \cdot 3 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 7 = 20,1кг.$$

Пример 10.8. Определить потери автомобильного бензина при различных способах налива автомобиля-цистерны АЦ-8,5-255Б. Давление насыщенных паров бензина по Рейду $P_R = 40000Па$, температура бензина 295 К, его температура начала кипения 319 К, расход налива 40 м³/ч. Налив ведётся при атмосферном давлении $P_г$=101320 Па.

Решение

1. По табл.1.19 находим, что эксплуатационный объём цистерны составляет 8,5 м³, малая ось эллипса, форму которого имеет её сечение, равна 1,22 м.

2. Продолжительность налива цистерны

$$\tau_н = \frac{8,5}{40} = 0,213ч.$$

3. Давление насыщенных паров бензина при условиях налива по формуле (10.10) с учетом, что средняя величина $(V_п/V_ж)_{ср} = 1$:

$$F(V_п / V_ж) = 1,41 - 0,25 \cdot 1^{0,37} = 1,16;$$

$$P_S = 1,22 \cdot 40000 \cdot e^{-0,034 \cdot (311 - 295)} \cdot 1,16 = 32857Па.$$

4. Плотность паров бензина при температуре налива по формуле (10.2)

$$\rho_y = \frac{101320 \cdot 65,1}{8314 \cdot 295} = 2,69кг/м^3.$$

5. Величина вспомогательных коэффициентов $k_т$ и $a_т$ по формулам (10.57)...(10.60) и потери бензина по формуле (10.56):

– при заполнении цистерны сверху открытой струей:

$$k_т = \left(0,7 + \sqrt[3]{0,213}\right)^{-1} = 0,771;$$

$$G_т = 0,771 \cdot 8,5 \cdot 2,69 \cdot \frac{32857}{101320} = 5,72кг:$$

– при наливе сверху или снизу закрытой струей:

$$a_т = \frac{1}{1,22} = 0,82;$$

$$k_т = 0,85 \cdot 0,82 \cdot \sqrt{0,213} = 0,322;$$

$$G_т = 0,322 \cdot 8,5 \cdot 2,69 \cdot \frac{32857}{101320} = 2,39 кг;$$

– при наливе сначала открытой, а затем закрытой струей:

$$k_т = \left(1,1 + \sqrt[3]{0,213}\right)^{-1} = 0,589;$$

$$G_т = 0,589 \cdot 8,5 \cdot 2,69 \cdot \frac{32857}{101320} = 4,37 кг.$$

Из результатов расчёта видно, что по сравнению с наливом открытой струей налив бензина под уровень в рассматриваемом случае позволяет сократить потери в 2,4 раза, а налив полуоткрытой струёй – только на 30,9 %.

Пример 10.9. Определить ущерб окружающей среде, который наносит выброс 1 тонны паров бензина в атмосферу из 3-х резервуаров типа РВС 1000 и одного резервуара типа РВС 700. Резервуары расположены в промышленной зоне севернее 45° с.ш.

Решение

1. Согласно табл. 1.8 оба типа резервуаров имеют одинаковую высоту, равную 8,94 м. Поэтому определять расчетную величину высоты устья источника выброса по формуле (10.73) нет необходимости.

2. Поскольку среднегодовое значение модуля скорости ветра на уровне флюгера не задано, то принимаем его равным 3 м/с. Тогда поправка, учитывающая характер рассеяния выбросов в атмосфере, по формуле (10.70)

$$f_\sigma = \frac{4}{(1+3)\cdot(1+0,01\cdot 8,94)} = 0,918.$$

3. Так как по условию резервуары размещены севернее 45° с. ш., то показатель относительной агрессивности углеводородных выбросов A = 3,16 и, следовательно, ущерб от испарения 1 тонны бензина по формуле (10.69)

$$\sigma_{о.с.} = 2,4 \cdot 3,16 \cdot 0,918 \cdot 4 = 27,9 руб/т.$$

Пример 10.10. Обосновать выбор технического средства сокращения потерь бензина А-76 для 4 резервуаров (РВС1000 – 3 шт и РВС700 – 1 шт.) на проектируемой нефтебазе, расположенной во второй климатической зоне. Приём бензина производится с железной дороги, отпуск в автоцистерны. Годовая реализация бензина пред-

полагается в объёме 20000 т, расчетная плотность бензина – 730 кг/м^3. Резервуары будут размещены квадратом с расстоянием между их стенками равным 0,75 $Д_р$. Принять, что понтоны оснащены затворами типа РУМ-1, а норматив амортизационных отчислений для всех средств сокращения потерь ζ=0,05 1/год. Максимальный расход откачки равен 40 м^3/ч. Наивысшую температуру ПВС принять равной максимальной температуре воздуха $T_в$ = 305 К. Данные об ущербе от выброса 1 т бензина в атмосферу взять из примера 10.9.

Решение

1. Средний коэффициент оборачиваемости резервуаров с учётом их геометрического объёма (табл. 1.8) и рекомендуемого коэффициента использования ёмкости (табл. 2.2)

$$n = \frac{20000}{0{,}73 \cdot (3 \cdot 1066 + 764) \cdot 0{,}85} = 8{,}13 \frac{1}{\text{год}}.$$

2. Ожидаемые годовые потери бензина из рассматриваемых резервуаров по формуле (9.1) с учётом данных табл. 9.2, 9.3, 9.4

$$G_п = \left[\frac{0{,}23 + 0{,}40}{2} + \frac{0{,}28 + 0{,}88}{2} + \frac{0{,}09 + 0{,}57}{2} \cdot \left(\frac{12}{8{,}13} - 1 \right) \right] \cdot 20000 = 21042 \text{кг}.$$

3. Ожидаемое сокращение потерь при использовании дисков-отражателей по формуле (10.64) с учетом данных табл.10.5:

$$S_{д.700} = -3{,}43 \cdot 10^{-2} + 0{,}685 \cdot 10^{-2} \cdot 8{,}13 - 11{,}9 \cdot 10^{-5} \cdot 8{,}13^2 +$$
$$+7{,}2 \cdot 10^{-7} \cdot 8{,}13^3 = 0{,}0139;$$

$$S_{д.1000} = -3{,}50 \cdot 10^{-2} + 0{,}635 \cdot 10^{-2} \cdot 8{,}13 - 11 \cdot 10^{-5} \cdot 8{,}13^2 +$$
$$+6{,}69 \cdot 10^{-7} \cdot 8{,}13 = 0{,}0097.$$

4. Среднее ожидаемое сокращение потерь бензина из рассматриваемых резервуаров с помощью дисков-отражателей

$$S_д = \frac{0{,}0097 \cdot 3 \cdot 1066 + 0{,}0139 \cdot 764}{3 \cdot 1066 + 764} = 0{,}0105.$$

5. Капиталовложения в диски-отражатели согласно табл.10.9

$$К_д = 12 + 3 \cdot 15 = 57 \text{руб}.$$

6. Поскольку диски-отражатели внедряются очень быстро, то $\tau_c = 1$ году.

Учитывая также, что электроэнергия для их работы не нужна ($Э_i = 0$), находим удельные приведенные расходы на сокращение потерь 1 тонны бензина с помощью дисков по формуле (10.63)

$$\theta_д = \frac{0 + (0{,}12 + 0{,}05) \cdot \dfrac{57}{(1+0{,}2)^{1-1}}}{21{,}04 \cdot 0{,}0105 \cdot 1} = 43{,}9 \frac{\text{руб}}{\text{т.}}.$$

7. Учитывая, что оптовая цена бензина А-76 $\sigma_{но} = 390$руб/т, а величина сопряженных капиталовложений для бензина на нефтебазах

$$Ц_с = 325{,}5 + 81{,}5 + 86{,}0 + 11 = 504 \text{руб} \cdot \text{год/т},$$

вычисляем обобщенную цену 1 тонны бензина по формуле (10.68)

$$\sigma_н = 390 + 0{,}12 \cdot 504 + 27{,}9 = 478{,}4 \text{руб/т}.$$

8. Величина Ка-критерия для дисков-отражателей по формуле (10.61)

$$Ка_д = 0{,}0105 \cdot \left(1 - \frac{43{,}9}{478{,}4}\right) = 9{,}54 \cdot 10^{-3}.$$

9. Ожидаемое сокращение потерь при применении понтонов с затвором РУМ-1 по формуле (10.65) с учётом табл.10.6 и понижающих коэффициентов:

$$S_{п.700} = 0{,}8 \cdot \left(0 + 3{,}21 \cdot 10^{-2} \cdot 8{,}13^{0{,}736}\right) = 0{,}12;$$

$$S_{п.1000} = 0{,}8 \cdot \left(0 + 4{,}01 \cdot 10^{-2} \cdot 8{,}13^{0{,}703}\right) = 0{,}14.$$

10. Среднее ожидаемое сокращение потерь бензина из рассматриваемых резервуаров с помощью понтонов

$$S_п = \frac{0{,}14 \cdot 3 \cdot 1066 + 0{,}12 \cdot 764}{3 \cdot 1066 + 764} = 0{,}136.$$

Если бы нефтебаза была действующей, к этой величине необходимо было бы ввести понижающий коэффициент, учитывающий сроки внедрения понтонов.

11. Капиталовложения в понтоны с затвором РУМ-1, согласно табл.10.9,

$$К_п = 3{,}80 + 3 \cdot 3{,}86 = 15{,}38 \text{тыс.руб}.$$

12. Удельные приведенные расходы на сокращение потерь 1 тонны бензина с помощью понтонов по формуле (10.63)

$$\theta_п = \frac{0 + (0{,}12 + 0{,}05) \cdot \dfrac{15{,}38 \cdot 10^3}{(1+0{,}2)^{1-1}}}{21{,}04 \cdot 0{,}136 \cdot 1} = 914 \text{руб/т}.$$

13. Величина Ка-критерия для понтонов по формуле (10.55)

$$Ка_{п} = 0{,}136 \cdot \left(1 - \frac{914}{478{,}4}\right) = -0{,}124 .$$

Отрицательная величина $Ка_{п}$ свидетельствует о том, что в течение нормативного срока понтоны не окупают себя.

14. Для расчета ГУС сначала необходимо определить протяженность и диаметр её трубопроводов. Так как данная группа резервуаров расположена квадратом, находим:

– длину коллектора

$$L_{к} = 0{,}5Д_{р} + 0{,}75Д_{р} + 0{,}5Д_{р} = 0{,}5 \cdot 12{,}33 + 0{,}75 \cdot 12{,}33 + 0{,}5 \cdot 12{,}33 = 21{,}6м;$$

– длину отвода

$$L_{0} = 0{,}375Д_{р} + Н_{р} + 0{,}5Д_{р} = 0{,}375 \cdot 12{,}33 + 8{,}94 + 0{,}5 \cdot 12{,}33 = 19{,}7м ;$$

– общую длину газопровода между наиболее удаленными резервуарами

$$L = L_{к} + 2L_{0} = 21{,}6 + 2 \cdot 19{,}7 = 61м .$$

15. Плотность и кинематическая вязкость воздуха при условиях перетока ПВС из одного резервуара в другой по формулам (10.2), (10.7):

$$\rho_{в} = \frac{(101320 + 1962) \cdot 29}{8314 \cdot 305} = 1{,}18кг/м^{3} ;$$

$$\nu_{в} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0{,}1 \cdot 305 - 14{,}1} + \frac{0}{0{,}0225 \cdot 305 - 3{,}61}} = 16{,}4 \cdot 10^{-6} м^{2}/с .$$

16. Массовый расход в ГУС

$$G_{max} = 1{,}18 \cdot \frac{40}{3600} = 0{,}0131кг/с .$$

17. Расчётный внутренний диаметр ГУС по формуле (10.67)

$$Д = 3{,}63 \cdot \left[\frac{0{,}0131^{1{,}75} \cdot \left(16{,}4 \cdot 10^{-6}\right)^{0{,}25} \cdot 61}{1000 \cdot 1{,}18^{0{,}75}}\right]^{\frac{1}{4{,}75}} = 0{,}223м .$$

Принимаем стандартный диаметр 273х7 мм.

18. Общая длина газопроводов ГУС и опор:

$$L_{ГП} = L_{К} + 4L_{0} = 21{,}6 + 4 \cdot 19{,}7 = 100{,}4м;$$

$$L_{оп} = 0{,}5L_{ГУС} = 0{,}5 \cdot 100{,}4 = 50{,}2м.$$

19. Полагая, что опоры газопроводов ГУС изготовлены из труб ∅ 219 х 9 мм, найдем капиталовложения в систему:

$$K_{задв} = 4 \cdot 194 = 776 \text{ руб};$$
$$K_{огн} = 8 \cdot 22 = 176 \text{ руб};$$
$$K_{тп} = 10,2 \cdot 100,4 = 1024,1 \text{ руб};$$
$$K_{оп} = 8,75 \cdot 50,2 = 439,3 \text{ руб};$$

$$\sum K_i = 776 + 176 + 1024,1 + 439,3 = 2415,4 \text{руб}.$$

С учётом остальных видов строительно-монтажных работ общие капиталовложения в ГУС

$$K_{ГУС} = 1,8 \cdot \sum K_i = 1,8 \cdot 2415,4 = 4347,7 \text{руб}.$$

20. По табл. 10.7 находим ориентировочную величину коэффициента совпадения операций $K_C \approx 0,2$.

21. Удельные приведенные затраты на сокращение потерь бензина с помощью ГУС по формуле (10.63)

$$\theta_{ГУС} = \frac{0 + (0,12 + 0,05) \cdot \dfrac{4347,7}{(1+0,2)^{1-1}}}{21,04 \cdot 0,2} = 175,6 \text{руб/т}.$$

22. Величина Ка -критерия при применении ГУС по формуле (10.61)

$$Ка_{ГУС} = 0,2 \cdot \left(1 - \frac{175,6}{478,4}\right) = 0,127.$$

Сравнивая величины $Ка_д$, $Ка_п$ и $Ка_{гус}$, видим, что наибольшее значение данный критерий имеет при применении ГУС, то есть для - рассматриваемой нефтебазы наиболее предпочтительным средством сокращения потерь является газоуравнительная система.

Пример 10.11. Определить какой объем бензина вытечет через коррозионный свищ диаметром 1мм в стенке резервуара, находящемся на расстоянии 1,5 м от днища. Уровень взлива в резервуаре в период истечения составлял 7 м. Продолжительность истечения 8 ч. Вязкость бензина при условиях истечения принять равной $0,85 \cdot 10^{-6}$ м^2/с.

Решение

1. Напор, под которым происходит истечение

$$\Delta H = 7\text{-}1,5 = 5,5 \text{м}.$$

2. Площадь сечения, периметр и характерный линейный размер отверстия по формулам (10.79), (10.80):

$$f_р = 0,25 \cdot 3,14 \cdot \left(1 \cdot 10^{-3}\right)^2 = 7,85 \cdot 10^{-7} \text{м}^2;$$

$$\aleph_p = 3{,}14 \cdot 1 \cdot 10^{-3} = 3{,}14 \cdot 10^{-3}\ \text{м};$$

$$L' = \frac{4 \cdot 7{,}85 \cdot 10^{-7}}{3{,}14 \cdot 10^{-3}} = 1 \cdot 10^{-3}\ \text{м}.$$

3. Число Рейнольдса для условий истечения по формуле (10.78)

$$\mathrm{Re} = \frac{1 \cdot 10^{-3}\sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 5{,}5}}{0{,}85 \cdot 10^{-6}} = 12221.$$

4. Коэффициент расхода по формуле (10.75)

$$\mu_p = 0{,}592 + \frac{5{,}5}{12221^{0{,}5}} = 0{,}642.$$

5. Расход бензина, вытекающего через отверстие в стенке резервуара, по формуле (10.66)

$$Q_y = 0{,}642 \cdot 7{,}85 \cdot 10^{-7} \cdot \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 5{,}5} = 5{,}24 \cdot 10^{-6}\ \text{м}^3 \cdot \text{с} = 0{,}0189 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

6. Объем бензина, вытекающего за рассматриваемый период

$$V_y = 0{,}0189 \cdot 8 = 0{,}151\ \text{м}^3.$$

Пример 10.12. Повторить расчёт при условиях примера 10.11, полагая, что в резервуаре хранилась нефтегазоконденсатная смесь вязкостью $21 \cdot 10^{-6}$ м^2/с.

Решение

1. Число Рейнольдса для условий истечения по формуле (10.78)

$$\mathrm{Re} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 5{,}5}}{21 \cdot 10^{-6}} = 495.$$

2. Коэффициент расхода по формуле (10.76) с учетом, что для круглого отверстия $k_{то}=1$,

$$\mu_p = \exp\left[-0{,}335 + \frac{110}{495} + 1 \cdot \left(-0{,}18 - \frac{340}{495}\right) + 1^2 \cdot \left(0{,}066 + \frac{10}{495}\right)\right] = 0{,}409.$$

3. Расход истечения и объём вытекшей нефтегазоконденсатной смеси

$$Q_y = 0{,}409 \cdot 7{,}85 \cdot 10^{-7} \cdot \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 5{,}5} = 3{,}34 \cdot 10^{-6}\ \text{м}^3/\text{с} = 0{,}012\ \text{м}^3/\text{ч};$$

$$V_y = 0{,}012 \cdot 8 = 0{,}096\ \text{м}^3.$$

Сравнивая результаты расчёта в примерах 10.11 и 10.12, видим, что увеличение вязкости вытекающей жидкости почти в 25 раз приводит к уменьшению расхода утечки только на 37 %.

Пример 10.13. На надземном участке конденсатопровода обнаружено отверстие, имеющее ромбовидную форму. Измерения на месте показали, что диагонали ромба равны $1{,}5\cdot10^{-3}$ м и $4\cdot10^{-3}$ м, а его можно классифицировать как отверстие в толстой стенке. Давление в трубопроводе в месте обнаружения отверстия составляет $15\cdot10^{5}$ Па. Кинематическая вязкость нефтегазоконденсатной смеси равна $2{,}3\cdot10^{-6}$ м^2/с, а её плотность – 740 кг/м^3. Определить расход утечки.

Решение

1. Напор, при котором происходило истечение

$$\Delta H = \frac{15\cdot10^{5}}{740\cdot9{,}81} = 206{,}6\text{м}.$$

2. Площадь и периметр отверстия по формулам (10.83):

$$f_p = 0{,}5\cdot1{,}5\cdot10^{-3}\cdot4\cdot10^{-3} = 3\cdot10^{-6}\text{м}^2;$$

$$\aleph = 2\cdot\sqrt{\left(1{,}5\cdot10^{-3}\right)^2+\left(4\cdot10^{-3}\right)^2} = 8{,}54\cdot10^{-3}\text{м}.$$

3. Характерный размер отверстия по формуле (10.79)

$$L' = 4\cdot3\cdot10^{-6}/8{,}54\cdot10^{-3} = 1{,}41\cdot10^{-3}\text{м}.$$

4. Число Рейнольдса для условий истечения по формуле (10.78)

$$\mathrm{Re} = \frac{1{,}41\cdot10^{-3}\cdot\sqrt{2\cdot9{,}81\cdot206{,}6}}{2{,}3\cdot10^{-6}} = 39031.$$

5. Коэффициент расхода по формуле (10.67) с учётом табл. 10.13

$$\mu_p = \exp\left[-0{,}588+\frac{1560}{39031}\right] = 0{,}578.$$

6. Расход нефтегазоконденсатной смеси при истечении по формуле (10.74)

$$Q_y = 0{,}578\cdot3\cdot10^{-6}\cdot\sqrt{2\cdot9{,}81\cdot206{,}6} = 1{,}1\cdot10^{-4}\text{м}^3/\text{с} = 0{,}4\text{м}^3/\text{ч}.$$

Пример 10.14. Определить расход утечки, используя данные примеров 5.1 и 10.13, если место утечки находится на расстоянии 105 км от головной насосной станции, а разность нивелирных высот между ними $\Delta Z_x = 40\text{м}$.

Решение

1. Из примера 5.1 H_2= 49,1 м; H_0 = 271 м; а = 0; в = $43{,}9\cdot10^{-6}\,\frac{ч^2}{м^3}$; n_1=2; L=425 км; d=0,513 м; ΔZ = -125,5 м; $\rho = 878 кг/м^3$; $\nu = 0{,}997\cdot10^{-4} м^2/с$; β = 0,246; m=0,25; i ≈ 0,00704; $H_{кп}$=30 м.

2. Рассчитываем коэффициенты А, В по формулам (3.10)... (3.12)

$$Q_1 = 0{,}8\cdot1250 = 1000 м^3/ч;$$

$$Q_2 = 1{,}2\cdot1250 = 1500 м^3/ч;$$

$$Б_* = \frac{(1500-1000)\cdot\left[0+43{,}9\cdot10^{-6}\cdot(1000+1500)\right]}{1500^{2-0{,}25}-1000^{2-0{,}25}} = 298{,}7\cdot10^{-6}\,\frac{ч^{1{,}75}}{м^{4{,}25}};$$

$$А = 271+0-43{,}9\cdot10^{-6}\cdot1500^2+298{,}7\cdot10^{-6}\cdot1500^{\,2-0{,}25} = 280{,}2 м;$$

$$Б = 3600^{2-0{,}25}\cdot298{,}7\cdot10^{-6} = 499{,}8\,\frac{с^{1{,}75}}{м^{4{,}25}}.$$

3. Так как на каждой насосной станции установлено по три последовательно включенных насоса НМ1250-260, то, следовательно,

$$А_i = 3\cdot280{,}2 = 840{,}6 м;$$

$$Б_i = 3\cdot499{,}8 = 1499{,}4\,\frac{с^{1{,}75}}{м^{4{,}75}}.$$

4. Гидравлический уклон при единичном расходе

$$f = 0{,}0246\cdot\frac{\left(0{,}997\cdot10^{-4}\right)^{0{,}25}}{0{,}512^{5-0{,}25}} = 0{,}0591\left(\frac{с}{м^3}\right)^{1{,}75}.$$

5. Полагаяо φ=1 находим производительность трубопровода довозникновения утечки по формуле (10.89)

$$Q_0 = \sqrt[1{,}75]{\frac{49{,}1+5\cdot840{,}6-(-125{,}5)-30}{0{,}0591\cdot105000+2\cdot1499{,}4+1\cdot\left[\begin{array}{l}0{,}0591\cdot(425000-105000)+\\+3\cdot1499{,}4\end{array}\right]}} =$$

$$= 0{,}316\,\frac{м^3}{с}.$$

6. Напор, под которым происходит истечение на 105-м километре нефтепровода, по формуле (10.88)

$$\Delta H = 49{,}1 - 40 + 2 \cdot 840{,}6 - (0{,}0591 \cdot 105000 + 2 \cdot 1499{,}4) \cdot 0{,}316^{2-0{,}25} = 461{,}4 \text{м}.$$

7. Согласно примера 10.13, площадь отверстия в нефтепроводе $f_p = 3 \cdot 10^{-6}$ м^2, а его характерный линейный размер $L' = 1{,}41 \cdot 10^{-3}$ м.

8. Число Рейнольдса для условий истечения по формуле (10.78)

$$\text{Re} = \frac{1{,}41 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 461{,}4}}{0{,}997 \cdot 10^{-4}} = 1346.$$

9. Коэффициент расхода по формуле (10.75)

$$\mu_p = 0{,}592 + \frac{0{,}27}{1346^{1/6}} = 0{,}673.$$

10. Оценка расхода утечки по формуле (10.90)

$$Q_y^1 = 0{,}673 \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 461{,}4} = 1{,}93 \cdot 10^{-4} \text{м}^3/\text{с}.$$

11. Оценка величины относительной утечки

$$\varphi = \frac{0{,}316 - 1{,}93 \cdot 10^{-4}}{0{,}316} = 999{,}3 \cdot 10^{-3}.$$

12. Уточнённая величина производительности трубопровода по формуле (10.89)

$$Q = \sqrt[1{,}75]{\frac{49{,}1 + 5 \cdot 840{,}6 - (-125{,}5) - 30}{0{,}0591 \cdot 105000 + 2 \cdot 1499{,}4 + 999{,}3 \cdot 10^{-3} \cdot \left[\begin{array}{l} 0{,}0591 \cdot (425000 - \\ -105000) + 3 \cdot 1499{,}4 \end{array}\right]}} =$$

$$= 0{,}316 \, \text{м}^3/\text{с}.$$

Так как величины Q и Q_0 практически совпали (в пределах погрешности вычислений), то пересчитывать расход утечки нет необходимости.

Пример 10.15. Используя данные примера 10.14, рассчитать потери нефти от инфильтрации в грунт. Истечение продолжалось в течение 11 часов на наклонную поверхность ($\theta \approx 1{,}5^0$). Грунт в месте утечки представлен легкими суглинками. В результате аварийно-восстановительных работ удалось собрать 0,5 м^3 нефти.

Решение

1. Объём вытекшей нефти

$$V_y = 1{,}93 \cdot 10^{-4} \cdot 3600 \cdot 11 = 7{,}65 \text{м}^3.$$

2. Площадь нефтяного загрязнения по формуле (10.89)

$$S_{н.п.} = 10,71 \cdot (1,5+1)^{0,205} \cdot (0,997 \cdot 10^{-4})^{0,727} \cdot (1,86 \cdot 10^{-4})^{-0,257} \cdot$$
$$\cdot (11 \cdot 3600)^{1,075} = 12731 м^2.$$

3. По табл. 10.15 выбираем величины $k_ф = 5 \cdot 10^{-6}$ м/с и $m_п = 0,07$.

4. Расчётный коэффициент k_h по формуле (10.95)

$$k_h = \sqrt{\frac{5 \cdot 10^{-6} \cdot 11 \cdot 3600 \cdot 0,07}{2}} = 0,0583 м^{0,5}.$$

5. Средняя высота испаряющегося слоя нефти на поверхности грунта по формуле (10.94)

$$h_{н.п} = \left(-0,0583 + \sqrt{0,0583^2 + \frac{7,65 - 0,5}{12731}} \right)^2 = 2,15 \cdot 10^{-5} м.$$

6. Потери нефти от инфильтрации в грунт по формуле (10.93)

$$G_{нг} = 878 \cdot \left(7,65 - 0,5 - 12731 \cdot 2,15 \cdot 10^{-5}\right) = 6038 кг.$$

Пример 10.16. Используя данные примеров 10.14, 10.15, рассчитать потери нефти от испарения с поверхности воды. Продолжительность испарения 20 часов, скорость ветра на поверхности испарения 0,5 м/с, средняя за период испарения температура нефти 19° С. Кинематическая вязкость нефти при 293 К равна $0,8 \cdot 10^{-4}$ м^2/с, а при 323 К – $0,55 \cdot 10^{-4}$ м^2/с. Плотность нефти при стандартных условиях – 865 кг/м^3.

Решение

1. По табл.1.1 находим температурную поправку

$$\beta_р = 0,000793 1/К.$$

Плотность нефти при температуре 323 К по формуле (1.1)

$$\rho_{323} = \frac{865}{1 + 0,000793(323 - 293)} = 832 кг/м^3.$$

2. Динамическая вязкость нефти при температурах 293К и 323К

$$\mu_{293} = 0,8 \cdot 10^{-4} \cdot 865 = 69,2 \cdot 10^{-3} Па \cdot с;$$

$$\mu_{323} 0,55 \cdot 10^{-4} \cdot 832 = 45,8 \cdot 10^{-3} Па \cdot с.$$

3. Массовая доля углеводородов, выкипающих до 200°С по формуле (10.92)

$$\Phi_\rho = \left(\frac{69{,}2 \cdot 10^{-3} - 45{,}8 \cdot 10^{-3}}{69{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot 45{,}8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0{,}67} = 7{,}38 \cdot 10^{-3}.$$

4. По табл. 10.14 находим величины коэффициентов в формуле (10.91):

$A_0 = 1$; $A_1 = 51{,}7 \cdot 10^2$; $B_0 = 0{,}38$; $B_1 = 0$; $B_2 = -1{,}75$.

5. Так как высота слоя нефти на поверхности воды входит в формулу (10.91) в нулевой степени, то $h^0_{н.п} = 1$. Массовая доля испарившейся нефти по формуле (10.91)

$$\sigma_п = \frac{1 \cdot 7{,}38 \cdot 10^{-3} \cdot 20}{5170 \cdot 7{,}38 \cdot 10^{-3} \cdot (2 - 0{,}5^{0{,}38}) \cdot 1 \cdot 19^{-1{,}75} + 20} = 7{,}28 \cdot 10^{-3}.$$

6. Потери нефти от испарения с поверхности воды по формуле (10.90)

$$G_{п.в} = 7{,}28 \cdot 10^{-3} \cdot 878 \cdot 7{,}65 = 48{,}9 \text{ кг}.$$

11 ГЛАВА ПОДОГРЕВ ВЫСОКОВЯЗКИХ НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

§ 11.1. Вероятная температура нефтепродукта в емкостях

Для тепловых расчетов при хранении и отпуске вязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов необходимо знать начальную температуру (перед подогревом), которая зависит от времени хранения, температуры окружающей среды, конструкции, габаритных размеров емкости и т.д. Так как учесть все факторы, от которых зависит температура нефтепродукта в емкости, практически невозможно, ее определяют с некоторой степенью вероятности (вероятная температура) по формуле

$$T_в = T_О + (T_{ЗАЛ} - T_О) \cdot \exp\left(-\frac{K_т \cdot F \cdot \tau}{G \cdot c_р}\right), \qquad (11.1)$$

где $T_в$ – вероятная температура нефтепродукта в конце периода хранения; $T_о$ – температура окружающей среды; $T_{зал}$ – температура нефтепродукта, с которой он был залит в емкость; $K_т$ – коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду; F – полная поверхность охлаждения емкости; τ – время хранения нефтепродукта; G – масса нефтепродукта; $c_р$ – его удельная массовая теплоемкость.

Средняя за время хранения температура нефтепродукта в емкости

$$T_{ср} = T_о + \frac{(T_{зал} - T_о) \cdot G \cdot c_р}{к_т \cdot F \cdot \tau}\left[1 - \exp\left(-\frac{к_т F \tau}{G \cdot c_р}\right)\right] \qquad (11.1а)$$

Температуру окружающей среды определяют следующим образом:
– для железнодорожных цистерн $T_о = T_{возд.}$ (где $T_{возд.}$ – температура воздуха);
– для емкостей, находящихся в двух средах,

$$T_0 = \frac{F_{C1}T_{C1} + F_{C2}T_{C2}}{F}, \qquad (11.2)$$

где F_{C1}, F_{C2} – поверхности емкостей, соприкасающиеся с разными средами; T_{C1},T_{C2} – средние температуры этих сред.

Например, стенки надземных и полуподземных резервуаров вступают в контакт с грунтом (среда 1) и воздухом (среда 2), стенки танкеров – с водой (среда 1) и воздухом (среда 2).

Для подземных емкостей T_0 определяется как средняя температура грунта, соответствующая средней части заглубленной емкости.

Коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в емкости (резервуаре) в окружающую среду определяют по выражению

$$K_T = \frac{K_Д \cdot F_Д + K_{СТ.Г} \cdot F_{СТ.Г} + K_{СТ.Ж} \cdot F_{СТ.Ж} + K_К \cdot F_К}{F}, \qquad (11.3)$$

где $K_Д$, $K_{СТ.Г}$, $K_{СТ.Ж}$, $K_К$ – коэффициенты теплопередачи соответственно через днище, стенку (в области газового пространства и жидкости) и крышу резервуара; $F_Д$, $F_{СТ.Г}$, $F_{СТ.Ж}$, $F_К$ – поверхности вышеперечисленных элементов резервуара.

Коэффициент теплопередачи через стенку емкости

$$\frac{1}{K_{СТ}} = \frac{1}{\alpha_{1СТ}} + \sum_{i=1}^{n}\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{2СТ} + \alpha_{3СТ}}, \qquad (11.4)$$

где $\alpha_{1СТ}$, $\alpha_{2СТ}$, $\alpha_{3СТ}$ – коэффициенты теплоотдачи соответственно от нефтепродукта к стенке емкости, от наружной поверхности стенки в окружающую среду, от стенки емкости радиацией; δ_i – толщина стенки емкости, изоляции и т.д.; λ_i – коэффициент теплопроводности материала стенки, изоляции и т.д.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией от нефтепродукта к вертикальной стенке емкости определяют по следующим формулам:

– при $(Gr_h \cdot Pr)_п = 10^3 \ldots 10^9$ (ламинарный режим)

$$\alpha_{1СТ} = 0{,}76\frac{\lambda_Н}{h}(Gr_h \cdot Pr)_П^{0{,}25}\left(\frac{Pr_П}{Pr_{СТ}}\right)^{0{,}25}, \qquad (11.5)$$

– при $(Gr_h \cdot Pr)_п > 10^9$ (турбулентный режим)

$$\alpha_{1СТ} = 0{,}15\frac{\lambda_Н}{h}(Gr_h \cdot Pr)_П^{0{,}33}\left(\frac{Pr_П}{Pr_{СТ}}\right)^{0{,}25}; \qquad (11.6)$$

– для горизонтальных цилиндрических емкостей и труб при $(Gr_d \cdot Pr)_п = 10^3...10^8$

$$\alpha_{1ст} = 0,5\frac{\lambda_н}{h}(Gr_d \cdot Pr)^{0,25}\left(\frac{Pr_п}{Pr_{ст}}\right)^{0,25} \qquad (11.7)$$

(обозначения те же, что и в § 7.1).

Если отношение $\frac{T_н - T_0}{T_к - T_0} \le 2$, среднюю температуру определяют как среднеарифметическую величину от начальной $T_н$ и конечной $T_к$ температур нефтепродукта:

$$T_п = 0,5\ (T_н + T_к). \qquad (11.8)$$

Если отношение $\frac{T_н - T_0}{T_к - T_0} > 2$, среднюю температуру определяют как среднелогарифмическую величину по формуле

$$T_п = T_0 + \frac{T_н - T_к}{\ln\frac{T_н - T_0}{T_к - T_0}}, \qquad (11.9)$$

Так как в выражениях (11.8), (11.9) $T_к$ – искомая величина ($T_к$=$T_н$), то при определении средней температуры нефтепродукта можно принять, что

$$T_п = 0,5\ (T_{зал} + T_{возд}), \qquad (11.10)$$

где $T_{зал}$ – температура нефтепродукта, с которой он заливается (закачивается) в емкость.

Среднюю температуру стенки емкости определяют методом последовательных приближений по формуле

$$T_{ст} = T_п - \frac{K_{ст}}{\alpha_{1ст}}(T_п - T_0), \qquad (11.11)$$

Коэффициент теплоотдачи α_2 при вынужденной конвекции (обдувание емкости или надземного трубопровода ветром) определяют по формуле (7.31).

Коэффициент теплоотдачи радиацией от стенки горизонтальной емкости или трубопровода $\alpha_{3ст}$ определяют по формуле

$$\alpha_{зст} = \varepsilon_{ст} C_S \frac{(T_{ст}/100)^4 - (T_{возд.}/100)^4}{T_{ст} - T_{возд.}}, \qquad (11.13)$$

где C_S = 5,768 Вт/(м² · К⁴) – постоянная Планка; $\varepsilon_{ст}$ – степень черноты поверхности стенки.

Зависимость $\varepsilon_{ст}$ от материала и вида поверхности:

Алюминий шероховатый	0,055
Железо шероховатое	0,242
Железо литое необработанное	0,87 ... 0,96
Сталь окисленная шероховатая	0,94 ... 0,97
Чугун обточенный	0,6 ... 0,7
Чугун шероховатый, сильно окисленный	0,95
Асбестовый картон	0,96
Кирпич красный шероховатый	0,93
Известковая штукатурка шероховатая	0,91
Сажа ламповая	0,95

Для полуподземных вертикальных цилиндрических резервуаров коэффициент теплопередачи через стенку

$$K_{ст} = \frac{K_{ст.возд.} \cdot F_{возд} + K_{ст.гр} \cdot F_{гр}}{F_{ст}}, \qquad (11.14)$$

где $K_{ст.возд}$, $K_{ст.гр}$ – коэффициенты теплопередачи через стенку соответственно в воздух и грунт; $F_{возд}$, $F_{гр}$ – части поверхности стенки резервуара, соприкасающиеся с воздухом и грунтом.

Коэффициент теплопередачи через стенку в воздух определяют по формуле (11.4), а в грунт – по выражению

$$\frac{1}{K_{ст.г}} = \frac{1}{\alpha_{1ст}} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{H_г}{2\lambda_г} + \frac{1}{\alpha_0}, \qquad (11.15)$$

где $H_{гр}$ – расстояние от поверхности грунта до днища резервуара (заглубление резервуара в грунт); $\lambda_г$ – коэффициент теплопроводности грунта, окружающего резервуар; $\alpha_0 \approx 11{,}63$ Вт/(м² · К) – коэффициент теплоотдачи от поверхности грунта в воздух.

Для подземных горизонтальных цилиндрических резервуаров коэффициент теплопередачи $K_т$ принимают приближенно равным коэффициенту теплопередачи через стенку [см. формулу (11.4)], в этом случае $\alpha_{3\,ст} = 0$. Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2\,ст}$ определяют по формуле

$$\alpha_{2CT} = \frac{2\lambda_Г}{\left(\ln\left(4\frac{H_{ГР}^2}{R^2}+1\right)+\frac{8H_{ГР}\lambda_Г}{\alpha_0\left(R^2+4H_{ГР}^2\right)}\right)}, \qquad (11.16)$$

где R – радиус резервуара; $H_{гр}$ – глубина заложения резервуара до оси.

Для железнодорожных цистерн при движении поезда коэффициент теплопередачи $K_т$ принимают равным коэффициенту теплопередачи через стенку [см. формулу (11.4)], коэффициент теплоотдачи $\alpha_{1ст}$ вычисляют по формуле (11.7), а коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2ст}$ – по формуле

$$\alpha_{2CT} = 0,032\frac{\lambda_{ВОЗД}}{L_Ц}Re_{ВОЗД}^{0,8}, \qquad (11.17)$$

где $Re_{возд}$ – число Рейнольдса при обдувании цистерны ветром

$$Re_{ВОЗД} = \frac{\upsilon_Ц \cdot D_Ц}{\nu_{ВОЗД}};$$

$\upsilon_Ц$ – сумма скоростей ветра и поезда, $\upsilon_Ц = \upsilon_{ВЕТ} + \upsilon_{ПОЕЗДА}$; $D_ц$, $L_ц$ – соответственно наружный диаметр и длина котла цистерны.

Коэффициент теплопередачи через днище емкости, установленной на грунте, находят по следующей зависимости

$$\frac{1}{K_Д} = \frac{1}{\alpha_{1Д}} + \sum_{i=1}^{n}\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{\pi D_Р}{8\lambda_Г}, \qquad (11.18)$$

где $\alpha_{1д}$ – коэффициент теплоотдачи через днище емкости, определяемый по формуле (11.7); δ_i – толщина гидрофобного слоя, днища емкости, отложений, воды и т.д.; λ_i – коэффициенты теплопроводности указанных слоев; $D_Р$ – диаметр резервуара.

Коэффициент теплопередачи через крышу резервуара

$$\frac{1}{K_К} = \frac{1}{\alpha_{1К}} + \frac{h_{Г.П}}{\lambda_Э} + \sum_{i=1}^{n}\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{2К}+\alpha_{3К}}, \qquad (11.19)$$

где $\alpha_{1к}$ – коэффициент теплоотдачи от зеркала нефтепродукта в газовое пространство резервуара:

– при $(Gr_h \cdot Pr)_п = 5 \cdot 10^2 \ldots 2 \cdot 10^7$

$$\alpha_{1К} \approx 5,466\sqrt[3]{T_З - T_{Г.П}}; \qquad (11.20)$$

– при $(Gr_h \cdot Pr)_п > 2 \cdot 10^7$

$$\alpha_{1K} \approx 1{,}14\sqrt[3]{T_З - T_{Г.П}}; \qquad (11.21)$$

где $T_з$ – температура зеркала нефтепродукта; $T_{г.п}$ – температура газового пространства резервуара; ориентировочно принимают

$$T_{г.п} = 146{,}5 + 0{,}5\,T_з\,, \qquad (11.22)$$

$\delta_{газ}$ – высота газового пространства резервуара; $\lambda_э$ – эквивалентный коэффициент теплопроводности газовоздушной смеси

$$\lambda_э = \lambda_с\,\varepsilon_к\,; \qquad (11.23)$$

$\lambda_с$ – коэффициент теплопроводности газовоздушной смеси

$$\lambda_с = \lambda_{возд}\,(1\text{-}C_1) + \lambda_{п.н}C_1; \qquad (11.24)$$

$\lambda_{возд}$ – коэффициент теплопроводности воздуха; $\lambda_{п.н}$ – коэффициент теплопроводности паров нефтепродукта; C_1 – содержание паров нефтепродукта в газовом пространстве резервуара.

При отсутствии данных о величине C_1 допускается принимать $\lambda_с \approx \lambda_{возд}$.

Так как циркуляция жидкости в этом случае обусловлена разностью плотностей нагретых и холодных частиц газовоздушной смеси, данный конвекционный теплообмен рассматривается как элементарное явление теплопроводности, характеризуемое коэффициентом конвекции $\varepsilon_к = \lambda_э / \lambda_с$, равным

$$\varepsilon_К = \begin{cases} 1 & \text{при} (Gr_h \cdot P_г)_П \le 10^3 \\ 0{,}18 \cdot (Gr_h \cdot Pr)_П^{0{,}25} & \text{при} (Gr_h \cdot P_г)_П > 10^3 \end{cases} \qquad (11.25)$$

Если при расчете по формуле (11.25) получается, что $\varepsilon_к < \lambda$, то $\varepsilon_к$ принимается равным единице. В качестве линейного размера при вычислении параметра Gr в данном случае берут высоту газового пространства резервуара $\delta_{газ}$. Физические константы газовоздушной смеси берут при ее средней температуре.

При отсутствии ветра коэффициент теплоотдачи от крыши в воздух $\alpha_{2к}$ определяют по формулам (11.20) или (11.21) с учетом разности температур $T_к$- $T_{возд.}$. При наличии ветра коэффициент $\alpha_{2к}$ можно определить по формулам вынужденной конвекции или принять его равным α_0.

Для резервуаров типа РВС при расчете внешней теплоотдачи Р.Ш. Латыповым рекомендовано пользоваться интегральным коэффициентом теплоотдачи α_1, одновременно учитывающим теплоперенос как конвекцией, так и излучением. В результате обработки данных промышленных экспериментов получены следующие формулы для вычисления α_1 **днем:**

– область жидкости

$$\alpha_{1дн} = 77,45 \cdot \frac{\lambda_{возд}}{H_{взл}} \cdot I_0^{-0,193} \cdot \left(\frac{\Delta T}{T_{возд}} \right)^{-0,961}; \qquad (11.26)$$

– область газового пространства

$$\alpha_{1дн} = 95 \cdot \frac{\lambda_{возд}}{H_г} \cdot I_0^{0,843} \cdot \left(\frac{\upsilon_{вет} \cdot H_г^2}{\nu_{возд} \cdot Д_р} \right)^{0,668}; \qquad (11.27)$$

– крыша

$$\alpha_{1дн} = 0,00022 \cdot \frac{\lambda_{возд}}{Д_р} \cdot I_0^{-1,76} \cdot \left(\frac{\Delta T}{T_{возд}} \right)^{-3,32}, \qquad (11.28)$$

где $\lambda_н$, $\lambda_{возд}$ – коэффициенты теплопроводности соответственно нефти (нефтепродукта) и воздуха ; $H_{взл}$, $H_г$ – высота взлива жидкости в резервуаре и высота газового пространства; I_0 – критерий, характеризующий отношение теплового потока, получаемого стенкой за счет солнечной радиации, к конвективному потоку теплоты; $\nu_{возд}$ – кинематическая вязкость воздуха; ΔT – разность температур стенки (крыши) и воздуха, $\Delta T = T_c - T_{возд}$; $T_{возд}$ – температура воздуха днем.

Величина I_0 вычисляется по формуле

$$I_0 = \frac{i_0}{\rho_{возд} \cdot C_{Рвозд} \cdot \upsilon_{вет} \cdot \Delta T}, \qquad (11.29)$$

где i_0 – интенсивность солнечной радиации в полдень с учетом облачности, определяемая по формуле (10.39); $\rho_{возд}$, $C_{р возд}$ – плотность и удельная теплоемкость воздуха (табл.1.5); T_c – температура стенки (кровли).

Расчеты интегрального коэффициента теплоотдачи **в ночное время** выполняются по следующим зависимостям:

– область жидкости

$$\alpha_{1н} = 135,5 \cdot \frac{\lambda_н}{Д_р} \cdot \left(\frac{\Delta T}{T_{возд}} \right)^{-0,381} \cdot \left(\frac{\upsilon_{вет} \cdot H_{взл}}{\nu_{возд}} \right)^{0,199}; \qquad (11.30)$$

– область газового пространства (стенка и кровля)

$$\alpha_{1н} = 0,035 \cdot \frac{\lambda_{возд}}{Д_р} \cdot Pr_{возд}^{0,333} \cdot Re_{возд}^{0,8} \cdot \qquad (11.31)$$

Усредненная (за сутки) величина интегрального коэффициента теплоотдачи находится по формуле

$$\alpha_I = \frac{\alpha_{IДН} \cdot \tau_{ДН} + \alpha_{IН}\left(24 - \tau_{ДН}\right)}{24}, \qquad (11.32)$$

после чего находится полный коэффициент теплоотдачи через соответствующую поверхность (стенку, кровлю, днище) по формуле (11.4), в которой вместо $\alpha_{2\,ст}+\alpha_{3\,ст}$ подставляется α_I.

При проведении ориентировочных расчетов для железнодорожных цистерн $K_т \approx 7...9{,}3$ Вт / (м² · К), а для резервуаров $K_т \approx 1{,}5...6$ Вт/(м² · К).

§ 11.2. Определение температуры подогрева нефтепродуктов

Конечная температура подогрева определяется условиями тех операций с нефтепродуктом, которые необходимо произвести. При осуществлении сливо-наливных операций температура подогрева должна обеспечивать всасывание нефтепродукта насосами и перекачку его на заданное расстояние или слив в заданные сроки. Если нефтепродукт подогревается для его отстоя, то температура подогрева должна определяться из условия быстрого оседания отстаиваемых частиц.

Минимально необходимая температура подогрева $T_{под.min}$ при выкачке нефтепродукта из железнодорожных цистерн, нефтеналивных судов или резервуаров с помощью насосов зависит от их всасывающей способности и может быть найдена по формуле

$$T_{под.min} = T_* + \frac{1}{u \cdot m} \ln\left[\beta \frac{Q^{2-m} \cdot \nu_*^m \cdot \ell}{d^{5-m}} \cdot \frac{\Delta_г}{H_{вс} - \Delta Z}\right], \qquad (11.33)$$

где u – коэффициент крутизны вискограммы; m, β – характеристики режима движения; Q – подача насоса; ν_*-известная вязкость нефтепродукта при температуре T_*; ℓ, d – длина и внутренний диаметр трубопровода; $\Delta_г$ – поправка, учитевающая неизометричность потока ($\Delta_г = 1...1{,}05$ при турбулентном режиме, $\Delta_г = 1{,}4...1{,}6$ при ламинарном режиме); $H_{вс}$ – всасывающая способность насоса; ΔZ – разность геодезических отметок приемного патрубка емкости и насосной.

Температура подогрева мазутов не должна превышать 363 К, а масел – 333 К. Для остальных нефтепродуктов она должна быть ниже температуры вспышки их паров в закрытом тигле не менее, чем на 25 градусов.

При самотечном сливе нефтепродуктов из вагонов-цистерн следует пользоваться рекомендациями «Норм технологического проектирования предприятий по обеспечению нефтепродуктами (нефтебаз)», приведенными в табл. 11.1.

Таблица 11.1

Перечень нефтепродуктов, требующих подогрева при сливе

Наименование, марка нефтепродукта	Кинематическая вязкость, сст при температуре °С		Температура, °С		Общее время подогрева и слива, час	
	50 °С	100 °С	застывания	перекачки	холодный период года	теплый период года
1	2	3	4	5	6	7
Масла моторные, автомобильные для карбюраторных двигателей (ГОСТ 10541-78):	-					
М-63/12-Г1		12	-30	+5	4	3
М-53/10-Г1		10...11	-38	+0	4	3
М-43/6-Г1		5,5...6,5	-42	+0	4	3
М-8-В		7,5...8,5	-25	+5	4	3
М-63/10-В		9,5...10,5	-30	+15	6	5
Масла моторные для автотракторных дизелей (ГОСТ 8581-78):	-					
М-8В2, М-8Г2,		8	-25	+5	4	3
М-8Г2К,		8	-30	+5	4	3
М-10В2, М-10Г2,		11	-15	+20	4	3
М-10Г2К,		11	-18	+15	4	3
Масла моторные для дизельных дизелей (ГОСТ 12337-84):						
М-10В2С	91	11,0...12,0	-15	25	4	3
М-14В2, М-14Г2	120	13,5...14,5	-12	+30	6	5
М-20В2Ф, М-20Г2		19,0...22,0	-15	+35	6	5
Масла авиационные (ГОСТ 21743-76):						
МС-14	96	14	-30	+30	4	3
МС-20	160	20,5	-18	+35	6	5

Масла трансмиссионные (ГОСТ 23652-79):						
ТСп-14, ТСп-15К	-	15	-25	+30	6	5
ТЭп-15	-	15	-18	+35	8	6
ТСп-10	-	10	-40	+20	6	5
ТСп-14, ТСп-14гип	-	14,0...14,5	-25	+30	6	5
ТАП-15В	-	15	-20	+30	8	6
ТАД-17п	110...120	17,5	-25	35	6	5
Масла турбинные (ГОСТ 32-74, ГОСТ 9972-74):						
Т-22, Тп-22	20...23	-	-15	+5	4	3
Т-30, Тп-30	28...32	-	-10	+10	4	3
Т-30, Тп-46	44...48	-	-10	+15	4	3
Т-57	55...59	-	-	+25	4	3
Масла цилиндровые, тяжелые (ГОСТ 6411-76):						
цилиндровое-38		32...50	+17	+55	10	8
цилиндровое-52		50...70	-5	+55	10	8
Масла индустриальные (ГОСТ 20799-88):						
И-5а	6,0...0,8	-	-18	+5	4	3
И-8А	9,0...11,0	-	-18	+5	4	3
И-12А	13,0...17,0	-	-15	+5	4	3
И-12А1	13,0...17,0	-	-30	+0	4	3
И-20А	29,0...35,0	-	-15	+15	4	3
И-30А	41,0...51,0	-	-15	+20	4	3
И-40А	61,0...75,0	-	-15	+25	4	3
И-50А	90,0...110,0	-	-15	+35	6	5
Топливо нефтяное (ГОСТ 10585-75):						
Мазут флотский (Ф-5)	36	-	-5	+15	4	3
Мазут флотский (Ф-12)	89	-	-8	+25	4	3
Мазут топочный 40		59,0 (при t=80°С)	25	+45	8	6
Мазут топочный 100		118	+42	+60	10	8
Масло компрессорное (ГОСТ 1861-73):						
К-12	-	11,0...14,0	-25	+25	4	3
К-19		17,0...21,0	-5	+35	6	5

Масла осевые (ГОСТ 610-72):						
Л	42,0...60,0	-	-	+15	4	3
З	-22	-	-40	0	4	3
С	12...14	-	-55	0	4	3

Примечание. Продолжительность холодного периода года согласно «Правилам перевозок грузов» установлена с 15 октября по 15 апреля.

При отстое температура нефтепродукта должна быть выше температуры, рекомендуемой для перекачки, на 20...25 градусов.

Судочасовые нормы слива наливных судов приведены в Прил. 6,7

§ 11.3. Расчет различных способов подогрева нефтепродуктов в емкостях

Количество тепла, необходимого для подогрева заданной массы нефтепродукта от начальной $T_н$ до конечной $T_к$ температуры, слагается из тепла:

– идущего на подогрев всей массы нефтепродукта G,

$$Q_1 = Gc_p\left(T_К - T_Н\right); \tag{11.33}$$

– расходуемого на расплавление застывшей части нефтепродукта,

$$Q_2 = G_т \cdot \aleph \tag{11.34}$$

– теряемого в окружающую среду

$$Q_3 = K \cdot F \cdot \Delta T \cdot \tau, \tag{11.35}$$

где $G_т$ – масса нефтепродукта в застывшем состоянии; $\aleph$ – скрытая теплота плавления нефтепродукта; K – коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду; F – поверхность охлаждения; ΔT – средняя разность температур между нефтепродуктом и окружающей средой; τ – время разогрева нефтепродукта.

Среднее количество тепла, которое должен сообщить подогреватель нагреваемой среде в единицу времени,

$$Q_т = \frac{1}{\tau}\left(Q_1 + Q_2 + Q_3\right) \tag{11.36}$$

Количество разогреваемого нефтепродукта G и его удельная теплоемкость C_p, как правило, известны. За начальную температуру чаще всего выбирают вероятную температуру нефтепродукта в конце периода хранения. Конечную температуру в процессе подогрева

определяют по формуле (11.33), данным, приведенным в табл. 11.1, или на основании опыта эксплуатации. Для большинства вязких или высокозастывающих нефтепродуктов при хранении не рекомендуется допускать образования твердой (застывшей) корки на стенках емкости. В этом случае $G_T = 0$ и $Q_2 = 0$. Если продолжительность охлаждения была значительной и на стенках образовалась застывшая корка нефтепродукта, связь между временем образования корки нефтепродукта и ее толщиной определяют по выражению

$$\tau_{ЗАСТ} = \frac{g\rho}{4(T_З - T_О)} \cdot \left[\left(d^2 - d_Ж^2\right) \cdot \left(\frac{1}{\alpha_2 D_Н} + \frac{1}{4\lambda_Н} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{i+1}}{d_i} \right) - \frac{d^2}{2\lambda_Н} \ln \frac{d}{d_О} \right], \quad (11.37)$$

где $T_{заст}$ – температура застывания нефтепродукта; d – внутренний диаметр емкости; d_0 – внутренний диаметр образовавшейся корки отложений; λ_1 – коэффициент теплопроводности материала стенки емкости, изоляции и т.д.; D_{i+1}, d_i – наружные и внутренние диаметры емкости, тепло- и гидроизоляции и т.д. (кроме отложений).

Если емкость не имеет тепловой изоляции, то, пренебрегая рядом слагаемых вследствие их малости, получаем упрощенную формулу

$$\tau_{ЗАСТ} = \frac{\aleph \cdot g \cdot \rho}{T_З - T_0} \cdot \left[\frac{X \cdot d}{\alpha_2 \cdot D_Н} - X^2 \cdot \left(\frac{1}{\alpha_2 D_Н} + \frac{1}{2\lambda_Н} \right) \right], \quad (11.38)$$

где X – толщина отложений.

Толщину застывшей части нефтепродукта в зависимости от времени охлаждения $\tau_{заст}$ определяют из формул (11.38) или (11.39), а затем по этим данным рассчитывают $G_т$ и Q_2.

При определении потерь в окружающую среду полный коэффициент теплопередачи K вычисляют для различных емкостей по формулам (11.3)...(11.32).

Средняя разность температур между нефтепродуктом и окружающей средой $\Delta T = T - T_0$, где T_0 – температура окружающей среды, определяемая по формуле (11.2) или принимаемая равной температуре воздуха; T – переменная температура нефтепродукта, изменяющаяся от Тн до Тк [при расчетах выбирают среднее значение этой температуры по формулам (11.8) или (11.9)].

Расчет теплообменных аппаратов может проводиться по двум вариантам: либо для определения поверхности нагрева теплообменника, либо для установления возможности использования данного теплообменного аппарата в данных конкретных условиях, т. е. возможности

получения заданной температуры нагрева. В первом случае (при проектировании теплообменника) должны быть известны температуры теплоносителя и нефтепродукта, во втором – задан тип теплообменного аппарата и площадь его поверхности нагрева, а также температура теплоносителя и начальная температура нефтепродукта.

При расчете теплообменных аппаратов основным уравнением является следующее:

$$Q_T = K_T \cdot F_T \cdot \Delta T_{CP}, \qquad (11.39)$$

где $Q_т$ – количество тепла, переданного теплоносителем через теплообменный аппарат нагреваемой среде в единицу времени; $K_т$ – коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата (от теплоносителя к нагреваемой среде); $F_т$ – поверхность нагрева теплообменного аппарата; $\Delta T_{ср}$ – среднелогарифмическая разность температур теплоносителя и нагреваемой среды.

Расчет трубчатых подогревателей

Для подогрева нефтепродуктов часто применяют трубчатые подогреватели различных конструкций. Диаметр трубок теплообменного аппарата должен быть не менее 20 мм. Наиболее дешевый теплообменник получается при длине трубок 5...7 м. В связи с этим предварительно выбирают основные размеры теплообменника, а затем проводят расчет отдельных коэффициентов.

Коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата определяют по выражению (7.9). При использовании в качестве теплоносителя водяного пара коэффициент теплоотдачи от пара к внутренней стенке трубы $\alpha_{1П} \approx 3500...11600$ Вт/(м^2 · К). При выборе других теплоносителей эту величину рассчитывают по критериальным уравнениям. Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2П}$ от наружной поверхности трубок теплообменника в нагреваемую среду при свободной конвекции определяют по формуле (11.7) а при вынужденном движении нагреваемой среды – по формулам вынужденной конвекции:

– для ламинарного режима (при $Re_п < 2 \cdot 10^3$)

$$Nu_П = 0{,}15 \cdot Re_П^{0{,}33} \cdot Pr_П^{0{,}43} \cdot Gr_П^{0{,}1} \cdot \left(Pr_П / Pr_{СТ}\right)^{0{,}25} \qquad (11.40)$$

или

$$Nu_П = 0{,}54 \cdot \left(Gr \cdot Pr\right)_{СР}^{0{,}25}; \qquad (11.41)$$

– для турбулентного режима при продольном обтекании греющих труб (при $Re_п > 10^4$)

$$Nu_П = 0{,}021 \cdot Re_П^{0{,}8} \cdot Pr_П^{0{,}43} \cdot \varepsilon_\ell \cdot \left(Pr_П / Pr_{СТ}\right)^{0{,}25}; \qquad (11.42)$$

– для других случаев вынужденного движения жидкости ($Re_п > 10^3$)

$$Nu_п = C_1 \cdot Re_п^{n_1} \cdot Pr_п^{0,36} \cdot \left(Pr_п / Pr_{ст}\right)^{0,25}, \qquad (11.43)$$

где C_1, n_1 – постоянные коэффициенты, зависящие от условий обтекания труб (при $Re_п > 10^3$, $C_1 = 0,56$, $n_1 = 0,5$ для поперечного обтекания одиночной трубы, «коридорного» и «шахматного» пучка труб).

Постоянные коэффициенты в формуле (11.44):

поперечное обтекание:	C_1	n_1
одиночной трубы	0,28	0,6
«коридорного» пучка труб	0,22	0,65
«шахматного» пучка труб	0,4	0,6

В формулах (11.41)...(11.44) определяющим размером является диаметр трубы теплообменного аппарата, определяющей температурой – температура нефтепродукта $T_п$, стенки трубы $T_{ст}$ и средняя температура $T_{ср}$, равная $0,5\,(T_п + T_{пар})$, где $T_п$ – температура нефтепродукта; $T_{пар}$ – температура пара. Формулы (11.41)...(11.43) применимы для каналов, имеющих различную форму поперечного сечения. В этом случае за определяющий размер принимается эквивалентный диаметр $d_э = 4F/П$, где F – площадь поперечного сечения канала; $П$ – периметр, обтекаемый потоком. Например, для теплообменного аппарата типа «труба в трубе» при $П = \pi(D+d)$ $F = 0,25\pi\,(D^2 - d^2)$, $d_э = D - d_н$, где D – внутренний диаметр наружной трубы; $d_н$ – наружный диаметр внутренней трубы.

Коэффициент ε_ℓ в формуле (11.42) учитывает изменение среднего коэффициента теплоотдачи по длине трубы. Если $\ell/d > 50$, то $\varepsilon_\ell = 1$; при $\ell/d < 50$ необходимо учитывать влияние начального участка (табл. 11.2).

Среднелогарифмический температурный напор определяют по формуле

$$\Delta T_{СР} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \dfrac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}, \qquad (11.44)$$

где ΔT_1 – наибольшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой, $\Delta T_1 = T_т' - Тн$; ΔT_2 – наименьшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой, $\Delta T_2 = T_т'' - T_К$; $T_т'$, $T_т''$ – температура теплоносителя соответственно на входе и на выходе из теплообменника.

Если в качестве теплоносителя применяют насыщенный водяной пар, имеющий низкие параметры, то конденсация его в теплообмен-

Таблица 11.2

Зависимость ε_ℓ от ℓ/d и $Re_п$

$Re_п$	Отношение длины труб l к диаметру d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$2\cdot10^3$	1,90	1,70	1,44	1,28	1,18	1,13	1,07	1,03	1
$1\cdot10^4$	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
$2\cdot10^4$	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
$5\cdot10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
$1\cdot10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
$1\cdot10^6$	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

ном аппарате происходит при постоянной температуре, т.е. $T_T' = T_T''$.

При отношении $\Delta T_1 / \Delta T_2 \le 2$ среднелогарифмический напор может быть заменен среднеарифметической суммой

$$\Delta T_{CP} = 0,5 \cdot (\Delta T_1 + \Delta T_2). \qquad (11.45)$$

Зная количество тепла, которое должно быть выделено теплообменным аппаратом в единицу времени, коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к нагреваемой среде и температурный напор, из формулы (11.39) определяют поверхность нагрева теплообменника или при известной поверхности нагрева температуру нагрева нефтепродукта. При теоретических расчетах очень трудно учесть влияние накипи и грязи, которые резко снижают коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата, поэтому найденную величину поверхности нагрева обычно увеличивают. Это увеличение из-за уменьшения коэффициента теплопередачи редко превышает 40%.

Расход теплоносителя, необходимого для подогрева данного количества нефтепродукта, определяют по формуле

$$G_T = \frac{Q_T}{i_П - i_К}, \qquad (11.46)$$

где $i_П$ – удельная энтальпия теплоносителя на входе в теплообменный аппарат, $i_П = C_P' \cdot T_T'$; $i_К$ – удельная энтальпия теплоносителя на выходе из подогревателя, $i_К = C_P'' \cdot T_К''$; $C_P' \cdot C_P''$ – удельная теплоемкость теплоносителя соответственно на входе в подогреватель и на выходе из него.

Справочные данные о термодинамических свойствах некоторых теплоносителей приведены в табл. 11.3.

Таблица 11.3

Термодинамические свойства кипящей воды и сухого насыщенного водяного пара

Абсолютное давление $p_{абс}$, МПа	Температура насыщения $t_н$, °С	Удельный объем, $м^3/кг$		Удельная энтальпия, кДж/кг		Удельная телота парообразования r, кДж/кг
		кипящей воды	сухого насыщенного пара	кипящей воды	сухого насыщенного пара	
0,10	99,6	0,00104	1,70	417,5	2675	2258
0,12	104,8	0,00105	1,43	439,3	2683	2244
0,14	109,3	0,00105	1,24	458,4	2690	2232
0,16	113,3	0,00105	1,09	475,4	2696	2221
0,18	116,9	0,00106	0,978	490,7	2702	2211
0,20	120,2	0,00106	0,886	504,7	2707	2202
0,22	123,3	0,00106	0,810	517,7	2711	2193
0,24	126,1	0,00107	0,747	529,9	2715	2185
0,26	128,7	0,00107	0,693	541,2	2719	2178
0,28	131,2	0,00107	0,646	551,7	2722	2171
0,30	133,5	0,00107	0,606	561,7	2726	2164
0,35	138,9	0,00108	0,524	584,4	2732	2148
0,40	143,6	0,00108	0,462	604,6	2739	2134
0,45	147,9	0,00109	0,414	623,0	2744	2121
0,50	151,8	0,00109	0,375	640,1	2749	2109
0,60	158,8	0,00110	0,316	670,6	2757	2086

Таблица 11.4

Основные размеры секций подогревателей для резервуаров

Тип подогревательного элемента	Длина, м		Поверхность нагрева	Масса, кг
	общая	между осями коллекторов		
ПЭ-1	2,44	2	1,70	50,9
ПЭ-2	2,94	2,5	2,06	60,5
ПЭ-3	3,44	3	2,42	70,5
ПЭ-4	4,44	4	3,14	90,1
ПЭ-5	5,44	5	3,86	109,3
ПЭ-6	6,44	6	4,58	129,3

При известной площади подогревателя и выбранном диаметре труб определяют полную длину труб змеевикового подогревателя

$$\ell = \frac{F_T}{\pi d} \qquad (11.47)$$

Если подогреватель секционный, подбирают необходимое число секций (табл. 11.4). Секция подогревателя включает четыре тру-

бы, приваренные к двум коллекторам. Длина коллектора равна 0,45 м для всех типов подогревателей. Трубы для подогревателей диаметром 60 мм с толщиной стенки 3,75 мм рассчитаны на давление 0,4 МПа при подогреве масел и нефтей, 0,6 МПа при подогреве темных нефтепродуктов и моторных топлив.

Если трубчатый подогреватель имеет змеевиковую конструкцию, необходимо учитывать конденсацию пара по длине трубы, так как наличие конденсата резко увеличивает гидравлические потери в трубах подогревателя. В связи с этим полученная по формуле (11.47) длина подогревателя должна быть меньше предельно допустимой $\ell_{ПР}$, полученной в результате совместного решения уравнений теплопередачи и гидравлических сопротивлений,

$$\ell_{ПР} = 0{,}0086 d \sqrt[3]{\frac{C_2\left(P_1^2 - P_2^2\right)}{\lambda_{СМ}} \cdot \left(\frac{i_П - i_К}{K_Т \cdot \Delta T_{СР}}\right)^2}, \qquad (11.48)$$

где d – внутренний диаметр трубы подогревателя; C_2=1 1/м² – постоянный коэффициент; $\lambda_{СМ}$ – коэффициент гидравлического сопротивления в трубах при движении пароводяной смеси; P_1, P_2 – давления соответственно на входе и выходе из трубы змеевикового подогревателя; $i_П$, $i_К$ – удельная энергия пара на входе в подогреватель и конденсата на выходе из него; $K_Т$ – коэффициент теплопередачи от пара к нефтепродукту.

При $\ell > \ell_{ПР}$ подогреватель сооружают из нескольких параллельных секций. Число секций $n = \ell/\ell_{ПР}$.

Расчет трубчатых подогревателей для транспортных емкостей аналогичен расчету теплообменных аппаратов для стационарных емкостей. При интенсификации теплообмена (виброподогрев, перемешивание винтами и т. д.) необходимо пользоваться специальными методиками.

Расчет циркуляционного подогрева

При этом способе нефтепродукт нагревается в теплообменном аппарате до высокой температуры, а затем насосом под высоким давлением подается в емкость. Горячая струя размывает застывший нефтепродукт, перемешивается с ним и нагревает его. Подогретый нефтепродукт из емкости откачивается насосом, одна часть его может сливаться в хранилище, а другая – подаваться в теплообменник для подогрева и последующей закачки в емкость для размыва. Этот процесс продолжается до полного опорожнения емкости. Таким образом, установка для циркуляционного подогрева должна быть укомплектована теплообменным аппаратом с поверхностью нагрева F и насосом, имеющим подачу Q. В этом случае целью расчета является определение продолжительности разогрева до заданной температу-

ры слива $T_н$. Время разогрева

$$\tau = \frac{G \cdot c_P}{\left(Q\text{-}Q'\right) \cdot c_P + K \cdot F} \cdot \ln \frac{\left(Q - Q'\right) \cdot c_P \cdot T_T + K \cdot F \cdot T_0 - T_K \left[\left(Q - Q'\right) \cdot c_P + K \cdot F\right]}{\left(Q - Q'\right) c_P \cdot T_T + K \cdot F \cdot T_0 - T_H \left[\left(Q\text{-}Q'\right) \cdot c_P + K \cdot F\right]}, \quad (11.49)$$

где G, c_P – соответственно масса нефтепродукта в емкости и его удельная теплоемкость; Q′ – количество нефтепродукта, отводимого из емкости при $T_н$; K – коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в емкости в окружающую среду; $T_т$ – температура нефтепродукта на выходе из теплообменника; T_0– температура окружающей среды.

Если Q′ = 0, т. е. весь нефтепродукт разогревается в емкости, а затем сливается, также справедлива формула (11.49).

Расчет электроподогревателей

Электроподогреватели в основном используют для разогрева нефтепродуктов, в которых недопустимо даже наличие следов воды. Электрогрелки чаще всего применяют для разогрева нефтепродуктов в железнодорожных цистернах. Для более равномерного прогрева нефтепродукта в цистерне обычно используют два-три нагревательных прибора, которые располагаются у торцов цистерны и у сливного прибора. Количество тепла Q_T, которое должен сообщить электроподогреватель нефтепродукту, определяют по формулам (11.34) ...(11.37). Зная необходимое количество тепла, рассчитывают мощность одной электрогрелки: $Q_1 = Q_T/z$, где z – число электроподогревателей, устанавливаемых в емкости. При мощности электрогрелки до 10 кВт применяют однофазный ток, а при большей – трехфазный. Силу тока J находят по известной мощности и выбранному напряжению:

– для однофазного тока

$$J = Q_1 / U \ ; \quad (11.50)$$

– для трехфазного тока

$$J = Q_1 / 3U_Ф, \quad (11.51)$$

где U – напряжение питающей сети (127, 220 и 380 В); $U_ф$ – фазовое напряжение.

При соединении проводов «треугольником» $U_ф = U$, а при соединении «звездой»

$$U_{\Phi} = U/\sqrt{3}. \qquad (11.52)$$

Сопротивление электроподогревателя

$$R = Q_1 / J^2. \qquad (11.53)$$

Если все проводники в электроподогревателе соединены параллельно, то при r параллельных проводниках сопротивление электрогрелки

$$R = r_1 / r, \qquad (11.54)$$

где r_1 – сопротивление одного параллельного проводника,

$$r_1 = r_{T*} \cdot \frac{\ell}{f}; \qquad (11.55)$$

r_{T*} – удельное сопротивление материала проводника при температуре нагрева $T_н$,

$$r_{T*} = r_{293} \cdot (1 + \alpha_P \cdot T_H); \qquad (11.56)$$

r_{293} – удельное сопротивление материала проводника при 293 К; α_P – коэффициент линейного расширения материала проводника; ℓ – длина параллельно соединенных проводников, имеющих площадь поперечного сечения f.

Количество тепла, которое передается с поверхности нагрева электронагревателя нефтепродукту, выражается на основании закона Джоуля-Ленца и на основании уравнения теплообмена

$$Q_1 = \alpha F(T_П - T_{СР}) = J^2 \cdot R, \qquad (11.57)$$

где α – осредненный по длине коэффициент теплоотдачи от поверхности греющего проводника к нефтепродукту: на основании опыта эксплуатации электрогрелок было установлено, что $\alpha \approx 110...170 Вт/(м^2 \cdot К)$; $T_П$ - $T_{СР}$ – средняя разность температур поверхности проводника и нефтепродукта (обычно $T_п$ принимается на 10...20 К ниже температуры коксования и воспламенения нагреваемого нефтепродукта и всегда ниже максимально допустимой рабочей температуры для данного материала проводника); $T_{СР}=0,5(T_Н+T_К)$, где $T_П$, $T_К$ – температуры нефтепродукта в начале и конце процесса подогрева; F – поверхность нагрева всех проводников электрогрелки

$$F = n\ell\pi d. \qquad (11.58)$$

Если для нагревателя применяют проволоку, то из формулы (11.57) находят ее диаметр

$$d = 10 \cdot \sqrt[3]{\frac{4 \cdot J^2 \cdot r_{T*}}{\alpha \cdot (T_П - T_{СР}) \cdot \pi^2 \cdot n^2}}. \qquad (11.59)$$

Если для нагревателя применяют прямоугольную ленту с отношением сторон $b/a_1 = m_1$, которое обычно колеблется в пределах 3...12, то из формулы (11.57) получаем

$$a_1 = 10 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,5J^2 \cdot r_{T*}}{\alpha (T_П - T_{СР}) \cdot n^2 \cdot m_1 \cdot (m_1 + 1)}}. \qquad (11.60)$$

Наиболее распространенными материалами для электрогрелок являются нихром, фехраль, железо и некоторые другие.

Найденное сечение проводника f проверяется на допустимую плотность тока

$$j = J/f, \qquad (11.61)$$

которая для нихрома не должна превышать 10^7 А/м², а для других материалов – $12 \cdot 10^6$ А/м².

Сопротивление ветви подогревателя определяют на основании закона Ома $R = U_Ф / J$, а необходимую длину проводника L – по формулам (11.55) и (11.56). Зная длину проводника, площадь его сечения, число проводников в одной фазе, можно рассчитать размеры электрогрелки.

Расчет электроподогрева трубопроводов с помощью гибких электронагревательных лент

Целью расчета является подбор типа электронагревательной ленты. Критерий выбора – необходимая линейная мощность электроподогрева $q_л$ (Вт/м).

Величина $q_л$ находится в зависимости от конкретной технологической задачи.

При решении задачи **вытеснения нефтепродукта, застывающего в трубе**, необходимо нагреть его пристенный слой до температуры $T_н$, при которой давления P, развиваемого насосом, будет достаточно для преодоления начального напряжения сдвига $\tau_н$, определяемого по формуле

$$\tau_н = \frac{P \cdot d}{4 \cdot L}, \qquad (11.62)$$

где d, L – внутренний диаметр и длина опорожняемого трубопровода.

Если задано время нагрева $\tau_{нагр}$, то необходимая величина $q_л$ равна

$$q_л = \frac{2\pi\lambda_1 (T_н - T_0)}{\frac{2 \cdot Fo^{0,5}}{\sqrt{\frac{\pi \cdot \lambda_3 \cdot Cp_3 \cdot \rho_3}{\lambda_1 \cdot Cp_1 \cdot \rho_1} + 1}} + \frac{0,5 \cdot Fo}{\left(\sqrt{\frac{\lambda_3 \cdot Cp_3 \cdot \rho_3}{\lambda_1 \cdot Cp_1 \cdot \rho_1} + 1}\right)^2}}, \qquad (11.63)$$

где λ_1, λ_3 – коэффициенты теплопроводности соответственно нефтепродукта и теплоизоляции, Вт /(м град.); Cp_1, Cp_3 – их массовая теплоемкость, Дж/(кг град); ρ_1, ρ_3 – плотность соответственно нефтепродукта и теплоизоляции, кг/м^3; T_0 – температура окружающей среды К; Fo – число Фурье

$$Fo = \frac{4 \cdot \lambda_1 \cdot \tau_{НАГР}}{Cp_1 \cdot \rho_1 \cdot d^2}. \qquad (11.65)$$

Можно решать и обратную задачу: определение необходимого времени нагрева пристенного слоя нефтепродукта на величину $\Delta T = T_н - T_0$ при заданной линейной мощности электроподогрева

$$\tau_{НАГР} = \left[\frac{\pi d \cdot (T_н - T_0)\left(\sqrt{\lambda_1 \cdot C_{P1} \cdot \rho_1} + \sqrt{\lambda_3 \cdot C_{P3} \cdot \rho_3}\right)}{q_л}\right].$$

При необходимости **разогрева нефтепродукта по всему сечению трубопровода**

$$q_л = q_Р \cdot K_П + \frac{(C_{P1} \cdot m_1 + C_{P2} \cdot m_2) \cdot (T_н - T_0)}{\tau_{НАГР}}, \qquad (11.66)$$

где $q_Р$ – удельные тепловые потери за время разогрева, Вт/м; $K_П$ – коэффициент, учитывающий дополнительные потери тепла через опоры и арматуру, для трубопроводов, расположенных на открытых площадках, $K_П$ = 1,4; в закрытых помещениях – $K_П$ = 1,3; m_1, m_2 – масса соответственно нефтепродукта в 1 п.м. трубопровода и единицы длины трубопровода, кг.

Если электроподогрев осуществляется **с целью поддержания постоянной температуры нефтепродукта в трубопроводе,** то

$$q_л = \frac{\pi \cdot (T_н - T_о)}{\frac{1}{2\lambda_з} \cdot \ln \frac{Д_{из}}{Д_н} + \frac{1}{\alpha_2^* \cdot Д_{из}}}, \qquad (11.67)$$

где $Д_{из}$ – наружный диаметр изоляции; α_2^* – внешний коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³ град.).

Для горизонтальных трубопроводов

$$\alpha_2^* = 1,66 \cdot \sqrt[3]{T_н - T_о}, \qquad (11.68)$$

а для вертикальных

$$\alpha_2^* = 1,82 \cdot \sqrt[3]{T_н - T_о}. \qquad (11.69)$$

По рассчитанной величине $q_л$ в соответствии с табл. 11.5 выбирается тип электронагревательной ленты.

Таблица 11.5

Техническая характеристика гибких электронагревательных лент

Параметры электронагревательных лент	Величина параметров для лент типа		
	ЭНГЛ-180	ЭНГЛ-180 ХЛ2	ЭНГЛВ-180
Номинальное напряжение, В	220	36 и 220	220 и 80
Удельная мощность, Вт/м	40...10	40...100	30...100
Номинальная мощность, кВт	0,17...2,10	0,11...2,10	0,14...2,10
Длина, м	2,55...33,12	1,7...33,12	2,48...38,17
Масса, кг	0,54...8,26	0,38...8,06	0,43...7,78

При намотке электронагревательных лент на трубопровод по спирали с шагом $h_л$ их суммарная длина должна быть

$$\ell_{лс} = L \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi Д_н}{h_л}\right)^2}, \qquad (11.70)$$

а необходимое число лент

$$n_л = \ell_{лс} / \ell_л, \qquad (11.71)$$

где $\ell_л$ – длина одной электронагревательной ленты.

§ 11.4. Расчёт паро- и конденсатопроводов

Трубопроводы для подачи пара и конденсата сооружают в основном из бесшовных труб и снабжают стальной армату-

рой и стальными фасонными деталями. Надежная эксплуатация трубопроводов достигается при правильном выборе и размещении опор и конденсаторов. Опоры для таких трубопроводов подразделяют на неподвижные, которые обеспечивают жесткое закрепление трубопровода и воспринимают усилия, возникающие в трубе в результате температурных деформаций и внутреннего давления, и подвижные, воспринимающие только вес трубопровода. Расстояние между опорами колеблется от 3,5 до 7 м в зависимости от диаметра и веса труб.

Горизонтальные участки паропроводов укладывают с уклоном $i \geq 0{,}001$ в сторону движения пара. Предусматривается непрерывный отвод конденсата с помощью конденсатоотводчиков из нижних точек паропровода и из всех тупиковых участков.

При нагреве или охлаждении трубопровод удлиняется на величину

$$\Delta = \alpha_p \ell \Delta T, \qquad (11.72)$$

где α_p=0,000012 1/К – коэффициент линейного расширения стальных труб; ℓ – длина трубопровода при температуре его монтажа; ΔT – изменение температуры стенок трубы в эксплуатационных условиях.

Компенсация тепловых удлинений трубопровода обеспечивается специальными устройствами. Для паропроводов низкого давления (до 0,5 МПа) применяют сальниковые или линзовые компенсаторы. Компенсирующая способность сальниковых компенсаторов равна 200...500 мм, линзовых – определяется по результатам специальных испытаний по данным завода-изготовителя и на одну волну составляет от 5 до 35 мм. Число волн в линзовом компенсаторе не должно превышать 12 во избежание продольного изгиба. В большинстве случаев для теплопроводов применяют гнутые компенсаторы, имеющие П-образную, лирообразную и другие формы. Их изготовляют на месте монтажа из тех же труб, что и трубопровод. Наибольшее распространение получил П-образный компенсатор.

Для прямого участка трубопровода, защемленного с двух концов, температурные напряжения σ_T определяют на основании закона Гука

$$\sigma_{PT} = E\frac{\Delta}{\ell} = \alpha_p \Delta T, \qquad (11.73)$$

где E – модуль упругости материала трубы (для стали $E=2{,}06\cdot10^{11}$ Па).

В результате возникновения термических напряжений участок трубы, защемленный между опорами, будет действовать на них с силой

$$N_T = \sigma_{PT} F, \qquad (11.74)$$

где F – площадь поперечного сечения металла трубы.

При расчетах компенсаторов прежде всего определяют длину трубопровода, деформацию которого необходимо компенсировать, затем по формуле (11.72) – деформацию трубопровода в зависимости от изменения температур, зная деформацию, выбирают габаритные размеры сальниковых или линзовых компенсаторов. Гнутые компенсаторы на «горячих» трубо- и паропроводах устанавливают с предварительной растяжкой (сжатием) на 0,5Δ.

Гнутые П-образные компенсаторы характеризуются следующими параметрами: вылетом плеча $L_к$, створом (шириной плеча) b, радиусом гнутья $R_г$, длиной прямой вставки вылета $L'_к$ и длиной прямой вставки плеча компенсатора b′. П-образные компенсаторы рассчитывают по формуле

$$L_К = \sqrt{\frac{1,5\Delta E D_н}{[\sigma](1+6m_2)}}, \qquad (11.75)$$

где $D_н$ – наружный диаметр труб компенсатора; $m_2 = L_К / b$.

При заданном Δ размеры $L_к$ и b могут выбираться в зависимости от местных условий. Выгоднее увеличивать b, так как при этом не увеличивается длина трубопровода.

Формула (11.75) представлена в виде номограммы (рис.11.1), которая составлена с учетом предварительной растяжки компенсатора на 0,5Δ при расчетном значении допускаемого напряжения $[\sigma]=6,867\cdot10^7$Па. При малых температурных удлинениях и ломаном профиле трассы используют самокомпенсацию (рис.11.2). При нагревании за счет удлинения отдельные участки трубопровода примут положение, показанное пунктирной линией. Для того чтобы во всех сечениях температурные напряжения не превышали допустимых значений, всю трассу разбивают на отдельные участки и закрепляют их на неподвижных («мертвых») опорах. Следовательно, участки между неподвижными опорами можно рассматривать как своеобразные гнутые компенсаторы. Наибольший изгибающий момент и наибольшее изгибающее напряжение получают на неподвижной опоре короткого плеча углового участка

$$[\sigma_{max}] = \frac{1,5\Delta E D_н}{\ell_1^2}\cdot\left(\frac{p_1+1}{\sin\alpha}+\frac{p_1+3}{p_1+1}\cdot\operatorname{ctg}\alpha\right), \qquad (11.76)$$

где Δ – удлинение короткого плеча; $p_1 = \ell_2 / \ell_1$. При $\alpha = 90°$

$$[\sigma_{max}] = \frac{1,5\Delta E D_н}{\ell_1^2}\cdot(p_1+1). \qquad (11.77)$$

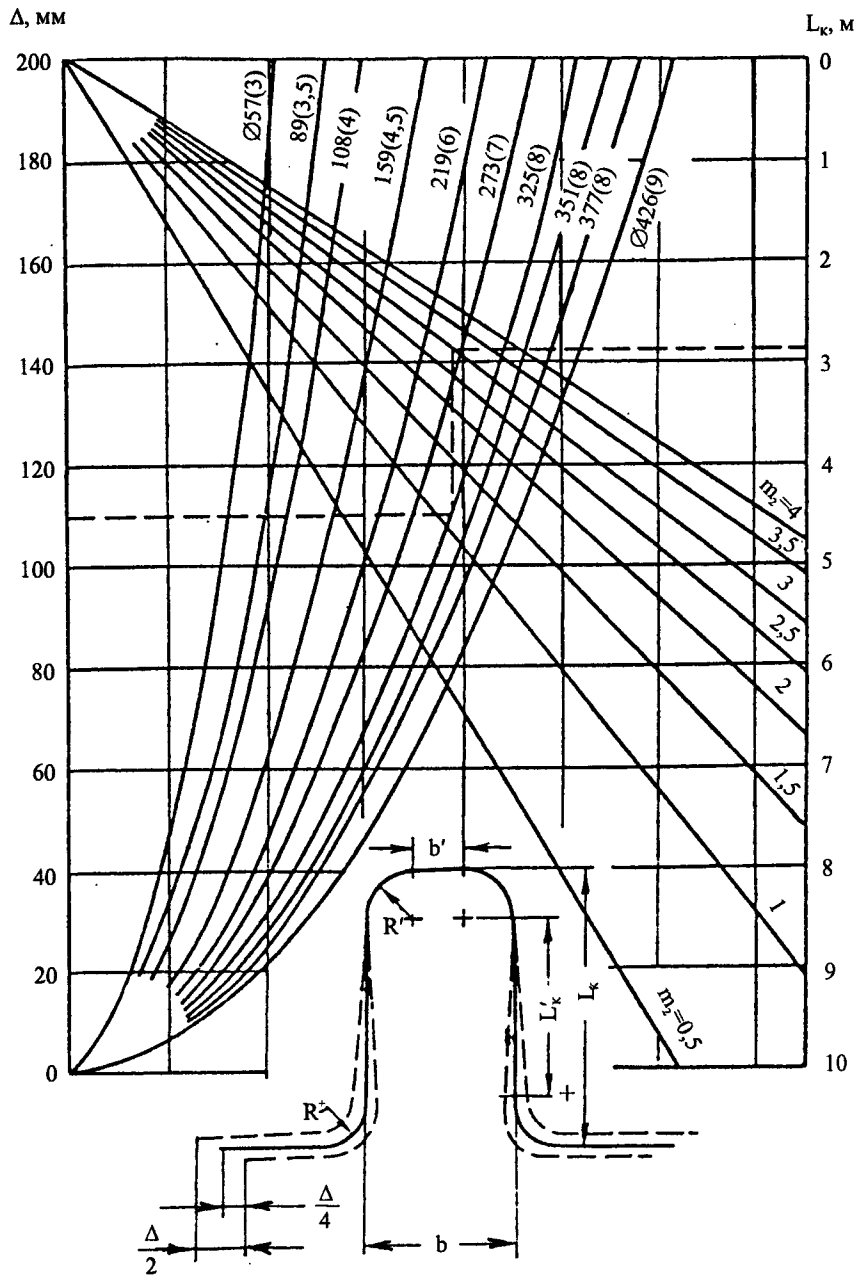


Рис. 11.1. Номограмма для расчета П-образных гнутых компенсаторов
(в скобках указана толщина стенок компенсатора)

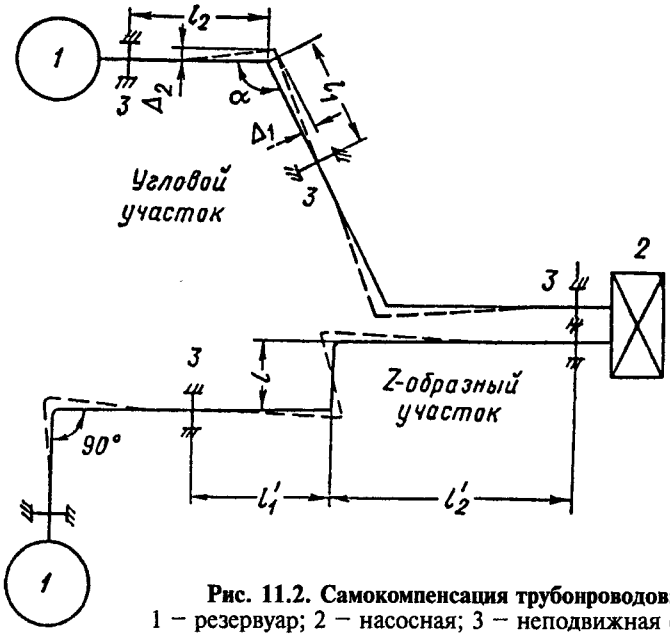


Рис. 11.2. Самокомпенсация трубопроводов:
1 – резервуар; 2 – насосная; 3 – неподвижная опора

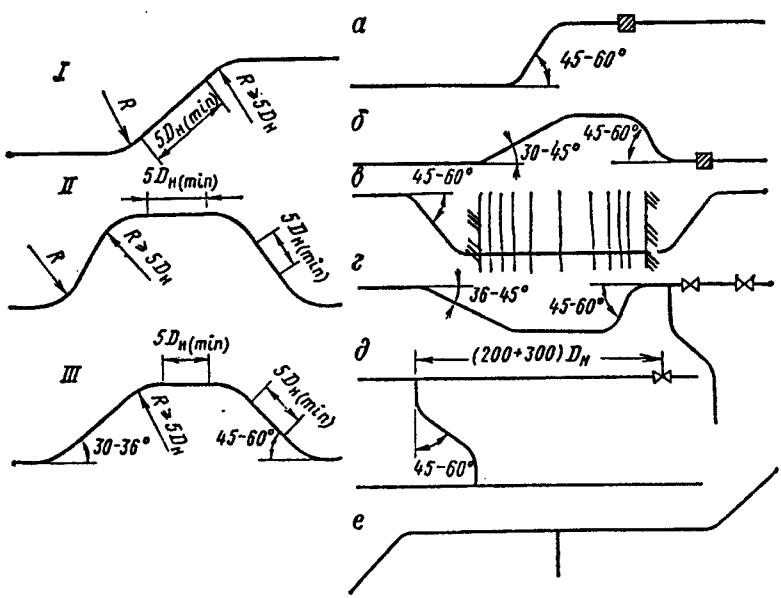


Рис. 11.3. Подземные компенсаторы:
I – Z-образный; II – трапецеидальный симметричный; III – трапецеидальный несимметричный. Места установки: а, б – около НТО, ТС, КС и ГРС; в – около перехода через препятствия; г – около камеры запуска или приема очистных устройств; д – на перемычке между двумя параллельными нитками; е – использование поворота трассы при выборе места примыкания отводящего трубопровода.

При $\alpha > 90°$ отклонения Δ_1 и Δ_2 значительно превышают Δ:

$$\Delta_1 = \frac{1 + p_1 \cos\alpha}{\sin\alpha}\Delta\ ;\ \Delta_2 = \frac{p_1 + \cos\alpha}{\sin\alpha}\Delta.$$

Для Z-образного участка

$$[\sigma_{max}] = \frac{6\Delta E D_н}{\ell^2 (1 + 12 p_1)},$$

где Δ – суммарное удлинение (укорочение) продольных плеч $\ell_1^{'}$ и $\ell_2^{'}$.

По данному методу рассчитывают надземные трубопроводы и трубопроводы, проложенные в тоннелях.

При проектировании подземных и надземных (в насыпи) трубопроводов с большими температурными перепадами следует применять различного вида компенсаторы-упоры (П-, Г-, Z-образные, трапецеидальные симметричные и несимметричные). Наиболее часто применяют Z-образные компенсаторы (рис. 11.3).

Компенсаторы рекомендуется располагать на участках, сложенных сухими рыхлыми грунтами, или засыпать рыхлыми податливыми грунтами, обладающими малой удерживающей способностью против перемещений.

Расчет подземного компенсатора проводят исходя из максимального продольного перемещения трубопровода Δ_0 в месте выхода его из грунта

$$\Delta_0 = \frac{S}{EF\gamma + \eta_к}, \qquad (11.78)$$

где S – эквивалентное продольное сжимающее усилие; γ – характеристика упругой работы грунта; $\eta_к$ – жесткость компенсатора, т.е. усилие, возникающее в компенсаторе от единичного продольного перемещения.

При этом должно выполняться условие (критерий отсутствия участка предельного равновесия грунта)

$$\frac{\gamma S}{\sigma_{ПР}\left(1 + \frac{\eta_к}{EF\gamma}\right)} \le 1, \qquad (11.79)$$

где $\sigma_{ПР}$ – предельное сопротивление грунта продольным перемещениям трубопровода.

Если это условие не выполняется, продольное перемещение трубопровода следует определять по формуле

$$\Delta_0 = \frac{S^2 + (\sigma_{ПР}/\gamma)^2}{S\eta_К + EF\sigma_{ПР} + \sqrt{(EF\sigma_{ПР})^2 + 2S \cdot EF\sigma_{ПР}\eta_К - (\sigma_{ПР}\eta_К/\gamma)^2}}. \quad (11.80)$$

Эквивалентное продольное сжимающее усилие S определяется по формуле (4.25), а сопротивление грунта продольным перемещениям – по формуле (4.27).

Характеристику упругой работы грунта определяют по формуле

$$\gamma = \sqrt{\frac{\pi D_Н C_\chi}{EF}}, \quad (11.81)$$

где C_χ – обобщенный коэффициент касательного сопротивления грунта.

Жесткость компенсатора

$$\eta_К = EI_К / C_{Ki}, \quad (11.82)$$

где $I_К$ – момент инерции [для трубы $I_К = \frac{\pi}{64}(D_Н^4 - d^4)$]; C_{Ki} зависит от типа компенсатора:

– для Z-образного компенсатора

$$C_{Ki} = \frac{1}{K_ж}\left(\pi RL_К^2 - 2{,}28R^2L_К + 1{,}4R^3\right) + 0{,}67L_К^3 - 2RL_К^2 + 2R^2L_К - 1{,}33R^3; \quad (11.83)$$

– для П-образного компенсатора

$$C_{Ki} = \frac{1}{K_ж}\left(\pi RL_К^2 - 2{,}28R^2L_К + 1{,}4R^3\right) + 0{,}67L_К^3 + b'L_К^2 - 4RL_К^2 - 2R^2L_К - 1{,}33R^3; \quad (11.84)$$

– для Г-образного компенсатора

$$C_{Ki} = \frac{1}{3}L_К^3, \quad (11.85)$$

где $K_ж$ – коэффициент уменьшения жесткости гнутых и сварных колен; R – радиус кривизны колена (изгиба оси колена) компенсатора; b′ – ширина полки компенсатора.

Коэффициент уменьшения жесткости гнутых и сварных колен

$$K_{ж} = \lambda_{K} / 1,65. \tag{11.86}$$

Параметр λ_K зависит от геометрических размеров колена компенсатора,

$$\lambda_{K} = \delta R / r_{CP}^{2} < 0,3, \tag{11.87}$$

где $r_{ср}$ – средний радиус трубы.

Радиус кривизны колена R должен быть не меньше $5D_н$, при этом должно выполняться условие $\lambda_K<0,3$.

Допускаемые деформации компенсаторов без их предварительной растяжки определяют от зависимости

$$\Delta_{K} = \frac{\sigma_{K} C_{Ki}}{E D_{H} L_{K} m_{K}}, \tag{11.88}$$

где σ_K – суммарные продольные напряжения в компенсаторе от действия температуры, внутреннего давления грунта; m_K – коэффициент увеличения напряжений в коленах.

Для Z-, П- и Г-образных компенсаторов в формулу (11.88) подставляют соответствующее выражение для C_{ki}. Для П- и Г-образных компенсаторов результат расчета Δ_K по формуле (11.88) должен быть удвоен.

Суммарные продольные напряжения в компенсаторе от действия температуры, внутреннего давления и грунта определяют из условия, что компенсатор должен работать в упругой стадии (без остаточных деформаций металла):

$$\sigma_{K} = R_{2} - 0,5\sigma_{KЦ} = \frac{R_{2H} m'}{K_{2} K_{H}} - 0,5\frac{\pi p d}{2\delta}, \tag{11.89}$$

где R_2 – расчетное сопротивление металла; $R_{2н}$ – нормативное сопротивление одноосному растяжению, сжатию и изгибу металла труб и сварных соединений из условия достижения предела текучести; m' – коэффициент безопасности по материалу; $K_н$ – коэффициент надежности.

Коэффициент увеличения напряжений в коленах компенсаторов вычисляют по формуле

$$m_{K} = \frac{0,9}{\sqrt[3]{\lambda_{K}^{2}}}. \tag{11.90}$$

Длина подземного участка, на котором происходит перемеще-

ние трубопровода около выхода из грунта, может быть найдена при выполнении условия (11.87)

$$\ell_в = \frac{1}{\gamma}\left(3 + \ln\frac{\sigma_{пр}}{N_0\gamma}\right) \qquad (11.91)$$

Если условие (11.87) не выполняется,

$$\ell_в = \frac{2}{\gamma} + \frac{N_0}{\sigma_{пр}}. \qquad (11.92)$$

Так как продольные перемещения трубопроводов Δ_0 зависят от жесткости компенсаторов $\eta_к$, расчет последних ведут методом последовательных приближений, т.е. задают размеры компенсатора, определяют компенсирующую способность его $\Delta_к$ и фактическое продольное перемещение трубопровода Δ_0. Если $\Delta_к < \Delta_0$, меняют размеры компенсатора таким образом, чтобы увеличить его компенсирующую способность. Продольные перемещения трубопровода Δ_0 должно быть меньше $\Delta_к$ при любых условиях эксплуатации.

11.5. Примеры расчетов

Пример 11.1. Определить вероятную температуру нефти после 30 суток хранения в нетеплоизолированном резервуаре РВС 10000 со сферической кровлей. Высота взлива нефти 9 м. Температура закачки нефти в резервуар $T_{зал}$ = 323 К. Средняя толщина стенки резервуара 9 мм, кровли – 4 мм. Коэффициент теплопроводности стали $\lambda_{ст}$ = 40 Вт/(м ·К). Температура воздуха в районе размещения резервуара в период хранения нефти $T_{возд}$ = 253 К, скорость ветра на уровне кровли – 2 м/с. Характеристики нефти таковы: плотность и кинематическая вязкость при 293 К ρ_{293} = 890 кг/м^3; ν_{293}= 28,8·10^{-4} м^2/с; коэффициент крутизны вискограммы u=0,108 1/К. Температура грунта под днищем резервуара $T_{гр}$ = 275 К, коэффициент его теплопроводности $\lambda_{гр}$ = 1,6 Вт/(м ·К). Принять продолжительность дня $t_{дн}$ = 8,5 ч, интенсивность солнечной радиации в полдень i_0 = 200 Вт/м^2.

Решение

1.По табл. 1.8 для резервуара РВС 10000 находим $Д_р$= 34,2 м; $Н_р$=11,92 м; $Н_к$ = 3 м.

2.Площадь поверхности днища резервуара, кровли и стенки, контактирующей с нефтью и газовым пространством,

$$F_д = \frac{3,14 \cdot 34,2^2}{4} = 918 м^2;$$

$$F_к = 3,14 \cdot \left(3^2 + \frac{34,2^2}{2}\right) = 1864,6 м^2;$$

$$F_{ст.ж} = 3,14 \cdot 34,2 \cdot 9 = 966,5 м^2;$$

$$F_{ст.г} = 3,14 \cdot 34,2 \cdot (11,92 - 9) = 313,6 м^2.$$

3.Общая площадь поверхности резервуара

$$F = 918 + 1864,6 + 966,5 + 313,6 = 4062,7 м^2.$$

4.Так как резервуар контактирует с двумя средами, то приведенная температура окружающей среды по формуле (11.2)

$$T_0 = \frac{918 \cdot 275 + (1864,6 + 966,5 + 313,6) \cdot 253}{4062,7} = 258К.$$

5.Предварительная оценка средней температуры нефти за период хранения

$$T'_{ср} = 0,5 \cdot (T_{зал} + T_0^1) = 0,5 \cdot (323 + 258) = 290,5К.$$

6.Плотность, удельная теплоемкость, кинематическая вязкость, коэффициенты тепло- и температуропроводности при температуре $T'_{ср}$ по формулам (1.1), (1.5), (1.6), (1.9)

$$\rho_{290,5} = \frac{890}{1 + 746 \cdot 10^{-6} \cdot (290,5 - 293)} = 891,7 кг/м^3;$$

$$C_{р290,5} = \frac{31,56}{\sqrt{890}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 290,5) = 1848 \frac{Дж}{кг \cdot К};$$

$$\nu_{290,5} = 28,8 \cdot 10^{-4} \cdot e^{-0,108 \cdot (290,5 - 293)} = 37,7 \cdot 10^{-4} м^2/с;$$

$$\lambda_{н290,5} = \frac{156,6}{890}(1 - 0,00047 \cdot 290,5) = 0,152 \frac{Вт}{м \cdot К};$$

$$a_{290,5} = \frac{0,152}{1848 \cdot 891,7} = 92,2 \cdot 10^{-9} м^2/с.$$

7.Параметр Прандтля при температуре $T'_{ср}$ по формуле (7.11)

$$Pr_п = \frac{37,7 \cdot 10^{-4}}{92,2 \cdot 10^{-9}} = 40871.$$

8.Масса нефти в резервуаре

$$G = 891,7 \cdot 918 \cdot 9 = 7,37 \cdot 10^6 \text{ кг}.$$

Расчёт коэффициента теплопередачи через крышу

9.Задаемся ориентировочной температурой крыши $T_{ст} = 269,5$ K.

10.Средняя температура газового пространства

$$T_{г.п} = 0,5 \cdot (290,5+269,5) = 280 \text{ K}.$$

11.Коэффициент объемного расширения паровоздушной смеси в газовом пространстве

$$\beta_{г.п} = \frac{1}{280} = 3,57 \cdot 10^{-3} 1/\text{K}.$$

12.Теплофизические параметры воздуха при температуре $T_{г.п}$ по табл. 1.5 с использованием метода линейной интерполяции

$$\lambda_{возд} = 0,0244 + (0,0251 - 0,0244) \cdot \frac{280-273}{283-273} = 0,0249 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{к}};$$

$$Pr_{возд} = 0,707 - (0,707 - 0,705) \cdot \frac{280-273}{283-273} = 0,706.$$

13.Кинематическая вязкость воздуха по формуле (10.7)

$$\nu_{возд} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0,1 \cdot 280 - 14,1} + 0} = 13,9 \cdot 10^{-6} \text{м}^2/\text{с}.$$

14.Вычислим параметр Грасгофа, предварительно заменив сферическую кровлю равным по объему цилиндром.

Эквивалентная высота цилиндра

$$h_э = 2H_к \cdot \left(0,25 - \frac{H_к^2}{3Д_р^2}\right) = 2 \cdot 3 \cdot \left(0,25 - \frac{3^2}{3 \cdot 34,2^2}\right) = 1,49 \text{м}.$$

Полная высота газового пространства

$$h_{г.п} = (11,92 - 9) + 1,49 = 4,41 \text{ м}.$$

Параметр Грасгофа по формуле (7.11)

$$Gr = \frac{4,41^3 \cdot 9,81 \cdot 3,57 \cdot 10^{-3} \cdot (280 - 269,5)}{(13,9 \cdot 10^{-6})^2} = 163,2 \cdot 10^9.$$

15.Произведение параметров Прандтля и Грасгофа для газового пространства

$$Gr \cdot Pr_{возд} = 163,2 \cdot 10^9 \cdot 0,706 = 115,2 \cdot 10^9.$$

16.Так как $Gr \cdot Pr_{возд} > 10^9$, то коэффициент теплоотдачи от «зеркала» нефти в газовое пространство резервуара по формуле (11.20) при $T_з = T'_{ср}$,

$$\alpha_{1к} \approx 1{,}14 \cdot \sqrt[3]{290{,}5 - 280} = 2{,}49 \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

17.Коэффициент конвекции по формуле (11.24)

$$\varepsilon_К = 0{,}18 \cdot \left(115{,}2 \cdot 10^9\right)^{0{,}25} = 104{,}9.$$

18.Эквивалентный коэффициент теплопроводности газового пространства по формуле (11.22)

$$\lambda_э \approx 0{,}0249 \cdot 104{,}9 = 2{,}61 \text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

19.Кинематическая вязкость воздуха при температуре 253 К по формуле (10.7)

$$\nu_{возд253} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0{,}1 \cdot 253 - 14{,}1} + 0} = 11{,}2 \cdot 10^{-6} \text{м}^2/\text{с}.$$

20.Число Рейнольдса при обдувании резервуара

$$\text{Re}_{возд} = \frac{2 \cdot 34{,}2}{11{,}2 \cdot 10^{-6}} = 6107143.$$

21.Коэффициент теплопроводности, удельная теплоемкость и плотность воздуха при температуре окружающей среды по табл. 1.5:

$\lambda_{возд253} = 0{,}0228$ Вт/(м·К); $C_{p253} = 1009$ Дж/(кг·К); $\rho_{возд253} = 1{,}395$ кг/м^3.

22.Критерий, характеризующий соотношение тепловых потоков, получаемых кровлей за счет солнечной радиации и конвекции, по формуле (11.28)

$$I_0 = \frac{200}{1{,}395 \cdot 1009 \cdot 2 \cdot \left(269{,}5 - 253\right)} = 4{,}31 \cdot 10^{-3}.$$

23.Интегральный коэффициент внешней теплоотдачи от поверхности крыши к воздуху в дневное время по формуле (11.27)

$$\alpha_{1дн} = 0{,}00022 \cdot \frac{0{,}0228}{34{,}2} \cdot \left(4{,}31 \cdot 10^{-3}\right)^{-1{,}76} \cdot \left(\frac{269{,}5 - 253}{253}\right)^{-3{,}22} = 14{,}0 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

24.Та же величина, но в ночное время по формуле (11.30)

$$\alpha_{1н} = 0{,}035 \cdot \frac{0{,}0228}{34{,}2} \cdot 0{,}706^{0{,}333} \cdot 6107143^{0{,}8} = 5{,}58 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

25.Усредненная (за сутки) величина интегрального коэффициента внешней теплоотдачи для крыши по формуле (11.32)

$$\alpha_i = \frac{14,0 \cdot 8,5 + 5,58(24 - 8,5)}{24} = 8,56 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

26.Коэффициент теплопередачи от нефти к воздуху через крышу резервуара по формуле (11.19)

$$\frac{1}{K_к} = \frac{1}{2,49} + \frac{4,41}{2,61} + \frac{0,004}{40} + \frac{1}{8,56} = 2,21 \ \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Следовательно, $K_к = 1/2,21 = 0,453$ Вт/(м^2·К).

27.Проверяем правильность выбора температуры крыши по формуле

$$T'_{ст} = 280 - \frac{0,453}{2,49} \cdot (280 - 253) = 275,1\text{К}.$$

Так как расхождение ранее принятой температуры крыши и найденной в результате расчетов составляет

$$\left| \frac{(275,1 - 273) - (269,5 - 273)}{269,5 - 273} \right| \cdot 100\% = 160\% \rangle\rangle 5\%,$$

то требуется повторить расчеты при новой величине $T_{ст}$.

28.Задаем $T_{ст}$=278,9 К и уточняем величины параметров

$$T_{г.п} = 0,5 \cdot (290,5 + 278,9) = 284,7 \text{ К};$$

$$\beta_{г.п} = 1/284,7 = 3,51 \cdot 10^{-3} 1/\text{К};$$

$$\lambda_{возд} = 0,0251 + (0,0259 - 0,0251) \cdot \frac{284,7 - 283}{293 - 283} = 0,0252 \ \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}};$$

$$Pr_{возд} = 0,705 - (0,707 - 0,705) \cdot \frac{284,7 - 283}{293 - 283} = 0,705;$$

$$Gr = \frac{4,41 \cdot 9,81 \cdot 3,51 \cdot 10^{-3} \cdot (290,5 - 284,7)}{(14,37 \cdot 10^{-6})^2} = 83,0 \cdot 10^9;$$

$$Gr \cdot Pr_{возд} = 83 \cdot 10^9 \cdot 0,705 = 58,5 \cdot 10^9;$$

$$\alpha_{1к} \approx 1,14 \cdot \sqrt[3]{290,5 - 284,7} = 2,05 \quad \text{Вт/(м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\varepsilon_к = 0,18 \cdot (58,5 \cdot 10^9)^{0,25} = 88,5;$$

$$\lambda_э = 0,0252 \cdot 88,5 = 2,23 \ \text{Вт/(м}^2\cdot\text{К)};$$

$$I_0 = \frac{200}{1,395 \cdot 1009 \cdot 2 \cdot (278,9 - 253)} = 2,74 \cdot 10^{-3};$$

$$\alpha_{I_{дн}} = 0,00022 \cdot \frac{0,0252}{34,2} \cdot \left(2,74 \cdot 10^{-3}\right)^{-1,76} \cdot$$

$$\left(\frac{278,9 - 253}{253}\right)^{-3,22} = 8,06 \text{Вт/}\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right);$$

$$\alpha_{I_н} = 0,035 \cdot \frac{0,0252}{34,2} \cdot 0,705^{0,333} \cdot 6107143^{0,8} = 5,58 \text{Вт/}\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right);$$

$$\alpha_I = \frac{8,06 \cdot 8,5 + 5,58 \cdot (24 - 8,5)}{24} = 6,46 \ \text{Вт/(м}^2\cdot\text{К)};$$

$$\frac{1}{K_к} = \frac{1}{2,05} + \frac{4,41}{2,23} + \frac{0,004}{40} + \frac{1}{6,46} = 2,62 \ \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}};$$

$$K_к = 1/2,62 = 0,382 \ \text{Вт/(м}^2\cdot\text{К)};$$

$$T'_{ст} = 284,7 - \frac{0,382}{2,05} \cdot (284,7 - 253) = 278,8 \text{К}.$$

Так как

$$\left|\frac{(278,8 - 273) - (278,9 - 273)}{278,9 - 273}\right| \cdot 100\% = 1,7\% < 5\%,$$

то дальнейшего уточнения температуры крыши резервуара не требуется.

Расчёт коэффициента теплопередачи через стенку, контактирующую с газовым пространством резервуара

29. Так как средняя температура газового пространства нами уже найдена ($T_{гп}$= 284,7 К), то величины $\lambda_{возд}$, $\beta_{гп}$, $\nu_{возд}$, $Pr_{возд}$ при ней пересчитывать нет необходимости.

30.Задаемся ориентировочной температурой стенки $T_{ст}$ = 279 К.

31.Параметр Грасгофа по формуле (7.11)

$$Gr = \frac{4,41^3 \cdot 9,81 \cdot 3,51 \cdot 10^{-3} \cdot (284,7 - 279)}{\left(14,37 \cdot 10^{-6}\right)^2} = 81,6 \cdot 10^9.$$

32.Произведение параметров

$$Gr \cdot Pr_{возд} = 81,6 \cdot 10^9 \cdot 0,0252 = 57,5 \cdot 10^9.$$

33. Так как $Gr \cdot Pr_{возд} > 10^9$, то коэффициент теплопередачи от «зеркала» нефти в газовое пространство резервуара по формуле (11.21) при допущении, что $T_з = T_{ср}$,

$$\alpha_{1к} \approx 1,14 \cdot \sqrt[3]{290,5 - 284,7} = 2,05 \quad Вт/(м^2 \cdot К).$$

34.Коэффициент конвекции по формуле (11.24)

$$\varepsilon_к = 0,18 \cdot \left(57,5 \cdot 10^9\right)^{0,25} = 88,1.$$

35.Эквивалентный коэффициент теплопроводности газового пространства по формуле (11.22)

$$\lambda_э \approx 0,0249 \cdot 88,1 = 2,22 \ Вт/(м^2 \cdot К).$$

36.Величина критерия I_0 по формуле (11.28).

$$I_0 = \frac{200}{1,395 \cdot 1009 \cdot 2 \cdot (279 - 253)} = 2,73 \cdot 10^{-3}.$$

37.Интегральный коэффициент внешней теплоотдачи от поверхности стенки к воздуху в дневное и в ночное время, а также в среднем за сутки по формулам (11.27), (11.31), (11.32)

$$\alpha_{1дн} = 95 \cdot \frac{0,0228}{4,41} \cdot \left(2,73 \cdot 10^{-3}\right)^{0,843} \cdot \left(\frac{2 \cdot 4,41^2}{11,2 \cdot 10^{-6} \cdot 34,2}\right)^{0,668} = 7,49 Вт/\left(м^2 \cdot К\right);$$

$$\alpha_{1н} = 0,035 \cdot \frac{0,0228}{34,2} \cdot 0,705^{0,333} \cdot \left(\frac{2 \cdot 34,2}{11,2 \cdot 10^{-6}}\right) = 5,58 Вт/\left(м^2 \cdot К\right);$$

$$\alpha_1 = \frac{7,49 \cdot 8,5 + 5,58 \cdot \left(24 - 8,5\right)}{24} = 6,26 \ Вт/(м^2 \cdot К).$$

38.Коэффициент теплопередачи от нефти к воздуху через стенку резервуара, контактирующую с газовым пространством, по формуле (11.19)

$$\frac{1}{К_{ст.г}} = \frac{1}{2,05} + \frac{4,41}{2,22} + \frac{0,009}{40} + \frac{1}{6,26} = 2,63 \ \frac{м^2 \cdot К}{Вт}.$$

$$К_{ст.г} = 1/2,63 = 0,380 \ Вт/(м^2 \cdot К).$$

39.Проверяем правильность выбора температуры стенки

$$T'_{ст} = 284,7 - \frac{0,380}{2,05} \cdot \left(284,7 - 253\right) = 278,8 К;$$

Так как расчётная величина температуры стенки отличается от ранее принятой на

$$\left|\frac{(278,8-273)-(279-273)}{279-273}\right|\cdot 100\% = 3,1\% < 5\%,$$

то дальнейшего уточнения $T_{ст}$ не требуется.

Расчёт коэффициента теплопередачичерез стенку, контактирующую с нефтью

40. Задаемся температурой стенки $T_{ст}$= 254 К.

41.Параметры нефти при данной температуре

$$\rho_{254} = \frac{890}{1+746\cdot 10^{-6}\cdot(254-293)} = 916,7 кг/м^3;$$

$$C_{p254} = \frac{31,56}{\sqrt{890}}\cdot(762+3,39\cdot 254) = 1717\frac{Дж}{кг\cdot К};$$

$$\nu_{254} = 28,8\cdot 10^{-4}\cdot e^{-0,108\cdot(254-293)} = 0,1944 м^2/с;$$

$$\lambda_{н254} = \frac{156,6}{890}(1-0,00047\cdot 254) = 0,155\frac{Вт}{м\cdot К};$$

$$a_{254} = \frac{0,155}{1717\cdot 916,7} = 98,5\cdot 10^{-9} м^2/с.$$

42.Параметр Прандтля при температуре стенки

$$Pr_{сп} = \frac{0,1944}{98,5\cdot 10^{-9}} = 1973401.$$

43.Параметр Грасгофа

$$Gr_{п} = \frac{9^3\cdot 9,81\cdot 746\cdot 10^{-6}\cdot(290,5-254)}{0,1944^2} = 5154.$$

44.Произведение параметров

$$(Gr\cdot Pr)_{п} = 5154\cdot 40871 = 0,21\cdot 10^9.$$

45.Так как $(Gr\cdot Pr)_{п} < 10^9$, то коэффициент теплоотдачи по формуле (11.5)

$$\alpha_{1ст} = 0,76\cdot\frac{0,155}{9}\cdot(0,21\cdot 10^9)^{0,25}\cdot\left(\frac{40871}{1973401}\right)^{0,25} = 0,594\frac{Вт}{м^2\cdot К}.$$

46.Величина критерия I_0 по формуле (11.29)

$$I_0 = \frac{200}{1{,}395 \cdot 1009 \cdot 2 \cdot (254 - 253)} = 0{,}0711.$$

47.Интегральные коэффициенты внешней теплоотдачи резервуара к воздуху в дневное и ночное время, а также в среднем за сутки по формулам (11.26), (11.30), (11.32)

$$\alpha_{I_{дн}} = 77{,}45 \cdot \frac{0{,}0228}{9} \cdot 0{,}0711^{-0{,}193} \cdot \left(\frac{254 - 253}{253}\right)^{-3{,}961} = 66{,}6 \text{Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right);$$

$$\alpha_{I_н} = 135{,}5 \cdot \frac{0{,}0228}{34{,}2} \cdot \left(\frac{254 - 253}{253}\right)^{-0{,}381} \cdot \left(\frac{2 \cdot 9}{11{,}2 \cdot 10^{-6}}\right)^{0{,}199} = 12{,}8 \text{Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right);$$

$$\alpha_I = \frac{66{,}6 \cdot 8{,}5 + 12{,}8 \cdot 15{,}5}{24} = 31{,}9 \ \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

48.Коэффициент теплопередачи от нефти к воздуху через стенку, смоченную жидкостью, по формуле (11.4)

$$\frac{1}{K_{ст.ж}} = \frac{1}{0{,}594} + \frac{0{,}009}{40} + \frac{1}{31{,}9} = 1{,}72 \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Откуда $K_{ст.ж} = 1/1{,}72 = 0{,}583$ Вт/(м² · К).

49.Проверяем правильность выбора температуры стенки

$$T'_{ст} = 290{,}5 - \frac{0{,}583}{0{,}594} \cdot \left(290{,}5 - 253\right) = 253{,}5 \text{К}.$$

Так как отклонение расчетной температуры от принятой

$$\left|\frac{\left(253{,}5 - 273\right) - \left(254 - 273\right)}{254 - 273}\right| \cdot 100\% = 2{,}63\% < 5\%,$$

то больше уточнять величину $T_{ст}$ нет необходимости.

Расчёт коэффициента теплопередачи через днище резервуара

50.Задаемся ориентировочной температурой внутренней поверхности днища $T_д = 286$ К.

51.Плотность, удельная теплоёмкость, кинематическая вязкость, коэффициенты тепло – и температуропроводности нефти при этой температуре

$$\rho_{286} = \frac{890}{1 + 746 \cdot 10^{-6} \cdot \left(286 - 293\right)} = 894{,}7 \text{кг}/\text{м}^3;$$

$$C_{p256} = \frac{31,56}{\sqrt{890}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 286) = 1831 \frac{Дж}{кг \cdot К};$$

$$\nu_{286} = 28,8 \cdot 10^{-4} \cdot e^{-0,108 \cdot (286-293)} = 61,3 \cdot 10^{-4} м^2/с;$$

$$\lambda_{н286} = \frac{156,6}{890}(1 - 0,00047 \cdot 286) = 0,152 \frac{Вт}{м \cdot К};$$

$$a_{286} = \frac{0,152}{1831 \cdot 894,7} = 92,9 \cdot 10^{-9} м^2/с.$$

52.Параметры Прандтля и Грасгофа при температуре $T_д$

$$Pr_д = \frac{61,3 \cdot 10^{-4}}{92,9 \cdot 10^{-9}} = 66001;$$

$$Gr_д = \frac{9^3 \cdot 9,81 \cdot 746 \cdot 10^{-6} \cdot (290,5 - 286)}{(61,3 \cdot 10^{-4})^2} = 638131.$$

53.Величина произведения

$$(Gr_д \cdot Pr_п) = 638131 \cdot 40871 = 26,1 \cdot 10^9.$$

54.Величина коэффициента теплоотдачи от нефти к днищу по формуле (11.7)

$$\alpha_{1д} = 0,5 \cdot \frac{0,152}{34,2} \cdot (26,1 \cdot 10^9)^{0,25} \cdot \left(\frac{40871}{66001}\right)^{0,25} = 0,794 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}.$$

55.Коэффициент теплопередачи через днище из формулы (11.17)

$$\frac{1}{К_д} = \frac{1}{0,794} + \frac{0,005}{40} + \frac{3,14 \cdot 34,2}{8 \cdot 1,6} = 9,65 \frac{м^2 \cdot К}{Вт},$$

что даёт $К_д = 1/9,65 = 0,104$ Вт / (м² · К).

56.Проверка правильности выбора температуры днища

$$T^1_д = 290,5 - \frac{0,104}{0,794} \cdot (290,5 - 275) = 285,6К.$$

Так как

$$\left|\frac{(285,6 - 273) - (286 - 273)}{286 - 273}\right| \cdot 100\% = 3,04\% < 5\%,$$

то температура днища задана верно.

Расчёт вероятной температуры нефти к концу периода хранения

57.Коэффициент теплопередачи от нефти в окружающую среду по формуле (11.3)

$$K_T = \frac{0{,}104 \cdot 918 + 0{,}380 \cdot 313{,}6 + 0{,}583 \cdot 966{,}5 + 0{,}382 \cdot 1864{,}6}{4062{,}7} = 0{,}367 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

58.Вероятная температура нефти к концу периода хранения по формуле (11.1)

$$T_в = 258 + (323 - 258) \cdot \exp\left(-\frac{0{,}367 \cdot 4062{,}7 \cdot 30 \cdot 24 \cdot 3600}{7{,}37 \cdot 10^6 \cdot 1848} \right) = 306{,}9\text{К}.$$

59.Расчётная средняя температура нефти по формуле (11.1а)

$$T'_{ср} = 258 + (323 - 258) \cdot \frac{7{,}37 \cdot 10^6 \cdot 1848}{0{,}367 \cdot 4062{,}7 \cdot 30 \cdot 24 \cdot 3600} \cdot$$

$$\cdot \left[1 - \exp\left(-\frac{0{,}367 \cdot 4062{,}7 \cdot 30 \cdot 24 \cdot 3600}{7{,}37 \cdot 10^6 \cdot 1848} \right) \right] = 314{,}6\text{К}.$$

Пример 11.2. Используя данные и результаты расчётов примера 11.1, рассчитать размеры теплообменного аппарата, который должен быть установлен в резервуаре. Теплоноситель – насыщенный водяной пар с параметрами $P_{пар}$ = 0,39 МПа; $T_{пар}$ = 416 К. Разогрев нефти осуществляется в течение 5 суток.

Нефть из резервуара откачивается насосами с подачей не менее 700 м³/ч. Насосная расположена на расстоянии 800 м от резервуара и выше нижней отметки днища резервуара на 2 м. Высота всасывания насосов 4 м. Подводящий трубопровод имеет наружный диаметр 529 мм и толщину стенки 8 мм.

Принять, что нефть содержит 20% парафина (скрытая теплота его плавления $\aleph$ = 230,3 кДж/кг).

Решение

1.Внутренний диаметр подводящего трубопровода по формуле (5.6)

$$d = 0{,}529 - 2 \cdot 0{,}008 = 0{,}513 \text{ м}.$$

2.Секундный расход и скорость нефти в нём по формулам (5.7), (5.8)

$$Q = \frac{700}{3600} = 0{,}194 \text{м}^3/\text{с};$$

$$\upsilon = \frac{4 \cdot 0{,}194}{3{,}14 \cdot 0{,}513^2} = 0{,}939 \text{м}/\text{с}.$$

3.Поскольку температура откачиваемой из резервуара нефти неизвестна предположим, что её течение в подводящем трубопроводе происходит в зоне гидравлически гладких труб турбулентного режима (m=0,25; β=0,0246).

4.Минимально необходимая температура подогрева нефти по формуле (11.32)

$$T_{под.min} = 293 + \frac{1}{0{,}108 \cdot 0{,}25} \cdot$$

$$\cdot \ln\left[0{,}0246 \cdot \frac{0{,}194^{2\text{-}0{,}25} \cdot (28{,}8 \cdot 10^{-4})^{0{,}25} \cdot 800}{0{,}513^{5-m}} \cdot \frac{1{,}05}{4-2}\right] = 336{,}5\text{K}.$$

Принимаем с запасом температуру подогрева $T_{под}$ = 340 K.

5.Величина отношения

$$\frac{T_{под} - T_0'}{T_в - T_0'} = \frac{340-258}{267-258} = 9{,}1 > 2.$$

Следовательно, средняя температура нефти в процессе подогрева по формуле (11.9)

$$T_п = 258 + \frac{340-267}{\ln 9{,}1} = 291\text{K}.$$

6.Плотность, удельная теплоёмкость, кинематическая вязкость, коэффициенты тепло – и температуропроводности нефти, параметр Прандтля при этой температуре по формулам (1.1), (1.5), (1.6), (1.9) и (7.11)

$$\rho_{291} = \frac{890}{1 + 746 \cdot 10^{-6} \cdot (291-293)} = 891{,}3\text{кг/м}^3;$$

$$C_{p291} = \frac{31{,}56}{\sqrt{890}} \cdot (762 + 3{,}39 \cdot 291) = 1850 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$\nu_{291} = 28{,}8 \cdot 10^{-4} \cdot e^{-0{,}108 \cdot (291-293)} = 35{,}7 \cdot 10^{-4}\,\text{м}^2/\text{с};$$

$$\lambda_{н291} = \frac{156{,}6}{890}(1 - 0{,}00047 \cdot 291) = 0{,}152 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}};$$

$$Pr_п = \frac{35{,}7 \cdot 10^{-4}}{92{,}2 \cdot 10^{-9}} = 38775.$$

Расчёт коэффициента теплопередачи через крышу

7.Задаёмся ориентировочной температурой крыши $T_{ст}$ = 279 K.

8.Средняя температура газового пространства

$$T_{г.п} = 0,5 \cdot (291 + 279) = 285 К .$$

9.Коэффициент объемного расширения паровоздушной смеси в газовом пространстве

$$\beta_{г.п.} = \frac{1}{285} = 3,51 \cdot 10^{-3} 1/К .$$

10.Коэффициент теплопроводности, параметр Прандтля, кинематическая вязкость, параметр Грасгофа воздуха при $T_{г.п}$ по формулам (7.11) и с учётом табл. 1.5

$$\lambda_{возд} = 0,0251 + (0,0259 - 0,0251) \cdot \frac{285 - 283}{293 - 283} = 0,0253 \frac{Вт}{(м \cdot к)};$$

$$Pr_{возд} = 0,705 - (0,705 - 0,703) \cdot \frac{285 - 283}{293 - 283} = 0,705;$$

$$\nu_{возд253} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0,1 \cdot 253 - 14,1} + 0} = 11,2 \cdot 10^{-6} м^2 / с .$$

11.Произведение параметров

$$Gr \cdot Pr_{возд} = 85,4 \cdot 10^9 \cdot 0,705 = 60,2 \cdot 10^9;$$

12.Так как величина $Gr \cdot Pr_{возд} > 10^9$, то коэффициент теплопередачи от «зеркала» нефти в газовое пространство резервуара по формуле (11.20) при $T_з = T_п$

$$\alpha_{1к} \approx 1,14 \cdot \sqrt[3]{291 - 285} = 2,07 \ Вт / (м^2 \cdot К).$$

13.Коэффициент конвекции по формуле (11.24)

$$\varepsilon_к = 0,18 \cdot (60,2 \cdot 10^9)^{0,25} = 89,2.$$

14.Эквивалентный коэффициент теплопроводности газового пространства по формуле (11.22)

$$\lambda_э \approx 0,0255 \cdot 89,2 = 2,25 \ Вт / (м \cdot К).$$

15.Из примера 11.1 берем величины параметров воздуха при температуре 253 К:

$\lambda_{возд253} = 0,0228$ Вт/(м·К); C_{p253} = 1009 Дж/(кг·К); $\rho_{возд253} = 1,395$ кг/м^3;

$$\nu_{возд253} = 11,2 \cdot 10^{-6} м^2 / с; \ Re_{возд253} = 6107143.$$

16.Величина критерия I_0 по формуле (11.28)

$$I_0 = \frac{200}{1{,}395 \cdot 1009 \cdot 2 \cdot (279-253)} = 2{,}73 \cdot 10^{-9}.$$

17.Интегральный коэффициент внешней теплоотдачи от поверхности крыши к воздуху в дневное и ночное время по формулам (11.27), (11.30)

$$\alpha_{1дн} = 0{,}00022 \cdot \frac{0{,}0228}{34{,}2} \cdot \left(2{,}73 \cdot 10^{-3}\right)^{-1{,}76} \cdot \left(\frac{279-253}{253}\right)^{-3{,}22} = 8{,}02 \text{ Вт/(м}^2\text{·К)}.$$

$$\alpha_{1н} = 0{,}035 \cdot \frac{0{,}0228}{34{,}2} \cdot 0{,}716^{0{,}333} \cdot 6107143^{0{,}8} = 5{,}58 \text{ Вт/(м}^2\text{·К)}.$$

18.Усредненная за сутки величина интегрального коэффициента внешней теплоотдачи для крыши по формуле (11.32)

$$\alpha_1 = \frac{8{,}02 \cdot 8{,}5 + 5{,}58(24-8{,}5)}{24} = 6{,}45 \text{ Вт/(м}^2\text{·К)}.$$

19.Коэффициент теплопередачи от нефти к воздуху через крышу резервуара по формуле (11.19)

$$\frac{1}{K_к} = \frac{1}{2{,}07} + \frac{4{,}41}{2{,}25} + \frac{0{,}004}{40} + \frac{1}{6{,}45} = 2{,}60 \ \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Следовательно, $K_к = 1/2{,}60 = 0{,}385$ Вт/(м²·К).

20.Проверяем правильность выбора температуры крыши

$$T'_{ст} = 285 - \frac{0{,}385}{2{,}07} \cdot (285-253) = 279{,}1\text{К}.$$

Так как расхождение ранее принятой температуры крыши и найденной в результате расчётов составляет

$$\left|\frac{(279{,}1-273)-(279-273)}{279-273}\right| \cdot 100\% = 1{,}67\% < 5\%,$$

то выбор температуры крыши резервуара сделан верно.

Расчёт коэффициента теплопередачи через стенку, контактирующую с газовым пространством резервуара

21.Так как средняя температура газового пространства нами уже найдена ($T_{г.\,п}$ = 285 К), то величины $\lambda_{возд}$, $\beta_{г.\,п}$, $\nu_{возд}$, $Pr_{возд}$ при ней пересчитывать нет необходимости.

Задаемся ориентировочной температурой стенки $T_{ст}$ = 279 К и вычисляем её расчётное значение аналогично примеру 11.1:

$$Gr = \frac{4{,}41^3 \cdot 9{,}81 \cdot 3{,}51 \cdot 10^{-3} \cdot (285 - 279)}{(14{,}37 \cdot 10^{-6})^2} = 85{,}4 \cdot 10^9;$$

$$Gr \cdot Pr_{возд} = 85{,}4 \cdot 10^9 \cdot 0{,}0252 = 60{,}2 \cdot 10^9;$$

$$\alpha_{1к} \approx 1{,}14 \cdot \sqrt[3]{291 - 285} = 2{,}07 \ \text{Вт / (м}^2 \cdot \text{К)};$$

$$\varepsilon_к = 0{,}18 \cdot (60{,}2 \cdot 10^9)^{0{,}25} - 89{,}2;$$

$$\lambda_э \approx 0{,}0255 \cdot 89{,}2 = 2{,}25 \ \text{Вт / (м} \cdot \text{К)};$$

$$\frac{1}{К_{ст.г}} = \frac{1}{2{,}07} + \frac{4{,}41}{2{,}25} + \frac{0{,}009}{40} + \frac{1}{6{,}26} = 2{,}60 \ \frac{м^2 \cdot К}{Вт};$$

$$К_{ст.г} = 1/2{,}60 = 0{,}385 \ Вт/(м^2 \cdot К);$$

$$T'_{ст} = 285 - \frac{0{,}385}{2{,}07} \cdot (285 - 253) = 279{,}1К.$$

Так как отклонение $T'_{ст}$ от принятой величины $T_{ст}$ составляет

$$\left| \frac{(279{,}1 - 273) - (279 - 273)}{279 - 273} \right| \cdot 100\% = 1{,}67\% < 5\%,$$

то пересчитывать температуру стенки, контактирующей с газовым пространством резервуара нет необходимости.

Расчёт коэффициента теплопередачи через стенку, контактирующую с нефтью

22.Задаёмся температурой стенки $T_{ст}$=254 К. Так как температура стенки та же, что и в примере 11.1, то воспользуемся уже найденными величинами ρ_{254} = 916,7 кг/м^3; $C_{р\,254}$= 1717 Дж/(кг·К); ν_{254} =0,1944 м^2/с; $\lambda_{и254}$ =0,155 Вт/(м·К); a_{254} = 98,5·10^{-9} м^2/с; $P_{г\,ст}$= 1973401.

23.Параметр Грасгофа

$$Gr_п = \frac{9^3 \cdot 9{,}81 \cdot 746 \cdot 10^{-6} \cdot (291 - 254)}{0{,}1944^2} = 5{,}23 \cdot 10^3.$$

24.Произведение параметров

$$(Gr \cdot Pr)_п = 5{,}23 \cdot 10^3 \cdot 40871 = 0{,}214 \cdot 10^9.$$

25.Так как данное произведение меньше, чем 10^9, то коэффициент теплоотдачи по формуле (11.5)

$$\alpha_{1ст} = 0{,}15 \cdot \frac{0{,}155}{9} \cdot \left(202{,}6 \cdot 10^{10}\right)^{0{,}33} \cdot \left(\frac{40871}{1973401}\right)^{0{,}25} = 922{,}3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

26.Величина интегрального коэффициента теплоотдачи при выбранной температуре стенки уже найдена в примере 11.1 и составляет α_1 = 31,9 Вт/(м²·К). Поэтому находим коэффициент теполопередачи от нефти к воздуху через стенку, смоченную жидкостью, по формуле (11.4)

$$\frac{1}{K_{ст.ж}} = \frac{1}{0{,}6} + \frac{0{,}009}{40} + \frac{1}{31{,}9} = 1{,}70 \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Откуда $K_{ст.ж}$ = 1/1,70 = 0,589 Вт/(м² · К).

27.Проверяем правильность выбора температуры стенки

$$T'_{ст} = 291 - \frac{0{,}589}{0{,}6} \cdot (291 - 253) = 254{,}6\text{К}.$$

Так как отклонение $T'_{ст}$ от $T_{ст}$ составляет

$$\left|\frac{(254{,}6 - 273) - (254 - 273)}{254 - 273}\right| \cdot 100\% = 3{,}14\% < 5\%,$$

то уточнять величину температуры стенки нет необходимости.

Расчёт коэффициента теплопередачи через днище резервуара

28.Задаёмся ориентировочной температурой внутренней поверхности днища $T_д$ = 286 К. Так как эта величина совпадает с принятой в п. 50 примера 11.1 то величины ρ_{286}, $C_{p\,286}$, ν_{286}, a_{286}, $P_{г\,д}$ можно взять оттуда.

29.Параметр Грасгофа при температуре $T_д$

$$Gr_д = \frac{9^3 \cdot 9{,}81 \cdot 746 \cdot 10^{-6} \cdot (291 - 286)}{\left(61{,}3 \cdot 10^{-4}\right)^2} = 709034.$$

30.Величина произведения

$$Gr_д \cdot Pr_п = 709034 \cdot 40871 = 29 \cdot 10^9.$$

31.Величина коэффициента теплоотдачи от нефти к днищу по формуле (11.7)

$$\alpha_{1д} = 0{,}5 \cdot \frac{0{,}152}{34{,}2} \cdot \left(0{,}29 \cdot 10^9\right)^{0{,}25} \cdot \left(\frac{40871}{66001}\right)^{0{,}25} = 0{,}815 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

32.Коэффициент теплопередачи через днище из формулы (11.17)

$$\frac{1}{K_д} = \frac{1}{0,815} + \frac{0,005}{40} + \frac{3,14 \cdot 34,2}{8 \cdot 1,6} = 9,62 \frac{м^2 \cdot К}{Вт},$$

что даёт $K_д = 1/9,62 = 0,104$ Вт/(м² · К).

33.Проверка правильности выбора температуры днища

$$T'_д = 290,5 - \frac{0,104}{0,794} \cdot (290,5 - 275) = 285,6К.$$

Так как

$$\left| \frac{(286,2 - 273) - (286 - 273)}{286 - 273} \right| \cdot 100\% = 1,2\% < 5\%,$$

то температура днища задана верно.

34.Коэффициент теплопередачи от нефти в окружающую среду по формуле (11.3)

$$K_т = \frac{0,104 \cdot 918 + 0,380 \cdot 313,6 + 0,583 \cdot 966,5 + 0,382 \cdot 1864,6}{4062,7} = 0,367 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}.$$

35.Количество тепла, расходуемого на подогрев нефти, по формуле (11.33)

$$Q_1 = 7,37 \cdot 10^6 \cdot 1850 \cdot (340 - 314,6) = 346,3 \cdot 10^9 Дж.$$

36.Количество тепла, необходимого для плавления парафина, по формуле (11.34)

$$Q_2 = 7,37 \cdot 10^6 \cdot 0,2 \cdot 230,3 \cdot 10^3 = 339,5 \cdot 10^9 Дж.$$

37.Тепловые потери в окружающую среду по формуле (11.35)

$$Q_3 = 0,370 \cdot 4062,7 \cdot (291 - 258) \cdot 5 \cdot 24 \cdot 3600 = 21,4 \cdot 10^9 Дж.$$

38.Среднее количество тепла, которое должен выделять подогреватель в единицу времени, по формуле (11.36)

$$Q_т = \frac{346,3 \cdot 10^9 + 339,5 \cdot 10^9 \cdot 21,4 \cdot 10^9}{5 \cdot 24 \cdot 3600} = 1,64 \cdot 10^6 Вт.$$

39.Полагаем, что в резервуаре будет установлен секционный подогреватель из труб диаметром 60х3,5 мм (табл. 11.4).Принимаем, что внутренний коэффициент теплопередачи от пара к стенке трубы теплообменника $\alpha_{1п} = 4000 Вт/(м^2 \cdot К)$.

40.Средняя температура между стенкой теплообменника и температурой нефти

$$T_{ср} = 0,5 \cdot (416 + 340) = 378К.$$

41.Параметры нефти при данной температуре

$$\rho_{378} = \frac{890}{1 + 746 \cdot 10^{-6} \cdot (378 - 293)} = 836,9 \text{кг/м}^3;$$

$$\nu_{378} = 28,8 \cdot 10^{-4} \cdot e^{-0,108 \cdot (378-293)} = 3 \cdot 10^{-7} \text{м}^2/\text{с};$$

$$C_{p378} = \frac{31,56}{\sqrt{890}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 378) = 2162 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}};$$

$$\lambda_{н378} \frac{156,6}{890} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 378) = 0,145 \text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К});$$

$$a_{378} = \frac{0,145}{2162 \cdot 836,9} = 80,1 \cdot 10^{-9} \text{м}^2/\text{с}.$$

42.Параметры Прандтля и Грасгофа при данной температуре

$$Pr_п = \frac{3 \cdot 10^{-7}}{80,1 \cdot 10^{-9}} = 3,75;$$

$$Gr_п = \frac{0,06^3 \cdot 9,81 \cdot 746 \cdot 10^{-6} \cdot (378 - 291)}{(3 \cdot 10^{-7})^2} = 4,04 \cdot 10^9.$$

43.Произведение параметров

$$(Gr \cdot Pr)_п = 4,04 \cdot 10^9 \cdot 3,75 = 15,2 \cdot 10^9.$$

44.По формуле (11.7) при отношении $Pr_п/Pr_{ст}=1$ определяем

$$\alpha_{2п} = 0,5 \cdot \frac{0,145}{0,060} \cdot (15,2 \cdot 10^9)^{0,25} = 424,3 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

45.Коэффициент теплопередачи от пара к нефти из формулы (7.9)

$$\frac{1}{K_п d} = \frac{1}{4000 \cdot (0,060 - 2 \cdot 0,00375)} + \frac{1}{2 \cdot 40} \ln \frac{0,060}{0,060 - 2 \cdot 0,00375} +$$

$$+ \frac{1}{424,3 \cdot 0,06} = 0,0393 \frac{\text{м} \cdot \text{К}}{\text{Вт}}.$$

Соответственно $K_п d = 1/0,0393 = 25,5 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

46.Среднелогарифмический температурный напор по формуле (11.44)

$$\Delta T_{ср} = \frac{340 - 314,6}{\ln \frac{416\text{-}314,6}{416\text{-}340}} = 88,1\text{К}.$$

47.Расчётная поверхность нагрева теплообменного аппарата из формулы (11.39)

$$F_т = \frac{1,64 \cdot 10^6 \cdot 0,060}{25,5 \cdot 88,1} = 43,8 м^2.$$

48.По табл. 11.4 выбираем подогревательные элементы ПЭ-6 с поверхностью нагрева 4,58 м². Для обеспечения заданного теплового потока в течение длительного времени эксплуатации резервуара, когда внутренняя и внешняя поверхности теплообменного аппарата покрываются накипью и осадками из нефти, расчётную поверхность теплообмена увеличиваем на 30 %, т.е. $F=F_т \cdot 1,3=43,8 \cdot 1,3=60$ м². Соответственно расчётное число подогревательных элементов

$$60 : 4,58 = 13,1 \text{ шт.}$$

Принимаем к установке 14 секций ПЭ-6, которые монтируем с уклоном 0,005.

49.По табл. 11.3. для давления 0,39 МПа находим удельную энтальпию пара $i_п = 2,736 \cdot 10^6$ Дж/кг и конденсата $i_к = 0,6 \cdot 10^6$ Дж/кг. Необходимый расход теплоносителя по формуле (11.46)

$$G_т = \frac{1,64 \cdot 10^6}{2,736 \cdot 10^6 - 0,6 \cdot 10^6} = 0,768 кг/с = 2,76 кг/ч.$$

Пример 11.3. Определить вероятную температуру автола АК-15 в железнодорожной цистерне вместимостью 50 м³ после 4 сут его транспортировки. Характеристика цистерны: диаметр котла D = 2,6 м, длина котла L = 2,6 м, поверхность котла F = 87 м². Средняя скорость движения цистерны $\upsilon_п = 35$ км/ч, средняя скорость ветра $\upsilon_{вет} = 5$ км/ч, средняя температура воздуха на всем пути следования $T_{возд} = 253$ К. Автол заливают в цистерну при 333 К. Характеристика автола: удельная теплоёмкость $c_р = 1826$ Дж/(кг·К), теплопроводность $\lambda_н = 0,1256$ Вт/(м·К).

Зависимость кинематической вязкости и плотности автола АК-15 от температуры

Т, К	$\nu \cdot 10^4$, м²/с	ρ, кг/м³	Т, К	$\nu \cdot 10^4$, м²/с	ρ, кг/м³
283	53	933	323	0,87	908
293	12,4	927	333	0,45	902
303	4,4	921	343	0,23	895
313	1,7	915	353	0,167	888

Решение

1.Масса автола в цистерне

$$G = 50 \cdot 927 = 46350 \text{ кг.}$$

2.Определяем среднюю температуру автола

$$T_п = 0,5 \cdot (333+253) = 293 \text{ К}.$$

3.Задаемся температурой стенки котла цистерны $T_{ст} = 261$ К.

4.Находим характеристики автола при средних температурах жидкости и стенки:

$$\rho_{293} = 927 кг/м^3, \rho_{261} = 948 кг/м^3; \beta_{293} = 638 \cdot 10^{-6} 1/К; \nu_{293} = 0,00124 м^2/с,$$

$$\nu_{261} = 0,128 м^2/с.$$

5.Определяем параметры Прандтля и Грасгофа

$$Pr_п = \frac{0,00124 \cdot 1826 \cdot 927}{0,1256} = 16711;$$

$$Pr_{ст} = \frac{0,128 \cdot 1826 \cdot 948}{0,1256} = 1,764 \cdot 10^6;$$

$$Gr_п = \frac{2,6^3 \cdot 9,81 \cdot 638 \cdot 10^{-6} \cdot (293-261)}{0,00124^2} = 2,29 \cdot 10^6.$$

6.Произведение параметров

$$(Gr \cdot Pr)_п = 1,6711 \cdot 10^4 \cdot 2,29 \cdot 10^6 = 3,82 \cdot 10^{10}.$$

7.По формуле (11.7) находим

$$\alpha_{1ст} = 0,5 \cdot \frac{0,1256}{2,6} \cdot \left(3,82 \cdot 10^{10}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,67 \cdot 10^4}{1,764 \cdot 10^6}\right)^{0,25} = 3,33 Вт/(м^2 \cdot К).$$

8.Из табл. 1.5 определяем параметры воздуха при $T_0 = 253$ К; $\lambda_{возд} = 0,02256$ Вт/(м·К). Кинематическая вязкость воздуха $\nu_{возд} = 11,2 \cdot 10^{-6}$ м²/с найдена в п.19 примера 11.1

9.Число Рейнольдса при движении цистерны ($\upsilon_{возд} = 35 + 5 = 40$ км/ч)

$$Re = \frac{40 \cdot 10^3 \cdot 2,6}{3600 \cdot 11,2 \cdot 10^{-6}} = 2,42 \cdot 10^6.$$

10. По формуле (11.16) вычисляем

$$\alpha_{2ст} = 0,032 \cdot \frac{0,02256}{9,6} \cdot \left(2,42 \cdot 10^6\right)^{0,8} = 9,62 Вт/(м^2 \cdot К).$$

11.Полагая, что железнодорожная цистерна окрашена желтой масляной краской, находим, что степень черноты стенки $\varepsilon_{ст} = 0,94$.

12.По формуле (11.12) определяем

$$\alpha_{3ст} = 0,94 \cdot 5,768 \cdot \frac{2,61^4 - 2,53^4}{261-253} = 3,56 Вт/(м^2 \cdot К).$$

13.Пренебрегая термическим сопротивлением металлической стенки железнодорожной цистерны, по формуле (11.4) определяем коэффициент теплопередачи от автола в воздух

$$K = K_{ст} = \frac{1}{\frac{1}{3,33} + \frac{1}{3,56+9,62}} = 2,66 Вт/\left(м^2 \cdot К\right).$$

14.Проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны по формуле (11.11)

$$T_{ст} = 293 - \frac{2,66}{3,33} \cdot \left(293 - 253\right) = 261 К.$$

Результат вычисления совпал с температурой, которая задавалась в начале расчёта.

15.По формуле (11.1) определяем вероятную температуру автола в конце пути следования

$$T_в = 261 + \left(333 - 253\right) \cdot \exp \cdot \left(- \frac{2,66 \cdot 87 \cdot 3,456 \cdot 10^5}{46350 \cdot 1826} \right) = 284,1 К.$$

Пример 11.4. Используя данные и результат примера 11.3 необходимо рассчитать электрогрелку для разогрева автола АК-15 при его сливе в пункте назначения. Слив осуществляется самотёком в «нулевой» резервуар. Время на разогрев и слив автола из цистерны равно 6 ч. Конечная температура подогрева автола 313 К.

Решение

1.По формуле (11.33) определяем полезно затрачиваемое тепло

$$Q_1 = 46350 \cdot 1826 \cdot \left(313 - 284,1\right)) = 2,446 \cdot 10^9 Дж.$$

2.Вычисляем среднюю температуру автола в процессе подогрева. Так как $\frac{313-253}{284,1-253} < 2$, то по формуле (11.8) определяем

$$T_п = 0,5 \cdot (313+284,1) = 298,5 К.$$

3.Задаемся температурой стенки цистерны $T_{ст} = 263$ К.

4.Находим характеристики автола при средней температуре автола и стенки цистерны:

$$\rho_{298} = 923 кг/м^3, \rho_{263} = 945 кг/м^3; \beta_{298} = 647 \cdot 10^{-6} 1/К; \nu_{298} = 0,00069 м^2/с,$$

$$\nu_{263} = 0,0982 м^2/с.$$

5.Вычисляем параметры Прандтля и Грасгофа:

$$Pr_{п} = \frac{0,00069 \cdot 1826 \cdot 923}{0,1256} = 9,259 \cdot 10^{3};$$

$$Pr_{ст} = \frac{0,0982 \cdot 1826 \cdot 945}{0,1256} = 1,35 \cdot 10^{6};$$

$$Gr_{п} = \frac{2,6^{3} \cdot 9,81 \cdot 647 \cdot 10^{-6} \cdot (298,5 - 263)}{0,00069^{2}} = 8,32 \cdot 10^{6}.$$

6.Произведение параметров

$$(Gr \cdot Pr)_{п} = 8,32 \cdot 10^{6} \cdot 9,259 \cdot 10^{3} = 7,7 \cdot 10^{10}.$$

7.По формуле (11.7) находим

$$\alpha_{1ст} = 0,5 \cdot \frac{0,1256}{2,6} \cdot \left(7,7 \cdot 10^{10}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{9259}{1,35 \cdot 10^{6}}\right)^{0,25} = 3,665 Вт/(м^{2} \cdot К).$$

8.Из табл. 1.5 и п.19 примера 11.1 находим параметры воздуха при T_0 = 253 К: $\lambda_{возд}$ =0,02256 Вт/(м·К), $\nu_{возд}$ = 11,2·10^{-6} м^2/с.

9.Определяем число Рейнольдса при обдувании цистерны ветром (цистерна не движется):

$$Re = \frac{5000 \cdot 2,6}{3600 \cdot 11,2 \cdot 10^{-6}} = 3,027 \cdot 10^{5}.$$

10.По формуле (7.31) вычисляем внешний коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2ст}$. Так как Re > 5·10^4, то C = 0,023 и n = 0,8. Тогда

$$\alpha_{2ст} = 0,023 \cdot \frac{0,02256}{2,6} \cdot \left(3,027 \cdot 10^{5}\right)^{0,8} = 4,84 Вт/(м^{2} \cdot К).$$

11.По формуле (11.12) находим коэффициент теплоотдачи радиацией

$$\alpha_{3ст} = 0,94 \cdot 5,768 \cdot \frac{2,63^{4} - 2,53^{4}}{263 - 253} = 3,72 Вт/(м^{2} \cdot К).$$

12.По формуле (11.4), пренебрегая термическим сопротивлением стенки котла цистерны, вычисляем коэффициент теплопередачи от автола в воздух

$$К = К_{ст} = \frac{1}{\frac{1}{3,665} + \frac{1}{4,84 + 3,72}} = 2,566 Вт/(м^{2} \cdot К).$$

13.По формуле (11.11) проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны

$$T_{ст} = 298,5 - \frac{2,566}{3,665} \cdot (298,5 - 253) = 266,6К.$$

Так как принятое значение $T_{ст}$ = 263 К значительно отличается от вычисленной величины ($T_{ст}$ = 266,6 К), то произведем перерасчет.

14.Задаемся температурой стенки цистерны $T'_{ст} = 267К$. Находим характеристики автола при этой температуре: $\rho_{267} = 943кг/м^3, \nu_{267} = 0,0586м^2/с$,

$$Pr_{ст} = \frac{0,0586 \cdot 1826 \cdot 943}{0,1256} = 8,03 \cdot 10^5;$$

$$Gr_{п} = \frac{2,6^3 \cdot 9,81 \cdot 647 \cdot 10^{-6} \cdot (298,5 - 263)}{0,69^2 \cdot 10^{-6}} = 7,38 \cdot 10^6.$$

15.Произведение параметров

$$(Gr \cdot Pr)_{п} = 7,38 \cdot 10^6 \cdot 9,259 \cdot 10^3 = 6,83 \cdot 10^{10}.$$

16.Коэффициент теплоотдачи от автола к стенке цистерны

$$\alpha_{1ст} = 0,5 \cdot \frac{0,1256}{2,6} \cdot \left(6,83 \cdot 10^{10}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{9,259 \cdot 10^3}{8,03 \cdot 10^5}\right)^{0,25} = 4,05Вт/(м^2 \cdot К).$$

17.Вычисляем коэффициент теплоотдачи радиацией

$$\alpha_{3ст} = 0,94 \cdot 5,768 \cdot \frac{2,67^4 - 2,53^4}{267 - 253} = 3,81Вт/(м^2 \cdot К).$$

18.Находим коэффициент теплопередачи через стенку цистерны

$$К = К_{ст} = \frac{1}{\frac{1}{4,05} + \frac{1}{4,84 + 3,81}} = 2,76Вт/(м^2 \cdot К).$$

19.Проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны

$$T'_{ст} = 298,5 - \frac{2,76}{4,05} \cdot (298,5 - 253) = 267,5К.$$

Дальнейшего уточнения температуры стенки цистерны не производим, так как значение, полученное расчётом, близко к значению $T'_{ст}$, которым задавались во второй раз.

20.Так как в автоле нет парафина, то $Q_2 = 0$.

21.По формуле (11.35) определяем потери тепла в единицу времени в окружающую среду

$$Q_3 = 2,76 \cdot 87 \cdot (298,5 - 253) = 10925Вт.$$

22.По формуле (11.36) находим среднее количество тепла, которое должен выделить электроподогреватель в единицу времени,

$$Q_т = 10925 + \frac{2,446 \cdot 10^9}{2,16 \cdot 10^4} = 125165 Вт = 124,165 кВт.$$

23.Принимаем, что в цистерне будет установлено три электрогрелки. Мощность одной электрогрелки должна быть 41,4 кВт. Так как мощность электрогрелки более 10 кВт, то применяем трехфазный ток напряжением 380 В.

24.По формуле (11.51) находим силу тока в электрогрелке

$$I = \frac{41,4 \cdot 10^3}{380 \cdot 3} = 36,3 А.$$

25.Определяем сопротивление нагревателя по закону Ома (при условии соединения проводников треугольником)

$$R = \frac{380}{36,316} = 10,46 Ом.$$

26.Принимаем, что электрогрелка состоит из трех проводников, т.е. n=3.Температура воспламенения автола около 473 К. Коэффициент теплоотдачи от греющей проволоки к автолу принимаем равным 140 Вт/(м²·К). В качестве нагревательного материала применяем нихромовую проволоку, сопротивление которой вычисляем по формуле (11.56),

$$I_{т\cdot} = 1,1 \cdot (0,9727 + 0,0001 \cdot 463) = 1,12 Ом \cdot мм^2 / м.$$

27.По формуле (11.59) определяем диаметр проволоки нагревателя

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 36,3^2 \cdot 1,12 \cdot 10^3}{140 \cdot (463 - 298,5) \cdot 3,14^2 \cdot 3^2}} = 1,43 мм.$$

По государственному стандарту выбираем диаметр проволоки, равный 1,5 мм, площадью сечения 1,766 мм².

28.По формуле (11.61) проверяем допустимую плотность тока. Для нихрома она не должна превышать 10^7 А/мм²:

$$j = \frac{36,3}{1,766} \cdot 10^6 = 20,6 \cdot 10^6 А/м^2.$$

Так как плотность тока превышает допустимую, увеличиваем диаметр проволоки до 2,2 мм (площадь поперечного сечения 3,8 мм²). Тогда

$$j = \frac{36,3}{3,8} \cdot 10^6 = 9,56 \cdot 10^6 А/м^2.$$

29.По формуле (11.55) определяем длину проволоки одного проводника электрогрелки

$$\ell = \frac{10,46 \cdot 3 \cdot 3,8}{1,12} = 106,5\text{м}.$$

30.Проволока наматывается на керамические стержни диаметром $d_к$ = 75 мм. Расстояние между осями витков для предотвращения местных перегревов принимается равным полутора-двум диаметрам проволоки. Находим число витков одного проводника

$$n_в = \frac{106,5}{3,14 \cdot 0,075} = 452,23 \text{ витка}.$$

Вычисляем длину керамических стержней электрогрелки при расстоянии между витками $\delta_в = 4\text{мм}$.

$$\ell_к = n_в \delta_в = 452,23 \cdot 4 = 1802\text{мм}.$$

Принимаем к установке одного проводника три керамических стержня длиной по 600 мм. На три параллельных проводника будет приходиться девять таких стержней. Располагаем их по кругу между двумя дисками так, чтобы между стержнями было расстояние, равное примерно диаметру стержня. В этом случае диаметр расположения стержней должен быть около 250 мм, а диаметр всего электроподогревателя не более 350 мм при длине около 800 мм с учётом всех устройств, необходимых для установки подогревателя в цистерну. В одной цистерне необходимо установить три электрогрелки.

Пример 11.5. Определить необходимую линейную мощность электроподогрева для поддержания постоянной температуры нефти $T_н$=323 К в трубопроводе диаметром 273х8 мм и длиной 10 км. Нефтепровод покрыт тепловой изоляцией из пенополиуретана ППУ-30 с характеристиками:

$$\rho_з = 130\text{кг/м}^3, \lambda_з = 0,052\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}); C_{рз} = 780\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Толщина тепловой изоляции $\delta_{из} = 60\text{мм}$. Температура окружающей среды $T_0 = 252\text{К}$. Плотность нефти при 293 К равна 885 кг/м³.

Решение

1.Плотность, теплоемкость и коэффициент теплопроводности нефти при температуре перекачки по формулам (1.1), (1.5), (1.6):

$$\rho_1 = \frac{885}{1 + 0,00101 \cdot (323 - 293)} = 859\text{кг/м}^3;$$

$$C_{p1} = \frac{31,56}{\sqrt{885}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 323) = 1970 \frac{Дж}{кг \cdot К};$$

$$\lambda_{н1} = \frac{156,6}{885}(1 - 0,00047 \cdot 323) = 0,150 \frac{Вт}{м \cdot К}.$$

2.Наружный диаметр изоляции

$$Д_{из} = 0,273 + 2 \cdot 0,06 = 0,393м.$$

3.Внешний коэффициент теплоотдачи по формуле (11.68)

$$\alpha_2^* = 1,66 \cdot \sqrt[3]{323 - 252} = 6,86 Вт/(м^2 \cdot К).$$

4.Необходимая линейная мощность электроподогрева по формуле (11.67)

$$q_л = \frac{3,14 \cdot (323 - 252)}{\frac{1}{2 \cdot 0,052} \cdot \ln \frac{0,393}{0,273} + \frac{1}{6,86 \cdot 0,393}} = 57,6 Вт/м.$$

Из табл. 11.5 видно, что для нагрева могут быть использованы все три типа электронагревательной ленты.

Пример 11.6. Для условий предыдущего примера рассчитать продолжительность нагрева нефти до температуры, обеспечивающей её вытеснение из трубопровода под максимальным давлением, которое развивают насосы, Р = 5 МПа. Зависимость начального напряжения сдвига нефти от температуры имеет вид

$$\tau_н = 5,8 \cdot \exp \cdot [-0,025 \cdot (Т - 293)] н/м^2.$$

Принять, что нефть остыла до температуры 252 К.

Решение

1.Начальное напряжение сдвига, при котором нефть начнет движение, по формуле (11.62)

$$\tau_н = \frac{0,5 \cdot 10^6 (0,273 - 2 \cdot 8)}{4 \cdot 10000} = 3,21 н/м^2.$$

2.Температура, до которой необходимо нагреть пристенный слой нефти,

$$Т_н = 293 + \frac{1}{0,025} \ln \frac{5,8}{3,21} = 316,7К.$$

3.Необходимое время нагрева пристенного слоя нефти при расчетной линейной мощности электроподогрева по формуле (11.65)

$$\tau_{нагр} = \left[\frac{3{,}14\cdot(0{,}273-2\cdot 8)\cdot(316{,}5-252)\cdot\left(\sqrt{0{,}15\cdot 1970\cdot 859}+\sqrt{0{,}052\cdot 780\cdot 130}\right)}{57{,}6}\right]^2 =$$

$= 271331\text{с} = 75{,}4\text{ч}.$

Таким образом «замороженный» трубопровод удалось бы запустить только после 3-х суток прогрева.

Пример 11.7. Определить минимальные размеры и компенсирующую способность П-образных компенсаторов наземных трубопроводов, приняв для изготовления заводские колена. Расчет выполнить для труб диаметрами 57 (3), 89 (3,5), 108 (4), 159 (4,5) 219 (6), 273 (7), 325 (6), 351 (8), 377 (8) и 426 (9) мм. В скобках указана толщина стенок труб.

Суммарное допускаемое напряжение материала труб $[\sigma] = 68{,}67\text{МПа}$.

Решение

Вычисление покажем на примере труб диаметром 351 мм $(\delta = 8\text{мм})$.

1. Выпускаемые промышленностью колена имеют радиус кривизны $R = (2...8)D_н$. Примем колена радиусом

$$R = 2D_н = 2\cdot 351 = 702\text{мм}.$$

2. Прямые вставки на полке и вылете компенсатора должны быть не меньше $5D_н$, т.е. $b' = 5\ D_н = 5\cdot 351 = 1755$ мм; $L'_к = 5D_н = 5\cdot 351 = 1755$ мм. Тогда ширина полки $b = b' + 2\ R = 1755 + 2\cdot 702 = 3159$ мм. Соответственно вылет компенсатора $L_к = L'_к + 2\ R = 1755 + 2\cdot 702 = 3159$ мм. Следовательно, $m = L_к / b = 1$.

3. По формуле (11.75) определим компенсирующую способность одного компенсатора

$$315{,}9 = \sqrt{\frac{1{,}5\cdot\Delta_к\cdot 20{,}601\cdot 10^6\cdot 35{,}1}{6867\cdot(1+6\cdot 1)}},$$

откуда $\Delta_К$=4,42 см.

Для других диаметров результаты вычислений приведены в табл. 11.6. Компенсаторы этих размеров рекомендуется устанавливать на открытых местах. В стесненных условиях, особенно, когда требуется большая компенсирующая способность, приходится применять сварные или гнутые колена и сокращать длину прямолинейных участков (на полке компенсатора прямолинейный участок может отсутствовать). Для того, чтобы уменьшить размеры компенсатора, необходимо увеличивать m. На рис. 11.1 графически был определен

Таблица 11.6

Минимальные размеры и компенсирующая способиость П-образных компеисаторов иаземиых трубопроводов

$D_н$, мм	$L_к$, мм	b, мм	$\Delta_к$, мм	$D_н$, мм	$L_к$, мм	b, мм	$\Delta_к$, мм
57	513	513	7,2	273	2457	2457	34,4
89	801	801	11,2	325	2925	2925	41,0
108	972	972	13,6	351	3159	3159	44,2
159	1431	1431	20,0	377	3393	3393	47,5
219	1971	1971	27,6	426	3834	3834	53,7

вылет П-образного компенсатора для тубы диаметром 325 мм $(\delta = 8мм)$ при заданной компенсирующей способности $\Delta = 110мм$.

При принятом значении m = 3 получается необходимый вылет $L_к = 2,91$ м. Ширина компенсатора $b = L_к/m = 2,91: 3 = 0,97$ м, т.е. на полке прямолинейный участок будет практически отсутствовать.

Пример 11.8. Рассчитать Z-образный компенсатор «горячего» трубопровода около насосно-тепловой станции (НТС) при следующих условиях: $D_н = 720$ мм, $\delta = 10$ мм ($d = D_н - 2\delta = 700$ мм), $E = 20,601 \cdot 10^4$ МПа, $\alpha_р = 0,000012$ 1/K, нормативное сопротивление металла из условия достижения предела текучести $R_2^н = 412,02МПа$, рабочее давление в трубопроводе p = 6,28 МПа, расчетный перепад температур между нефтепродуктом и грунтом $\Delta T = 90$ K; коэффициент условий работы m = 0,9, коэффициент перегрузки по давлению n = 1,15, коэффициент безопасности по материалу труб $K_2 = 1,15$, коэффициент надежности $K_н = 1$. Прилегающий к компенсатору участок трубопровода засыпан рыхлым грунтом – H = 1 м до верха образующей трубы, $\rho_{гр} = 1400кг/м^3$, угол естественного откоса грунта $\phi_{гр} = 15°$, обобщенный коэффициент касательного сопротивления грунта $C_{х.о} = 1,86 \cdot 10^6$ Па/м, расчетное удельное сцепление грунта $C_{гр} = 981$ Па, коэффициент перегрузки для грунта $n_{гр} = 0,8$. Исходные данные для расчета приняты в соответствии с категорией трубопровода по СНиП.

Решение

1.Площадь поперечного сечения стенки трубы

$$F = \frac{3,14}{4} \cdot \left(0,72^2 - 0,7^2\right) = 0,0223м^2.$$

2.Момент инерции сечения трубы

$$I = \frac{\pi}{64} \cdot \left(D_н^4 - d^4\right) = \frac{3,14}{4} \cdot \left(0,72^4 - 0,7^4\right) = 0,141 \cdot 10^{-2} м^4.$$

3.Масса единицы длины трубопровода вместе с нефтепродуктом (при расчете на воду)

$$q_т = F\rho_{ст} + \frac{\pi d^2}{4}\rho_в = \left(0,0223 \cdot 7850 + \frac{3,14}{4} \cdot 0,7^2 \cdot 10^3\right) = 560 кг/м,$$

где $\rho_{ст}, \rho_в$ – плотность соответственно стали и воды; $\rho_{ст} = 7850 кг/м^3$, $\rho_в = 1000 кг/м^3$.

4.Принимаем размеры компенсатора: $L_к = 20$ м, $R = 5\,D_н = 5 \cdot 0,72 = 3,6$ м, средний радиус трубы

$$r_{ср} = 0,5D_н - \delta = \frac{0,72}{2} - 0,01 = 0,35м.$$

5.Определяем $\lambda_к$ по формуле (11.87)

$$\lambda_к = \frac{0,01 \cdot 3,6}{0,35^2} = 0,294 < 0,3.$$

6.По формуле (11.86) определяем коэффициент уменьшения жесткости гнутых и сварных колен

$$K_ж = \frac{0,294}{1,65} = 0,178.$$

7.По формуле (11.83) определяем характеристику компенсатора

$$C_{кi} = \frac{1}{0,178} \cdot \left(3,14 \cdot 3,6 \cdot 10^2 \cdot 2^2 - 2,28 \cdot 3,6^2 \cdot 2 \cdot 10 + 1,4 \cdot 3,6^3\right) +$$

$$\left(0,67 \cdot 2^3 \cdot 10^3 - 2 \cdot 3,6 \cdot 10^2 \cdot 2^2 + 2 \cdot 3,6^2 \cdot 2 \cdot 10 - 1,33 \cdot 3,6^3\right) = 2,537 \cdot 10^4 м^3.$$

8.По формуле (11.89) рассчитываем суммарные продольные напряжения, действующие в компенсаторе,

$$\sigma_к = \frac{412,02 \cdot 0,9 \cdot 10^6}{1,15 \cdot 1} - 0,5 \cdot \frac{1,15 \cdot 6,28 \cdot 0,7 \cdot 10^6}{2 \cdot 0,01} = 196,1 МПа.$$

9.По формуле (11.90) определяем коэффициент увеличения напряжений в коленах компенсатора

$$m_к = \frac{0,9}{\sqrt[3]{0,294^2}} = 2,04.$$

10.По формуле (11.88) рассчитываем компенсирующую способность компенсатора

$$\Delta_{кz} = \frac{196,10 \cdot 2,537 \cdot 10^{10}}{20,601 \cdot 10^{10} \cdot 0,72 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 2,04} = 0,822м.$$

11.По формуле (11.82) определяем жесткость компенсатора

$$\eta_к = \frac{20,601 \cdot 10^{10} \cdot 0,141 \cdot 10^{-2}}{2,537 \cdot 10^4} = 11450 Н/м.$$

12.Эквивалентное продольное сжимающее усилие, действующее на компенсатор, рассчитываем по формуле (4.27)

$$N_0 = \left(0,2 \cdot \frac{1,15 \cdot 6,2784 \cdot 0,7 \cdot 10^6}{2 \cdot 0,01} + 0,000012 \cdot 20,601 \cdot 10^{10} \cdot 90\right) \cdot 0,0233 =$$

$$= 6,087 \cdot 10^6 Н.$$

13.В соответствии с формулой (4.25) продольное сопротивление грунта

$$\sigma_{пр} = 0,8 \cdot \left[9,81 \cdot \left(5,6 + 2 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,57 \cdot 3,14 \cdot 72^2\right) x tg15^\circ + 0,6 \cdot 3,14 \cdot 72 \cdot 0,0981\right] \cdot$$

$$\cdot 10^4 = 0,7705 МПа.$$

Здесь $C_н = 0,57$ – коэффициент, учитывающий образование свода естественного равновесия грунта.

14.По формуле (11.81) определяем характеристику упругой работы грунта

$$\gamma = \sqrt{\frac{3,14 \cdot 0,72 \cdot 1,86 \cdot 10^6}{20,601 \cdot 10^{10} \cdot 0,0223}} = 3,03 \cdot 10^{-2} \ 1/м.$$

15.Используя формулу (11.79), проверяем критерий отсутствия участка предельного равновесия грунта

$$A = \frac{6,087 \cdot 10^6 \cdot 3,03 \cdot 10^{-2}}{0,7705 \cdot 10^6 \cdot \left[1 + \frac{11450}{20,601 \cdot 10^{10} \cdot 0,0223 \cdot 3,03 \cdot 10^{-2}}\right]} = 23,94 > 1.$$

16.Так как условие не выполняется, то продольное перемещение трубопровода определяем по формуле(11.80)

$$\Delta_0 = \frac{6,087^2 \cdot 10^{12} + \left(\frac{77,05 \cdot 10^4}{3,03 \cdot 10^{-2}}\right)^2}{6,087 \cdot 10^6 \cdot 11450 + 20,601 \cdot 10^4 \cdot 0,0223 \cdot 77,05 \cdot 10^4 + \sqrt{A}} = 0,522 м,$$

где

$$A = \sqrt{\left(20,601 \cdot 10^6 \cdot 223 \cdot 77,05 \cdot 10^4\right)^2 + 2 \cdot 6,087 \cdot 10^6 \cdot 20,601 \cdot 10^{10} x \rightarrow}$$

$$\rightarrow x 0,0223 \cdot 77,05 \cdot 114,5 \cdot 10^6 - \left(\frac{77,05 \cdot 114,5}{3,03 \cdot 10^{-2}}\right)^2 = 354,67 \cdot 10^9.$$

Таким образом, выбранные размеры компенсатора вполне обеспечат аварийное перемещение «горячего» трубопровода ($\Delta_{кz} = 0{,}822$м, $\Delta_0 = 0{,}522$м).

Если не учитывать жесткости компенсатора $(\eta_к = 0)$, то условие (11.79) также не выполняется, и в этом случае по формуле (11.80) $\Delta_0 = 0{,}523$м, т.е. суммарное сжимающее продольное усилие трубопровода вследствие большого температурного перепада несоизмеримо велико в сравнении с сопротивлением компенсатора.

17.По формуле (11.92) находим длину подземного участка перемещения трубопровода

$$\ell = \frac{2}{3{,}03 \cdot 10^{-2}} + \frac{6{,}087 \cdot 10^{6}}{0{,}01 \cdot 77{,}05 \cdot 10^{4}} = 856\text{м}.$$

18.Так как компенсирующая способность выбранного компенсатора значительно больше, чем перемещение трубопровода, то размеры компенсатора можно уменьшить и расчеты проделать заново. В данном случае можно уменьшить только $L_к$. Радиус изгиба колена компенсатора в примере взят минимально возможным, увеличение его нарушает условие $\lambda_к < 0{,}3$.

В табл. 11.7 приведены результаты расчета компенсатора при разных L (показаны значения только изменившихся параметров).

Таблица 11.7

Вариаиты расчета компенсатора

$L_к$, м	$C_{кz} \cdot 10^{-4}$, м^3	$\Delta_{кz}$, м	$\eta_к$, Н/м	Δ_0, м
20	2,537	0,822	11450	0,522
17	1,75	0,668	16560	0,5215
15	1,31	0,568	22050	0,5205

Из таблицы следует, что вылет меньше 15 м брать не следует, так как $\Delta_{кz}$ может оказаться меньше Δ_0.

12 ГЛАВА СЛИВО-НАЛИВНЫЕ ОПЕРАЦИИ НА НЕФТЕБАЗАХ И АЗС

§12.1. Определение основных параметров сливо-наливных устройств

Значительное количество нефтей и нефтепродуктов доставляется железнодорожным, водным и автомобильным видами транспорта. При использовании любого из них невозможно обойтись без сливо-наливных операций. В зависимости от свойств нефтепродуктов применяют открытые и закрытые системы слива (налива). Нефтепродукты с температурой вспышки паров выше 393 К можно сливать (наливать) через открытые устройства, а с температурой вспышки паров ниже 393 К, как правило, через закрытые системы.

Железная дорога поставляет нефтепродукты, как маршрутами, так и одиночными цистернами. При больших грузооборотах нефтепродуктов применяют маршрутный слив (налив). При заданном годовом обороте нефтепродуктов $G_{год}$ расчет проводят по среднесуточному значению

$$G_{сут} = \frac{G_{год} K_{из} K_{нв}}{365}, \qquad (12.1)$$

где $K_{из}$, $K_{нв}$ – коэффициенты неравномерности завоза и вывоза нефтепродуктов, определяемые в соответствии с рекомендациями § 2.3.

Расчетное число маршрутов $N_м$, прибывающих на нефтебазу за сутки, определяют по формуле

$$N_м = \frac{G_{сут}}{G_м}, \qquad (12.2)$$

где $G_м$ – грузоподъемность маршрута, $G_м$ = 2...4 тыс. т.

Необходимое число эстакад определяют по формуле

$$Э = \frac{N_м \cdot \tau_э}{24}, \qquad (12.3)$$

где $\tau_э$ – время занятия эстакады маршрутом с учетом времени на технологические операции, подачу и уборку цистерн, и приготовление маршрута на станции, ч.

Время сливно-наливных операций регламентируется «Правилами перевозок жидких грузов наливом в вагонах-цистернах и бункерных полувагонах». В немеханизированных пунктах налив независимо от рода нефтепродуктов проводят для всей одновременно поданной партии цистерн, двухосных цистерн и бункерных полувагонов – 2 ч, четырехосных (и более) цистерн и бункерных полувагонов – 3 ч. Слив независимо от рода нефтепродуктов также проводят для всей одновременно поданной партии цистерн: из двухосных цистерн – 2 ч, четырехосных (и более) цистерн – 4 ч. В механизированных пунктах налив независимо от рода нефтепродукта и грузоподъемности цистерн и бункерных полувагонов осуществляют за 2 ч; слив из двухосных цистерн и бункерных полувагонов – за 1 ч 15 мин, из четырехосных (и более) цистерн и бункерных полувагонов – за 2 ч.

В необходимых случаях грузополучателю увеличивают указанный выше срок слива (до 35 мин) на проведение анализов получаемых нефтепродуктов. В холодное время года (с 15 октября по 15 апреля) при сливе вязких или застывающих нефтепродуктов грузополучателю устанавливают сроки слива, приведенные в табл.12.1.

Таблица 12.1

Суммарное время на разогрев и слив вязких и застывающих нефтегрузов

Группа нефтегруза	Кинематическая вязкость при 323 К, мм^2/с	Температура застывания, К	Время разогрева и слива груза, ч
I	36...117	258...273	4
II	118...190	274...288	6
III	199...305	289...303	8
IV	Свыше 305	Свыше 303	10

Примечание: Для нефтегрузов I группы при немеханизированном сливе сроки слива из двухосных цистерн могут быть увеличены на 1 ч, из четырехосных (и более) цистерн – на 2 ч.

Для цистерн с паровой рубашкой сроки слива устанавливают в зависимости от группы нефтегрузов: для I и II групп – 3 ч, для III и IV групп – 4 ч. Если нефтепродукт при сливе в теплое время года необходимо разогреть, время слива может быть увеличено для I и II групп на 1 ч, для III и IV групп – на 2 ч. Время слива нефтепродуктов всех групп, требующих в теплый период года подогрева, из цистерн с паровой рубашкой может быть увеличено на 1 ч.

Время непосредственного (без учета времени на вспомогательные операции: подсоединение и заправка сливо-наливных устройств, замер взлива, выполнение приемных анализов и т.п.) слива и налива маршрута или группы цистерн не должно превышать 80 мин.

Время на подачу и уборку цистерн к железнодорожным фронтам слива и налива определяется расчетным путем, исходя из расстояния до станции и скорости передвижения состава. Приготовление маршрута на станции требует не более 25 мин для расформирования и 30 мин на формирование состава.

Для группы цистерн общей весовой нормы (брутто) менее 700 т предусматривают строительство одиночных устройств или односторонней эстакады, исходя из числа одновременно обрабатываемых цистерн, а для нормы более 700 т – только двухсторонней эстакады, обеспечивающей маршрутный слив-налив независимо от числа обрабатываемых цистерн.

На нефтебазах при маршрутном сливе-наливе нефтепродукта количество сливно-наливных устройств принимается в зависимости от расчетного количества наливных маршрутов по табл. 12.2.

Таблица 12.2

Рекомендуемое количество сливо-наливных устройств

Количество маршрутов	Количество сливо-наливных устройств	Примечание
от 0,35 до 1 включительно	на 1/3 маршрута	Распределительная нефтебаза
более 1 до 3 включительно	на 1/2 маршрута	Распределительная нефтебаза
более 3 до 6 включительно	на 1 маршрут	Перевалочная нефтебаза

При операциях с высоковязкими нефтепродуктами в величину $\tau_э$ входит время, требуемое для их разогрева.

Число эстакад рассчитывают отдельно для поступления и отправки грузов. Длину железнодорожной эстакады находят по формуле

$$L_{эс} = n_y \sum_{i=1}^{n_y} a_i \ell_i , \qquad (12.4)$$

где n_y – количество сливно-наливных устройств; a_i – доля цистерн длиной ℓ_i, среди одновременно обслуживаемых.

Эстакады для операций с маршрутами проектируются для слива или налива не более 4-х групп нефтепродуктов. При этом, к одной

группе могут быть отнесены несколько марок (сортов) нефтепродуктов, перекачка которых может производиться по одному и тому же коллектору (см. прил. 5).

При перевозке нефтепродуктов водным транспортом число причалов определяют по формуле

$$n_п = \frac{\sum \tau_i G_{год} K_н}{\tau_{нав} q_c}, \qquad (12.5)$$

где $\sum \tau_i$ – суммарное время пребывания судна у причала; $G_{год}$ – количество завозимых (вывозимых) нефтегрузов за навигационный период $\tau_{нав}$; $K_и$ – коэффициент неравномерности завоза (вывоза), изменяющийся в зависимости от условий судоходства в пределах 1,2...2; q_c – средний тоннаж нефтеналивных судов.

Время пребывания судна у причала включает в себя время, затрачиваемое на следующие операции:

– подготовительные операции (подход, швартовка, соединение с береговыми трубопроводами): $\tau_1 = 0{,}5...2$ ч;

– выгрузка (загрузка) нефтепродукта:

$$\tau_2 = \begin{cases} Kq_c / q_н & \text{– при выгрузке} \\ q_c / q_н & \text{– при загрузке} \end{cases}, \qquad (12.5а)$$

где K – коэффициент, показывающий, какая часть наливного груза откачивается грузовыми насосами (для маловязких нефтепродуктов K = 0,25...0,97, для вязких K = 0,92...0,95); $q_н$ – производительность насосной установки;

– зачистка судна от остатков при выгрузке:

$$\tau_3 = \frac{(1-K)q_c}{q_3}, \qquad (12.6)$$

где q_3 – подача зачистных насосов;

– подогрев вязких нефтепродуктов перед выгрузкой: τ_4 задается или выбирается в каждом конкретном случае;

– разъединение трубопроводов и расчалку: $\tau_5 = 0{,}5...1$ ч.

Количество сливо-наливных устройств (стендеров) определяется в соответствии с ассортиментом нефтепродуктов, пропускной способностью устройства и судо-часовыми нормами слива-налива (см. Прил. 6, 7).

Выгрузка нефтепродуктов из морских судов производится толь-

ко судовыми насосами, а из речных – как судовыми насосами, так и плавучими средствами пароходства.

Необходимость установки на берегу насосной станции второго подъема определяется гидравлическим расчетом.

При поставках нефтепродуктов автомобильным транспортом расчетное количество наливных устройств станции налива определяется для каждой марки (сорта) нефтепродуктов по формуле

$$n_{ну} = \frac{G_{сутi} K_{нв}}{\rho_i \cdot q_{ну} \cdot K_{и} \cdot \tau_{рн}}, \qquad (12.7)$$

где $G_{сутi}$ – среднее суточное потребление i-го нефтепродукта плотностью ρ_i; $K_{нв}$ – коэффициент неравномерности потребления нефтепродуктов (табл. 2.5); $q_{ну}$ – расчетная производительность наливных устройств, $м^3/ч$; $K_{н}$ – коэффициент их использования, $K_{и} = 0,7$; $\tau_{рн}$ – количество часов работы наливных устройств в сутки.

Производительность наливных устройств при механизированном наливе без учета времени на вспомогательные операции следует принимать:

– для нефтепродуктов вязкостью до 60 $мм^2/с$ – 40...100 $м^3/ч$;

– для нефтепродуктов вязкостью от 60 до 600 $мм^2/с$ – 30...60 $м^3/ч$.

При самотечном наливе указанные производительности уменьшают на 25...30%.

Отгрузка нефтепродуктов в таре осуществляется через разливочные и расфасовочные. При этом расчетное количество раздаточных устройств в разливочных вычисляется по формуле (12.5), где коэффициент использования $K_{и}$ принимается равным 0,5, а расчетная производительность этих устройств – 5 $м^3/ч$ для нефтепродуктов с вязкостью менее 60 $мм^2/с$ и 4 $м^3/ч$ – с вязкостью от 60 до 600 $мм^2/с$.

При самотечном наливе данная производительность уменьшается на 25...30%.

§ 12.2. Продолжительность самотечного слива нефтепродуктов из железнодорожных цистерн

Различают открытый слив через короткий патрубок и закрытый слив через систему труб.

При открытом сливе высоковязкие нефтепродукты через сливной прибор железнодорожной цистерны поступают в межрельсовый желоб или лоток.

Продолжительность полного слива железнодорожной цистерны через короткий патрубок

$$\tau_0 = \frac{4L_ц D_ц \sqrt{D_ц}}{3\mu_ρ f\sqrt{2g}}, \qquad (12.8)$$

где $L_ц, D_ц$ – длина и диаметр котла цистерны; $\mu_ρ$ – коэффициент расхода сливного прибора; f – площадь сечения сливного прибора.

Для универсального сливного прибора ($d = 0{,}2$ м и $h = 0{,}56$ м) в интервале изменения вязкости от 10^{-4} до $653 \cdot 10^{-4}$ м²/с коэффициент расхода сливного прибора

$$\mu_ρ = \frac{1}{238\nu + 1{,}29}, \qquad (12.9)$$

где ν – кинематическая вязкость нефтепродукта при температуре слива, $м^2/с$

При присоединении к сливному прибору установки нижнего слива СПГ-200 диаметром $d_y = 0{,}196$ м и длиной $\ell_y = 1$ м в формулу (12.8) вместо $\mu_ρ$ необходимо подставлять величину

$$\mu_ρ' = \left(\frac{1}{\mu_ρ^2} + \lambda_y \frac{\ell_y}{d_y}\right)^{-0{,}5}, \qquad (12.10)$$

где λ_y – коэффициент гидравлического сопротивления гофрированного рукава

$$\lambda_y = \frac{0{,}0125}{\sqrt[3]{d_y}}. \qquad (12.11)$$

В формуле (12.11) величина d_y имеет размерность «метры».

При закрытом сливе нефтепродуктов через специальные устройства нижнего слива в безнапорные коллекторы продолжительность полного опорожнения железнодорожной цистерны описывается приближенным выражением

$$\tau_{о.ц} = \frac{2L_ц}{\mu_c f\sqrt{2g}} \int_0^{D_ц} \sqrt{\frac{Z(D_ц - Z)}{Z + h_c}}\,dZ, \qquad (12.12)$$

где μ_c – коэффициент расхода сливного устройства диаметром d_c и длиной h_c; f – площадь его сечения.

Для сливного устройства СЛ-9, имеющего $d_c = 0{,}15$ м и

$h_c = 1{,}16$ м, при изменении вязкости в интервале от 10^{-4} до $7\cdot10^{-3}$ м^2/с на основе экспериментов получена зависимость

$$\mu_c = \frac{1}{3{,}78 + 2200\cdot\nu}. \qquad (12.13)$$

При присоединении к сливному прибору (устройству) установки нижнего слива коэффициент расхода в формуле (12.12) находится по формуле

$$\mu_c' = \left(\frac{1}{\mu_c^2} + \lambda_y\frac{\ell_y}{d_y} + \sum\zeta_i\right)^{-0,5}, \qquad (12.14)$$

где $\sum\zeta_i$ – суммарная величина коэффициентов местного сопротивления установки.

Для установок нижнего слива АСН-7Б и АСН-8Б $\ell_y \le 3{,}4$м; $d_y = 175$мм; $\sum\zeta_i \approx 1{,}2$.

Точное решение интеграла в формуле (12.12) приводит к выражению с эллиптическими интегралами, пользоваться которым неудобно.

Учитывая оценочный характер расчета времени полного опорожнения цистерны по формуле (12.12), среднюю скорость течения нефтепродукта в сливной коммуникации выразим как полусумму аналогичных скоростей в начале и в конце слива

$$\upsilon_{ср.ц} = 0{,}5\cdot\mu_c'[\sqrt{2gh_c} + \sqrt{2g(D_ц + h_c)}]. \qquad (12.15)$$

В результате сделанного допущения, продолжительность закрытого слива одиночной цистерны удается описать простой формулой

$$\tau_{о.ц} = \frac{\pi L_ц D_ц^2}{16\cdot f\cdot\upsilon_{ср.ц}}. \qquad (12.16)$$

Аналитическая оценка продолжительности **закрытого одностороннего слива $n_ц$ железнодорожных цистерн** (рис. 12.1) может быть сделана при еще одном упрощающем допущении, что уровень взлива во всех цистернах изменяется одинаково. Искомое выражение аналогично (12.16)

$$\tau_{о.м} \approx \frac{\pi L_ц D_ц^2 n_ц}{4\cdot F_к\cdot\upsilon_{к.ср}}, \qquad (12.17)$$

где $F_к$ – площадь сечения коллектора; $\upsilon_{к.ср}$ – средняя скорость нефтепродукта в коллекторе.

При ламинарном режиме слива

$$\upsilon_{к.ср} \approx \frac{-b_* + \sqrt{b_*^2 + 4a_*c_*}}{2a_*}, \tag{12.18}$$

где a_*, b_*, c_* – расчетные коэффициенты

$$\begin{aligned} a_* &= n_ц + \zeta\left(\frac{d_к}{d_c}\right)^4; \\ b_* &= \frac{64\nu}{d_к^2}\left\{\ell_c\left(\frac{d_к}{d_c}\right)^3 + n_ц[\ell_{пк} + 0{,}5\ell_ц(n_ц - 1)]\right\}; \\ c_* &= 2g\ (h + 0{,}5D_ц); \end{aligned} \tag{12.19}$$

ζ – суммарный коэффициент местного сопротивления сливного устройства; d_c, $d_к$ – диаметры соответственно сливного устройства и коллектора; $\ell_ц$ – расстояние между точками подключения сливных устройств к коллектору; $\ell_{пк}$ – расстояние от точки подключения к коллектору сливного устройства ближайшей цистерны до заполняемой нулевой емкости; h – расстояние по вертикали от нижней образующей цистерны до точки врезки коллектора в нулевую емкость.

При турбулентном режиме слива аналогично (12.15) можем записать

$$\upsilon_{к.ср} = 0{,}5 \cdot \mu'_ρ[\sqrt{2gh} + \sqrt{2g\ (D_ц + h)}]. \tag{12.20}$$

Коэффициент расхода $\mu'_ρ$ в данном случае находится в предположении, что во всем коллекторе режим течения и зона трения одинаковы. В зоне гидравлически гладких труб

$$\mu'_ρ = \left\{\left\{\left[n_ц + \zeta\left(\frac{d_к}{d_c}\right)^4\right] + \frac{\lambda_{1к}}{d_к}\left\{\ell_c\left(\frac{d_c}{d_к}\right)^{0{,}75} + \ell_{пк}n_ц^{1{,}75} + \right.\right.\right.$$
$$\left.\left.\left. + \ell_ц\left[1 + 2^{1{,}75} + 3^{1{,}75} + \ldots\left(n_ц - 1\right)^{1{,}75}\right]\right\}\right\}\right\}^{-0{,}5}, \tag{12.21}$$

а в зоне смешанного трения

$$\mu'_{\rho}=\left\{\left\{\left[\left[n_{ц}+\zeta\left(\frac{d_{к}}{d_{с}}\right)^{4}\right]+\frac{\lambda_{1к}}{d_{к}}\left\{\ell_{с}\left(\frac{d_{с}}{d_{к}}\right)^{0,877}+\ell_{пк}n_{ц}^{1,877}+\right.\right.\right.\right.$$

$$\left.\left.\left.\left.+\ell_{ц}\left[1+2^{1,877}+3^{1,877}+...\left(n_{ц}-1\right)^{1,877}\right]\right\}\right\}\right\}^{-0,5}, \qquad (12.22)$$

где $\lambda_{1к}$ – коэффициент гидравлического сопротивления при течении нефтепродукта в коллекторе со скоростью $\upsilon_{к.ср}$.

Полученные формулы (12.18), (12.21) и (12.22) справедливы в случаях, если движение нефтепродукта в коллекторе осуществляется с полностью заполненным сечением, т.е. когда

$$\lambda_{1к}\frac{\upsilon_{к.ср}^{2}}{2gd_{к}}\geq i_{г}, \qquad (12.23)$$

где $i_{г}$ – геометрический уклон коллектора.

При перевозке нефтей железнодорожным транспортом в цистернах нередко образуется осадок. В этом случае применяют устройство слива и удаления осадков типа УСН-175М. Для определения продолжительности полного слива можно воспользоваться формулами (12.16) или (12.17), но в них вместо $f\cdot\upsilon_{ср.ц}$ и $F_{к}\upsilon_{к.ср}$ надо подставить соответственно $(f\cdot\upsilon_{ср.ц}-q_{со}\cdot n_{с})$ и $(F_{к}\upsilon_{к.ср}-q_{со}\cdot n_{с})$, где $q_{со}$ – расход нефти, подаваемой к размывающему соплу, установленному в цистерне; $n_{со}$ – число сопел.

Продолжительность полного размыва осадка находится по формуле

$$\tau_{р.ц}=\frac{800\cdot V_{ос}\cdot D_{ц}\cdot d_{о}}{L_{ц}\cdot h_{ос}\cdot q_{со}\cdot n_{с}}, \qquad (12.24)$$

где $V_{ос}$, $h_{ос}$ – соответственно общий объем и высота слоя осадка в цистерне; $d_{о}$ – диаметр сопла, $d_{о}=0,016...0,018$ м.

Расход нефти, подаваемой к размывающему устройству, должен обеспечивать полный размыв осадка в течение слива цистерны (маршрута). Величина $q_{со}$ обычно лежит в пределах 25...50 $м^{3}/ч$.

§ 12.3. Самотечный слив светлых нефтепродуктов на АЗС

Светлые нефтепродукты доставляются на АЗС автомобильными цистернами, и далее они сливаются самотеком.

При герметизированном сливе под уровень нефтепродукта (рис. 12.2) получение аналитического решения задачи по определению продолжительности слива крайне затруднено. Поэтому приведем алгоритм численного решения данной задачи по шагам, который можно реализовать на ЭВМ.

Мгновенная скорость нефтепродукта в приемном трубопроводе резервуара АЗС

$$\upsilon_т = \mu_{ра} \cdot \sqrt{2g\left(Z + h + \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g}\right)}, \qquad (12.25)$$

где $\mu_{ра}$ – коэффициент расхода сливной коммуникации

$$\mu_{ра} = \left\{1 + \sum_1^n \zeta_i \left(\frac{d_т}{d_i}\right)^4 + \lambda_у \frac{\ell}{d}\left(\frac{d_т}{d}\right)^4 + \frac{\lambda_т}{d_т}\left[\ell_т + \ell_о \cdot f(A_*) \cdot \left(\frac{d_о}{d_т}\right)^{4-m}\right]\right\}^{-0,5}, \qquad (12.26)$$

где $\ell_т$ и $d_т$ – длина и диаметр приемного трубопровода резервуара АЗС; ℓ, d – то же для рукава автоцистерны; $\ell_о$, $d_о$ – то же для ее сливного патрубка; ζ_i – коэффициент i-го местного сопротивления диаметром d_i; $f(A_*)$ – функция

$$f(A_*) = \begin{cases} 1 \text{ при } m > 0{,}123; \\ 10^{0{,}127 \lg d_т / d_о} \text{ при } m = 0{,}123; \\ (d_т / d_0)^{0{,}25} \text{ при } m = 0; \end{cases} \qquad (12.27)$$

где m – коэффициент в формуле Лейбензона.

При герметизированном сливе давление P_1 равно давлению насыщенных паров нефтепродукта, а величина давления в ГП заполняемого резервуара P_2 постепенно возрастает. Одновременно, по мере заполнения резервуара АЗС величина h постепенно уменьшается.

В произвольный момент времени

$$P_2 = \begin{cases} \dfrac{P_2(0) \cdot V_2(0)}{V_2(0) - V_{сл}}, \text{ при } P_2 < P_а + P_{кд.А}; \\ P_а + P_{кд.А}, \text{ при } P_2 \geq P_а + P_{кд.А}; \end{cases} \qquad (12.28)$$

где $P_2(0)$, $V_2(0)$ – давление в газовом пространстве и его объем в

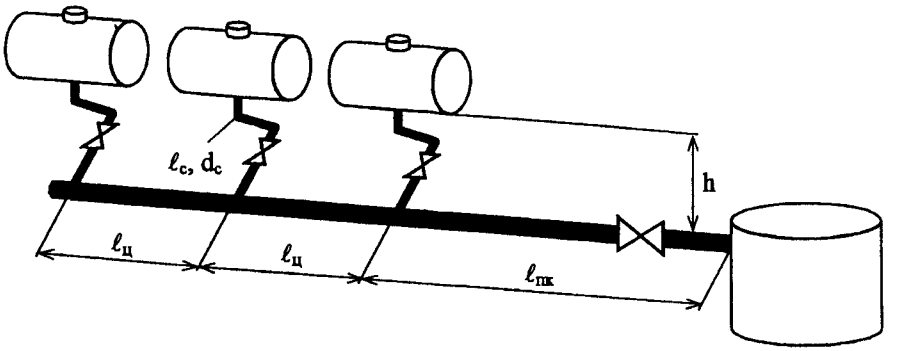


Рис. 12.1. Расчетная схема к задаче о самотечном сливе железнодорожного маршрута

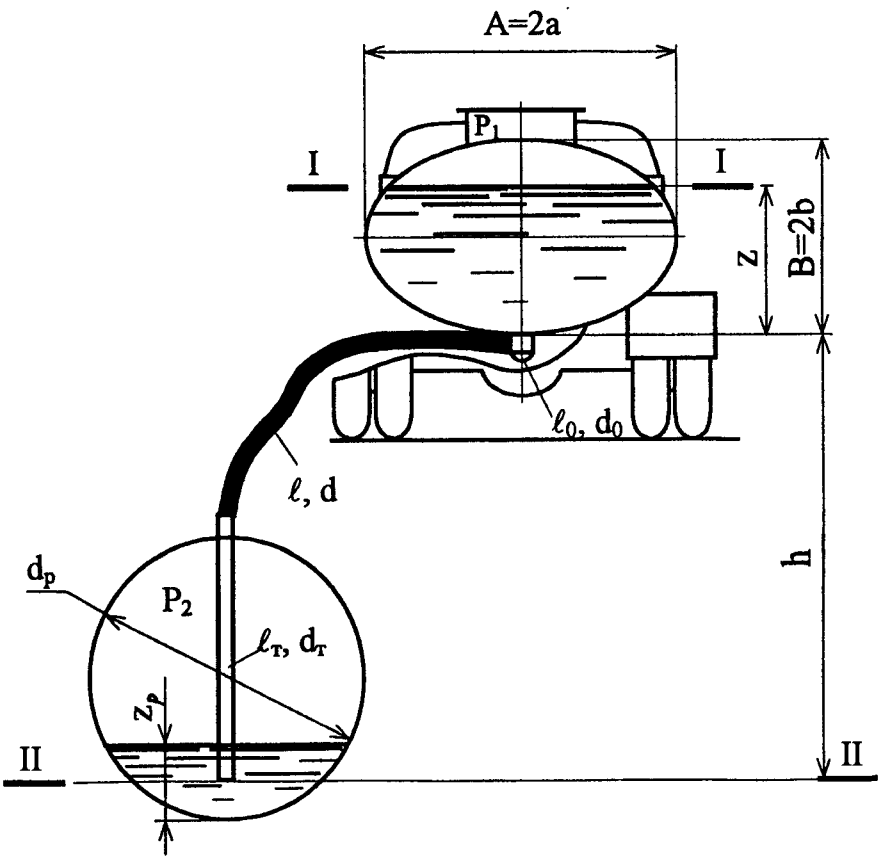


Рис. 12.2. Расчетная схема к задаче определения времени самотечного слива нефтепродуктов на АЗС

заполняемом резервуаре в начале слива; $V_{сл}$ – объем слитого на данный момент нефтепродукта; $P_{кд.А}$ – уставка клапанов давления резервуаров АЗС, для дыхательного клапана АЗТ5-890-802 $P_{кд.А}$=10000 Па, а для СМДК-50 $P_{кд.А}$ = 25000 Па.

Изменение во времени величины h зависит от типа резервуара на АЗС. Если резервуары вертикальные (табл.1.10), то

$$h = h(0) - \frac{4V_{сл}}{\pi d_p^2}, \qquad (12.29)$$

где $h(0)$ – расстояние по вертикали между нижней образующей автоцистерны и поверхностью нефтепродукта в приемном резервуаре в момент начала слива; d_p – диаметр резервуара.

При сливе нефтепродукта в горизонтальный цилиндрический резервуар расчет изменения h несколько сложнее

$$h = h(0) + Z_p(0) + Z_p, \qquad (12.30)$$

где $Z_p(0)$, Z_p – взлив нефтепродукта в приемном резервуаре соответственно в момент начала слива и в рассматриваемый момент времени.

Величина $Z_p(0)$ находится по известному начальному объему нефтепродукта $V(0)$ в резервуаре из следующих трансцендентных уравнений:

$$\frac{V(0)}{d_p^2 \cdot L_p} = \begin{cases} 0{,}25 \arcsin 2\sqrt{\bar{Z}(1-\bar{Z})} - (0{,}5-\bar{Z})\sqrt{\bar{Z}(1-\bar{Z})}, \text{ при } \bar{Z} < 0{,}5; \\ 0{,}25\left[\pi - \arcsin 2\sqrt{\bar{Z}(1-\bar{Z})} + 4(\bar{Z}-0{,}5)\sqrt{\bar{Z}(1-\bar{Z})}\right], \text{ при } \bar{Z} \geq 0{,}5; \end{cases} \qquad (12.31)$$

где $\bar{Z}$ – относительный взлив в резервуаре длиной L_p, $\bar{Z} = \frac{Z_p(0)}{d_p}$.

При увеличении объема нефтепродукта в резервуаре на $V_{сл}$ в левую часть (12.13) вместо $V(0)$ надо подставить $V(0) - V_{сл}$ и методом последовательных приближений искать $\bar{Z}$, под которой понимается уже отношение $\frac{Z_p}{d_p}$.

Приближенно время самотечного слива светлых нефтепродуктов на АЗС можно найти при допущении, что в момент начала слива $P_1 \approx P_2$, а к моменту окончания слива $P_1 = P_a - P_{ц.в}$ – давлению, при котором в автоцистерну начинает подсасываться воздух, а

$P_2 = P_a + P_{кд.А}$ – давлению срабатывания дыхательного клапана.

Время полного слива автоцистерны при сделанных допущениях находится по формуле

$$\tau_{ац} \approx \frac{\pi L_ц AB}{f_т \upsilon_{ср}}, \qquad (12.32)$$

где A, B – соответственно большая и малая ось эллипса, форму которого имеет днище автоцистерны (для цистерны с цилиндрическим днищем $AB = 0{,}25\ D_ц^2$); $f_т$ – площадь сечения приемного трубопровода резервуара АЗС; $\upsilon_{ср}$ – средняя (за период слива) скорость нефтепродукта в приемном трубопроводе, определяемая как полусумма скоростей слива в его начале $\upsilon_{ср.н}$ и в конце $\upsilon_{ср.к}$:

$$\upsilon_{ср.н} = \mu_{р.а}\sqrt{2g\ [B + h(0)]};$$

$$\upsilon_{ср.к} = \mu_{р.а}\sqrt{2g\left[h(0) - \Delta Z_р + \frac{P_з - P_а - P_{кд.А}}{\rho g}\right]}, \qquad (12.33)$$

$\Delta Z_р$ – изменение взлива в приемном резервуаре АЗС в процессе слива.

Величина $\Delta Z_р$ находится решением трансцендентного уравнения (12.31), в которое вместо $V(0)$ надо подставить $V(0) + V_{сл}$, а под $\bar{Z}$ понимается величина $\left(Z_р(0) + \Delta Z_р\right)/d_р$.

Для удобства определения величины $\bar{Z}$ по формулам (12.31) построен график, приведенный на рис.12.3.

§ 12.4. Принудительный слив нефтепродуктов из транспортных емкостей

Принудительный слив применяется при выгрузке нефтепродуктов из нефтеналивных судов, для ускорения слива железнодорожных цистерн, а также при неисправном нижнем сливном приборе цистерн.

Слив танкеров и барж

При выгрузке нефтепродукта из нефтеналивного судна грузовыми насосами (рис. 12.4) средний расход слива Q_c находится из условия, что заполняется наиболее удаленный от причала резервуар. Величина Q_c находится решением квадратного уравнения

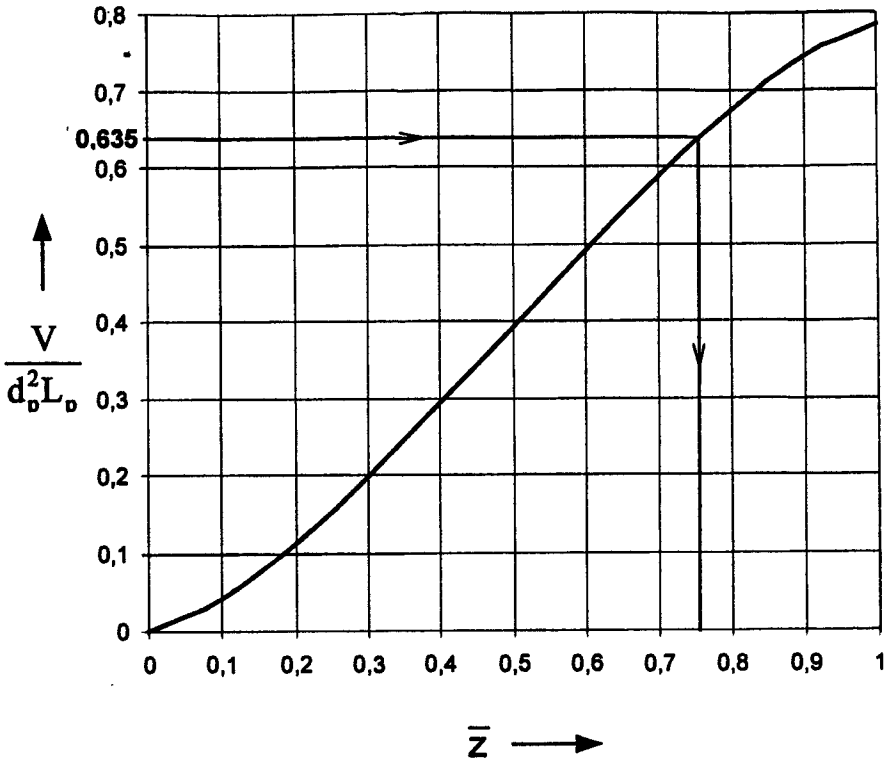


Рис. 12.3. График для определения величии $\bar{Z}$
(построения выполнены для условий примера 12.8)

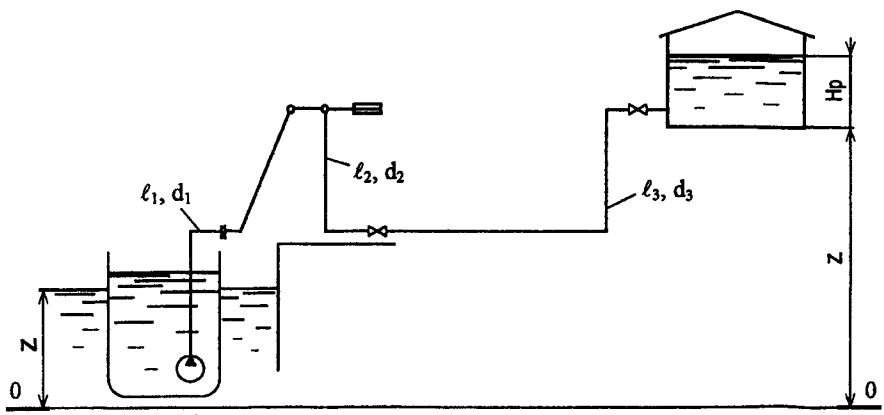


Рис. 12.4 Расчетная схема к задаче выгрузки иефтепродукта из иефтеналивного судна

$$\left[\frac{b}{n_н^2}+\frac{8}{\pi^2 g}\left(\sum_1^{n_1}\lambda_i\frac{\ell_i}{d_i^5}+\sum_1^{n_2}\frac{\zeta_i}{d_i^4}\right)\right]Q_c^2-\frac{a}{n_н}Q_c+Z_E-Z_c+H_p-H_0=0, \quad (12.34)$$

где H_0, a, b – коэффициенты в формуле (3.1), описывающей напорную характеристику грузового насоса; $n_н$ – количество параллельно работающих насосов; λ_i – коэффициент гидравлического сопротивления i-го участка трубопроводной коммуникации, имеющего диаметр d_i и протяженность ℓ_i; n_1 – число участков разного диаметра; n_2 – число местных сопротивлений; ζ_i – коэффициент местного сопротивления; Z_E, Z_c – нивелирная высота соответственно днища заполняемого резервуара и уровня нефтепродукта в судне; H_p – уровень нефтепродукта в заполняемом резервуаре.

Ориентировочно можно принять Z_c равным высоте нижнего горизонта вод, а H_p – половине высоты резервуара.

Так как λ_i зависит от расхода, то величина Q_c находится методом последовательных приближений. Для облегчения решения данной задачи удобно представить

$$\lambda_i=\lambda_1\cdot\left(\frac{d_i}{d_1}\right)^m, \quad (12.35)$$

где λ_1 – коэффициент гидравлического сопротивления на участке диаметром d_1.

Соответственно формула (12.34) принимает вид

$$\left[\frac{b}{n_н^2}+\frac{8}{\pi^2 g}\left(\frac{\lambda_1}{d_1^m}\sum_1^{n_1}\frac{\ell_i}{d_i^{5-m}}+\sum_1^{n_1}\frac{\zeta_i}{d_i^4}\right)\right]Q_c^2-\frac{a}{n_н}Q_c+Z_E-Z_c+H_p-H_0=0. \quad (12.36)$$

Подбор зачистных насосов (если их нет на судне) производится по необходимому расходу слива

$$Q_{c.тр}=\frac{V_{сл}}{\tau_{сл}^{треб}} \quad (12.37)$$

и необходимому напору

$$H_c=\frac{8Q_{c.тр}^2}{\pi^2 g}\left(\sum_1^{n_1}\lambda_i\frac{\ell_i}{d_i^5}+\sum_1^{n_1}\frac{\zeta_i}{d_i^4}\right)+z_E-z_c+H_p, \quad (12.38)$$

где $V_{сл}$ – объем сливаемого нефтепродукта; $\tau_{сл}^{треб}$ – требуемое время слива судна.

Выбор температуры подогрева производится таким образом, чтобы выполнялось неравенство

$$H_{вак} \geq h + h_м + \Delta Z + \frac{P_s}{\rho g}, \qquad (12.39)$$

где $H_{вак}$ – вакуумметрическая высота всасывания насосов; h – потери напора на трение по длине всасывающего трубопровода; $h_м$ – суммарные потери напора на местных сопротивлениях всасывающего трубопровода; ΔZ – разность нивелирных высот всасывающего патрубка насоса и уровня нефтепродуктов в емкости; P_s – давление насыщенных паров нефтепродукта при температуре перекачки.

Сведения об основных типах нефтеналивных судов приведены в табл. 1.13... 1.16.

При проектных расчетах ориентировочный внутренний диаметр трубопроводов находится по формуле

$$d_0 = \sqrt{\frac{4Q_c}{\pi W_0}}, \qquad (12.40)$$

где W_0 – ориентировочная средняя скорость перекачки нефтепродукта (табл.12.3).

Найденные ориентировочные значения диаметров округляются в большую сторону до ближайшего значения.

При правильно выбранных размерах трубопроводной коммуникации общее время слива нефтепродуктов должно быть меньше нормативного.

Расчет принудительного нижнего слива железнодорожных цистерн выполняется аналогично, однако, при расчете Q_c по формуле (12.36) необходимо учитывать наличие сливного прибора.

Таблица 12.3

Рекомендуемые значения средней скорости нефтепродуктов

Кинематическая вязкость нефтепродукта, мм^2/с	Средняя скорость, м/с	
	на линии всасывания	на линии нагнетания
менее 11,5	1,5	2,5
от 11,5 до 27,7	1,3	2
от 27,7 до 72,5	1,2	1,5
от 72,5 до 145,9	1,1	1,2
от 145,9 до 438,5	1	1,1
от 438,5 до 877,2	0,8	1

Сифонный слив

При неисправных сливных приборах железнодорожных цистерн или отсутствии сливных устройств, для герметизированного слива нефтепродуктов применяют верхний (сифонный) слив (рис. 12.5).

Задачами расчета сифонного слива являются:

1) определение диаметров трубопроводных коммуникаций;
2) их гидравлический расчет;
3) подбор насосов для производства слива;
4) проверка коммуникаций на устойчивость всасывания.

Алгоритм расчета сифонного слива таков. Исходя из объема нефтепродукта в цистерне и требуемой продолжительности слива, определяется необходимый расход в одном стояке Q_c. Затем по формуле (12.40) находятся расчетные диаметры сливного стояка, коллектора, всасывающего и нагнетательного трубопроводов. После этого выбираются их стандартные значения.

Гидравлический расчет трубопроводных коммуникаций выполняется по формулам, приведенным в главе 5.

Потери напора в стояке

$$h_c = \left(\lambda_ш \frac{\ell_ш}{d_c} + \lambda_c \frac{\ell_c}{d_c} + \sum\zeta\right) \cdot \frac{\upsilon_c^2}{2g} = h_ш + \lambda_c \frac{\ell_{с.пр}}{d_c} \cdot \frac{\upsilon_c^2}{2g}, \qquad (12.41)$$

где $\lambda_ш$, $\ell_ш$ – коэффициент гидравлического сопротивления и длина шланга; λ_c, ℓ_c – то же для стояка диаметром d_c; $\sum\zeta$ – суммарный коэффициент местных сопротивлений в стояке; υ_c – средняя скорость движения нефтепродукта в стояке; $\ell_{с.пр}$ – приведенная длина стояка.

Расход нефтепродукта в коллекторе

$$Q_к = Q_c \cdot n_c, \qquad (12.42)$$

где n_c – количество стояков, подключенных к коллектору слева или справа (берем большее) от точки присоединения всасывающего трубопровода.

Потери напора в коллекторе, как трубопроводе с переменным расходом, находятся по формуле

$$h_к = n_к \cdot \left(\lambda_к \frac{\ell_к}{d_к} + \sum\zeta_к\right) \cdot \frac{\upsilon_к^2}{2g} = n_к \cdot \lambda_к \frac{\ell_{к.пр}}{d_к} \cdot \frac{\upsilon_к^2}{2g}, \qquad (12.43)$$

где $n_к$ – коэффициент, учитывающий изменение расхода по длине коллектора: при ламинарном режиме $n_к = 0{,}5$, а при турбулентном – $n_к = 1/3$; $\lambda_к$ – коэффициент гидравлического сопротивления наи-

более протяженной ветви коллектора длиной $\ell_к$ и диаметром $d_к$ при движении нефтепродукта со средней скоростью $\upsilon_к$; $\sum\zeta_к$ – сумма коэффициентов местного сопротивления коллектора; $\ell_{к.пр}$ – приведенная длина коллектора.

Расходы во всасывающем и нагнетательном трубопроводах сливной коммуникации

$$Q = Q_c \cdot n_{со}, \tag{12.44}$$

где $n_{со}$ – общее число стояков, подключенных ко всему коллектору.

По величине расхода Q находятся потери напора на трение во всасывающем $h_в$ и в нагнетательном $h_н$ трубопроводах.

Суммарные потери напора в трубопроводах фронта слива с учетом уровня нефтепродукта в резервуаре $H_р$

$$H = h_c + h_к + h_в + h_н + \Delta Z + H_р, \tag{12.45}$$

где ΔZ – разность нивелирных высот конца и начала трубопровода.

По требуемым напору H и подаче Q выбирается тип насоса (см. главу 3), после чего выполняется расчет фактически обеспечиваемого им расхода слива $Q_ф$ решением квадратного уравнения

$$A_c Q_ф^2 + B_c Q_ф + C_c = 0, \tag{12.46}$$

где A_c, B_c, C_c – расчетные коэффициенты:

$$A_c = \frac{8}{\pi^2 g}\left[\frac{\lambda_ш \cdot \ell_ш + \lambda_c \cdot \ell_{с.пр}}{n_{со}^2 \cdot d_c^5} + n_к \lambda_к \frac{\ell_{к.пр}}{d_к^5}\left(\frac{n_c}{n_{со}}\right)^2 + \lambda_в \frac{\ell_{в.пр}}{d_в^5} + \lambda_н \frac{\ell_{н.пр}}{d_н^5}\right] + b;$$

$B_c = -a;$

$C_c = \Delta z + H_р - H_0.$

При решении (12.46) в качестве первого приближения $Q_ф$ для расчета λ_c необходимо брать величину Q_c.

Завершается расчет сифонного слива проверкой коммуникаций на устойчивость всасывания. Нормальная работа сливного стояка возможна при условии, что остаточное давление в любой точке трубопроводной сети больше давления насыщенных паров сливаемого нефтепродукта при температуре перекачки. При несоблюдении этого условия нарушается сплошность нефтепродукта в трубопроводе, и сифонный слив становится невозможным.

Задача проверки коммуникаций на устойчивость всасывания решается графоаналитически (рис.12.9). Для этого сначала в масштабе изображают цистерну, стояк (рис. 12.6) и всю трубопроводную коммуникацию, а затем строят линию остаточных напоров.

Построение начинают с того, что от конца шланга вверх откладывают напор

$$H_A = \frac{P_A - P_s}{\rho g}, \qquad (12.47)$$

равный высоте столба нефтепродукта, создающего минимальное для данной местности атмосферное давление, за вычетом напора, соответствующего давлению насыщенных паров нефтепродукта.

В точке 2 остаточный напор будет меньше на величину

$$\Delta H_{1-2} = \frac{8\lambda_ш \ell_ш Q_c^2}{\pi^2 g d_c^5} + Z_2 - Z_1. \qquad (12.48)$$

В точке 3 остаточный напор будет меньше, чем в точке 2, на величину

$$\Delta H_{2-3} = \frac{8\lambda_c \ell_{пр\ 2-3} Q_c^2}{\pi^2 g d_c^5} + Z_3 - Z_2 \qquad (12.49)$$

и так далее.

Однако учитывая, что изменение высоты положения нефтепродукта учитывается построенной в масштабе конфигурацией коммуникаций, достаточно вычислять только потери на трение и на местные сопротивления.

Эжекторный слив

Эжекторы используются при верхнем сливе нефтепродуктов с высокой упругостью паров, когда сифонный слив становится невозможным.

Основными параметрами эжекторов являются коэффициент подмешивания (эжекции) u, перепад давления ΔP_c, восстанавливаемый эжектором, и к.п.д. $\eta_э$.

Коэффициент подмешивания по литературным данным находится по формуле

$$u = \frac{к_1\sqrt{\frac{\Delta P_р + \Delta P_к}{\rho_р}} - к_3\sqrt{\frac{\Delta P_c + \Delta P_к}{\rho_c}}}{к_3\sqrt{\frac{\Delta P_c + \Delta P_к}{\rho_c}} - к_2\sqrt{\frac{\Delta P_к}{\rho_н}}}, \qquad (12.48)$$

где $к_1$, $к_2$, $к_3$ – коэффициенты, численно равные 0,834; 0,812; 0,98 соответственно; $\Delta P_р$ – разность давлений рабочей и откачиваемой

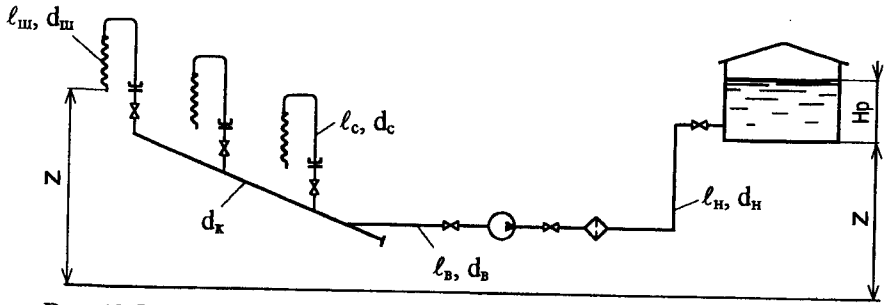


Рис. 12.5 Расчетная схема сифонного слива железнодорожных цистерн

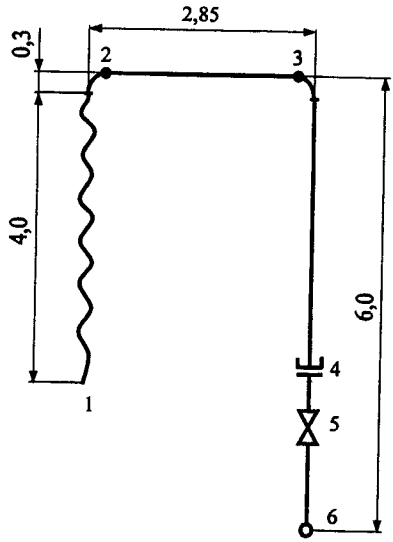


Рис. 12.6. Геометрические размеры стояка и его характерные точки

жидкости; $\Delta P_к$ – уменьшение давления подсасываемой жидкости в начале камеры смешения по сравнению с исходным; $\rho_р$, $\rho_н$, $\rho_с$ – плотность соответственно рабочей жидкости, откачиваемой жидкости и их смеси.

Подставляя рекомендуемые величины коэффициентов и переходя к безразмерным параметрам, получаем

$$u = \frac{0{,}851\sqrt{\dfrac{1+\bar{P}_к}{\bar{\rho}_р\left(\bar{P}_с+\bar{P}_к\right)}}-1}{1-0{,}829\sqrt{\dfrac{\bar{P}_к}{\bar{\rho}_н\cdot\left(\bar{P}_с+\bar{P}_к\right)}}}, \qquad (12.49)$$

где $\bar{P}_к$, $\bar{P}_с$, $\bar{\rho}_р$, $\bar{\rho}_н$ – безразмерные параметры

$$\bar{P}_к = \Delta P_к / \Delta P_р;\ \bar{P}_с = \Delta P_с / \Delta P_р;\ \bar{\rho}_р = \rho_р / \rho_с;\ \bar{\rho}_н = \rho_н / \rho_с. \quad (12.50)$$

При сливе железнодорожных цистерн $\bar{\rho}_р = \bar{\rho}_н = 1$.

Оптимальное значение относительного давления в начале камеры смешения, обеспечивающего максимальное давление смеси на выходе из эжектора

$$\bar{P}_к = -0,5 + \sqrt{0,25 + \frac{1}{B_э^2 - 4}}, \quad (12.51)$$

где $B_э$ – расчетный коэффициент

$$B_э = 1,78 + 1,95u + \frac{0,378}{u}. \quad (12.52)$$

Относительное давление смеси на выходе из эжектора

$$\bar{P}_с = \frac{(1+u)^2}{0,67 \cdot f_э^2} - \bar{P}_к, \quad (12.53)$$

где $f_э$ – соотношение площадей камеры смешения и сопла (относительная площадь камеры смешения)

$$f_э = \frac{c_э}{0,907 + \sqrt{0,823 + c_э \cdot \bar{P}_к}}; \quad (12.54)$$

$c_э$ – расчетный коэффициент

$$c_э = 2,68(1+u)^2 - 0,799 \cdot u^2. \quad (12.55)$$

Потери напора в эжекторе

$$h_э = \frac{P_н - k_s P_s}{\rho g \bar{P}_к} \cdot (1 - \bar{P}_с), \quad (12.56)$$

где $P_н$ – абсолютное давление откачиваемой жидкости; k_s – коэффициент запаса к величине давления насыщенных паров P_s при температуре откачки, $k_s \geq 1,2$.

Коэффициент полезного действия эжектора

$$\eta_э = u \cdot \bar{P}_с.$$

Графики зависимостей величин $\bar{P}_к$, $\bar{P}_с$, f и $\eta_э$ от коэффициента эжекции приведены на рис. 12.7.

При эжекторном сливе могут быть использованы три схемы совместной обвязки эжектора и насосов (рис. 12.8).

В целом задача выбора схемы эжекторного слива является технико-экономической: необходимо подобрать такой тип насоса, диаметры труб и коэффициент эжекции, чтобы при этом капиталовложения и эксплуатационные затраты были минимальны. Однако в ряде случаев удобно в качестве критерия выбора использовать к.п.д. работы эжектора.

В этом случае алгоритм расчета параметров для всех схем одинаков:

1. Исходя из объема нефтепродукта в цистерне $V_ц$ и требуемой продолжительности слива $\tau_ц$, находится необходимый расход сливаемого нефтепродукта

$$Q_0 = V_ц / \tau_ц. \qquad (12.57)$$

2. Выбирается коэффициент эжекции: максимальный кпд эжектора достигается при $u = 2$.

3. Находится расход рабочей жидкости и смеси

$$Q_р = Q_0 / u, \qquad (12.58)$$

$$Q_с = Q_0 + Q_р. \qquad (12.59)$$

4. По известным расходам нефтепродукта в отдельных участках трубопроводов и скоростям, рекомендованным в табл.12.3, по формуле (12.5) находятся расчетные диаметры этих участков, которые округляются до стандартных значений.

5. Определяется полный напор, который должен развивать насос (насосы).

6. По необходимым подаче и напору выбирается тип насоса (насосов).

7. Рассчитываются величины $\bar{P}_к$ и $\bar{P}_с$ по формулам (12.51), (12.53), а через них рабочее давление на входе в эжектор

$$P_р = P_н + \frac{P_н - k_s P_s}{\bar{P}_к} \qquad (12.60)$$

и давление смеси на выходе из эжектора

$$P_с = P_н + \frac{\bar{P}_с}{\bar{P}_к}\left(P_н - k_s P_s\right). \qquad (12.61)$$

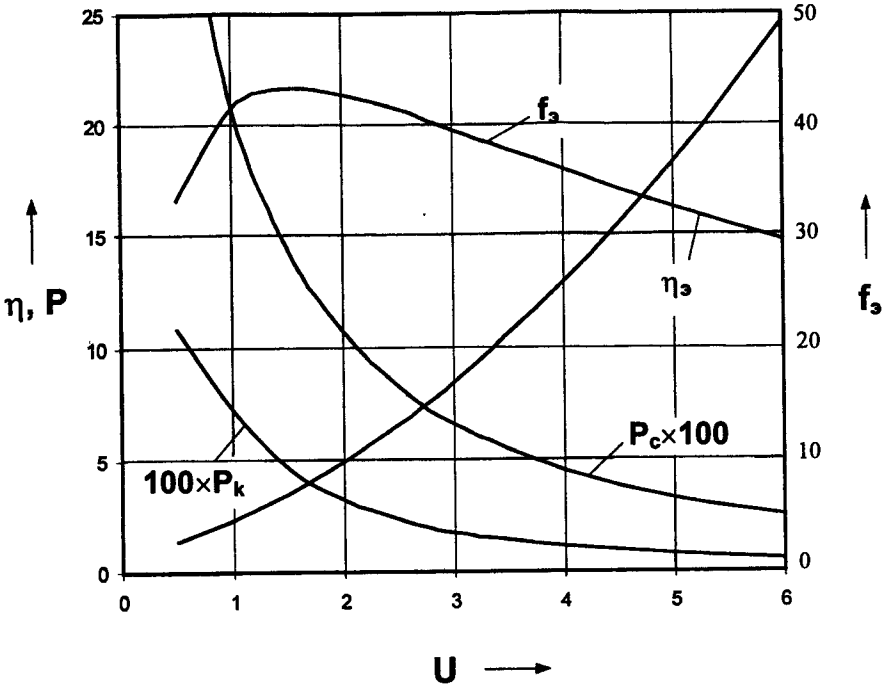


Рис. 12.7. Зависимость основных параметров эжекторов от величины коэффициента эжекцин

8. Выполняется проверка остаточных напоров во всех коммуникациях.

§ 12.5. Налив нефтепродуктов в транспортные емкости

Применяют принудительный и самотечный налив одиночных транспортных емкостей и железнодорожных маршрутов.

Целью расчета принудительного налива является:

1) определение диаметров участков трубопроводной коммуникации;
2) подбор насоса для осуществления налива;
3) определение фактического расхода и продолжительности налива.

Расчетная схема задачи аналогична схеме сифонного слива приведенной на рис. 12.4, но насос ведет перекачку в другую сторону.

Исходными данными для расчета являются: количество заполняемых цистерн $n_ц$, средний полезный объем одной цистерны $V_ц$, требуемая продолжительность налива $\tau_н$, а также схема коммуникаций.

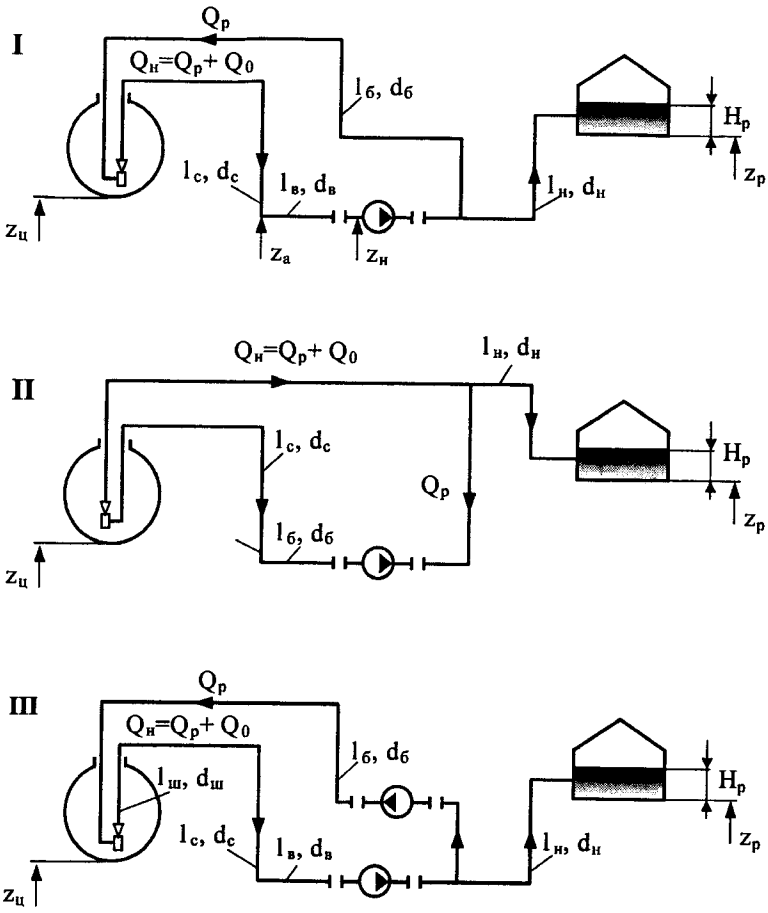


Рис. 12.8. Схемы эжекторного слива цистерн

Алгоритм расчета следующий. Требуемая подача насоса

$$Q_н = \frac{n_ц V_ц}{\tau_н}. \qquad (12.62)$$

Расход в коллекторе

$$Q_к = Q_н / к_к, \qquad (12.63)$$

где $к_к$ – коэффициент, учитывающий схему подключения насоса к коллектору: при симметричном подключении $к_к = 2$, при несиммет-

ричном $1 \le \kappa_к < 2$.

Средний расход нефтепродукта в стояке

$$Q_с = Q_н / n_ц. \qquad (12.64)$$

Диаметры всех участков находятся из формулы (5.8) с учетом рекомендуемых в табл. 12.3 скоростей перекачки нефтепродуктов.

Напор $H_н$, который должен развивать насос, определяется суммированием расчетных потерь на трение, потерь на местных сопротивлениях и разности нивелирных высот цистерны и резервуара.

По величинам $H_н$ и $Q_н$ подбирается тип насоса.

Фактическая подача насоса находится решением квадратного уравнения (12.46), в котором расчетные коэффициенты $A_ц$, $B_ц$ и $C_ц$ находятся по формулам

$$A_ц = b + \frac{8}{\pi^2 g}\left[\frac{1}{n_с^2 \cdot d_с^5}(\lambda_ш \ell_ш + \lambda_с \ell_{с.пр.}) + \frac{n_к \lambda_к \ell_{к.пр.}}{\kappa_к^2 d_к^5} + \frac{\lambda_в \ell_{в.пр.}}{d_в^5} + \frac{\lambda_н \ell_{н.пр.}}{d_н^5}\right];$$

$$B_ц = -a;$$

$$C_ц = D_ц + z_ц - z_р - H_0 - H_р; \qquad (12.65)$$

$\ell_{с.пр}$, $\ell_{к.пр}$, $\ell_{в.пр}$, $\ell_{н.пр}$ – приведенная длина соответственно стояка, коллектора всасывающего и нагнетательного трубопроводов; $D_ц$ – диаметр котла цистерны; $H_р$ – взлив нефтепродукта в резервуаре.

При расчете λ_i в первом приближении необходимо принимать расход, по которому определялся диаметр участка d_i.

В случае самотечного налива при расчете коэффициентов $A_ц$, $B_ц$, $C_ц$ необходимо принять $H_0 = a = b = 0$.

Алгоритм расчета налива транспортных средств такой же как и при принудительном сливе.

При наливе транспортных емкостей должна быть исключена опасность воспламенения паров разрядами статического электричества.

По специфике искрообразования операция по наливу нефтепродуктов в цистерны разделяется на три стадии:

1) начальную – длящуюся с начала подачи продукта до момента затопления отверстия шланга;

2) основную – длящуюся до окончания подачи продукта;

3) завершающую – заканчивающуюся извлечением загрузочного шланга из цистерны.

На первой стадии допустимая скорость заполнения цистерны $\upsilon_{доп_1}$ определяется из условия, что входная плотность зарядов статического электричества не должна превышать допустимой величины, что дает

$$\upsilon_{доп_1} = \left[\frac{17,7\cdot 10^{-6}}{\beta_1} d^{2-m_1}\cdot\left(1,14-2\ \lg\varepsilon\right)\right]^{\frac{1}{n-1}}, \qquad (12.66)$$

где β_1, m_1, n – постоянные коэффициенты, значения которых для нефтепродуктов с электропроводностью γ даны в табл. 12.4; ε – относительная шероховатость труб.

Таблица 12.4

Величины коэффициентов β_1, m_1, n и абсолютная диэлектрическая проницаемость нефтепродуктов

Нефтепродукт	$\gamma\cdot 10^{10}$, м/м	$\beta_1\cdot 10^6$	n	m_1	$10^{-12}\cdot\varepsilon_0$, Ф/м
Топливо ТС-1	0,48...1,25	12,64	1,97	1,15	18,6
Бензин А-72	0,65...2,56	7,92	2,07	1,21	17,5
Бензин А-76	1,77...5,60	8,44	1,81	0,92	17,5
Бензин А-72 эт.	2,79...4,45	19,8	1,69	1,69	17,5
Бензин А-76 эт.	1,50...3,16	36,6	1,76	1,21	17,5
Бензин А-93 эт.	4,02...25,20	21,64	1,9	1,03	17,5
Дизтопливо летнее	3,00...11,30	21,88	2,57	1,52	18
Дизтопливо зимнее	10,80...11,80	32,52	2,08	1,22	18

На основной стадии налива скорость нефтепродукта лимитируется условиями разряда статического электричества между поверхностью наэлектризованного продукта и элементами конструкции цистерны

$$\upsilon_{доп\,2} = 2,59\cdot 10^{-6}\sqrt{\frac{\varphi_{доп}\cdot L_ц\gamma\cdot\left(1,14-2\lg\ \varepsilon\right)}{\eta\cdot\beta_1\cdot\varepsilon_0\cdot d^{m_1}}}, \qquad (12.67)$$

где $\varphi_{доп}$ – безопасное допустимое значение потенциала поверхности нефтепродукта в цистерне, $\varphi_{доп} = 3\cdot 10^4$ В; $L_ц$ – длина цистерны, м; η – коэффициент, учитывающий влияние наливного стояка на электрическое поле в цистерне, при $L_ц = 9...11$ м $\eta = 0,75$, а при $L_ц > 11$ м $\eta = 1$; ε_0 – абсолютная диэлектрическая проницаемость нефтепродукта (табл. 12.4).

Для предотвращения разряда статического электричества на завершающей стадии налива рукав надо извлекать из цистерны не менее чем через 2 минуты после окончания заполнения цистерны.

§ 12.6. Примеры расчетов

Пример 12.1. Определить количество сливо-наливных устройств и выбрать тип эстакады для приема 300000 т дизельного топлива в год на нефтебазе, расположенной в районе, где промышленность потребляет 30% нефтепродукта. Плотность дизтоплива принять равной 0,84 т/м³.

Решение

1. В соответствии с рекомендациями § 2.3 принимаем $K_{нз} = 1,2$. По табл. 2.5 находим $K_{нв} = 1,5$.

2. Среднесуточный грузооборот дизтоплива по формуле (12.1)

$$G_{сут} = \frac{300000 \cdot 1,2 \cdot 1,5}{365} = 1480 \text{ т/сут.}$$

3. Полагая грузоподъемность маршрута равной $G_м = 3000$ т, находим расчетное число маршрутов по формуле (12.2)

$$N_м = \frac{1480}{3000} = 0,493 \quad 1/\text{сут.}$$

4. Время занятия эстакады маршрутом в наихудшем случае (четырехосные цистерны модели 15 – 1500) составляет 2 часа. Поэтому необходимое число эстакад по формуле (12.3)

$$Э = \frac{0,493 \cdot 2}{24} = 0,041 \approx 1.$$

5. Так как $0,35 < 0,493 < 1$, то в соответствии с табл. 12.2 количество сливо-наливных устройств должно обеспечивать одновременный слив 1/3 маршрута, т.е. в наихудшем случае (модель цистерн 15 – 890)

$$n_у = \frac{1}{3} \cdot \frac{1480}{0,84 \cdot 60} = 9,8 \approx 10.$$

6. Поскольку в сутки на нефтебазу поступает 1480 т дизтоплива, что больше, чем 700 т, то эстакада должна быть двусторонней. По табл. 1.14 выбираем тип эстакады КС-2.

Пример 12.2. Определить число причалов при грузообороте $G_{год} = 3 \cdot 10^6$ т/год. Нефтепродукт плотностью $\rho_с = 850$ кг/м³ перевозят танкерами средним тоннажем $q_с = 2 \cdot 10^4$ в течение навигационного периода продолжительностью $T = 200$ сут. Танкеры оборудованы грузовыми насосами с суммарной подачей $q_н = 2000$ м³/ч.. Зачистные насосы имеют подачу $q_з = 200$ м³/ч. Коэффициент неравномерности прибытия танкеров $K_н = 1,5$. Подогрева нефтепродукта перед сливом не требуется $(\tau_4 = 0)$.

Решение

1. Принимаем время на подготовительные операции $\tau_1 = 2$ ч и время на расчалку $\tau_5 = 1$ ч.

2. Время работы грузовых насосов по формуле (12.5а)

$$\tau_2 = \frac{0{,}95 \cdot 20000}{0{,}850 \cdot 2000} = 11{,}2 \text{ ч.}$$

Принято, что 95% груза откачивается грузовыми насосами (К = 0,95).

3. Продолжительность процесса зачистки по формуле (12.6)

$$\tau_3 = \frac{(1 - 0{,}95) \cdot 20000}{0{,}85 \cdot 200} = 5{,}9 \text{ ч.}$$

4. Продолжительность пребывания танкера у причала

$$\sum \tau_i = 2 + 11{,}2 + 5{,}9 + 0 + 1 = 20{,}1 \text{ ч.}$$

5. Необходимое число причалов по формуле (12.5)

$$n_n = \frac{20{,}1 \cdot 3 \cdot 10^6 \cdot 1{,}5}{200 \cdot 24 \cdot 2 \cdot 10^4} = 0{,}94,$$

т.е. достаточно одного причала.

Пример 12.3. Определить количество наливных устройств для налива в автоцистерны 100 т/сут дизтоплива плотностью 850 кг/м^3. Станция налива расположена в промышленном районе и работает 8 часов в сутки.

Решение

1. По табл. 2.5 находим величину коэффициента $K_{нв} = 1{,}1$.

2. Полагая расчетную производительность наливных устройств равной 60 м^3/ч, по формуле (12.7) находим

$$n_{ну} = \frac{100 \cdot 1{,}1}{0{,}85 \cdot 60 \cdot 0{,}7 \cdot 8} = 3{,}85.$$

Округляя в большую сторону, принимаем к строительству 4 наливных устройства.

Пример 12.4. Сопоставить продолжительность открытого слива мазута 100, имеющего кинематическую вязкость $15 \cdot 10^{-4}$ м^2/с, из железнодорожной цистерны модели 15-1566 через универсальный сливной прибор и с использованием установки нижнего слива СПГ-200.

Решение

1. По табл. 1.12 находим $L_ц = 10,52$ м; $D_ц = 2,8$ м.

2. Коэффициент расхода универсального сливного прибора по формуле (12.9)

$$\mu_р = \frac{1}{238 \cdot 15 \cdot 10^{-4} + 1,29} = 0,607$$

и площадь его сечения

$$f = \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4} = 0,0314 \quad м^2.$$

3. Продолжительность полного слива цистерны через универсальный сливной прибор по формуле (12.8)

$$\tau_0 = \frac{4 \cdot 10,52 \cdot 2,8 \cdot \sqrt{2,8}}{3 \cdot 0,607 \cdot 0,0314 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 778 \text{ с} = 13 \text{ мин.}$$

4. Коэффициент гидравлического сопротивления гофрированного рукава установки СПГ-200 по формуле (12.11)

$$\lambda_у = \frac{0,0125}{\sqrt[3]{0,196}} = 0,0215.$$

5. Коэффициент расхода установки СПГ-200 по формуле (12.10)

$$\mu'_р = \left(\frac{1}{0,607^2} + 0,0215 \cdot \frac{1}{0,196} \right)^{-0,5} = 0,595.$$

6. Площадь сечения трубопровода установки СПГ-200

$$f' = \frac{3,14 \cdot 0,196^2}{4} = 0,0302 \quad м^2.$$

7. Продолжительность полного слива цистерны с помощью установки нижнего слива СПГ-200 по формуле (12.8)

$$\tau'_0 = \frac{4 \cdot 10,52 \cdot 2,8 \cdot \sqrt{2,8}}{3 \cdot 0,595 \cdot 0,0302 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 825 \text{ с} = 13,8 \text{ мин.}$$

Таким образом продолжительность слива цистерны во втором случае больше на 47 с или на

$$\frac{825 - 778}{778} \cdot 100\% = 6\%.$$

Пример 12.5. Для условий предыдущего примера рассчитать продолжительность закрытого слива цистерны с помощью сливного устройства СЛ-9.

Решение

1. Коэффициент расхода сливного устройства по формуле (12.13)

$$\mu_c = \frac{1}{3,78 + 2200 \cdot 15 \cdot 10^{-4}} = 0,141.$$

2. Площадь сечения сливного прибора

$$f = \frac{3 \cdot 0,15^2}{4} = 0,0177 \text{ м}^2.$$

3. Средняя скорость течения нефтепродукта в сливном приборе по формуле (12.15)

$$\upsilon_{ср.ц} = 0,5 \cdot 0,141 \cdot \left[\sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 1,16} + \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot (2,8 + 1,16)}\right] = 0,958 \text{ м/с}$$

4. Продолжительность закрытого слива одиночной цистерны по формуле (12.16)

$$\tau_{о.ц} = \frac{3,14 \cdot 10,52 \cdot 2,8^2}{16 \cdot 0,0177 \cdot 0,958} = 955 \text{ с} = 15,9 \text{ мин}.$$

Как видно, закрытый слив является более продолжительным.

Пример 12.6. Повторить расчет для условий предыдущего примера, полагая, что к устройству СЛ-4 присоединена установка нижнего слива АСН-7Б длиной 3 м.

Решение

1. Ориентировочное значение числа Рейнольдса в АСН-7Б с использованием средней скорости нефтепродукта, найденной в примере 12.5

$$\text{Re} = \frac{0,958 \cdot 0,175}{15 \cdot 10^{-4}} = 112.$$

2. Ориентировочная величина коэффициента гидравлического сопротивления по формуле (5.11)

$$\lambda_y = \frac{64}{112} = 0,571.$$

3. Коэффициент расхода системы СЛ-9 и АСН-7 по формуле (12.14)

$$\mu_c' = \left(\frac{1}{0{,}141^2} + 0{,}571 \cdot \frac{3}{0{,}175} + 1{,}2 \right)^{-0{,}5} = 0{,}128 .$$

4. Уточненная средняя скорость нефтепродукта по формуле (12.15)

$$\upsilon_{ср.ц} = 0{,}5 \cdot 0{,}128 \cdot \left[\sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 1{,}16} + \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot (2{,}8 + 1{,}16)} \right] = 0{,}870 \quad \text{м/с}.$$

5. Находим уточненные величины Re и λ_y

$$\mathrm{Re} = \frac{0{,}870 \cdot 0{,}175}{15 \cdot 10^{-4}} = 101{,}5 ; \ \lambda_y = \frac{64}{101{,}5} = 0{,}631$$

и соответствующую величину

$$\mu_c' = \left(\frac{1}{0{,}141^2} + 0{,}631 \cdot \frac{3}{0{,}175} + 1{,}2 \right)^{-0{,}5} = 0{,}127 .$$

Поскольку найденная величина коэффициента расхода практически не отличается от 0,128, то в дальнейших итерациях необходимости нет.

6. Продолжительность закрытого слива одиночной цистерны по формуле (12.16)

$$\tau_{о.ц} = \frac{3{,}14 \cdot 10{,}52 \cdot 2{,}8^2}{16 \cdot 0{,}0177 \cdot 0{,}870} = 1051 \ \text{с} = 17{,}5 \ \text{мин} .$$

Итак, увеличение длины сливной коммуникации приводит к некоторому увеличению продолжительности слива цистерны.

Пример 12.7. Оценить продолжительность закрытого одностороннего слива 10 цистерн модели 15-1443 с дизтопливом (ρ = 840 кг/м^3; $\nu = 8 \cdot 10^{-6}$ м^2/с) при следующих исходных данных: ℓ_c = 1 м; $\ell_к$ = 12 м; $\ell_{пк}$ = 30 м; h = 2 м; ξ = 1,1; d_c = 0,2 м; $d_к$ = 0,408 м. Коллектор размещен горизонтально.

Решение

1. Полагая, что слив происходит в зоне гидравлически гладких труб турбулентного режима и $\lambda_{1к} \approx 0{,}02$, находим оценку коэффициента расхода сливной коммуникации по формуле (12.21)

$$\mu_p' \approx \left\{ \left\{ \left[10 + 1{,}1 \cdot \left(\frac{0{,}408}{0{,}2} \right)^4 \right] + \frac{0{,}02}{0{,}408} \left\{ 1 \cdot \left(\frac{0{,}2}{0{,}408} \right)^{0{,}75} + 30 \cdot 10^{1{,}75} + \right. \right. \right.$$

$$\left. \left. \left. + 12 \cdot \left[1 + 2^{1{,}75} + 3^{1{,}75} + 4^{1{,}75} + 5^{1{,}75} + 6^{1{,}75} + 7^{1{,}75} + 8^{1{,}75} + 9^{1{,}75} \right] \right\} \right\}^{-0{,}5} = 0{,}0681.$$

2. Оценка средней скорости движения дизтоплива в коллекторе по формуле (12.20)

$$\upsilon_{к.ср.} = 0{,}5 \cdot 0{,}0681 \cdot \left[\sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 2} + \sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot (3+2)}\right] = 0{,}55 \quad \text{м/с}.$$

3. Число Рейнольдса, соответствующее этой скорости, по формуле (5.10)

$$\mathrm{Re}_к = \frac{0{,}55 \cdot 0{,}408}{8 \cdot 10^{-6}} = 28050$$

и коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.13)

$$\lambda_{1к} = \frac{0{,}3164}{28050^{0{,}25}} = 0{,}0245.$$

4. Уточненная величина коэффициента расхода по формуле (12.21)

$$\mu'_р \approx \left\{\left\{\left[10 + 1{,}1 \cdot \left(\frac{0{,}408}{0{,}2}\right)^4\right] + \frac{0{,}0245}{0{,}408}\left\{1 \cdot \left(\frac{0{,}2}{0{,}408}\right)^{0{,}75} + 30 \cdot 10^{1{,}75} + \right.\right.\right.$$

$$\left.\left.\left. + 12 \cdot \left[1 + 2^{1{,}75} + 3^{1{,}75} + 4^{1{,}75} + 5^{1{,}75} + 6^{1{,}75} + 7^{1{,}75} + 8^{1{,}75} + 9^{1{,}75}\right]\right\}\right\}^{-0{,}5} = 0{,}0623.$$

Уточненная величина $\mu'_р$ отличается от ранее найденной на 8,6%. Так как это больше, чем допускаемая погрешность инженерных расчетов (5%), то расчет $\mu'_р$ надо повторить.

5. Действуя аналогично, находим $\upsilon_{к.ср}$ = 0,503 м/с; $\mathrm{Re}_к$ = 25653; $\lambda_{1к}$ = 0,025; $\mu'_р$ =0,0617. Эта величина отличается от найденной в предыдущей итерации на 0,96%, что вполне допустимо.

6. Площадь сечения коллектора

$$F_к = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}408^2}{4} = 0{,}131 \ \text{м}^2.$$

7. Продолжительность слива маршрута по формуле (12.17)

$$\tau_{о.м} \approx \frac{3{,}14 \cdot 10{,}77 \cdot 3^2 \cdot 10}{4 \cdot 0{,}131 \cdot 0{,}503} = 11548 \ \text{с} = 3{,}2 \ \text{ч}..$$

Таким образом, в течение нормативного срока односторонний слив маршрута из 10 цистерн при заданных размерах сливной коммуникации обеспечен быть не может.

Пример 12.8. Определить продолжительность слива бензина из автоцистерны АЦ-10-260 при следующих исходных данных: $\ell_т = 3$м; $d_т$= 0,104 м; $\ell_0 = 0{,}3$м ; d_0 = 0,075; h(0) = 4; S= 53000 Па; $\rho_б = 740$ кг/м^3; $\sum\zeta_i = 1{,}8$. Начальный взлив бензина в резервуаре АЗС равен

1,2 м. Резервуар вместимостью 25 м³ оснащён дыхательным клапаном АЗТ 5-890-820. Различием диаметров местных сопротивлений и приемного трубопровода резервуара пренебречь.

Решение

1.По табл. 1.19 для цистерны АЦ-10-260 находим A= 2,17 м; B=1,63 м; $L_ц$ = 4,3 м; ℓ = 3м; d = 0,075.

2.Для дыхательного клапана АЗТ 5-890-802 $P_{кд.А}$ = 10000 Па.

3.Коэффициент гидравлического сопротивления рукава автоцистерны по формуле (12.11)

$$\lambda_y = \frac{0,0125}{\sqrt[3]{0,075}} = 0,0296.$$

4.Полагая, что течение бензина происходит в зоне смешанного трения турбулентного режима, находим величину функции f(A.) по формуле (12.27)

$$f(A_*) = 10^{0,127 lg 0,104/0,075} = 1,042.$$

5.Принимая в первом приближении $\lambda_т = \lambda_y$, вычисляем коэффициент расхода сливной коммуникации по формуле (12.26)

$$\mu_{рв} = \left\{1+1,8+0,0296\cdot\frac{3}{0,075}\cdot\left(\frac{0,104}{0,075}\right)^4 - \frac{0,0296}{0,104}\cdot\left[3+0,3\cdot 1,042\cdot\left(\frac{0,075}{0,104}\right)^{4-0,123}\right]\right\}^{-0,5} =$$

$$= 0,352.$$

6.Параметры приёмного резервуара на АЗС согласно табл. 1.9 таковы: диаметр $d_р$ = 2,76 м; длина $L_р$ = 4,278 м. Следовательно

$$\bar{z}(0) = \frac{1,2}{2,76} = 0,345.$$

Отсюда начальный объём бензина в приёмном резервуаре из формулы (12.31)

$$V(0) = 2,76^2 \cdot 4,278 \cdot [0,25 \cdot \arcsin 2 \cdot \sqrt{0,435\cdot(1-0,435)} -$$

$$-(0,5-0,435)\cdot\sqrt{0,435\cdot(1-0,435)}] = 10,7 м^3.$$

7. Так как вместимость автоцистерны равна 10 м³, то после завершения слива объем бензина в приёмном резервуаре станет равным 20,7 м³. Следовательно, на момент окончания слива

$$\frac{V}{d_р^2 \cdot L_р} = \frac{20,7}{2,76^2 \cdot 4,278} = 0,635.$$

Соответствующую безразмерную высоту заполнения резервуара найдём из уравнения

$$0,635 = 0,25 \cdot \left[\pi - \arcsin 2 \cdot \sqrt{\bar{z} \cdot (1 - \bar{z})} + 4 \cdot (\bar{z} - 0,5) \cdot \sqrt{\bar{z} \cdot (1 - \bar{z})} \right].$$

Методом последовательных приближений находим, что в данном случае $\bar{z} = 0,75$. Следовательно, изменение высоты взлива в резервуаре

$$\Delta z_р = d_р \cdot (\bar{z} - \bar{z}(0)) = 2,76 \cdot (0,75 - 0,435) = 0,869 \text{м}.$$

8.Средняя скорость нефтепродукта в начале и конце слива по формулам (12.33):

$$\upsilon_{ср.н} = 0,352 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot [1,63 + 4]} = 3,69 \text{м/с},$$

$$\upsilon_{ср.к} = 0,352 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot \left[4 - 0,869 + \frac{99500 - 101325 - 10000}{740 \cdot 9,81} \right]} = 1,91 \text{м/с}.$$

9. Средняя скорость нефтепродукта в приёмном трубопроводе

$$\upsilon_{ср} = 0,5 \cdot (3,69 + 1,91) = 2,8 \text{ м/с}.$$

10. Число Рейнольдса и коэффициент гидравлического сопротивления для приёмного трубопровода

$$\mathrm{Re} = \frac{2,8 \cdot 0,1}{1 \cdot 10^{-6}} = 280000.$$

Так как в данном случае

$$\varepsilon = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,1} = 0,002$$

и

$$\mathrm{Re}_{\|} = \frac{500}{0,002} = 250000,$$

то в среднем слив происходит в зоне квадратичного трения турбулентного режима и поэтому по формуле (5.15)

$$\lambda_т = 0,11 \cdot 0,002^{0,25} = 0,0233.$$

11.Уточнённая величина функции f(A*) по формуле (12.27)

$$f(A_*) = \left(\frac{0,104}{0,075} \right)^{0,25} = 1,085.$$

12. Уточнённая величина коэффициента расхода по формуле (12.66)

$$\mu_{ра} = \left\{1 + 1{,}8 + 0{,}0296 \cdot \frac{3}{0{,}075} \cdot \left(\frac{0{,}104}{0{,}075}\right)^4 - \frac{0{,}0233}{0{,}104} \cdot \left[3 + 0{,}3 \cdot 1{,}085 \cdot \left(\frac{0{,}075}{0{,}104}\right)^{4-0}\right]\right\}^{-0{,}5} =$$

$= 0{,}357.$

Так как вновь найденное значение $\mu_{ра}$ отличается от $\mu_{ра} = 0{,}352$ на

$$\frac{0{,}357 - 0{,}352}{0{,}357} \cdot 100\% = 1{,}4\%,$$

что меньше допустимой погрешности инженерных расчётов (5%), то уточнять величину средней скорости $\upsilon_т$ нет необходимости.

13. Площадь сечения сливного трубопровода

$$f_т = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}104^2}{4} = 8{,}49 \cdot 10^{-3}\,м^2.$$

14. Время полного слива автоцистерны по формуле (12.32)

$$\tau_{ац} = \frac{3{,}14 \cdot 4{,}3 \cdot 2{,}17 \cdot 1{,}63}{8{,}49 \cdot 10^{-3} \cdot 2{,}575} = 2185с = 36{,}4м\ мин.$$

Пример 12.9. Определить диаметр трубопровода L=0,5 км для слива нефтепродукта плотностью $\rho = 850$ кг/м³, кинематической вязкостью $6{,}5 \cdot 10^{-6}$ м²/с, с давлением насыщения 1000 Па, доставляемого нефтерудовозами 1553 на нефтебазу с грузооборотом 300000 т/год. Коэффициент неравномерности прибытия танкеров $K_н = 1{,}7$. Количество причалов - 1. Подогрева нефтепродукта перед сливом не требуется. Местные сопротивления - равнопроходные со сливным трубопроводом $\left(\sum \zeta_i = 2{,}6\right)$. Принять $z_E - z_c = 5$ м, $H_p = 6$ м.

Решение

1. По табл. 1.16 для заданного типа судна находим $q_c = 2700$ т; $q_н = 500$ м³/ч; тип грузовых насосов - 8НДВ; их число - 2.

2. Из формулы (12.5) находим суммарное время пребывания судна у причала

$$\sum \tau_i = \frac{n_п \cdot T \cdot q_c}{G_{год} \cdot K_н} = \frac{1 \cdot 210 \cdot 2700}{300000 \cdot 1{,}7} = 1{,}11сут = 26{,}6\ ч.$$

3. Принимаем время на подготовительные операции $\tau_1 = 1$ ч; время на расчалку $\tau_5 = 1$ч. Так как зачистных насосов нефтерудовоз не имеет, то можно принять K = 1 и поэтому $\tau_3 = 0$. Поскольку подогрев нефтепродукта не требуется, то $\tau_4 = 0$.

4. Следовательно, необходимое время выгрузки нефтепродукта

$$\tau_{сл}^{треб} = 26,6 - 1 - 1 = 24,6 ч.$$

5. Необходимый расход слива судна по формуле (12.37)

$$Q_{с.тр} = \frac{2700 \cdot 10^3}{850 \cdot 24,6} = 129,1 \quad м^3/ч.$$

Так как $Q_{с.тр}$ меньше подачи одного насоса нефтерудовоза, то для выгрузки нефтепродукта достаточно работы одного насоса, т.е. в нашем случае $n_н = 1$.

6. По табл. 12.3 для заданной вязкости нефтепродукта находим его рекомендуемую скорость в трубопроводе $W_0 = 2,5$ м/с.

7. Ориентировочный внутренний диаметр сливного тубопровода по формуле (12.40)

$$d_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot 129,1}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2,5}} = 0,135 \quad м.$$

По табл. П.1.2 выбираем стандартный диаметр трубопровода. Так как он будет длительного пользования, то с учётом неизбежной коррозии толщину стенки принимаем $\delta = 7$ мм, в этом случае необходимый внутренний диаметр будет обеспечен выбором трубы с $D_н = 0,152$ м.

8. Фактический внутренний диаметр сливного трубопровода

$$d = 0,152 - 2 \cdot 0,007 = 0,138 \quad м.$$

9. Число Рейнольдса при необходимом расходе слива судна по формуле (5.10)

$$Re = \frac{4 \cdot 129,1}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,138 \cdot 6,5 \cdot 10^{-6}} = 50929.$$

10. Чтобы учесть условия работы трубопровода на перспективу, принимаем эквивалентную шероховатость равной $2 \cdot 10^{-4}$ м (как для труб бывших в эксплуатации). Соответственно по формулам (5.12)

$$\varepsilon = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,138} = 1,45 \cdot 10^{-3};$$

$$Re_{|} = \frac{10}{1,45 \cdot 10^{-3}} = 6897;$$

$$Re_{||} = \frac{500}{1,45 \cdot 10^{-3}} = 344828.$$

11. Так как $Re_{|} < Re < Re_{||}$, то течение нефтепродукта происходит

в зоне смешанного трения турбулентного режима. Поэтому коэффициент гидравлического сопротивления вычисляем по формуле (5.14)

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(1{,}45 \cdot 10^{-3} + \frac{68}{50929}\right)^{0{,}25} = 0{,}0253.$$

12. Напор, необходимый для слива нефтепродукта, по формуле (12.38)

$$H_c = \frac{8 \cdot 129{,}1^2}{(3600 \cdot 3{,}14)^2 \cdot 9{,}81} \cdot \left(0{,}0253 \cdot \frac{300}{0{,}138^5} + \frac{2{,}6}{0{,}138^4}\right) + 5 + 6 = 27{,}9 \text{ м}.$$

Так как H_c меньше номинального напора насоса 8НДВ, то строить насосную станцию нет необходимости.

13. Для насосов 8НДВ по табл. 3.6 находим величины коэффициентов в уравнении напорной характеристики: H_0 = 31,6 м; $a = 2{,}95 \cdot 10^{-2}$ ч/м²; $b = -0{,}733 \cdot 10^{-6}$ ч²/м⁵.

14. Вычисляем коэффициенты в уравнении (12.36):

$$\frac{b}{n_н^2} + \frac{8}{\pi^2 q} \cdot \left(\frac{\lambda L}{d^5} + \frac{\sum \zeta}{d^4}\right) = \frac{-0{,}733 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{1} +$$

$$+ \frac{8}{3{,}14^2 \cdot 9{,}18}\left(0{,}0253 \cdot \frac{300}{0{,}138^5} + \frac{2{,}6}{0{,}138^4}\right) = 13127 \frac{с^2}{м^5};$$

$$\frac{a}{n_н} = \frac{2{,}95 \cdot 10^{-2} \cdot 3600}{1} = 106{,}2 \frac{с}{м^2};$$

$$z_E - z_c + h_p - H_0 = 5 + 6 - 31{,}6 = -20{,}6 \text{ м}.$$

15. Решаем полученное квадратное уравнение

$$13127 \cdot Q_c^2 + 106{,}2 Q_c - 20{,}6 = 0,$$

что дает

$$Q_c = \frac{-106{,}2 + \sqrt{106{,}2^2 + 4 \cdot 13127 \cdot 20{,}6}}{2 \cdot 13127} = 0{,}0358 м^3/с = 128{,}8 м^3/ч.$$

Так как найденная величина Q_c практически не отличается от $Q_{с.тр}$, то уточнять величину λ нет необходимости.

16. Фактическое время слива судна

$$\tau_{сл}^{факт} = \frac{2700 \cdot 10^3}{850 \cdot 128{,}8} = 24{,}7 \text{ ч}.$$

Пример 12.10. Рассчитать систему и подобрать насос для сифонного слива бензина ($\nu = 0,7 \cdot 10^{-6} м^2/с$) из 12 железнодорожных цистерн модели 15-1443. Время слива не более 2 ч. Расстояние между сливными стояками 12 м. Внутренний диаметр стояка и шланга 0,1 м. Длина шланга $\ell_ш = 4$ м. Длина труб стояка $\ell_с = 10$ м. Стояк имеет два плавных поворота под углом 90° $(\xi_т = 0,23 \cdot 2 = 0,46)$, две задвижки $(\xi_т = 0,15 \cdot 2 = 0,3)$, поворотное устройство с сальниковой набивкой $(\xi_т = 2)$ и тройник $(\xi_т = 0,32)$. Длина отводной (всасывающей) трубы до насоса $\ell_в = 50$ м. На отводной трубе установлены фильтр и задвижка $(\xi_т = 0,15)$. Длина напорной трубы $\ell_4 = 270$ м. На напорной трубе имеются три поворота под углом 90° $(\xi_т = 0,23 \cdot 3 = 0,69)$, два тройника $(\xi_т = 0,23 \cdot 2 = 0,64)$, пять задвижек $(\xi_т = 0,15 \cdot 5 = 0,75)$, вход в резервуар $(\xi_т = 1)$. Разность геодезических отметок нижней образующей цистерны и насоса $\Delta z_2 = z_ц - z_н = 5$м, насоса и днища резервуара – $\Delta z_2 = z_р - z_н = 10$м. Высота резервуара $H_р = 11,5$ м. Уровень взлива бензина в резервуаре $H_р = 5$ м.

Решение

1. Коэффициент гидравлического сопротивления в шланге по формуле (12.11)

$$\lambda_ш = \frac{0,0125}{\sqrt[3]{0,1}} = 0,0269.$$

2. По табл. 1.12 определяем полезный объём одной цистерны модели 15-1443 $V_ц = 71,7$ м³.

3. Необходимый расход через стояк по формуле (12.37)

$$Q_ч = \frac{71,7}{2} = 35,85 м^3/ч; \quad Q_с = \frac{35,85}{3600} = 0,01 м^3/ч.$$

4. Средняя скорость бензина в стояке по формуле (5.8)

$$\upsilon_с = \frac{4 \cdot 0,01}{3,14 \cdot 0,1^2} = 1,27 м/с.$$

5. Параметр Рейнольдса при течении бензина в стояке по формуле (5.10)

$$Re_с = \frac{1,27 \cdot 0,1}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 181429.$$

6. Эквивалентную шероховатость труб принимаем на перспективу $K_э = 0,2$ мм. Следовательно, относительная шероховатость труб

$$\varepsilon_c = \frac{0,2}{100} = 2 \cdot 10^{-3}.$$

7. Переходные числа Рейнольдса для стояка по формулам (5.12)

$$Re_{|}^{(c)} = \frac{10}{2 \cdot 10^{-3}} = 5000; \quad Re_{||}^{(c)} = \frac{500}{2 \cdot 10^{-3}} = 250000.$$

8. Так как $Re_{|}^{(c)} < Re_c < Re_{||}^{(c)}$, то коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.14)

$$\lambda_c = 0,11 \cdot \left(2 \cdot 10^{-3} + \frac{68}{181429}\right)^{0,25} = 0,0243.$$

9. Потери напора в шланге по формуле (5.9)

$$h_ш = 0,0269 \cdot \frac{4}{0,1} \cdot \frac{1,27^2}{2 \cdot 9,81} = 0,089 \text{ м}.$$

10. Приведённая длина труб стояка по формуле (5.26)

$$\ell_{c.пр} = 10 + \frac{0,1}{0,0243} \cdot (0,46 + 0,3 + 2 + 0,32) = 22,7 \text{ м}.$$

11. Потери напора в трубах стояка по формуле (5.9)

$$h_c = 0,0243 \cdot \frac{22,7}{0,1} \cdot \frac{1,27^2}{2 \cdot 9,81} = 0,454 \text{ м}.$$

12. Необходимый расход бензина через одну половину коллектора по формуле (12.44)

$$Q_к = 6 \cdot 0,01 = 0,06 \text{ м}^3/\text{с}.$$

13. Согласно табл. 12.3 рекомендуемая средняя скорость нефтепродукта вязкостью $0,7 \cdot 10^{-6}$ м²/с = 0,7 мм²/с на линии всасывания составляет 1,5 м/с. Поэтому расчётный диаметр коллектора по формуле (12.40)

$$d_0^{(к)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,06}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,226 \text{ м}.$$

По табл. П.1.3 выбираем стандартный наружный диаметр труб коллектора 273 мм, при толщине стенки 8 мм его внутренний диаметр составит

$$d_к = 0,273 - 2 \cdot 0,008 = 0,257 \text{ м}.$$

14. Скорость движения бензина при выходе из коллектора по формуле (5.8)

$$\upsilon_к = \frac{4 \cdot 0,06}{3,14 \cdot 0,257^2} = 1,16 \text{ м/с.}$$

15. Число Рейнольдса при течении бензина в коллекторе по формуле (5.10)

$$Re_к = \frac{1,16 \cdot 0,257}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 425886.$$

16. Определяем зону трения при течении бензина в коллекторе:

$$\varepsilon_к = \frac{0,2}{257} = 7,78 \cdot 10^{-5}.$$

$$Re_{|}^{(к)} = \frac{10}{7,78 \cdot 10^{-5}} = 12850; \; Re_{||}^{(к)} = \frac{500}{7,78 \cdot 10^{-5}} = 642500.$$

Так как $Re_{|}^{(к)} < Re_к < Re_{||}^{(к)}$, то течение бензина в коллекторе соответствует зоне смешанного требования турбулентного режима.

17. Коэффициент гидравлического сопротивления для коллектора по формуле (5.14)

$$\lambda_к = 0,11 \cdot \left(7,78 \cdot 10^{-5} + \frac{68}{425886}\right)^{0,25} = 0,0137.$$

18. Приведённая длина коллектора по формуле (5.26)

$$\ell_{к.пр} = 12 \cdot 6 + \frac{0,257}{0,0137} \cdot 0,32 \cdot 6 = 108,0 \text{ м.}$$

19. Потери напора в коллекторе (с учётом переменности расхода по длине) при турбулентном режиме по формуле (12.43)

$$h_к = \frac{1}{3} \cdot 0,0137 \cdot \frac{108}{0,257} \cdot \frac{1,16^2}{2 \cdot 9,81} = 0,132 \text{ м.}$$

20. Расход бензина во всасывающем и нагнетательном трубопроводах

$$Q_в = Q_н = 2 \cdot 0,06 = 0,12 \text{ м}^3\text{/с.}$$

21. Расчётный диаметр всасывающего трубопровода по формуле (12.40)

$$d_0^{(в)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,12}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,319 \text{ м.}$$

По табл. П.1.3 выбираем трубу 351 х 8 мм, т.е. внутренний диаметр $d_в = 0,351 - 2 \cdot 0,008 = 0,335$ м.

22. Скорость течения бензина во всасывающем трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon_в = \frac{4 \cdot 0{,}12}{3{,}14 \cdot 0{,}335^2} = 1{,}36 \text{ м/с}.$$

23. Число Рейнольдса при течении бензина во всасывающем трубопроводе по формуле (5.10)

$$Re_в = \frac{1{,}36 \cdot 0{,}335}{0{,}7 \cdot 10^{-6}} = 650857.$$

24. Определяем зону трения при течении бензина во всасывающем трубопроводе:

$$\varepsilon_в = \frac{0{,}2}{335} = 5{,}97 \cdot 10^{-5}.$$

$$Re_{|}^{(в)} = \frac{10}{5{,}97 \cdot 10^{-5}} = 16750; \quad Re_{||}^{(в)} = \frac{500}{5{,}97 \cdot 10^{-5}} = 837500.$$

Так как $Re_{|}^{(в)} < Re_ч < Re_{||}^{(в)}$, то течение бензина происходит в зоне смешанного трения турбулентного режима.

25. Коэффициент гидравлического сопротивления для всасывающего трубопровода по формуле (5.14)

$$\lambda_в = 0{,}11 \cdot \left(5{,}97 \cdot 10^{-5} + \frac{68}{650857}\right)^{0{,}25} = 0{,}0125.$$

26. Приведённая длина всасывающего трубопровода по формуле (5.26)

$$\ell_{в.пр} = 50 + \frac{0{,}335}{0{,}0125} \cdot (1{,}7 + 0{,}15) = 99{,}6 \text{ м}.$$

27.Потери напора во всасывающем трубопроводе по формуле (5.9)

$$h_в = 0{,}0125 \cdot \frac{99{,}6}{0{,}335} \cdot \frac{1{,}36^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}35 \text{ м}.$$

28. Расчётный диаметр напорного трубопровода по формуле (12.40) с учётом рекомендуемой скорости в нём, равной 2,5 м/с

$$d_0^{(н)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}12}{3{,}14 \cdot 2{,}5}} = 0{,}247 \text{ м}.$$

По табл. П.1.3 выбираем стандартный диаметр труб 273 х 8 мм, что даёт $d_н = 0{,}273 - 2 \cdot 0{,}08 = 0{,}257$ м.

29. Скорость течения бензина в напорном трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon_в = \frac{4 \cdot 0{,}12}{3{,}14 \cdot 0{,}257^2} = 2{,}31 \quad м/с.$$

30. Число Рейнольдса при течении бензина в напорном трубопроводе по формуле (5.10)

$$Re_н = \frac{2{,}31 \cdot 0{,}257}{0{,}7 \cdot 10^{-6}} = 848100.$$

31. Так как диаметр напорного трубопровода такой же как у коллектора, то $Re_{|}^{(н)} = Re_{|}^{к}$ и $Re_{||}^{(н)} = Re_{||}^{к}$. Поскольку $Re_н > Re_{||}^{н}$, то течение бензина в нём происходит в зоне квадратичного трения турбулентного режима. Поэтому коэффициент гидравлического сопротивления находим по формуле (5.15)

$$\lambda_н = 0{,}11 \cdot \left(7{,}78 \cdot 10^{-5}\right)^{0{,}25} = 0{,}0184.$$

32. Приведённая длина напорного трубопровода по формуле (5.26)

$$\ell_{н.пр} = 270 + \frac{0{,}257}{0{,}0184} \cdot \left(0{,}69 + 0{,}64 + 0{,}75 + 1\right) = 313{,}0 \quad м.$$

33. Потери напора в напорном трубопроводе по формуле (5.9)

$$h_н = 0{,}0184 \cdot \frac{313}{0{,}257} \cdot \frac{2{,}31^2}{2 \cdot 9{,}81} = 6{,}1 \text{ м}.$$

34. Разность геодезических отметок днища резервуара и нижней образующей цистерны $\Delta z = 10 - 5 = 5$ м. Поэтому необходимый напор насоса при полном взливе в резервуаре

$$H = \sum h_i + \Delta z + H_р = 0{,}089 + 0{,}454 + 0{,}132 + 0{,}35 + 6{,}1 + 5 + 11{,}5 = 23{,}6 \text{ м}.$$

35. По найденной величине напора и требуемому расходу слива $Q = 0{,}12$ м³/с $= 432$ м³/ч выбираем наиболее подходящий тип насоса 8НВвН с номинальным напором 28 м и номинальной подачей 500 м³/ч. По табл. 3.6 находим коэффициенты напорной характеристики данного насоса $H_0 = 31{,}6$ м; $a = 2{,}95 \cdot 10^{-2}$ ч/м² $= 106{,}2$ с/м²; $b = -0{,}733 \cdot 10^{-6}$ ч²/м⁵ $= -9{,}5$ с²/м⁵.

Пример 12.11. Для данных примера 12.10 провести проверочный расчет на устойчивость всасывания при сливе бензина с упругостью паров (при заданной температуре) $p_s = 5{,}3329 \cdot 10^4$ Па и плотностью $\rho = 725$ кг/м³. Минимальное атмосферное давление $p_a = 9{,}5992 \cdot 10^4$ Па.

Решение

1. Выполняем чертеж сливной коммуникации до насоса в масштабе (рис.12.9).

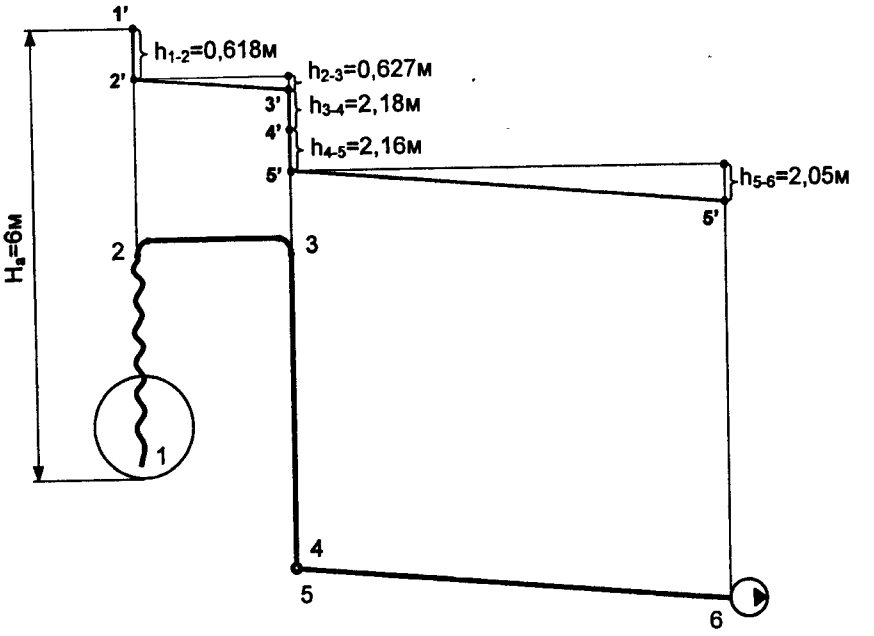


Рис. 12.9 График остаточных напоров при сифонном сливе (к примеру 12.11)

2. Напор, соответствующий разности минимального атмосферного давления и давления упругости паров в метрах столба бензина по формуле (12.47)

$$H_a = \frac{95992 - 53329}{725 \cdot 9{,}81} = 6{,}0 \text{ м}.$$

Откладываем найденную величину напора от нижней образующей цистерны в соответствии с выбранным масштабом.

3. Теперь необходимо уточнить фактический расход сливаемого бензина в коммуникациях с учетом выбранного типа насоса. Сначала вычисляем расчетные коэффициенты в формуле (12.46):

$$A_c = \frac{8}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81} \cdot \left[\frac{0{,}0296 \cdot 4 + 0{,}0243 \cdot 22{,}7}{12^2 \cdot 0{,}1^5} + \frac{1}{3} \cdot 0{,}0137 \cdot \frac{108}{0{,}257^5} \cdot \left(\frac{6}{12}\right)^2 + \right.$$

$$\left. + 0{,}0125 \cdot \frac{99{,}6}{0{,}335^5} + 0{,}0184 \cdot \frac{313}{0{,}257^5} \right] + 9{,}5 = 505{,}7 \ \frac{с^2}{м^6};$$

$B_c = -\ 106{,}2$ с/м³; $C_c = 5 + 11{,}5 - 31{,}6 = -\ 15{,}1.$

Соответственно, фактическая подача насоса

$$Q_ф = \frac{106{,}2 + \sqrt{106{,}2^2 + 4 \cdot 505{,}7 \cdot 15{,}1}}{2 \cdot 505{,}7} = 0{,}307 \quad м^3/с$$

Расход бензина в шланге и стояке

$$Q'_c = \frac{0{,}307}{12} = 0{,}0256 \quad м^3/с$$

и расход в коллекторе

$$Q'_к = \frac{0{,}307}{2} = 0{,}154 \quad м^3/с$$

4. Фактическая скорость бензина в шланге и в трубах стояка по формуле (5.8)

$$\upsilon_c = \frac{4 \cdot 0{,}0256}{3{,}14 \cdot 0{,}1^2} = 3{,}26 \ м/с$$

5. Потери напора в шланге по формуле (5.9)

$$h_ш = 0{,}0269 \cdot \frac{4}{0{,}1} \cdot \frac{3{,}26^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}58 \ м$$

6. Число Рейнольдса в трубах стояка по формуле (5.10)

$$Re_c = \frac{3{,}26 \cdot 0{,}1}{0{,}7 \cdot 10^{-6}} = 3260000.$$

7. Так как $Re_c > Re_{II}^{(c)}$, то коэффициент гидравлического сопротивления для труб стояка находим по формуле (5.15)

$$\lambda_в = 0{,}11 \cdot \left(2 \cdot 10^{-3}\right)^{0{,}25} = 0{,}0233$$

8. Потери напора в стояке от точки присоединения шланга до поворота 2

$$h_{ш-2} = 0{,}0233 \cdot \frac{0{,}3}{0{,}1} \cdot \frac{3{,}26^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}038 \ м$$

9. Общие потери напора между точками 1 и 2 с учетом изменения высоты положения бензина

$$h_{1-2} = 0,58 + 0,038 = 0,618 \text{ м}$$

Откладывая эту величину от точки $1'$ вниз, получаем точку $2'$.

10. Приведенная длина участка 2 – 3 с учетом двух плавных поворотов по формуле (5.26)

$$\ell_{\text{пр } 2-3} = 3 + \frac{0,1}{0,0233} \cdot 0,46 = 4,97 \text{ м}$$

11. Потери напора на участке 2 – 3 по формуле (5.9)

$$h_{2-3} = 0,0233 \cdot \frac{4,97}{0,1} \cdot \frac{3,26^2}{2 \cdot 9,81} = 0,627 \text{ м}$$

Откладывая величину этих потерь на вертикали 5 – 3 от координаты точки $2'$ вниз, получаем точку $3'$.

12. Приведенная длина участка 3 – 4 (до низа стояка) по формуле (5.26) с учетом имеющихся местных сопротивлений (поворотное устройство, две задвижки, тройник)

$$\ell_{\text{пр } 3-4} = 6 + \frac{0,1}{0,0233} \cdot (2 + 0,3 + 0,32) = 17,3 \text{ м}$$

13. Потери напора на участке 3 – 4 по формуле (5.9)

$$h_{3-4} = 0,0233 \cdot \frac{17,3}{0,1} \cdot \frac{3,26^2}{2 \cdot 9,81} = 2,18 \text{ м}$$

Откладывая эту величину на вертикали 5 – 3 от координаты точки $3'$ вверх, получаем точку $4'$.

14. Фактическая скорость бензина на выходе из коллектора по формуле (5.8)

$$\upsilon_к = \frac{4 \cdot 0,154}{3,14 \cdot 0,257^2} = 2,97 \text{ м/с}$$

15. Число Рейнольдса при течении бензина на выходе из коллектора по формуле (5.10)

$$\text{Re}_к = \frac{2,97 \cdot 0,257}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 1090486.$$

16. Так как $\text{Re}_к > \text{Re}_{II}^{(к)}$, то коэффициент гидравлического сопротивления находим по формуле (5.15)

$$\lambda_к = 0,11 \cdot \left(7,78 \cdot 10^{-5}\right)^{0,25} = 0,0103$$

17. Приведенная длина коллектора по формуле (5.26)

$$\ell_{к.пр} = 12 \cdot 6 + \frac{0,257}{0,0103} \cdot 0,32 \cdot 6 = 119,9 \text{ м}$$

18. Потери напора в коллекторе (полагаем его горизонтальным), до точки врезки всасывающего трубопровода (участок 4 – 5) по формуле (5.9)

$$h_{4-5} = 0,0103 \cdot \frac{119,9}{0,257} \cdot \frac{2,97^2}{2 \cdot 9,81} = 2,16 \text{ м}$$

Откладывая эту величину на вертикали 5 – 3 от координаты точки $4'$, получаем точку $5'$.

19. Фактическая скорость бензина во всасывающем трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon_в = \frac{4 \cdot 0,307}{3,14 \cdot 0,335^2} = 3,49 \text{ м/с}$$

20. Соответствующее число Рейнольдса по формуле (5.10)

$$Re_в = \frac{3,49 \cdot 0,335}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 1670214.$$

21. Так как $Re_в > Re_{II}^{(в)}$, то коэффициент гидравлического сопротивления находим по формуле (5.15)

$$\lambda_в = 0,11 \cdot \left(5,97 \cdot 10^{-5}\right)^{0,25} = 0,0097$$

22. Приведенная длина всасывающего трубопровода по формуле (5.26)

$$\ell_{пр\ 5-6} = 50 + \frac{0,335}{0,0097} \cdot (1,7 + 0,15) = 113,9 \text{ м}$$

23. Потери напора на участке 5 – 6 по формуле (5.9)

$$h_{5-6} = 0,0097 \cdot \frac{113,9}{0,335} \cdot \frac{3,49^2}{2 \cdot 9,81} = 2,05 \text{ м}$$

Откладывая величину h_{5-6} вниз по вертикали, проходящей через ось насоса, получаем точку $6'$.

24. Соединив точки $1' - 2' - 3' - 4' - 5' - 6$, получаем линию остаточных напоров. Так как она нигде не пересекла коммуникаций, то, следовательно, устойчивость всасывания насоса обеспечена.

Если бы линия остаточных напоров все же пересекла коммуникации, то пришлось бы прибегнуть к одному из следующих методов: 1) прибегнуть к дросселированию напора насоса для снижения рас-

хода слива; 2) увеличить диаметр шланга стояков, коллектора и всасывающего трубопровода; 3) прибегнуть к охлаждению сливаемого бензина (что трудновыполнимо).

Пример 12.12. Подобрать насос для эжекторного слива бензина, имеющего упругость паров 50000 Па, кинематическую вязкость $0{,}7 \cdot 10^{-6}$ м²/с и плотность 740 кг/м³ из железнодорожной цистерны модели 15-890 ($V_ц = 60$ м³). Требуемое время слива – 1,5 ч. Размеры стояка, а также величины $z_ц$, $z_н$, $z_р$ и $H_р$ взять из примера 12.10. Принять, что длина трубопроводов составляет: всасывающего – 30 м; нагнетательного – 50 м; байпаса – 40 м. Расчет выполнить для схемы I.

Решение

1. Необходимый расход сливаемого бензина по формуле (12.57)

$$Q_0 = \frac{60}{1,5} = 40 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2. Для расчета диаметра трубопроводов сливной коммуникации примем величину $u = 2$ как соответствующую максимальному к.п.д. эжектора.

3. Расход рабочей жидкости и смеси по формулам (12.58), (12.59)

$$Q_р = \frac{40}{2} = 20 \text{ м}^3/\text{ч}; \quad Q_с = 40 + 20 = 60 \text{ м}^3/\text{ч}$$

4. Расчетный диаметр всасывающей линии насоса по формуле (12.40)

$$d_0^{(в)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 60}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,5}} = 0,119 \text{ м}$$

По табл. П.1.2 выбираем трубу стандартного диаметра 146×11 мм, т.е. $d_в = 0,146 - 2 \cdot 0,011 = 0,124$ м

5. Расчетный диаметр напорного трубопровода, соединяющего насос и резервуар, по формуле (12.40)

$$d_0^{(н)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 40}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2,5}} = 0,075 \text{ м}$$

По табл. П.1.2 выбираем трубу стандартного диаметра 108×7 мм, т.е.

$$d_н = 0,108 - 2 \cdot 0,007 = 0,094 \text{ м}$$

6. Расчетный диаметр напорного трубопровода, соединяющего насос и эжектор (далее байпас), по формуле (12.40)

$$d_0^{(б)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 2{,}5}} = 0{,}053 \text{ м}$$

По табл. П.1.2 выбираем трубу стандартного диаметра 76×8 мм, т.е.

$$d_б = 0{,}076 - 2 \cdot 0{,}008 = 0{,}06 \text{ м}.$$

7. Величина $\lambda_ш = 0{,}0269$ найдена в примере 12.10.

8. Средняя скорость бензина в шланге и в стояке по формуле (5.8)

$$\upsilon_c = \frac{4 \cdot 60}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}1^2} = 2{,}12 \text{ м/с}$$

9. Число Рейнольдса в стояке по формуле (5.10)

$$Re_c = \frac{2{,}12 \cdot 0{,}1}{0{,}7 \cdot 10^{-6}} = 302857.$$

10. Так как $Re_c > Re_{II}^{(c)}$, найденного в примере 12.10, то коэффициент гидравлического сопротивления при течении бензина в стояке по формуле (5.15)

$$\lambda_в = 0{,}11 \cdot \left(2 \cdot 10^{-3}\right)^{0{,}25} = 0{,}0233$$

11. Потери напора в шланге по формуле (5.9)

$$h_ш = 0{,}0269 \cdot \frac{4}{0{,}1} \cdot \frac{2{,}12^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}247 \text{ м}$$

12. Приведенная длина труб стояка по формуле (5.26)

$$\ell_{пр.\,с} = 10 + \frac{0{,}1}{0{,}0233} \cdot (0{,}46 + 0{,}3 + 2 + 0{,}32) = 23{,}2 \text{ м}$$

13. Потери напора в трубах стояка по формуле (5.9)

$$h_c = 0{,}0233 \cdot \frac{23{,}2}{0{,}1} \cdot \frac{2{,}12^2}{2 \cdot 9{,}81} = 1{,}24 \text{ м}$$

14. Средняя скорость бензина во всасывающем трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon_в = \frac{4 \cdot 60}{3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}124^2} = 1{,}38 \text{ м/с}$$

15. Число Рейнольдса во всасывающем трубопроводе по формуле (5.10)

$$Re_в = \frac{1{,}38 \cdot 0{,}124}{0{,}7 \cdot 10^{-6}} = 244457.$$

16. Относительная шероховатость труб и переходные числа Рейнольдса для всасывающего трубопровода по формулам (5.12):

$$\varepsilon = \frac{0,2}{124} = 0,00161; \quad Re_I^{(в)} = \frac{10}{0,0161} = 6210; \quad Re_{II}^{(в)} = \frac{500}{0,00161} = 310560.$$

17. Так как $Re_I^{(в)} < Re_в < Re_{II}^{(в)}$, то во всасывающем трубопроводе имеет место турбулентное течение в зоне смешанного трения. Поэтому коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.14)

$$\lambda_в = 0,11 \cdot \left(0,00161 + \frac{68}{244457}\right)^{0,25} = 0,0229$$

18. Полагая, что во всасывающем трубопроводе из местных сопротивлений имеется один тройник ($\xi = 0,32$), находим его приведенную длину по формуле (5.26)

$$\ell_{в.пр} = 30 + \frac{0,124}{0,0229} \cdot 0,32 = 31,7 \quad м$$

19. Потери напора во всасывающем трубопроводе по формуле (5.9)

$$h_в = 0,0229 \cdot \frac{31,7}{0,124} \cdot \frac{1,38^2}{2 \cdot 9,81} = 0,57 \quad м$$

20. Средняя скорость бензина в напорном трубопроводе по формуле (5.8)

$$\upsilon_н = \frac{4 \cdot 40}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,094^2} = 1,60 \quad м/с$$

21. Число Рейнольдса при течении бензина в нем по формуле (5.10)

$$Re_н = \frac{1,60 \cdot 0,094}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 214857.$$

22. Относительная шероховатость труб и переходные числа Рейнольдса для напорного трубопровода по формулам (5.12):

$$\varepsilon = \frac{0,2}{94} = 0,00213; \quad Re_I^{(н)} = \frac{10}{0,00213} = 4700; \quad Re_{II}^{(н)} = \frac{500}{0,00213} = 234740.$$

23. Так как $Re_I^{(н)} < Re_н < Re_{II}^{(н)}$, то по формуле (5.15)

$$\lambda_в = 0,11 \cdot \left(0,00213 + \frac{68}{214857}\right)^{0,25} = 0,0245$$

24. Полагая, что на нагнетательной линии имеются два поворота под углом 90° ($\xi_т = 0,23 \cdot 2 = 0,46$), один тройник ($\xi_т = 0,32$), задвижка

($\xi_т = 0,15$), и с учетом сопротивления на входе в резервуар ($\xi_т = 1$) находим приведенную длину нагнетательного трубопровода по формуле (5.26)

$$\ell_{н.пр} = 50 + \frac{0,094}{0,0245} \cdot (0,46 + 0,32 + 0,15 + 1) = 57,3 \text{ м}$$

25. Потери напора в нагнетательном трубопроводе по формуле (5.9)

$$h_н = 0,0245 \cdot \frac{57,3}{0,094} \cdot \frac{1,6^2}{2 \cdot 9,81} = 1,95 \text{ м}$$

26. Необходимый напор насоса

$$H = \Sigma h_i + \Delta z + H_р = 0,247 + 1,24 + 0,57 + 1,95 + 5 + 11,5 = 20,5 \text{ м}$$

27. По найденной величине напора и требуемой подаче $Q = 60$ м^3/ч выбираем тип насоса НК 65/35 – 70. Поскольку у него может быть 8 вариантов исполнения ротора, вычисляем напор насоса при требуемой подаче для каждого из них по формуле (3.1):

$$H_{1а} = 77,8 + 0,557 \cdot 60 - 1070 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 72,7 \text{ м};$$
$$H_{1б} = 67,6 + 0,627 \cdot 60 - 1309 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 58,1 \text{ м};$$
$$H_{1в} = 59,9 + 0,518 \cdot 60 - 1304 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 18,1 \text{ м};$$
$$H_{1г} = 50,1 + 0,472 \cdot 60 - 1464 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 25,7 \text{ м};$$
$$H_{2а} = 71,7 + 0,505 \cdot 60 - 1464 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 49,3 \text{ м};$$
$$H_{2б} = 62,8 + 0,450 \cdot 60 - 1554 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 33,9 \text{ м};$$
$$H_{2в} = 54,2 + 0,361 \cdot 60 - 1500 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 21,9 \text{ м};$$
$$H_{2г} = 44,4 + 0,425 \cdot 60 - 1839 \cdot 10^{-5} \cdot 60^2 = 3,7 \text{ м}.$$

Как видно, наиболее подходящим для рассматриваемой задачи является ротор № 2, вариант «в».

Теперь проверим достаточно ли развиваемого насосом напора для работы эжектора

28. Средняя скорость бензина в байпасе по формуле (5.8)

$$\upsilon_б = \frac{4 \cdot 20}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,06^2} = 1,97 \text{ м/с}$$

29. Число Рейнольдса, характеризующее течение бензина в байпасе, по формуле (5.10)

$$Re_б = \frac{1,97 \cdot 0,06}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 168857.$$

31. Относительная шероховатость труб и переходные числа Рейнольдса для байпаса по формулам (5.12):

$$\varepsilon = \frac{0,2}{60} = 3,33 \cdot 10^{-3};\ \mathrm{Re}_{\mathrm{I}}^{(6)} = \frac{10}{3,33 \cdot 10^{-3}} = 3003;$$

$$\mathrm{Re}_{\mathrm{II}}^{(6)} = \frac{50}{3,33 \cdot 10^{-3}} = 150150.$$

31. Так как $\mathrm{Re}_{б} > \mathrm{Re}_{\mathrm{II}}^{(6)}$, то бензин в байпасе течет в зоне квадратичного трения турбулентного режима и поэтому коэффициент гидравлического сопротивления вычисляем по формуле (5.15)

$$\lambda_{б} = 0,11 \cdot \left(3,33 \cdot 10^{-3}\right)^{0,25} = 0,0264$$

32. На байпасе имеются следующие виды местных сопротивлений: тройник ($\xi_{т} = 0,32$), 5 поворотов под углом 90° ($\xi_{т} = 0,23 \cdot 5 = 1,15$) две задвижки ($\xi_{т} = 2 \cdot 0,15 = 0,3$). Поэтому приведенная длина байпаса

$$\ell_{б.пр} = 40 + \frac{0,06}{0,0264} \cdot (0,32 + 1,15 + 0,3) = 44,0 \quad \text{м}$$

33. Потери напора на трение в байпасе по формуле (5.9)

$$h_{б} = 0,0264 \cdot \frac{44}{0,06} \cdot \frac{1,97^2}{2 \cdot 9,81} = 3,83 \quad \text{м}$$

Найдем потери напора в эжекторе.

34. Расчетные коэффициенты $B_{э}$ и $C_{э}$ по формулам (12.52), (12.55):

$$B_{э} = 1,78 + 1,95 \cdot 2 + \frac{0,378}{2} = 5,87;\ C_{э} = 2,68 \cdot (1+2)^2 - 0,799 \cdot 2^2 = 20,9.$$

35. Оптимальное относительное давление в начале камеры смешения эжектора по формуле (12.51)

$$\bar{P}_{к} = -0,5 + \sqrt{0,25 + \frac{1}{5,87^2 - 4}} = 0,0318$$

36. Относительная площадь камеры смешения по формуле (12.54)

$$f_{э} = \frac{20,9}{0,907 + \sqrt{0,823 + 20,9 \cdot 0,0318}} = 9,83$$

37. Относительное давление смеси на выходе из эжектора по формуле (12.53)

$$\bar{P}_{с} = \frac{(1+2)^2}{0,67 \cdot 9,83^2} - 0,0318 = 0,107$$

38. Потери напора в эжекторе по формуле (1.56)

$$h_э = \frac{101325 - 1{,}2 \cdot 50000}{740 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}0318} \cdot (1 - 0{,}107) = 159{,}7 \quad м$$

39. Таким образом, общий напор, необходимый для прокачки бензина по байпасу, включая эжектор, с учетом необходимости преодоления разности высот $z_ц - z_н = 5$ равен

$$H_б = h_б + h_э + z_ц - z_н = 3{,}83 + 15{,}97 + 5 = 168{,}53 \text{ м}.$$

Так как величина $H_б >> H$, то выбранный тип насоса не обеспечивает необходимого расхода слива цистерны. Как выход возможно два решения:

а) применить для слива более высоконапорный насос;

б) поменять схему слива на схему III (рис. 12.6).

Недостатком первого решения является необходимость дросселирования значительного (168,5 − 20,5 ≈ 148 м) напора в напорном трубопроводе. Второе решение требует дополнительных капиталовложений на установку второго насоса.

Выбираем второе решение. По табл. 3.11 подбираем насос НК 65/35 − 240.

Пример 12.13. Определить допустимые скорости заполнения цистерны модели 15 − 1443 ($L_ц$ = 10,77 м) бензином А − 76 по трубопроводу диаметром 0,1 м.

Решение

1. Относительная шероховатость труб, бывших в эксплуатации,

$$\varepsilon = \frac{0{,}2}{100} = 0{,}002$$

2. По табл. 12.4 для бензина А − 76 находим величины коэффициентов $\gamma = 2 \cdot 10^{-10}$ м/м; $\beta_1 = 36{,}6 \cdot 10^{-6}$; $n = 1{,}76$; $m_1 = 1{,}21$; $\varepsilon_0 = 17{,}5 \cdot 10^{-12}$ Ф/м.

3. Допустимая скорость заполнения цистерны на первой стадии по формуле (12.66)

$$\upsilon_{доп\,1} = \left[\frac{17{,}7 \cdot 10^{-6}}{36{,}6 \cdot 10^{-6}} \cdot 0{,}1^{2-1{,}21} \cdot (1{,}14 - 2 \lg 0{,}002) \right]^{\frac{1}{1{,}76-1}} = 0{,}415 \quad м/с$$

4. Допустимая скорость заполнения цистерны на основной стадии налива по формуле (12.67)

$$\upsilon_{доп_2} = 2{,}59 \cdot 10^{-6} \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot 10^4 \cdot 10{,}77 \cdot 2 \cdot 10^{10} \cdot (1{,}14 - 2 \lg 0{,}002}{0{,}75 \cdot 36{,}6 \cdot 10^{-6} \cdot 17{,}5 \cdot 10^{-12} \cdot 0{,}1^{1{,}21}}} = 9{,}78 \quad м/с$$

13 ГЛАВА ЗАЩИТА ТРУБОПРОВОДОВ И РЕЗЕРВУАРОВ ОТ КОРРОЗИИ

Предотвращение коррозионного разрушения трубопроводов достигается применением защитных покрытий, а также методами катодной, протекторной и электродренажной защиты. Резервуары защищают от коррозии с помощью одиночных протекторов и протекторной установок.

§ 13.1. Катодная защита однониточных магистральных трубопроводов

При катодной защите трубопроводов различают три значения потенциала:

1) естественный (стационарный) потенциал $E_{ест}$, существующий до включения защиты;

2) наложенный (расчетный) потенциал $E_{min\ (max)}$, дополнительно накладываемый на сооружение в результате действия защиты;

3) защитный (общий) потенциал сооружения, установившийся после подключения защиты.

Многочисленными измерениями установлено, что величина естественного потенциала подземных металлических сооружений колеблется в интервале от -0,23 до -0,72 В. Если не имеется точных данных о величине естественного потенциала стали в рассматриваемом грунте, то рекомендуется принимать $E_{ест}$ = -0,55 В по медно-сульфатному электроду сравнения (по МСЭ).

Сведения о величинах минимального и максимального защитных потенциалов (по ГОСТ Р51164-98) приведены в табл. 13.1,13.2.

На всех вновь построенных и реконструируемых трубопроводах должны быть обеспечены только поляризационные потенциалы (без омической составляющей).

Если трубопровод поврежден коррозией (более 10% толщины стенки), то минимальный защитный потенциал должен быть на 0,05 В отрицательнее значений, указанных в табл. 13.1.

Таблица 13.1

Минимальные защитные потенциалы

Условия прокладки и эксплуатации трубопровода	Минимальный защитный потенциал относительно насыщенного медно-сульфатного электрода сравнения, В	
	Поляризационный	С омической составляющей
Грунты с удельным электрическим сопротивлением не менее 10 Ом · м или содержанием водорастворимых солей не более 1 г на 1 кг грунта или при температуре транспортируемого продукта не более 293 К	– 0,85	– 0,90
Грунты с удельным электрическим сопротивлением менее 10 Ом · м или содержанием водорастворимых солей более 1 г на 1 кг грунта, или опасном влиянии блуждающих токов промышленной частоты (50 Гц) и постоянных токов, или при возможной микробиологической коррозии, или при температуре транспортируемого продукта более 293 К	– 0,95	– 1,05

Примечания

1. Для трубопроводов, температура транспортируемого продукта которых не более 278 К (5 °С), минимальный поляризационный защитный потенциал равен минус 0,80 В относительно насыщенного медно-сульфатного электрода сравнения.
2. Минимальный защитный потенциал с омической составляющей при температуре транспортируемого продукта от 323 К (50 °С) до 343 К (70 °С) – минус 1,10 В; от 343 К (70 °С) до 373 К (100 °С) – минус 1,15 В.
3. Для грунтов с высоким удельным сопротивлением (более 100 Ом · м) значения минимального потенциала с омической составляющей должны быть определены экспериментально.

Величина наложенного (минимального или максимального) потенциала находится как разница между соответствующим защитным потенциалом и естественным потенциалом.

При катодной защите магистральных трубопроводов величина наложенного потенциала изменяется от максимально возможного значения E_{max} в точке подключения станции катодной защиты (СКЗ) до минимального допустимого значения E_{min} на границе зон действий смежных СКЗ.

В случае использования однотипных СКЗ расстояние между ними равно

$$\ell_{скз} = \frac{2}{\alpha} \ln\left(\frac{E_{max}}{K_B \cdot E_{min}(1+\theta)}\right), \qquad (13.1)$$

Таблица 13.2

Максимальные защитные потенциалы

Условия прокладки и эксплуатации трубопровода	Минимальный защитный потенциал относительно насыщенного медно-сульфатного электрода сравнения, В	
	Поляризационный	С омической составляющей
При прокладке трубопровода с температурой транспортируемого продукта выше 333 К в грунтах с удельным электрическим сопротивлением менее 10 Ом · м или при подводной прокладке трубопровода с температурой транспортируемого продукта выше 333 К	–1,10	–1,50
При других условиях прокладки трубопроводов:		
с битумной изоляцией	–1,15	–2,50
с полимерной изоляцией	–1,15	–3,50

Примечания

1. Для трубопроводов из упрочненных сталей с пределом прочности 0,6 МПа (6 кгс/см²) и более не допускаются поляризационные потенциалы более отрицательные, чем минус 1,10 В.
2. В грунтах с высоким удельным электрическим сопротивлением (более 100 Ом · м) допускаются более отрицательные потенциалы с омической составляющей, установленные экспериментально.

где α – постоянная распределения потенциалов и токов вдоль защищаемого сооружения; $K_в$ – коэффициент, учитывающий влияние смежной СКЗ; θ – расчетный параметр, равный

$$\theta = \frac{r_{г.ср}}{2 \cdot \pi \cdot Z_к \cdot y}; \qquad (13.2)$$

$r_{г.ср}$ – среднее удельное электросопротивление грунта; $Z_к$ – входное сопротивление изолированного трубопровода на конец нормативного срока службы; y – удаление анодного заземления от него.

Соответственно необходимое число СКЗ составляет

$$N = \frac{L}{\ell_{скз}}. \qquad (13.3)$$

Величина постоянной распределения потенциалов и токов вдоль трубопровода вычисляется по формуле

$$\alpha = \sqrt{\frac{R_т}{R_{из}(\tau_{нс})}}, \qquad (13.4)$$

где $R_т$ – продольное сопротивление трубопровода

$$R_т = \frac{\rho_т}{\pi \cdot \delta \cdot (Д_н - \delta)}; \qquad (13.5)$$

$\rho_т$ – удельное электросопротивление трубной стали, в среднем

$$\rho_т = 0{,}245 \text{ Ом·мм}^2/\text{м};$$

$Д_н$, δ – наружный диаметр и толщина стенки трубопровода;
$R_{из}(\tau_{нс})$ – сопротивление единицы длины изоляции к концу нормативного срока службы СКЗ

$$R_{из}(\tau_{нс}) = \frac{R_{пн}}{\pi \cdot Д_н} \cdot e^{-\beta \cdot \tau_{нс}}; \qquad (13.6)$$

$R_{пн}$ – переходное сопротивление «трубопровод-грунт» в начале эксплуатации, Ом·м^2 (см. прил. 10); β – показатель скорости старения, 1/год; $\tau_{нс}$ – нормативный срок службы СКЗ, $\tau \approx 9{,}5$ лет.

Среднее сопротивление единицы длины изоляции за нормативный срок службы составляет

$$R_{из.ср.} = \frac{R_{пн}}{\pi \cdot Д_н \cdot \beta \cdot \tau_{нс}} \cdot \left(1 - e^{-\beta \cdot \tau_{нс}}\right). \qquad (13.7)$$

Коэффициент, учитывающий влияние смежной СКЗ, равен

$$K_в = \frac{1}{1 + \sqrt{1 - \left(\frac{E_{min}}{E_{max}}\right)^2} \cdot (1 + \theta)}, \qquad (13.8)$$

а входное сопротивление изолированного трубопровода определяется на конец нормативного срока службы

$$Z_к = 0{,}5\sqrt{R_т \cdot R_{из}(\tau_{нс})}. \qquad (13.9)$$

и в среднем за период эксплуатации СКЗ

$$Z_{ср} = 0{,}5 \cdot \sqrt{R_т \cdot R_{из.ср}} \,. \qquad (13.10)$$

Необходимую силу тока СКЗ для обеспечения защиты магистрального трубопровода определяют по формуле

$$I_{др} = \frac{|E_{max}|}{Z_{ср}\left(1 + 2 \cdot e^{-\alpha \cdot \ell_{скз}} + \theta\right)}. \qquad (13.11)$$

Мощность, потребляемая катодными установками, вычисляется следующим образом

$$P_{скз} = I_{др} \cdot \Delta E\,, \qquad (13.12)$$

где ΔE – напряжение на выходе СКЗ

$$\Delta E = |E_{max} - E_{min}| + I_{др} \cdot (R_{пр} + R_а); \qquad (13.13)$$

$R_{пр}$ – сопротивление соединительных проводов длиной $\ell_{пр}$ и сечением $S_{пр}$

$$R_{пр} = \frac{\rho_{пр} \cdot \ell_{пр}}{S_{пр}}; \qquad (13.14)$$

$\rho_{пр}$ – удельное электросопротивление материала провода;
$R_а$ – сопротивление растеканию тока с анодного заземления.

Величина сопротивления растеканию тока $R_а$ зависит от конструкции анодного заземления:

– при комбинированном поверхностном анодном заземлении

$$R_а = \frac{R_в \cdot R_г}{R_в + R_г}; \qquad (13.15)$$

– при вертикальном расположении электродов

$$R_а = R_в = \frac{R_{1в}}{n_в \cdot \eta_в}; \qquad (13.16)$$

– при горизонтальном расположении

$$R_в = R_г = \frac{R_{1г}}{n_г \cdot \eta_г}, \qquad (13.17)$$

где $R_в$, $R_т$ – общее сопротивление растеканию тока соответственно с вертикальных и с горизонтальных электродов;

$R_{1в}$, $R_{1г}$ – сопротивление растеканию одиночного электрода соответственно вертикального и горизонтального;
$n_в$, $n_г$ – количество вертикально и горизонтально расположенных электродов в заземлении;
$\eta_в$, $\eta_г$ – коэффициенты их экранирования (см. рис. 13.1,13.2).

Электроды анодного заземления могут устанавливаться либо непосредственно в грунт, либо в коксовую засыпку, существенно уменьшающую скорость их растворения. Сопротивление растеканию тока с вертикального и горизонтального электродов в коксовой засыпке определяется по формулам:

$$R_{1В} = \frac{r_{г.ср}}{2 \cdot \pi \cdot L_а}\left(\ln\frac{2L_а}{d_а} + \frac{1}{2}\ln\frac{4h + L_а}{4h - L_а} + \frac{\rho_а}{r_{г.ср}}\ln\frac{d_а}{d}\right); \qquad (13.18)$$

$$R_{1Г} = \frac{r_{г.ср}}{2 \cdot \pi \cdot L_а}\left[\ln\frac{2L_а}{d_а} + \ln\left(\frac{L_а}{4h} + \sqrt{1 + \frac{L_а}{4h}}\right) + \frac{\rho_а}{r_{г.ср}}\ln\frac{d_а}{d}\right], \qquad (13.19)$$

где $L_а$ – высота (при вертикальном расположении) или длина (при горизонтальном расположении) электрода, включая засыпку; $d_а$, d – диаметры соответственно засыпки и электрода; h – расстояние от поверхности земли до середины электрода; $\rho_а$ – удельное электросопротивление активатора.

При расчетах комбинированного анодного заземления величина $L_а$ равна длине горизонтальной шины, а $R_{1Г}$ вычисляют по формуле

$$R_{1Г} = \frac{r_{г.ср}}{2 \cdot \pi \cdot L_а}\ln\frac{L_а}{d_а h} \text{ (при } L_а >> 12h). \qquad (13.20)$$

При установке электродов анодного заземления непосредственно в грунт

$$R_{1в} = \frac{0{,}16 \cdot r_{г.ср}}{L_э}\left(\ln\frac{2L_э}{d} + \frac{1}{2}\ln\frac{4h + L_э}{4h - L_э}\right);$$

$$R_{1Г} = \frac{0{,}16 \cdot r_{г.ср}}{L_э}\ln\frac{2L_э}{d} \text{ (при } h > L_э), \qquad (13.21)$$

где $L_Э$ – длина электрода.

Габаритные размеры электродов различных типов приведены в табл. 13.3.

Таблица 13.3

Габаритные размеры, масса и стоимость анодных заземлителей из железокремневых сплавов

Тип анода	Размеры анода, мм		Размеры анода с активатором и металлическим кожухом, мм		Масса анода, кг
	Диаметр	Длина	Диаметр	Длина	
ЗЖК–12	40	1365	–	–	12
ЗЖК–41г	75	1365	–	–	41
АК–1	50	1400	185	1420	21
АК–3	40	1365	185	1420	12
АК–1г	75	1365	225	1700	41
АК–2г	40	1365	150	1700	12
АКО–1	30	1400	–	–	54
АКО–2	80	1500	–	–	52
АКО–3	80	550	–	–	28
АКО–4	60	1500	–	–	40
АКО–5	80	600	–	–	54
АКО–6	56	1940	–	–	32
АКО–7	180	2000	–	–	140

Величина коэффициентов экранирования $\eta_в$ и $\eta_г$, учитывающих взаимное влияние электродов, зависит от числа заземлителей, расстояния между ними и параметров одиночного заземлителя;она вычисляется по формуле

$$\eta_э = \frac{2R_1}{R_ц + R_к}, \qquad (13.22)$$

где $R_ц$, $R_к$ – сопротивления растеканию соответственно с центрального и крайнего электродов заземления

$$R_ц = R_1 + \frac{r_{г.ср}}{\pi L_э} + \sum_{i=1}^{\frac{n-1}{2}} F_i; \quad R_К = R_1 + \frac{r_{г.ср}}{2\pi L_э} + \sum_{i=1}^{n-1} F_i, \qquad (13.23)$$

где F_i – функция, равная

$$F_i = \ln\left[\left(Б_i + \sqrt{1+Б_i^2}\right)\sqrt{\frac{A_i + Б_i + \sqrt{1+(A_i+Б_i)^2}}{A_i - Б_i + \sqrt{1+(A_i-Б_i)^2}}}\right]; \qquad (13.24)$$

$А_i$ $Б_i$ – коэффициенты:

$$А_i = \frac{2h}{i \cdot a} \quad Б_i = \frac{L_э}{2ia}; \tag{13.25}$$

a – расстояние между серединами электродов; n – число электродов в анодном заземлении (назначается нечетным).

При оптимизационном расчете величины коэффициентов экранирования используют для определения числа электродов заземления, функциями которого являются сами $\eta_в$ и $\eta_г$, то есть при оптимизации параметров СКЗ определение коэффициентов экранирования может выполняться только методом подбора. В первом приближении для вычисления величин $R_ц$ и $R_к$ число электродов анодного заземления необходимо определять, выбирая $\eta_в$ и $\eta_г$ согласно табл.13.4.

Таблица 13.4

Ориентировочные величины коэффициентов экранирования при вычислении сопротивлений $R_ц$ и $R_к$

$a/L_э$	0,5	1	2	3	4	6	10
$\eta_в$	0,54	0,65	0,74	0,81	0,86	0,90	0,95
$\eta_г$	0,50	0,58	0,63	0,75	0,80	0,85	0,90

С целью упрощения расчетов для стальных трубчатых электродов и электродов из уголка построены графики зависимости коэффициентов экранирования от числа заземлителей (рис. 13.1,13.2).

Часть этих данных представлена в табл. 13.5,13.6.

Таблица 13.5

Коэффициент экранирования $\eta_в$ вертикальных трубчатых заземлителей, размещенных в ряд, без учета влияния соединительной полосы

Число труб, шт	Отношение расстояния между трубами к их длине		
	$a/L_э$=1	$a/L_э$=2	$a/L_э$=3
2	0,84–0,87	0,90–0,92	0,93–0,95
3	0,76–0,80	0,85–0,88	0,90–0,92
5	0,67–0,72	0,79–0,83	0,85–0,88
10	0,56–0,62	0,72–0,77	0,79–0,83
15	0,51–0,56	0,66–0,73	0,76–0,80
20	0,47–0,50	0,65–0,70	0,74–0,79
50	0,38–0,43	0,56–0,63	0,68–0,74

Примечание: наименьшие значения $\eta_в$ соответствуют $L_э/d_э = 20$, а наибольшие $L_э/d_э = 68$, где $d_э$ – диаметр заземлителя.

Таблица 13.6

Коэффициенты экранирования для горизонтальной рабочей шины анодного заземления, состоящего из расположенных в ряд вертикальных трубчатых электродов, объединенных шиной в земле

$a/L_э$	При количестве вертикальных труб							
	3	4	5	8	10	20	30	50
1	0,81	0,77	0,72	0,67	0,62	0,42	0,31	0,20
2	0,91	0,89	0,86	0,79	0,75	0,56	0,46	0,34
3	0,94	0,92	0,90	0,85	0,82	0,68	0,58	0,47

С учётом расчётных значений потребной мощности $P_{скз}$, силы тока нагрузки $I_{др}$ и напряжения на выходных контактах СКЗ ΔE по табл. 13.7 выбирается тип СКЗ.

В практике катодной защиты применяют медные и алюминиевые провода. Сведения о них приведены в табл. 13.8.

Таблица 13.7

Технико-экономические характеристики катодных станций

Тип катодной станции	Номинальные выходные параметры			Стоимость, (в ценах 1980 г.), руб.
	Мощность, кВт	Напряжение, В	Ток, А	
КСГ (КСК)–500	0,5	10–50	10	122
КСГ (КСК)–1200	1,2	10–60	20	190
КСС – 600	0,6	24/12	25/50	329
КСС – 1200	1,2	24/12	50/100	478
ТСКЗ – 1500	1,5	60/30	25/50	344
ТСКЗ – 3000	3	60/30	50/100	424
ТСКЗ – 6000	6	120/60	50/100	504
ПСК– 1,2	1200	48/24	25/50	459
ПСК – 5,0	5000	96/48	52/104	560

Срок службы анодного заземления τ, установленного в грунт определяется по формуле

$$\tau = \frac{G \cdot \eta_и \cdot n}{I_{др} \cdot q}, \qquad (13.26)$$

где G – вес одного электрода, кг; $\eta_и$ – коэффициент использования электродов, $\eta_и = 0,77$; n – число электродов анодного заземления; $I_{др}$ – среднее значение силы тока в цепи СКЗ, А; q – электрохимический эквивалент материала электродов, кг/(А·год).

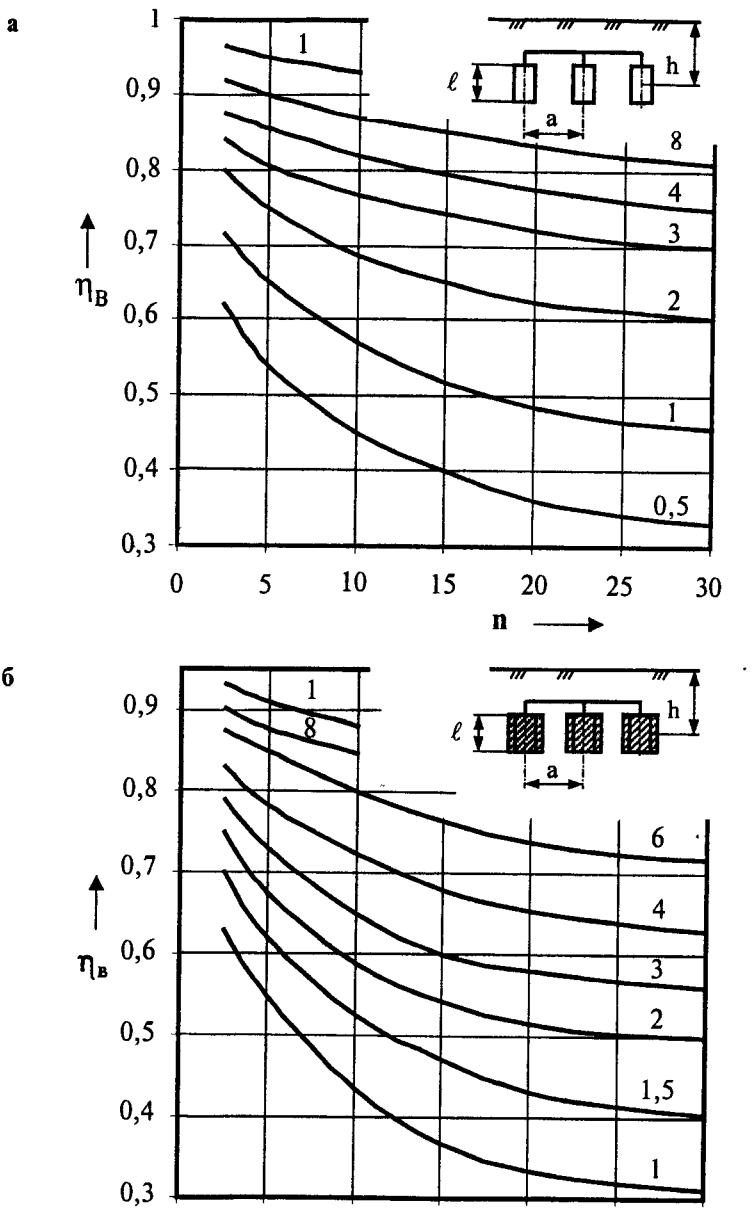
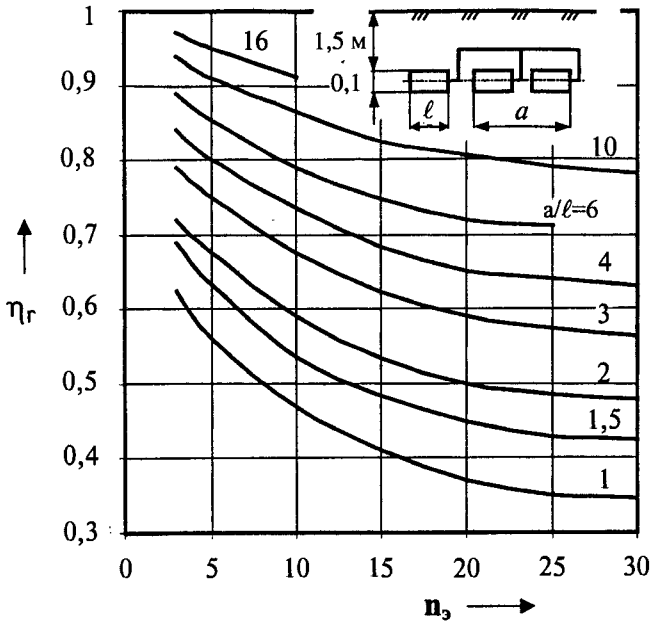


Рис. 13.1. Зависимость коэффициента экранирования вертикальных электродов от их числа при различных отношениях a/l:
а – без засыпки;
б – в коксовой засыпке

а



б

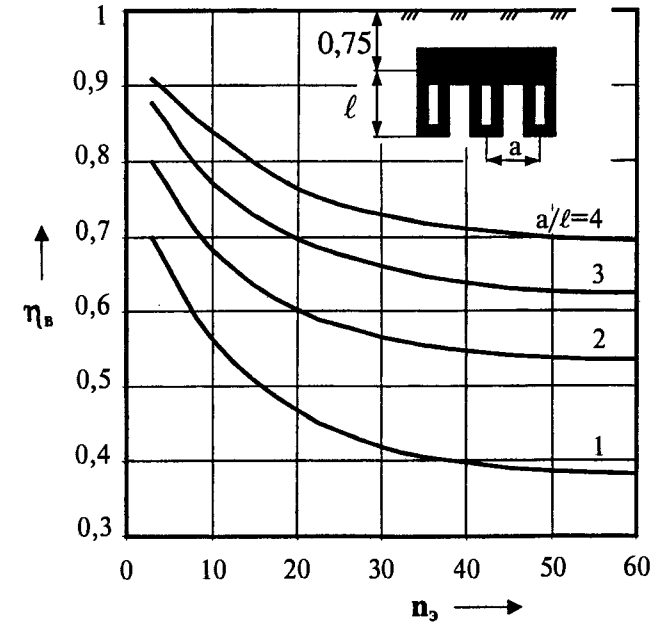


Рис. 13.2. Зависимость коэффициента экранированиия стальиых электродов от их числа при различных отношениях a/l:
а - горизонтальные электроды без засыпки;
б - вертикальные электроды из уголка в коксовой засыпке

Величины электрохимического эквивалента электродов из различных материалов следующие: стальные аноды без активатора – 10 кг/(А·год); стальные аноды с активатором – 3,4 кг/(А·год); железокремнистые аноды без активатора – 0,2 кг/(А·год); железокремнистые аноды с активатором – 0,1 кг/(А·год).

Практика эксплуатации установок катодной защиты, а также специальные исследования показали, что срок службы анодных заземлений, установленных непосредственно в грунт, мало зависит от плотности тока, растекающегося с заземления. Однако при плотности тока выше 10А/м^2 на поверхности электродов возможно образование слоя продуктов коррозии, обладающих высоким сопротивлением, что потребует увеличения напряжения, а следовательно, и потребляемой мощности СКЗ.

У электродов, устанавливаемых в коксовую мелочь, заметное изменение напряжения СКЗ наблюдается при плотности тока более 14 А/м^2. Срок их службы

$$\tau_a = K_P \cdot \tau, \qquad (13.27)$$

где K_P – коэффициент снижения скорости разрушения анодов, зависящий (рис. 13.3) от плотности тока j, которая равна

$$j = \frac{I_{др}}{S_a}; \qquad (13.28)$$

S_a – суммарная поверхность рабочих электродов анодного заземления.

Если по условию задана величина электрохимического эквивалента материала электрода в коксовой засыпке, расчёт срока службы заземления следует вести по формуле (13.26).

Срок службы анодного заземления для строящихся и реконструируемых трубопроводов должен составлять не менее 15 лет, а для эксплуатируемых – не менее 10 лет. В случае, когда расчётный срок службы анодного заземления меньше, необходимо увеличить число электродов в нем.

Количество электродов анодного заземления n является технико-экономической величиной. С увеличением n, с одной стороны, возрастают капитальные затраты на электроды и амортизационные отчисления по ним, а с другой – уменьшается сопротивление растеканию тока с анодного заземления. Минимальной величине приведённых затрат на сооружение и эксплуатацию анодного заземления соответствует оптимальное число электродов, вычисляемое по формуле,

$$n_{опт} = I_{др}\sqrt{\frac{8{,}76 \cdot R_{1в} \cdot \sigma_э}{\sigma_а \cdot \eta \cdot \eta_и \cdot \eta_э (\varepsilon + \xi)}}, \qquad (13.29)$$

где $R_{1в}$ – сопротивление растеканию одиночного электрода, Ом; $\sigma_э$ – средняя стоимость электроэнергии, руб/кВт·ч; $\sigma_а$ – стоимость одного электрода, руб.; η – КПД катодной установки, $\eta = 0{,}7$; ε – нормативный коэффициент окупаемости капитальных вложений, $\varepsilon = 0{,}12$ 1/год; ξ – норматив амортизационных отчислений для установок электрохимической защиты, $\xi = 0{,}148$ 1/год.

Поскольку величина коэффициента экранирования зависит от числа электродов заземления, то уравнение (13.29) относительно $n_{опт}$ может быть решено только методом последовательных приближений. Удобнее всего сделать это графически.

Полезная энергия, идущая на защиту трубопровода, расходуется на входном сопротивлении трубопровода. Она составляет в среднем 1...5% от общего энергопотребления на катодную защиту. Другие виды потерь энергии не имеют прямого отношения к защите, однако без них невозможно её обеспечить. Так, потеря электроэнергии в дренажной линии составляют практически от 10 до 50% от общего расхода энергии на защиту трубопровода.

При уменьшении сопротивления дренажной линии за счёт увеличения сечения проводов $S_{пр}$ может значительно сократиться расход бесполезно теряемой электроэнергии. Однако при увеличении $S_{пр}$ возрастает стоимость дренажной линии. Решение

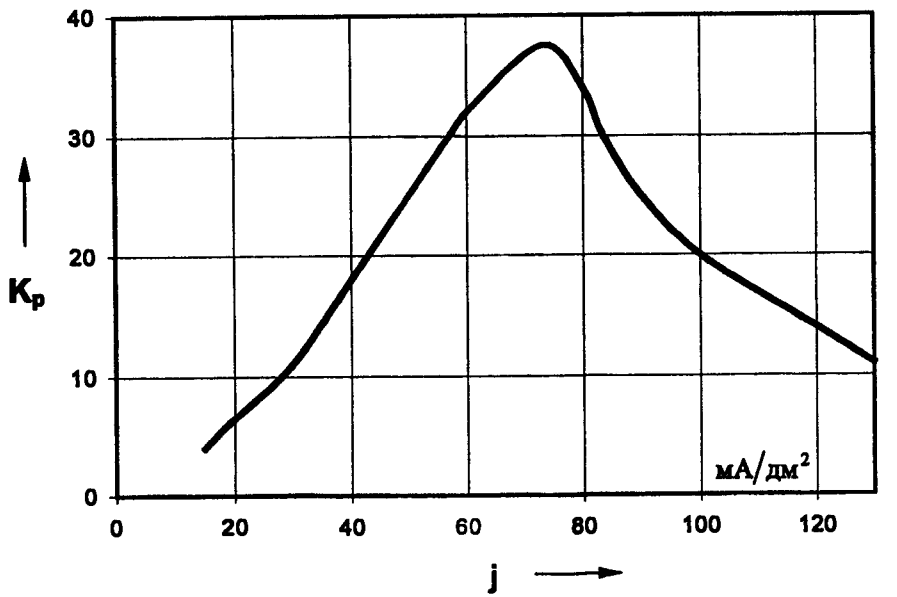


Рис. 13.3. Зависимость коэффициента Кр от анодной плотности тока j

технико-экономической задачи даёт следующее выражение для оптимального сечения дренажного провода:

$$S_{пр.опт} = 2{,}95 \cdot I_{др} \sqrt{\frac{\sigma_э \cdot \rho_{пр}}{c_1 \cdot \eta(\varepsilon + \xi)}}, \qquad (13.30)$$

где C_1 – коэффициент зависимость стоимости устройства 1 п.м дренажной линии $\sigma_{пр}$ от сечения проводов

$$\sigma_{пр} = C_1 \cdot S_{пр} + C_2$$

Дренажный кабель может быть проложен либо по столбам воздушной линии, либо в траншее. Прокладка кабеля в траншее, как правило, обходится дороже. Так, для алюминиевого кабеля типа АСБ-1 в траншее $C_1 = 0{,}01$ руб/м·мм^2; $C_2 = 1{,}3$ руб/м, а для его подвески по столбам воздушной линии $C_1 = 0{,}0035$ руб/м·мм^2; $C_2 = 0{,}025$ руб/м (цены 1980 г.).Однако, при прокладке кабеля в траншее возможен его порыв сельскохозяйственной техникой. Поэтому в дальнейшем будем рассматривать только вариант прокладки дренажного кабеля по столбам воздушной линии. Характеристика проводов линий электропередачи приведена в табл. 13.8.

С увеличением расстояния между анодным заземлением и трубопроводом У увеличивается длина плеча защиты одной катодной станции, а следовательно, уменьшается их число и стоимость катодной защиты. Однако при увеличении У возрастает стоимость сооружения линии постоянного тока, питающей СКЗ.

Кроме того, с удалением анодного заземления от трубопровода при той же разности потенциалов «трубопровод-грунт» в точке дренажа увеличивается сила тока катодной установки, потребляемая ею мощность, сечение проводов линии постоянного тока, число заземлителей и стоимость анодного заземления.

Выбор оптимального удаления анодного заземления от трубопровода производится из условия минимума отношения величины приведенных расходов на сооружение и эксплуатацию одной катодной установки к длине защищаемого ею участка, то есть по минимуму функции

$$\frac{П}{\ell_{скз}} = \frac{K_з(\varepsilon + \xi) + Э_з}{\ell_{скз}}. \qquad (13.31)$$

Капитальные затраты $K_з$ на осуществление катодной защиты складывается из следующих величин:
– стоимости анодного заземления

$$K_а = \sigma_а \cdot n; \qquad (13.32)$$

Таблица 13.8

Характеристика проводов линии электропередачи

Марка проводов	Число и диаметр проводов, мм	Фактическое сечение, мм^2
Медные провода		
М–4	1 х 2,2	3,8
М–6	1 х 2,7	5,72
М–10	1 х 3,5	9,6
М–16	1 х 1,7	15,09
М–25	7 х 2,1	24,25
М–35	7 х2,5	34,36
М–50	7 х 3,0	49,48
М–60	12 х 2,5	59,0
М–70	19 х 2,12	67,0
Алюминиевые провода		
А–16	7 х 1,70	15,89
А–25	7 х 2,10	24,25
А–35	7 х 2,50	34,36
А–50	7 х 3,00	49,48
А–70	7 х 3,54	68,90
А–95	7 х 4,15	94,90
А–120	19 х 2,80	117,0
Стальные одножильные провода		
Ж–4	1 х 4	12,5
Ж–5	1 х 5	19,6
Ж–6	1 х 6	28,3
Стальные многожильные провода		
ПС–25	5 х 2,5	24,6
ПС–35	7 х 2,6	37,2
ПС–50	12 х 2,3	49,5
ПС–70	19 х 2,3	78,8
ПС–95	37 х 1,8	94,0

– стоимости опор воздушной линии

$$К_{оп} = 2\sigma_{ко} + \sigma_{по}\left(\frac{У}{50} - 1\right); \qquad (13.33)$$

– стоимости провода воздушной линии

$$К_{пр} = \left(C_1 \cdot S_{пр} + C_2\right) \cdot у; \qquad (13.34)$$

– стоимости станции катодной защиты $К_{ст}$ и составляют

$$K_з+K_а+K_{оп}+K_{пр}+K_{ст}, \qquad (13.35)$$

где $\sigma_{ко}$, $\sigma_{пр}$ – стоимость конечной и промежуточной опор воздушной линии, ориентировочно $\sigma_{ко}$ = 85 руб, $\sigma_{пр}$ = 25 руб (цены 1980 г.).

Эксплуатационные расходы складываются из амортизационных отчислений от стоимости основных фондов $A = \xi\ K_з$ и стоимости электроэнергии $Э_з$ на обеспечение катодной защиты

$$Э_з = \sigma_э \cdot P_{ср} \cdot \tau_{скз}, \qquad (13.36)$$

где $P_{СР}$ – потребляемая СКЗ мощность, рассчитанная по средней величине дренажного тока; $\tau_{скз}$ – число часов работы катодной станции в году, $\tau_{скз}$ = 8760 ч.

Величина оптимального удаления анодного заземления определяется методом последовательного перебора вариантов. Рекомендуется исследовать функцию $\frac{П}{\ell_{скз}}$ на минимум при значениях У≤2000м. Причем при величине у < 300 м расчеты надо выполнять с шагом 50 м, а при У > 300 м – с шагом 100м.

Минимальное удаление анодного заземления от трубопровода определим из условия, что подкоренное выражение в формуле (13.6) не может быть меньше нуля, т.е. должно быть

$$(1+\theta)\left(\frac{E_{max}}{E_{max}}\right)^2 \le 1.$$

Откуда

$$У_{min} = \frac{r_{г.ср}}{2\pi Z_к\left[\left(\frac{E_{max}}{E_{min}}\right)^2 - 1\right]}.$$

Поскольку величина n зависит от силы дренажного тока, которая в свою очередь является функцией У, при варьировании расстояния от анодного заземления до трубопровода необходимо каждый раз оптимизировать число электродов заземления. Одновременно каждый раз вычисляют коэффициенты экранирования.

Результаты расчетов оформляются в виде таблицы, в которой обязательно приводятся и результаты расчетов при оптимальном удалении анодного заземления от трубопровода.

§ 13.2. Совместная катодная защита подземных металлических сооружений

Параллельно уложенные трубопроводы

В случае параллельной укладки нескольких трубопроводов на небольшом расстоянии друг от друга целесообразно осуществлять их совместную защиту, т.е. защиту всех параллельно уложенных трубопроводов на данном участке одной СКЗ.

При совместной защите параллельно уложенных трубопроводов их условно заменяют одним трубопроводом с эквивалентными параметрами, что позволяет выполнять все расчеты по формулам, приведенным ранее.

Эквивалентные параметры вычисляются по следующим зависимостям:

– продольное сопротивление

$$R_{тэ} = \frac{\prod_{i=1}^{2} R_{тi}}{\sum_{i=1}^{2} R_{тi}}; \qquad (13.37)$$

– сопротивление изоляционного покрытия на единице длины трубопровода

$$R_{изэ} = \frac{\prod_{i=1}^{2} R_{изi} - R_{вэ}^{2}}{\sum_{i=1}^{2} R_{изi} - 2R_{вэ}}; \qquad (13.38)$$

– постоянная распределения тока и потенциала

$$\alpha_{э} = \sqrt{\frac{R_{тэ}}{R_{изэ}}}, \qquad (13.39)$$

где $R_{тi}$, $R_{изi}$ – продольное сопротивление изоляционного покрытия трубопровода; $R_{вэ}$ – взаимное сопротивление между двумя рассматриваемыми трубопроводами

$$R_{вэ} = \frac{r_{г.ср}}{\pi} \ln \frac{1}{B\sqrt{\prod_{i=1}^{2} \alpha_{i}}}, \qquad (13.40)$$

α_i – постоянная распределения i-го трубопровода; B – расстояние между трубопроводами.

Если число параллельно уложенных трубопроводов больше двух, то расчет эквивалентных параметров необходимо выполнять по формулам (13.37)...(13.38), заменив сначала два трубопровода одним, а затем эквивалентный и третий трубопровод снова заменив одним эквивалентным и т.д.

Для уравнивания длины защитных зон на трубопроводах, объединенных совместной катодной защитой, кроме перемычки, установленной в точке дренажа, оборудуют дополнительные перемычки на границах общей защитной зоны.

Сечение перемычек выбирают из условия, что падение напряжения на каждой из них не должно превышать 0,02 В. Однако по условиям механической прочности площадь сечения перемычек должна быть не менее 25 мм^2.

Разветвленные коммуникации перекачивающих станций и нефтебаз

При расчете катодной защиты трубопроводов нефтебаз, насосных, компрессорных и газораспределительных станций необходимо учитывать, что они соединяются с заземленными объектами (резервуары, емкости, трубы котельных, контуры молниезащит, защитные и рабочие заземления). Токи СКЗ от анодного заземления устремляются в основном в мощные контуры заземлений, и только незначительная их часть попадает непосредственно в трубопровод.

В этом случае силу дренажного тока следует определять по формуле

$$I_{др} = K_1 \cdot K_2 \cdot \frac{R_3 \cdot E_{защ.min}}{r_{г.ср}}, \qquad (13.41)$$

где K_1, K_2 – коэффициенты, зависящие от количества контуров заземлений и состояния изоляции труб (табл. 13.9); R_3 – радиус защитной зоны.

Необходимое для обеспечения защиты напряжение на контактах СКЗ определяется по формуле

$$\Delta E = \frac{2 \cdot I_{др}}{K_1}\left(R_a + R_{пр}\right). \qquad (13.42)$$

Таблица 13.9

Величины коэффициентов K_1 и K_2

Количество контуров заземления	K_1	Переходное сопротивление изоляционного покрытия трубы, Ом · м^2	K_2
1	1	50	10
2	1,5	80	6
3	2	100	4
4	2,5	500	2,5
5	3	1000	2
6	3,5	2000	1,5
7	4	4000	1,2
8	5	5000	1,0
9	7	8000	0,8
10	10	10000	0,5

§ 13.3. Протекторная защита магистральных трубопроводов

Применение протекторов при электрохимической защите магистральных трубопроводов допускается только в групповых установках и грунтах с удельным электросопротивлением не более 50 Ом · м. Принципиальная схема протекторной защиты приведена на рис. 13.4.

При проектировании протекторной защиты решают как прямую задачу (определение протяженности зоны защиты установки при заданном количестве протекторов), так и обратную (определение необходимого числа протекторов для защиты трубопровода известной длины).

В первом случае длина зоны защиты протекторной установки на изолированном трубопроводе с достаточной для инженерных расчетов точностью определяется по формуле

$$L'_{п} = \left(\frac{E_{п}}{E_{защ.min}} - 1 \right) \cdot \frac{R_{из.ср}}{R_{п}}, \qquad (13.43)$$

где $E_{п}$ – потенциал протектора до подключения его к трубопроводу (для магниевых протекторов $E_{п}$ = -1,6В по МСЭ); $R_{п}$ – сопротивление растеканию тока протекторной установки, определяемое по формуле

$$R_{п} = \frac{R_{п1}}{N_{п} \cdot \eta_{эп}}; \qquad (13.44)$$

$R_{п1}$ – сопротивление растеканию одиночного протектора, определяемое по формулам (13.18), (13.19); $N_п$ – число протекторов в группе; $\eta_{эп}$ – коэффициент, учитывающий взаимное экранирование протекторов в группе; определяется по формулам (13.22)...(13.25), либо – для магниевых протекторов – по рис. 13.5.

При защите трубопровода одиночными протекторами $N_{п1} = 1$ и $\eta_{эп} = 1$.

Сопротивление растеканию тока с одиночного протектора определяется по зависимостям (13.18), (13.19). Для магниевых протекторов марки ПМУ при их установке на глубине до 2,5 м можно пользоваться упрощенными формулами:

$$\begin{aligned} R_{п1(пм5у)} &= 0{,}24 + 0{,}56 \cdot r_{г.ср}; \\ R_{п1(пм10у)} &= 0{,}18 + 0{,}47\ r_{г.ср}; \\ R_{п1(пм20у)} &= 0{,}15 + 0{,}40\ r_{г.ср}. \end{aligned} \qquad (13.45)$$

В случае, если применяются протекторы без активатора, в формулы (13.18), (13.19) вместо размеров столба активатора необходимо подставлять размеры протектора (табл. 13.10).

Таблица 13.10

Техническая характеристика магниевых протекторов

Тип протектора	Размеры протектора, мм				Масса $G_п$, кг
	$\ell_п$	$d_п$	$\ell_а$	$d_а$	
ПМ 5	500	95	–	–	5
ПМ 5У	500	95	580	165	5
ПМ 10	600	125	–	–	10
ПМ 10У	600	123	700	200	10
ПМ 20	800	181	–	–	20
ПМ 20У	900	181	900	240	20
ПМР–5	60	280	–	–	5
ПМР–10	70	400	–	–	10
ПМР–20	140	400	–	–	20

Масса протекторов ПМ5У, ПМ10У, ПМ20У включает массу активатора.

Сила тока в цепи протекторной установки при подключении ее к трубопроводу определяется по зависимости

$$I_п = \frac{|E_{min}|}{R_п} \cdot \left(1 - \frac{E_{защ.min}}{E_п}\right). \qquad (13.46)$$

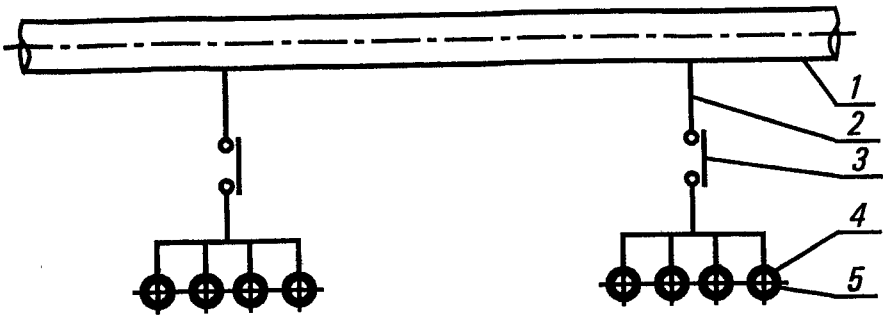


Рис. 13.4. Схема протекторной защиты магистрального трубопровода
1- трубопровод; 2 - соединительный провод; 3 - контрольно-измерительная колонка; 4 - активатор; 5 - протектор

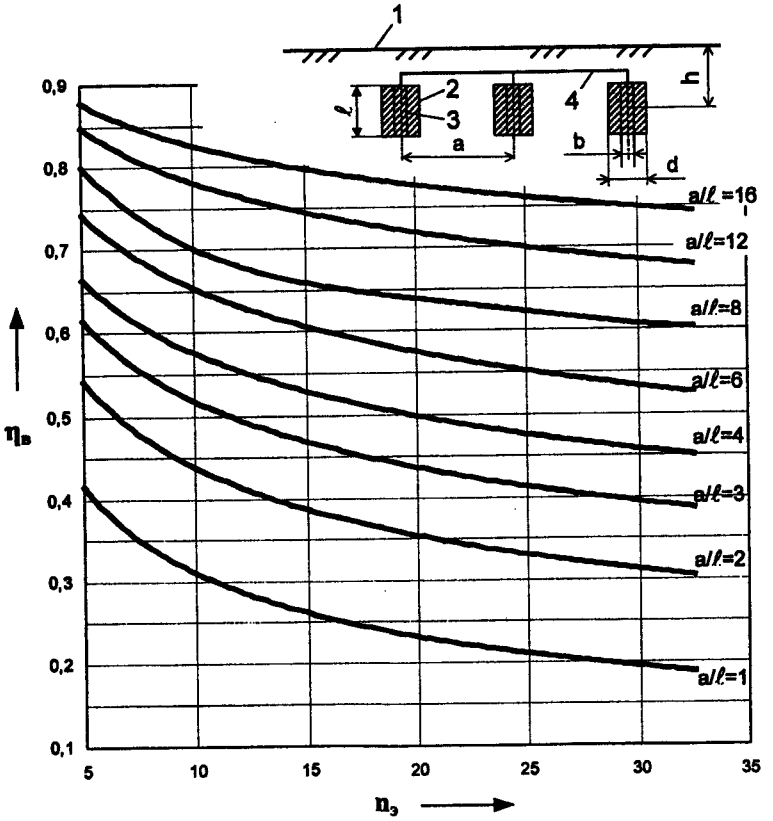


Рис. 13.5. Зависимость коэффициента экранирования вертикальных протекторов типа ПМ-10У от их числа прн различных отношеннях а/l
1 – поверхность земли; 2 – активатор;
3 – протектор; 4 – соединительный провод

Срок службы протекторной установки вычисляется по формуле

$$\tau_{п.у} = \frac{G_п \cdot N_п \cdot \eta_и \cdot \eta_п}{I_п \cdot q_п}, \qquad (13,47)$$

где $\eta_и$ – коэффициент использования протектора ($\eta_и = 0,95$); $\eta_п$ – кпд протектора; его определяют в зависимости от анодной плотности тока j_a по графику на рис. 13.6; $q_п$ – электрохимический эквивалент материала протектора (для магниевых протекторов $q_п = 3,95$ кг/А·год).

Анодная плотность тока $\left(\frac{мА}{дм^2}\right)$ определяется по формуле

$$j_a = \frac{10 \cdot I_п}{N_п \cdot d_п \cdot (\pi \cdot \ell_п + 1,57 d_п)}. \qquad (13.48)$$

При решении обратной задачи число протекторов в группе, необходимое для защиты участка трубопровода длиной L_i, определяется как отношение величины необходимого защитного тока I к токоотдаче одного протектора $I_{п1}$ (сувеличением в 1,5...2 раза), т.е.

$$N_п = (1,5...2)\frac{I}{I_{п1}}. \qquad (13.49)$$

Величина необходимого защитного тока определяется из условия создания на трубопроводе наложенной разности потенциалов не ниже минимальной

$$I = K \cdot L_п^* \cdot \frac{|E_{min}|}{R_{из.ср}}, \qquad (13.50)$$

где K – коэффициент, учитывающий неравномерность распределения разности потенциалов «труба-земля» вдоль трубопровода, к = 1,2...1,3; $L_п^*$ – протяженность участка трубопровода, защиту которого необходимо обеспечить.

Токоотдача одного магниевого протектора рассчитывается по формуле

$$I_{п1} \approx \frac{0,6}{R_{п1}}. \qquad (13.51)$$

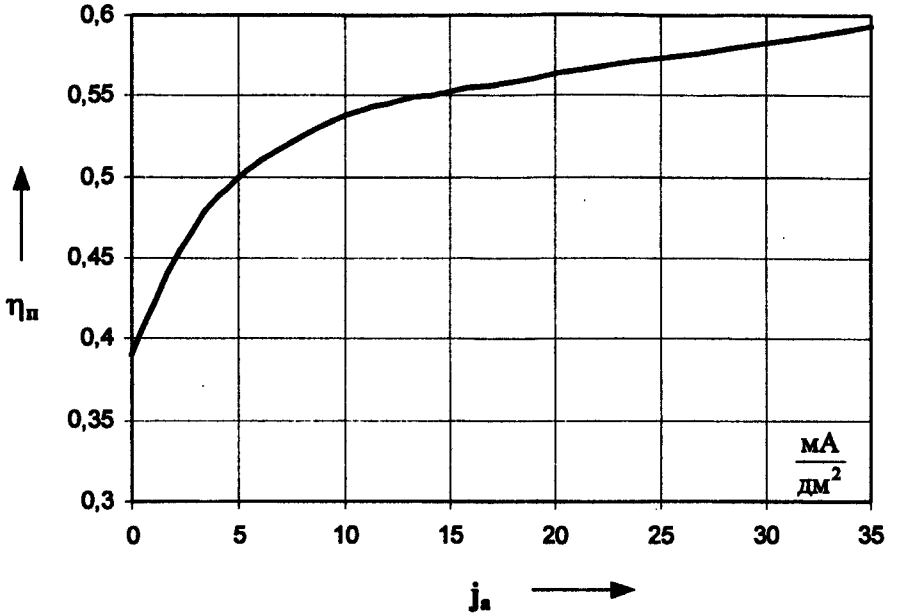


Рис. 13.6. Зависимость коэффициента полезного действия протектора от анодной плотности

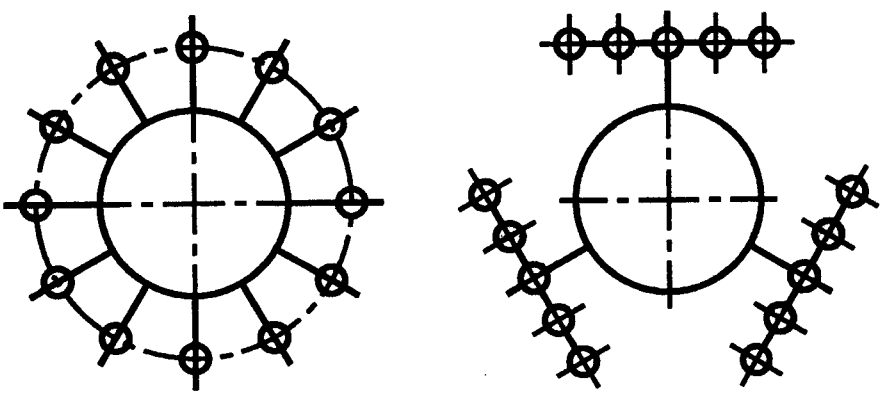


Рис. 13.7. Схема защиты днища резервуара типа РВС от почвенной коррозии с помощью протекторов

а – одиночными протекторами; б – групповыми протекторными установками

§ 13.4. Протекторная защита резервуаров

Протекторная защита применяется для предотвращения наружной коррозии днища, а также внутренней коррозии днища и первого пояса резервуаров. Она может осуществляться одиночными протекторами, равномерно распределенными вблизи защищаемой поверхности (одиночные протекторные установки), так и групповыми протекторными установками (рис.13.7)

Одиночные протекторные установки применяются для резервуаров, площадь днищ которых не превышает 200 м^2 (резервуары до РВС-2000 включительно). При большой площади днища применяют групповые протекторные установки.

Расчет защиты днища резервуара типа РВС одиночными протекторами установки

Задачей расчета является определение необходимого для защиты числа протекторов и срока их службы.

Количество протекторов должно быть таким, чтобы обеспечить минимально допустимую плотность защитного тока jп, определяемую по табл. 10.11 в зависимости от удельного электросопротивления грунта и переходного сопротивления изоляции

$$R_0 = R_{рг} \cdot F_р, \qquad (13.52)$$

где $R_{рг}$ – сопротивление на границе «резервуар-грунт», определяемое либо непосредственно с помощью измерителя заземления типа МС-08, либо по приближенной формуле

$$R_{рг} = \frac{3 \cdot r_{г.ср}}{D_р(D_р + B)}; \qquad (13.53)$$

$F_р$ – площадь днища резервуара диаметром $D_р$; В – расстояние между протектором и резервуаром (выбирается, исходя из местных условий, в пределах 5...10 м).

Необходимая величина защитного тока составляет

$$I_з = j_п \cdot F_р. \qquad (13.54)$$

Резервуар будет полностью защищен от коррозии, если выполняется неравенство

$$I_з R_{рг} \le |E_п| - |E_{ест}|. \qquad (13.55)$$

Таблица 13.11

Защитная плотность тока для изолированного стального сооружения (мА/м²)

Переходное сопротивление изоляции, Ом · м²	Удельное электросопротивление грунта, Ом · м		
	10	20	50
Более 10000	Менее 1,0	Менее 0,4	Менее 0,2
1000–10000	1,0 – 2,0	0,4 – 1,0	0,2 –0,5
100–1000	2,0 – 5,0	1,0 – 2, 0	0,5 – 1,0
10–100	5,0 – 15,0	2,0 – 5,0	1,0 – 2,0
Менее 10	Более 15,0	Более 5,0	Более 2,0

Примечание. Большему значению переходного сопротивления R_0 соответствует меньшее значение $j_п$.

Если условие (13.55) не выполняется, то полная защита резервуара от коррозии с помощью протекторов не может быть осуществлена.

Ориентировочное число протекторов определяется по формуле

$$N_{по} = \frac{R_{п1} \cdot I_з}{|E_п| - |E_{ест}| - R_{рг} \cdot I_з}. \qquad (13.56)$$

Окончательное число протекторов, необходимых для защиты резервуара

$$N_п = \frac{N_{по}}{\eta_{эп}}. \qquad (13.57)$$

Коэффициент экранирования $\eta_{эп}$ в этой формуле определяется так же, как и в формуле (13.44). Для вертикально установленных протекторов марки ПМ 10У, размещенных на расстоянии 5 м от стенки резервуара, величины коэффициентов $\eta_{эп}$ могут быть взяты из табл. 13.12.

Таблица 13.12

Зависимость коэффициента экранирования вертикальных упакованных протекторов $\eta_{эп}$ от их числа

Тип резервуара	Величина $\eta_{эп}$ при числе протекторов, шт				
	10	15	20	25	30
РВС–5000	0,82	0,70	0,64	0,57	0,50
РВС–10000	0,87	0,73	0,71	0,65	0,59
РВС–20000	0,90	0,83	0,76	0,70	0,65

Срок службы протекторов определяется по формуле (13.47), в которую вместо $I_п$ подставляют величину силы тока протектора

$$I_{п1} = \frac{|E_п| - |E_{ест}|}{R_{рг} + R_{п1}}. \qquad (13.58)$$

Расчет защиты днища резервуара типа РВС групповыми протекторными установками

В данном случае определение числа протекторов, необходимых для защиты, производится методом последовательных приближений. Сначала находят ориентировочное количество протекторов во всех группах с учетом эффекта экранирования по формуле

$$N_{по} = 1{,}4 \cdot \frac{I_з}{I_{п1}}. \qquad (13.59)$$

Расчетную величину $N_{по}$ округляют до ближайшего целого числа $N'_{по}$. Затем, задав ориентировочное количество протекторов в одной группе N_1, находят число групповых протекторных установок по зависимости

$$n = \frac{N'_{по}}{N_1}. \qquad (13.60)$$

Пользуясь формулой (13.44) и понимая под $N_п$ величину N_1, вычисляют сопротивление растеканию тока с групповой протекторной установки $R_{пг}$. Тогда сила тока групповой протекторной установки составит

$$I_{пр} = \frac{|E_п - E_{ест}|}{R_{пг} + R_{рг}}. \qquad (13.61)$$

Уточненное количество протекторов в группе определяется по формуле

$$N_к = \frac{N_1 \cdot I_з}{n \cdot I_{пг}}. \qquad (13.62)$$

Если уточненное количество протекторов в группе отличается от первоначально принятого более на 15%, то весь расчет необходимо повторить, задав $N_1 = N_К$.

Во избежание повреждения изоляционного покрытия солями растворяющегося протектора, протекторы должны располагаться на расстоянии

$$У > \frac{I_{пг} \cdot r_{г.ср}}{2\pi(E'_{max} - I_{пг} \cdot R_{рг})} \geq 3м, \qquad (13.63)$$

где E'_{max} – максимальная наложенная разность потенциалов (для магниевых протекторов $E'_{max} = 0,6$ В).

Расчет защиты внутренней поверхности резервуаров от коррозии при контакте с подтоварной водой

Нефть, поступающая в резервуарные парки головных сооружений нефтепроводов, в той или иной степени содержит воду в виде стойкой эмульсии, в которой присутствует значительное количество хлоридов магния, натрия, кальция и железа. При отстаивании нефти и разрушении эмульсии вода с растворенными в ней солями собирается на дне резервуара и вызывает усиленную электрохимическую коррозию днища и нижних поясов.

Защита днищ и нижних поясов резервуаров электрохимическим методом может осуществляться с применением катодных станций либо протекторов. Применение протекторов по противопожарным соображениям является более предпочтительным.

Защищенность внутренней поверхности резервуаров при протекторной защите можно контролировать по разности потенциалов «резервуар – подтоварная вода». Защита считается обеспеченной, если разность потенциалов $|E_{ЗАЩ}| \geq |-0,85$ В$|$ по МСЭ.

От величины удельного электросопротивления подтоварной воды зависят сопротивление растеканию, сила тока, срок службы протекторной установки. В свою очередь, величина $r_в$ вычисляется в зависимости от количества растворенных в подтоварной воде солей

$$r_в = \frac{1}{1,5 + K}, \qquad (13.64)$$

где K – концентрация солей в подтоварной воде, %.

Ток протектора определяется из выражения

$$I_{п1} = \frac{|E_п| - |E_{ест}|}{R_р + R_п + R_д}, \qquad (13.65)$$

где Еест – естественный потенциал материала резервуара; Еп – потенциал протектора; Rр – сопротивление протектора растеканию

тока; $R_п$ – поляризационное сопротивление протектора; Rд – переходное сопротивление «подтоварная вода – днище».

Так как в практических условиях $R_д << R_р+R_п$, то формулу (13.65) можно упростить:

$$I_{п1} = \frac{|E_п| - |E_{ест}|}{R_р + R_п}. \qquad (13.66)$$

Сопротивление растеканию тока с протектора Rp в электролите зависит не только от удельного электросопротивления подтоварной воды, но и от геометрических размеров самого протектора.

Для цилиндрического протектора длиной $L_П$ и диаметром $D_П$ при условии $L_П >> D_П$

$$R_р = \frac{r_в}{2\pi L_п} \cdot Ln \frac{4L_п}{D_п}. \qquad (13.67)$$

Поляризационное сопротивление протектора

$$R_п = \frac{1}{S_п(1{,}26 + K)}, \qquad (13.68)$$

где $S_П$ – площадь поверхности контакта протекторов с электролитом

$$S_п = \pi \cdot D_п \cdot \left(\frac{D_п}{4} + L_п\right). \qquad (13.69)$$

Необходимое для защиты днища и первого пояса резервуара число протекторов $N_З$ зависит от токоотдачи одного протектора $l_{П1}$, площади защищаемой поверхности $F_З$ и необходимой плотности защитного тока j_{a1} $N_з$

$$N_З = \sqrt{1{,}3\frac{j_{a1} \cdot F_з}{I_{п1}}}, \qquad (13.70)$$

где j_{a1} расчитывается по формуле (13.48) при $N_п = 1$.

Площадь защищаемой поверхности вычисляется по формуле

$$F_з = \pi \cdot D_р\left(\frac{D_р}{4} + B_н\right), \qquad (13.71)$$

где $D_р$ – диаметр резервуара; $B_н$ – высота взлива подтоварной воды.

Токоотдача одного протектора вычисляется по формуле (13.58). Срок службы протекторов определяется по формуле (13.47), где вместо $I_п$ используется величина $I_{п1}$.

§ 13.5. Электродренажная защита от блуждающих токов

Большую опасность для подземных трубопроводов представляют блуждающие токи. Наиболее эффективным способом защиты от них является электродренажная защита. При ее расчете решаются две основные задачи: выбирается место размещения дренажной установки и определяется сечение дренажного кабеля.

Место установки дренажной установки определяется коррозионными изысканиями на местности.

Площадь сечения дренажного кабеля определяется по формуле

$$S_к = \frac{I_д}{\Delta U_д}\rho_к \cdot L_к, \qquad (13.72)$$

где $S_К$ – площадь сечения дренажного кабеля, мм^2; $I_Д$ – максимальная сила тока в дренажной цепи, А; $\Delta U_Д$ – допустимое падение напряжения в дренажной цепи, В; $L_К$ – длина дренажного кабеля, м; $\rho_К$ – удельное сопротивление материала дренажного кабеля, Ом · мм^2/м.

Максимальную силу тока в дренажной цепи определяют по формуле

$$I_Д = 0{,}2 \cdot I_{тп} \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_4 \cdot K_5; \qquad (13.73)$$

где $I_{ТП}$ – ток нагрузки тяговой подстанции;

K_1 – коэффициент, учитывающий расстояние L_1 до электрифицированной железной дороги

$$K_1 = 1{,}065 - 0{,}628 \cdot L_1 + 0{,}108 \cdot L_1^2; \qquad (13.74)$$

K_2 – коэффициент, учитывающий расстояние L_2 до тяговой подстанции

$$K_2 = 1{,}084 - 0{,}85 \cdot L_2 + 0{,}249 \cdot L_2^2 - 0{,}0255 \cdot L_2^3; \qquad (13.75)$$

K_3 – коэффициент, учитывающий состояние изоляционного покрытия (табл. 13.13); K_4 – коэффициент, учитывающий возраст подземного сооружения (табл. 13.14); K_5 – коэффициент, учитывающий число параллельно уложенных трубопроводов (табл.13.15).

Допустимое падение напряжения в дренажной цепи при подключении дренажа к минусовой шине тяговой подстанции вычисляется по формуле

$$\Delta U_д = 9,7 + 2,47 \cdot L_3 - 0,353 \cdot L_3^2, \qquad (13.76)$$

где L_3 – расстояние между отсасывающим пунктом и трубопроводом, км.

Если же дренаж подключается через среднюю точку путевых дросселей, то

$$\Delta U_д = -0,8 + 9,8 \cdot L_4 - 4,8 \cdot L_4^2 + 0,8 \cdot L_4^3, \qquad (13.77)$$

где L_4 – расстояние между трубопроводом и железной дорогой, км.

Проверка правильности выбора сечения дренажного кабеля производится по допустимой плотности тока $j_{доп}$, которая для медного кабеля равна 1 А/мм^2, а для алюминиевого равна 0,8 А/мм^2. Должно выполняться неравенство

$$j = \frac{I_д}{S_к} < j_{доп}. \qquad (13.78)$$

Таблица 13.13

Значение коэффициента K_3

Состояние изоляционного покрытия	K_3
Нормальное	1
Усиленное	0,9

Таблица 13.14

Значение коэффициеита K_4

Возраст трубопровода	K_4
Более пяти лет	1
Через три года	0,9
Через шесть месяцев	0,75

Таблица 13.15

Значение коэффициента K_5

Число параллельных трубопроводов	K_5
1	0,8
2	0,9
3	0,95
4 и более	1

§ 13.6. Технологические методы борьбы с внутренней коррозией нефтепроводов

Нефтепроводы подвержены не только внешней коррозии, но и внутренней. Коррозионные повреждения в результате внутренней коррозии возникают, в частности, в местах длительного контакта с водой или коррозионно-активными компонентами нефтяного газа (CO_2, H_2S): в местах расположения скоплений газа или воды, а также при раздельной структуре газоводонефтяного потока в промысловых трубопроводах.

Предупредить внутреннюю коррозию можно, если перевести коррозионно-активную среду внутрь нефти, т.е. обеспечить эмульсионную структуру потока.

Условие существования эмульсионной структуры водонефтяного потока имеет вид

$$K_в = \frac{0,8 \cdot \sigma_{нв} \cdot We_в^{0,05} \cdot Re^{0,28}}{\left[(1-\beta_2)(1-0,863 \cdot \beta_в \cdot M^{0,15})\right]^{0,2}}, \qquad (13.79)$$

где $K_в$, $We_в$, Re – числа соответственно Кутателадзе, Вебера и Рейнольдса, вычисленные по приведенной скорости нефти

$$K_в = \frac{\omega \cdot \sqrt{\rho_в}}{\sqrt[4]{g \cdot \sigma_{вн} (\rho_в - \rho_н)}}; \; We_в = \frac{\sigma_{нв}}{\rho_н \cdot d \cdot \omega^2}; \; Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu_н}, \qquad (13.80)$$

где ω – приведенная скорость нефти

$$\omega = \frac{4Q_н}{\pi d^2}; \qquad (13.81)$$

$\rho_в$, $\rho_н$ – плотность соответственно воды и нефти; $\sigma_{нв}$ – поверхностное натяжение на границе воды и нефти; $\nu_н$ – кинематическая вязкость нефти; $\beta_в$ – расходное водосодержание

$$\beta_в = Q_в/(Q_н + Q_в); \qquad (13.82)$$

$Q_в$, $Q_н$ – расход соответственно воды и нефти; M – параметр, определяемый по формуле

$$M = \frac{\nu_н^5 \cdot \rho_н^4 \cdot \omega^3}{d \cdot \sigma_{нв}^4}. \qquad (13.83)$$

Условие существования эмульсионной структуры газонефтяного потока таково:

$$K_г \geq \frac{0,49\cdot\left(0,2+9,25\cdot 10^{-2}\cdot Fr^{0,7}\right)^{0,37}}{We^{0,03}\cdot\varphi^{0,05}\cdot\rho_н^{-0,08}\cdot\lambda^{0,15}\left(1+\varphi\right)^{0,69}\cdot\cos^{0,25}\alpha}\cdot\left(\frac{Re}{1-\rho_г}\right)^{0,25}, \qquad (13.84)$$

где $K_г$ – число Кутателадзе при перекачке газонефтяной смеси

$$K_г = \frac{\omega\sqrt{\rho_н}}{\sqrt[4]{g\sigma_{нг}(\rho_н-\rho_г)}}; \qquad (13.85)$$

$\sigma_{НГ}$ – поверхностное натяжение на границе нефть-газ;
Fr – число Фруда, рассчитанное по приведенной скорости нефти,

$$Fr = \frac{\omega^2}{gd};\ We = \frac{\sigma_{нг}}{\rho_н\cdot d\cdot\omega^2}; \qquad (13.86)$$

φ – истинное газосодержание, равное

$$\varphi = c\cdot\beta; \qquad (13.87)$$

β – расходное газосодержание

$$\beta = Q_г/(Q_г+ Q_н); \qquad (13.88)$$

$Q_Г$ – расход газа; C – коэффициент, равный

$$C = \begin{cases} 0,81\left[1-\exp\left(-2,2\sqrt{Fr_{см}}\right)\right] & \text{при } Fr_{см}\leq 4;\nu_н\leq\nu_в; \qquad (13.89)\\ \left[0,83-0,095\lg\left(\nu_н\cdot\rho_н\right)\right]\cdot & \\ \cdot\left[1-\exp\left(-2,2\sqrt{Fr_{см}}\right)\right] & \text{при } Fr_{см}\leq 4;\nu_н>\nu_в; \qquad (13.90)\\ \left(\frac{\nu_г\cdot\rho_г}{\nu_н\cdot\rho_н}\right)^{0,0475} & \text{при } Fr_{см}>4; \qquad (13.91) \end{cases}$$

$Fr_{см}$ – число Фруда, расчитанное по расходу смеси

$$Fr_{см} = \frac{16\cdot(Q_н+Q_г)^2}{\pi^2 gd^5}; \qquad (13.92)$$

$\nu_в$ – кинематическая вязкость воды; $\nu_г$, $\rho_г$ – кинематическая вязкость и плотность газа; λ – коэффициент гидравлического сопротивления при течении нефти с приведенной скоростью; α – угол наклона трубопровода к горизонту.

§ 13.7. Примеры расчетов

Пример 13.1. Определить оптимальные параметры катодной защиты магистрального трубопровода диаметром 820 мм, длиной 1200 км, имеющего толщину стенки, равную 9 мм. Трубопровод прокладывается по местности, участки которой имеют следующие значения удельного электросопротивление грунта:

Распределение грунтов различного электросопротивления на трассе трубопровода

Доля длины трубопровода, ℓ/L	0,1	0,1	0,2	0,1	0,2	0,3
Удельное электросопротивление, Ом · м	170	180	70	40	20	10

Дренажная линия – воздушная с подвеской алюминиевого провода на деревянных столбах с железобетонными приставками. Начальное переходное сопротивление «трубопровод – грунт» равно 9000 Ом·м^2. Средняя стоимость электроэнергии – 0,02 руб/кВт·ч, (цены 1980 г.) показатель скорости старения покрытия – 0,125 1/год. Анодное заземление выполнить из электродов длиной 1,4 м, диаметром 0,03 м, массой 10 кг, устанавливаемых непосредственно в грунт. Стоимость одного электрода – 20 р., электрохимический эквивалент материала электродов – 0,2 кг/(А·год).

Решение

1. Среднее значение удельного электросопротивления грунта вдоль трассы трубопровода по формуле (1.13)

$r_{г.ср} = 170 \cdot 0{,}1 + 180 \cdot 0{,}1 + 70 \cdot 0{,}2 + 40 \cdot 0{,}1 + 20 \cdot 0{,}2 + 10 \cdot 0{,}3 = 60$ Ом·м

2. Продольное сопротивление единицы длины трубопровода по формуле (13.5)

$$R_т = \frac{0{,}245 \cdot 10^{-6}}{3{,}14 \cdot 0{,}009(0{,}82 - 0{,}009)} = 10{,}68 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

3. Сопротивление единицы длины изоляции к концу нормативного срока службы СКЗ по формуле (13.6)

$$R_{из}(\tau_{нс}) = \frac{9000}{3{,}14 \cdot 0{,}82} \cdot e^{-0{,}125 \cdot 9{,}5} = 1066{,}0 \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

4. То же в среднем за нормативный срок службы СКЗ по формуле (13.7)

$$R_{из.ср} = \frac{9000}{3,14 \cdot 0,82 \cdot 0,125 \cdot 9,5}(1 - e^{-0,125 \cdot 9,5}) = 2045,8 \frac{Ом}{м}.$$

5. Среднее значение входного сопротивления трубопровода за нормативный срок эксплуатации катодных установок по формуле (13.10)

$$Z_{ср} = 0,5\sqrt{10,68 \cdot 10^{-6} \cdot 2045,8} = 73,9 \cdot 10^{-3} Ом.$$

6. То же к концу нормативного срока эксплуатации по формуле (13.9)

$$Z_к = 0,5\sqrt{10,68 \cdot 10^{-6} \cdot 1066,0} = 53,3 \cdot 10^{-3} Ом.$$

7. Постоянная распределения токов и потенциалов вдоль трубопровода к концу нормативного срока эксплуатации катодных установок по формуле (13.4)

$$\alpha = \sqrt{\frac{10,68 \cdot 10^{-6}}{1066,0}} = 1 \cdot 10^{-4} \frac{1}{м}.$$

8. Задаем удаление анодного заземления от трубопровода У = 350 м и определяем параметр θ по формуле (13.2)

$$\theta = \frac{60}{2 \cdot 3,14 \cdot 53,3 \cdot 10^{-3} \cdot 350} = 0,512.$$

9. Коэффициент взаимного влияния СКЗ по формуле (13.8)

$$K_в = \frac{1}{1 + \sqrt{1 - \left(\frac{0,3}{0,55}\right)^2} \cdot (1 + 0,512)} = 0,574.$$

10. Протяженность зоны защиты трубопровода одной СКЗ к концу нормативного срока эксплуатации по формуле (13.1)

$$\ell_{скз} = \frac{2}{1 \cdot 10^{-4}} \ln\left[\frac{0,55}{0,574 \cdot 0,3(1 + 0,512)}\right] = 14957 м.$$

11. Среднее значение силы тока нагрузки СКЗ по формуле (13.11)

$$I_{др} = \frac{0,55}{73,9 \cdot 10^{-3} \cdot \left[1 + 2\exp(1 \cdot 10^{-4} \cdot 14957) + 0,512\right]} = 3,80 \ А$$

12. Примем, что глубина заложения середины электродов анодного заземления h равна 2,2 м, а расстояние между ними равно 7 м.

Тогда сопротивление растеканию с одиночного вертикального электрода по формуле (13.21)

$$R_{1в} = \frac{0,16 \cdot 60}{1,4}\left(\ln\frac{2 \cdot 1.4}{0,03} + \frac{1}{2}\ln\frac{4 \cdot 2,2 + 1,4}{4 \cdot 2,2 - 1,4}\right) = 32,2 \text{ Ом}.$$

13. Примем число электродов анодного заземления n = 5 и по формулам (13.25) вычислим коэффициенты A_i и $Б_i$. Расчет коэффициентов представим таблицей:

i	1	2	3	4
Ai	0,63	0,31	0,21	0,16
Бi	0,1	0,06	0,033	0,025

14. Сопротивление растеканию с центрального электрода заземления по формуле (13.23)

$$R_{ц} = 32,2 + \frac{60}{3,14 \cdot 1,4}\left\{\ln\left[(0,1 + \sqrt{1 + 0,1^2})\sqrt{\frac{0,63 + 0,1 + \sqrt{1 + (0,63 + 0,1)^2}}{0,63 - 0,1 + \sqrt{1 + (0,63 - 0,1)^2}}}\right]\right\} +$$

$$+ \ln\left[(0,05 + \sqrt{1 + 0,05^2}) \cdot \sqrt{\frac{0,31 + 0,05 + \sqrt{1 + (0,31 + 0,05)^2}}{0,31 - 0,05 + \sqrt{1 + (0,31 - 0,05)^2}}}\right] = 36 \text{ Ом}.$$

15. Сопротивление растеканию с крайнего электрода анодного заземления по формуле (13.23)

$$R_{к} = 32,2 + \frac{60}{2 \cdot 3,14 \cdot 1,4}\ln\left[(0,1 + \sqrt{1 + 0,1^2})\sqrt{\frac{0,63 + 0,1 + \sqrt{1 + (0,63 + 0,1)^2}}{0,63 - 0,1 + \sqrt{1 + (0,63 - 0,1)^2}}}\right] +$$

$$\ln\left[(0,05 + \sqrt{1 + 0,05^2}) \cdot \sqrt{\frac{0,31 + 0,05 + \sqrt{1 + (0,31 + 0,05)^2}}{0,31 - 0,05 + \sqrt{1 + (0,31 - 0,05)^2}}}\right] +$$

$$+ \ln\left[(0,033 + \sqrt{1 + 0,033^2}) \cdot \sqrt{\frac{0,21 + 0,033 + \sqrt{1 + (0,21 + 0,033)^2}}{0,21 - 0,033 + \sqrt{1 + (0,21 - 0,033)^2}}}\right] +$$

$$+ \ln\left[(0,025 + \sqrt{1 + 0,025^2}) \cdot \sqrt{\frac{0,16 + 0,025 + \sqrt{1 + (0,16 + 0,025)^2}}{0,16 - 0,025 + \sqrt{1 + (0,16 - 0,025)^2}}}\right] = 34,9 \text{ Ом}.$$

8. Коэффициент экранирования электродов анодного заземления по формуле (13.22)

$$\eta_э = \frac{2 \cdot 32,2}{36 + 34,9} = 0,91.$$

17. Оптимальное число электродов анодного заземления по формуле (13.29)

$$n_э' = 4,13 \cdot \sqrt{\frac{8,76 \cdot 32,2 \cdot 0,02}{20 \cdot 0,95 \cdot 0,7 \cdot 0,91 \cdot (0,15 + 0,148)}} = 5,16$$

То есть принятое и расчетное число электродов совпадают.

18. Сопротивление растеканию тока с анодного заземления по формуле (13.16)

$$R_а = \frac{32,2}{5 \cdot 0,91} = 7,08 \text{ Ом}.$$

19. Оптимальное сечение дренажного провода по формуле (13.30)

$$S_{пр} = 2,95 \cdot 3,8 \cdot \sqrt{\frac{0,029 \cdot 0,02}{0,01 \cdot 0,7(0,15 + 0,148)}} = 5,91 \text{ мм}^2.$$

По табл. 13.8 выбираем ближайшее большее сечение серийно выпускаемых проводов, которое равно $S_{пр}$ = 16 мм^2 (провод А-16).

20. Сопротивление дренажной линии по формуле (13.14)

$$R_{пр} = 0,029 \frac{350}{9,6} = 1,06 \text{ Ом}.$$

21. Среднее значение напряжения на выходных контактах СКЗ по формуле (13.13)

$$\Delta E_{ср} = (0,55 - 0,3) + 3,8(1,06 + 7,08) = 31,2 \text{ В}.$$

22. Средняя величина мощности, потребляемой СКЗ, по формуле (13.12)

$$P_{скз} = 3,8 \cdot 31,2 = 118,6 \text{ Вт}.$$

23. В соответствии с найденными значениями $I_{др.ср}$, $\Delta E_{ср}$ и $P_{скз}$ по табл. 13.7 выбираем тип катодной станции – КСТ (КСК)-500 с параметрами: мощность – 0,5 кВт; напряжение на контактах – 10,50 В; ток – 10А; стоимость – 122 руб.

24. Выполняем расчет экономических показателей катодной защиты при принятом удалении анодного заземления от трубопровода:
– стоимость одного заземления по формуле (13.22)

$$К_а = 20 \cdot 5 = 100 \text{руб};$$

– стоимость опор воздушной линии по формуле (13.33)

$$К_{оп} = 2 \cdot 85 + 25\left(\frac{350}{50} - 1\right) = 320 \text{руб};$$

– стоимость провода воздушной линии по формуле (13.34)

$$К_{пр} = (0{,}01 \cdot 9{,}6 + 1{,}3) \cdot 350 = 488{,}6 \text{ руб};$$

– капитальные затраты на одну СКЗ по формуле (13.35)

$$К_{з} = 100 + 320 + 488{,}6 + 122 = 1030{,}6 \text{ руб};$$

– стоимость электроэнергии, потребляемой одной СКЗ

$$Э_{л} = 0{,}02 \cdot \frac{118{,}6}{1000} \cdot 8760 = 20{,}8 \frac{\text{руб}}{\text{год}};$$

– удельные приведенные затраты на катодную защиту

$$\frac{П}{\ell_{скз}} = \frac{20{,}8 + 1030{,}6 \cdot (0{,}15 + 0{,}148)}{14{,}957} = 21{,}9 \frac{\text{руб}}{\text{км}}.$$

25. Задавая другие значения удаления анодного заземления от трубопровода, аналогично вычисляем удельные приведенные затраты на катодную защиту и для них. Результаты расчетов представим таблицей.

Результаты расчетов по определению оптимального удаления анодного заземления от трубопровода.

Показатели	Их размерность	Величина показателей при удалении, м					
		200	250	300	350	400	450
$К_в$	–	0,592	0,587	0,580	0,574	0,568	0,566
$l_{скз}$	м	9150	11050	13106	14957	17201	19806
$I_{др}$	А	3,05	3,43	3,71	3,80	4,39	4,85
$\Delta E_{ср}$	В	26,8	28,6	29,5	31,2	33,4	37,5
$Р_{скз}$	Вт	85,3	89,7	104,3	118,6	126,3	154,9
$К_{оп}$	руб	245	270	296	320	345	370
$К_{пр}$	руб	279	349	418,8	488,6	558,4	632,1
$К_{з}$	руб	994,2	1080	1213,8	1030,6	1413,4	1832,1
$Э_{л}$	руб/год	15	17,7	18,3	20,8	22,1	27,1
$П/l_{скз}$	руб/(год·км)	34,0	30,5	29,0	21,9	25,8	28,9

26. По результатам расчета строим график в координатах «$П/\ell_{скз}$ – У», откуда видно, что оптимальным удалением анодного заземления является У = 350 м.

27. Для варианта, когда удельные приведенные затраты на катодную защиту минимальны, т.е. У = 350 м, определяем необходимое число СКЗ для защиты всего трубопровода

$$N = \frac{1200 \cdot 10^3}{14957} \cong 80.$$

28. Срок службы анодного заземления, установленного в грунт, по формуле (13.26)

$$\tau = \frac{10 \cdot 0{,}95 \cdot 5}{3{,}80 \cdot 0{,}2} = 62{,}5 \text{ лет}.$$

Поскольку срок службы анодного заземления превышает 10 лет, то, следовательно, катодная защита трубопровода обеспечена. В противном случае необходимо было бы увеличить число электродов анодного заземления.

Пример 13.2. Рассчитать входное сопротивление и постоянную распределения токов и потенциалов вдоль системы параллельно уложенных трубопроводов, имеющих одинаковое состояние изоляционного покрытия ($R_п$ = 1000 Ом.м^2) и следующие диаметр D и толщину стенки δ:

1-й трубопровод: D_1 = 1020 мм; δ_1 = 10 мм;
2-й трубопровод: D_2 = 720 мм; δ_2 = 9 мм;
3-й трубопровод: D_3 = 529 мм; δ_3 = 8 мм.

Трубопроводы уложены в грунт со средним удельным электросопротивлением $r_{г.ср}$ = 20 Ом·м на расстоянии B = 10 м друг от друга.

Решение

1. По формуле (13.5) находим продольное сопротивление единицы длины трубопроводов

$$R_{т1} = \frac{0{,}245}{3{,}14 \cdot 10(1020 - 10)} = 7{,}73 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

Аналогично находим

$$R_{т2} = 12.2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}, \quad R_{т3} = 18.7 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

2. Эквивалентное продольное сопротивление 1-го и 2-го трубопроводов по формуле (13.37)

$$R_{тэ1-2} = \frac{7{,}73 \cdot 10^{-6} \cdot 12{,}2 \cdot 10^{-6}}{7{,}73 \cdot 10^{-6} + 12{,}2 \cdot 10^{-6}} = 4{,}73 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

3. Эквивалентное продольное сопротивление всех трех трубопроводов

$$R_{Тэ_{1-2-3}} = \frac{4{,}73 \cdot 10^{-6} \cdot 18{,}7 \cdot 10^{-6}}{4{,}73 \cdot 10^{-6} \cdot 18{,}7 \cdot 10^{-6}} = 3{,}78 \cdot 10^{-6} \frac{\text{Ом}}{\text{м}}.$$

4. Сопротивление единицы длины изоляции для каждого трубопровода

$$R_{из_1} = \frac{R_п}{\pi \cdot D_н} = \frac{1000}{3{,}14 \cdot 1{,}02} = 312{,}2 \ \text{Ом} \cdot \text{м}.$$

Аналогично находим $R_{из2} = 442{,}3$ Ом·м и $R_{из3} = 602{,}0$ Ом·м.

5. Постоянная распределения токов и потенциалов для каждого трубопровода по формуле (13.4)

$$\alpha_1 = \sqrt{\frac{9{,}63 \cdot 10^{-6}}{313}} = 1{,}75 \cdot 10^{-4} \frac{1}{\text{м}}.$$

Аналогично находим $\alpha_2 = 1{,}98 \cdot 10^{-4} \frac{1}{\text{м}}$ и $\alpha_2 = 2{,}45 \cdot 10^{-4} \frac{1}{\text{м}}$.

6. Взаимное сопротивление между 1-м и 2-м трубопроводами по формуле (13.40)

$$R_{вз} = \frac{20}{3{,}14} \ln \frac{1}{10\sqrt{1{,}57 \cdot 10^{-4} \cdot 1{,}98 \cdot 10^{-4}}} = 51{,}4 \ \text{Ом} \cdot \text{м}.$$

7. Эквивалентное сопротивление изоляционного покрытия на единице длины 1-го и 2-го трубопроводов по формуле (13.38)

$$R_{из_{1-2}} = \frac{312{,}2 \cdot 442{,}3 - 51{,}4^2}{312{,}2 + 442{,}3 - 2 \cdot 51{,}4} = 207{,}8 \ \text{Ом} \cdot \text{м}.$$

8. Постоянная распределения токов и потенциалов трубопровода, эквивалентного 1-му и 2-му трубопровода, по формуле (13.39)

$$\alpha_{э_{1-2}} = \sqrt{\frac{4{,}73 \cdot 10^{-6}}{207{,}8}} = 1{,}51 \cdot 10^{-4} \ \frac{1}{\text{м}}.$$

9. Взаимное сопротивление между эквивалентным трубопроводом (заменяющим 1-й и 2-й) и третьим трубопроводом

$$R_{в_{1-2-3}} = \frac{20}{3{,}14} \ln \frac{1}{10\sqrt{1{,}51 \cdot 10^{-4} \cdot 2{,}45 \cdot 10^{-4}}} = 39{,}8 \ \text{Ом} \cdot \text{м}.$$

10. Эквивалентное сопротивление изоляционных покрытий на единице длины всех трех трубопроводов

$$R_{из_{1-2-3}} = \frac{207{,}8 \cdot 602 - 39{,}8^2}{207{,}8 + 602 - 2 \cdot 39{,}8} = 169{,}2 \ \text{Ом} \cdot \text{м}$$

11. Постоянная распределения токов и потенциалов (общая для системы трубопроводов) по формуле (13.4)

$$\alpha_{э_{1-2-3}} = \sqrt{\frac{3,78 \cdot 10^{-6}}{169,2}} = 1,50 \cdot 10^{-4} \frac{1}{м}.$$

12. Входное сопротивление системы нефтепроводов по формуле (13.9)

$$Z_{э_{1-2-3}} = 0,5\sqrt{3,78 \cdot 10^{-6} \cdot 169,2} = 1,27 \cdot 10^{-2} \text{ Ом}.$$

Пример 13.3. Определить параметры СКЗ для защиты сети подземных трубопроводов нефтебазы в радиусе R_3 = 300 м. Число присоединенных к ним контуров заземления 2, переходное сопротивление изоляции трубопроводов $R_п$ = 7000 Ом·м^2. Другие необходимые данные: R_q = 10 Ом; $R_{пр}$ = 0,5 Ом; $r_{г.ср}$ = 30 Ом·м.

Решение

1. По табл. 13.9 находим величину коэффициентов K_1 и K_2. Для условий примера K_1 = 1,5.Величину коэффициента K_2 определяем методом интерполяции

$$K_2 = 0,8 + (8000 - 7000) \cdot \frac{1,0 - 0,8}{8000 - 5000} = 0,87.$$

2. Сила дренажного тока по формуле (13.41)

$$I_{др} = 1,5 \cdot 0,87 \cdot \frac{300 \cdot 0,85}{30} = 11,1 \text{ А}.$$

3. Напряжение на контактах СКЗ по формуле (13.42)

$$\Delta E = \frac{2 \cdot 11,1}{1,5} \cdot (10 + 0,5) = 155,4 \text{ В}.$$

4. Требуемая мощность СКЗ для обеспечения защиты по формуле (13.12)

$$P_{скз} = 11,1 \cdot 155,4 = 1724,9 \text{ Вт}.$$

Пример 13.4. Определить протяженность защитной зоны и срок службы одной протекторной установки, состоящей из пяти вертикальных установленных протекторов марки ПМ5У. Глубина установки протекторов $H_п$ = 2 м, расстояние между ними в группе а = 5 м. Другие данные, необходимые для расчета, следующие: $r_{г.ср}$ = 20 Ом·м; $R_{из.ср}$ = 500 Ом·м; $\rho_а$ = 0,2 Ом·м.

Решение

1. Для протекторов марки ПМ5У по табл. 9.10 находим $L_п$ = 0,5 м; $d_п$ = 0,095 м; $L_а$ = 0,58 м; $d_а$ = 0,165 м; $G_п$ = 5 кг.

2. Вычисляем сопротивление растеканию одиночного протектора по формуле (13.18)

$$R_{n1} = \frac{20}{2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}58} \cdot \left(\ln \frac{2 \cdot 0{,}58}{0{,}165} + \frac{1}{2} \ln \frac{4 \cdot 2 - 0{,}58}{4 \cdot 2 + 0{,}58} + \frac{0{,}2}{20} \ln \frac{0{,}165}{0{,}095} \right) = 10{,}34 \text{ Ом.}$$

3. По графику на рис.13.5 для заданного количества протекторов и отношения $a/L_п = 10$ находим величину коэффициента экранирования $\eta_{эп} = 0{,}82$.

4. Находим сопротивление растеканию тока с протекторной установки по формуле (13.44)

$$R_п = \frac{10{,}34}{5 \cdot 0{,}82} = 2{,}52 \text{ Ом.}$$

5. Определяем протяженность защитной зоны протекторной установки по формуле (13.43)

$$L'_п = \frac{500}{2{,}52} \cdot \left(\frac{1{,}6}{0{,}85} - 1 \right) = 175 \text{ м.}$$

6. Сила тока протекторной установки по формуле (13.46)

$$I_п = \frac{0{,}3}{2{,}52} \left(1 - \frac{0{,}85}{1{,}6} \right) = 0{,}056 \text{ А.}$$

7. Анодная плотность тока по формуле (13.48)

$$j_a = \frac{10 \cdot 0{,}056}{5 \cdot 0{,}095 \cdot (3{,}14 \cdot 0{,}5 + 1{,}57 \cdot 0{,}095)} = 0{,}686 \ \frac{\text{мА}}{\text{дм}^2}.$$

8. По графику на рис. 13.6 находим КПД протекторной установки $\eta_п = 0{,}32$.

9. Срок службы протекторной установки по формуле (13.47)

$$T = \frac{5 \cdot 5 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}32}{0{,}056 \cdot 3{,}95} = 34{,}4 \text{ года.}$$

Пример 13.5. Определить, какое количество магниевых протекторов марки ПМ10У потребуется для обеспечения защиты участка трубопровода длиной 10000м, если известно, что $R_{из.ср} = 1000$ Ом · м, $r_{г.ср} = 10$ Ом · м.

Решение

1. Сопротивление растеканию с одиночного протектора по формуле (13.45)

$$R_{n1} = 0{,}18 + 0{,}47 \cdot 10 = 4{,}88 \text{ Ом.}$$

2. Токоотдача одного магниевого протектора по формуле (13.51)

$$I_{п1} = \frac{0,6}{4,88} = 0,123 \text{ А}.$$

3. Необходимая величина защитного тока по формуле (13.50)

$$I = 1,25 \cdot 10000 \cdot \frac{0,3}{1000} = 3,75 \text{ А}.$$

4. Требуемое количество протекторов по формуле (13.49)

$$N_п = 1,75 \cdot \frac{3,75}{0,123} = 53,4 \text{ шт}.$$

5. Округляем полученное число протекторов до ближайшего большего целого числа. Получаем $N_п$ = 54 шт.

Пример 13.6. Определить необходимое количество и срок службы одиночных протекторов типа ПМ-10У, которое необходимо для обеспечения защиты резервуара РВС2000 (Dp = 15 м), установленного на площадке с увлажненным песком ($r_{г.ср}$ = 20 Ом·м). Расстояние от резервуара до протектора – пять метров.

Решение

1. Площадь днища резервуара

$$F_р = \frac{3,14 \cdot 15^2}{4} = 176,6 \text{ м}^2.$$

2. Сопротивление «резервуар-грунт» по формуле (13.53)

$$R_{рг} = \frac{3 \cdot 20}{15 \cdot (15 + 5)} = 0,2 \text{ Ом}.$$

3. Переходное сопротивление изоляции днища резервуара по формуле (13.52)

$$R_о = 0,2 \cdot 176,6 = 35,3 \text{ Ом} \cdot \text{м}^2.$$

4. По табл. 13.11 принимаем величину защитной плотности тока, соответствующую $r_{г.ср}$ = 20 Ом·м и R_0 = 35,3 Ом·м

$$j_п = 0,0035 \text{ А/м}^2.$$

5. Сила тока, необходимая для защиты днища резервуара от коррозии, по формуле (13.54)

$$I_з = 0,0035 \cdot 176,6 = 0,62 \text{ А}.$$

6. Выполним проверку условия (13.55)

$$I_з R_{рг} = 0,62 \cdot 0,2 = 0,124 \text{ В}.$$

Так как $(E_п - E_{ест}) = |-1,6-(-0,55)| = 1,05$ В > 0,124 В, то резервуар от коррозии защищен.

7. Сопротивление растеканию тока с протектора по формуле (13.45)

$$R_{п1} = 0,18 + 0,47 \cdot 20 = 9,85 \text{ Ом.}$$

8. Ориентировочное число протекторов по формуле (13.56)

$$N_{по} = \frac{0,62 \cdot 9,58}{1,6 - 0,55 - 0,62 \cdot 0,2} = 6,4.$$

Округляем данное количество до $N_{по} = 7$.

9. Для ориентировочного количества протекторов по табл. 13.12 находим коэффициент экранирования $\eta_{эп} = 0,82$.

10. Окончательное число протекторов по формуле (13.57)

$$N_п = \frac{7}{0,82} = 8,54 \approx 9.$$

11. Анодная плотность тока по формуле (13.48)

$$j_a = \frac{10 \cdot 0,62}{9 \cdot 0,123 \cdot (3,14 \cdot 0,6 + 1,57 \cdot 0,123)} = 2,7 \ \frac{\text{мА}}{\text{дм}^2}.$$

12. По графику рис. 13.6 находим КПД протектора $\eta_п = 0,47$.

13. Сила тока протектора по формуле (13.58)

$$I_{п1} = \frac{1,6 - 0,55}{0,2 + 9,58} = 0,11 \text{ А.}$$

14. Срок службы протекторов по формуле (13.47)

$$\tau_{пу} = \frac{10 \cdot 0,95 \cdot 0,47}{0,11 \cdot 3,95} = 10,3 \text{ года.}$$

Пример 13.7. Определить параметры протекторной защиты резервуара РВС-2000 с помощью групповых установок. Исходные данные и промежуточные результаты взять из примера 13.6

Решение

1. Ориентировочное общее количество протекторов, необходимое для защиты, по формуле (13.59)

$$N_{по} = 1,4 \frac{0,62}{0,11} = 7,9 \approx 8.$$

2. Принимаем $N_1 = 4$. Отсюда число групповых протекторных установок n = 2.

3. Сопротивление растеканию тока с групповой установки по

формуле (13.44)

$$R_{пг} = \frac{9,58}{4 \cdot 0,82} = 2,9 \text{ Ом.}$$

4. Сила тока групповой протекторной установки по формуле (13.61)

$$I_{пг} = \frac{1,6 - 0,55}{2,9 + 0,2} = 0,34 \text{ А.}$$

5. Уточненное количество протекторов в группе по формуле (13.62)

$$N_к = \frac{4}{2} \cdot \frac{0,62}{0,34} = 3,65 \text{ шт.}$$

6. Отклонение уточненного количества протекторов от первоначально принятого

$$\frac{N_к - N_1}{N_1} \cdot 100\% = \frac{3,65 - 4}{4} \cdot 100\% = 7,5\% < 15\%.$$

Следовательно, выбор числа протекторов сделан правильно.

7. Безопасное удаление протекторов от резервуара по формуле (13.63)

$$У = \frac{0,34 \cdot 20}{2 \cdot 3,14 \cdot (1,15 - 0,34 \cdot 0,2)} = 1 \text{ м.}$$

Так как минимальное безопасное удаление протекторов от резервуаров составляет 3 м, групповые протекторные установки могут быть расположены на расстоянии трех метров от резервуара.

8. Срок службы протекторов по формуле (13.47)

$$\tau_{пу} = \frac{10 \cdot 8 \cdot 0,95 \cdot 0,47}{0,62 \cdot 3,95} = 14,6 \text{ лет.}$$

Пример 13.8. Рассчитать протекторную защиту внутренней поверхности резервуара РВС5000 от коррозии подтоварной водой с концентрацией солей 10%. Уровень подтоварной воды 1 м.

Решение

1. Удельное электросопротивление подтоварной воды по формуле (13.64)

$$r_в = \frac{1}{1,5 + 10} = 0,087 \text{ Ом} \cdot \text{м.}$$

2. Выбираем протектор типа ПМР-20 с параметрами (табл.13.10) $G_п = 20$ кг; $\ell_п = 0,14$ м; $d_п = 0,4$ м.

3. Сопротивление растеканию тока с протектора по формуле (13.67)

$$R_р = \frac{0,087}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,14} \ln \frac{4 \cdot 0,14}{0,4} = 0,0333 \text{ Ом.}$$

4. Площадь поверхности контакта протектора с электролитом по формуле (13.69)

$$S_п = 3,14 \cdot 0,4 \cdot (\frac{0,4}{4} + 0,14) = 0,3 \text{ м}^2.$$

5. Поляризационное сопротивление протектора по формуле (13.68)

$$R_п = \frac{1}{0,3 \cdot (1,26 + 10)} = 0,3 \text{ Ом.}$$

6. Токоотдача протектора по формуле (13.66)

$$I_{п1} = \frac{1,05}{0,0333 + 0,3} = 2,89 \text{ А.}$$

7. Площадь защищаемой поверхности резервуара по формуле (13.71)

$$F_З = 3,14 \cdot 22,79 \cdot \left(\frac{22,79}{4} + 1 \right) = 479,3 \text{ м}^2.$$

8. Анодная плотность тока по формуле (13.48) при $N_п = 1$

$$j_а = \frac{10 \cdot 2,89}{0,4 \cdot (3,14 \cdot 0,14 + 1,57 \cdot 0,4)} = 67,7 \ \frac{\text{мА}}{\text{дм}^2}.$$

Данной плотности тока соответствует КПД протектора $\eta_п = 0,54$.

9. Необходимое число протекторов по формуле (13.70)

$$N_З = 1,3 \cdot \frac{0,0677 \cdot 479,3}{2,89} = 14,6 \text{ шт.}$$

Округляем найденное количество в большую сторону $N_{ок} = 15$ шт.

10. Анодная плотность тока при $N_{ок} = 15$ шт.

$$j_а = \frac{j_{а1}}{N_{ок}} = \frac{67,7}{15} = 4,51 \ \frac{\text{мА}}{\text{дм}^2}.$$

11. Срок службы протектора по формуле (13.47)

$$\tau = \frac{15 \cdot 0,95 \cdot 0,49}{2,89 \cdot 3,95} = 0,61 \text{ года.}$$

Пример 13.9. Подобрать кабель для электродренажной установки нефтепровода диаметром 820 мм, уложенного в грунт на расстояние 500 м от железнодорожного полотна. Срок службы дренажной установки 8 лет, максимальные токи тяговой подстанции 600 А. Расстояние до нее – 2км.

Решение

1. Для сооружения электродренажной линии выбираем алюминиевый кабель с удельным электросопротивлением

$$\rho_{пр} = 0,029 \ \frac{Ом \cdot мм^2}{м}.$$

2. При подключении дренажа к минусовой шине тяговой подстанции допустимое падение напряжения по формуле (13.76)

$$\Delta U_д = 9,7 + 2,47 \cdot 0,5 - 0,353 \cdot 0,5^2 = 10,9 \ В.$$

3. Вычисляем величины коэффициентов K_1 и K_2 по формулам (13.74), (13.75)

$$K_1 = 1,065 - 0,628 \cdot 0,5 + 0,108 \cdot 0,5^2 = 0,778,$$

$$K_2 = 1,085 - 0,85 \cdot 2 + 0,249 \cdot 2^2 - 0,0225 \cdot 2^3 = 0,2.$$

4. Согласно условию задачи из табл. 13.13...13.15 выбираем значения коэффициентов: $K_3 = 0,9$; $K_4 = 1$; $K_5 = 1$.

5. Определяем максимальную силу тока в дренажной цепи по формуле (13.73)

$$I_д = 0,2 I_{mn} \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot K_4 \cdot K_5 = 0,2 \cdot 600 \cdot 0,778 \cdot 0,2 \cdot 0,9 \cdot 1 \cdot 1 = 16,8 \ А.$$

6. Определяем необходимое сечение дренажного провода по формуле (13.72)

$$S_к = \frac{I_д}{\Delta U_д} \cdot \rho_к \cdot L_к = \frac{16,8}{10,9} \cdot 0,029 \cdot 500 = 22,2 \ мм^2.$$

7. В табл.13.8 выбираем кабель марки А-25, имеющий фактическое сечение 24,25 мм^2.

8. Проверяем правильность подбора кабеля по формуле (13.78)

$$j = \frac{I_д}{S_к} = \frac{16,8}{24,75} = 0,041 \frac{А}{мм^2} < 0,8 \ \frac{А}{мм^2}.$$

Так как найденная величина плотность тока меньше допустимой, то выбор кабеля произведен верно.

Пример 13.10. Определить будет ли обеспечена эмульсионная структура водонефтяного потока в трубопроводе диаметром 0,515 м при следующих условиях: $Q_н = 20 \cdot 10^{-6}$ м^3/с; $Q_в = 0,6$ м^3/с; $\rho_н = 820$ кг/м^3; $\nu_н = 20 \cdot 10^{-6}$ м^2/с; $\rho_в = 1000$ кг/м^3; $\nu_в = 1 \cdot 10^{-6}$ м^2/с; $\sigma_{нв} = 0,04$ н/м.

Решение

1. Расходное водосодержание смеси по формуле (13.82)

$$\beta_в = \frac{0,6}{1+0,6} = 0,375.$$

2. Приведенная скорость нефти по формуле (13.81)

$$\omega = \frac{4 \cdot 1}{3,14 \cdot 0,515^2} = 4,8 \ \frac{м}{с}.$$

3. Числа Кутателадзе, Вебера и Рейнольдса по формулам (13.80):

$$K_в = \frac{4,8\sqrt{1000}}{\sqrt[4]{9,81 \cdot 0,04 \cdot (1000-820)}} = 52,4,$$

$$We = \frac{0,04}{820 \cdot 0,515 \cdot 4,8^2} = 4,1 \cdot 10^{-6},$$

$$Re = \frac{4,8 \cdot 0,515}{20 \cdot 10^{-6}} = 123600.$$

4. Величина параметра M по формуле (13.83)

$$M = \frac{(20 \cdot 10^{-6})^5 \cdot (820)^4 \cdot 4,8^3}{0,515 \cdot 0,04^4} = 1,21 \cdot 10^{-4}.$$

5. Величина правой части неравенства (13.79)

$$S_в = \frac{0,86(4,1 \cdot 10^{-6})^{0,05} \cdot 123600^{0,28}}{\left\{(1-0,375)\left[1-0,863 \cdot 0,375(1,21 \cdot 10^{-4})^{0,75}\right]\right\}^{0,2}} = 13,8.$$

Так как $K_в > S_в$, то эмульсионная структура водонефтяного потока в трубопроводе диаметром 0,515 м обеспечивается.

Пример 13.11. Определить диаметр трубопровода, обеспечивающей эмульсионную структуру газонефтяного потока, если $Q_н = 1$ м^3/с, $Q_г = 0,1$ м^3/с; $\nu_г = 5 \cdot 10^{-5}$ м^2/с; $\rho_г = 30$кг/м^3; $\sigma_{нг} = 0,02$ н/м; $\alpha = 0$. Остальные исходные данные взять из примера 13.10.

Решение

1. Расходное газосодержание смеси по формуле (13.88)

$$\beta = \frac{0,1}{1+0,1} = 0,091.$$

2. Относительная (по нефти) плотность газа в трубопроводе

$$\rho_г = \frac{30}{820} = 0,0366.$$

3. Задаемся диаметром трубопровода $D_н$ = 0,426 м. При толщине стенки δ = 0,008 м внутренний диаметр составит

$$D = 0,426 - 2 \cdot 0,008 = 0,41 \text{ м}.$$

4. Приведенная скорость нефти в трубопроводе по формуле (13.81)

$$\omega = \frac{4 \cdot 1}{3,14 \cdot 0,41^2} = 7,6 \ \frac{м}{с}.$$

5. Вычисляем числа Кутателадзе, Рейнольдса, Вебера и Фруда по формулам (13.80), (13.85), (13.86):

$$K_г = \frac{7,6\sqrt{820}}{\sqrt[4]{9,81 \cdot 0,02 \cdot (820-30)}} = 61,7;$$

$$We = \frac{0,02}{820 \cdot 0,4 \cdot 7,6^2} = 1,03 \cdot 10^{-6};$$

$$Re = \frac{7,6 \cdot 0,41}{20 \cdot 10^{-6}} = 155800;$$

$$Fr = \frac{7,6^2}{9,81 \cdot 0,41} = 14,4.$$

6. Переходные числа Рейнольдса при эквивалентной шероховатости труб $2 \cdot 10^{-4}$ м

$$Re_I = \frac{10 \cdot 0,41}{2 \cdot 10^{-4}} = 20500;$$

$$Re_{II} = 50 \cdot 20500 = 1025000.$$

7. Коэффициент гидравлического сопротивления находим по формуле (5.14), т. к $Re_I < Re < Re_{II}$

$$\lambda = 0,11\left(\frac{68}{155800} + \frac{2 \cdot 10^{-4}}{0,41}\right)^{0,25} = 0,019.$$

8. Число Фруда для смеси по формуле (13.92)

$$Fr_{см} = \frac{16 \cdot (1 + 0{,}1)^2}{3{,}14 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}41^5} = 17{,}3.$$

9. Коэффициент C по формуле (13.91)

$$C = \left(\frac{5 \cdot 10^{-6} \cdot 30}{20 \cdot 10^{-6} \cdot 820} \right)^{0{,}0475} = 0{,}8.$$

10. Истинное газосодержание потока по формуле (13.87)

$$\varphi = 0{,}8 \cdot 0{,}091 = 0{,}073.$$

11. Правая часть неравенства (13.84)

$$S_г = \frac{0.49(0{,}2 + 9{,}25 \cdot 10^{-2} \cdot 14{,}4^{0{,}7})^{0{,}37}}{(1{,}03 \cdot 10^{-6})^{0{,}03} \cdot 0{,}073^{0{,}05} \cdot 0{,}0366^{0{,}08} \cdot 0{,}019^{0{,}13} \cdot (1 + 0{,}0366)^{0{,}69} \cdot 1} \cdot$$

$$\cdot \left(\frac{155800}{1 - 0{,}0366} \right)^{0{,}25} = 39.$$

Так как $K_г > S_г$, то эмульсионная структура потока обеспечивается.

Последовательно принимая ближайшие большие значения диаметра трубопровода и повторяя расчеты, можно найти его максимальную величину, при которой еще будет сохраняться эмульсионная структура газонефтяного потока, а следовательно, будет обеспечена защита внутренней поверхности нефтепровода от коррозии.

14 ГЛАВА ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ СИСТЕМЫ НЕФТЕБАЗ И НАСОСНЫХ СТАНЦИЙ

Современная нефтебаза (насосная станция) представляет собой сложный комплекс сооружений. К числу вспомогательных относятся системы вентиляции, маслоснабжения насосной, система пароснабжения, очистные сооружения, система грозозащиты и ряд других.

§ 14.1. Система вентиляции

Основное назначение системы вентиляции – это поддержание в помещениях состава воздуха, удовлетворяющего санитарно-гигиеническим требованиям.

В помещениях насосных на насосных станциях и нефтебазах применяется комбинированная приточно-вытяжная вентиляция. Приточная система вентиляции – рассредоточенная с механическим побуждением движения воздуха. Она включает воздухозаборное устройство, вентиляторы, калориферы с системой воздуховодов. Вытяжная система вентиляции включает дефлекторы, обеспечивающие воздухообмен естественным путем, и систему принудительного удаления воздуха из помещения.

Расчет приточной вентиляции

Задачами расчета приточной вентиляции с механическим побуждением является определение размеров воздуховодов, а также подбор вентиляторов и калориферов.

Расход приточного воздуха в зданиях насосных определяется по нормируемой кратности воздухообмена

$$G_{в.пр} = V_{зд} \cdot n_{кр}, \qquad (14.1)$$

где $V_{зд}$ – объем помещения насосной; для помещений высотой 6 метров и более следует принимать

$$V_{зд} = 6 \cdot F_{зд}; \qquad (14.2)$$

$F_{зд}$ – площадь помещения; $n_{кр}$ – нормируемая кратность воздухообмена, 1/ч (табл. 14.1).

Таблица 14.1

Рекомендуемая кратность воздухообмена

Здания, помещения, нефтепродукты	$n_{кр}$, 1/ч	
	при отсутствии сернистых соединений	при наличии сернистых соединеиий
1. Продуктовые насосные станции, разливочные, расфасовочные, канализационные насосные неочищенных производственных стоков, помещения (камеры) узлов задвижек при работе с нефтепродуктами:		
нефть	6,5	10
бензин неэтилированный	6	6,8
бензин этилированный	13,5	13,5
керосин, реактивное топливо	5	7
дизельное и моторное топливо, мазут, битум	3	7
смазочные масла	3,5	5,5
отработанные нефтепродукты	12	12
2. Хранилища легковоспламеняющихся и горючих жидкостей в таре, склады проб	2	2
3. Лаборатории, моечные, весовые	3	3

Расчетная схема приточной системы вентиляции приведена на рис. 14.1.

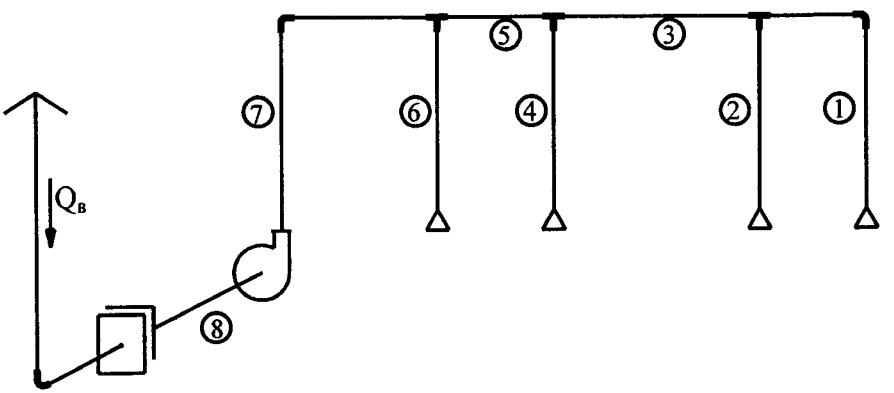


Рис. 14.1. Расчетная схема приточной системы вентиляции помещения насосной

Схема включает несколько расчетных участков с постоянным по длине расходом воздуха. Границами между отдельными участками являются тройники с переходами.

Воздух поступает в помещение через приточные сетчатые насадки и забирается через воздухозаборную шахту с жалюзийной решеткой. Для последнего участка, состоящего из диффузора, двух последовательно установленных калориферов, отвода под углом 90° и шахты с жалюзийной решеткой, потери давления можно принять ориентировочно равным 100...150 Па.

Расчет воздуховодов (круглых или прямоугольных) начинают с наиболее удаленного от приточной камеры участка 1. Площадь сечения участка f находится по формуле

$$f = \frac{q_в}{\upsilon_{рек}}, \qquad (14.3)$$

где $q_в$ – объемный расход воздуха в участке; $\upsilon_{рек}$ – рекомендуемая скорость воздуха, $\upsilon_{рек} = 5...8$ м/с.

СНиП предусматривает следующие диаметры круглых воздуховодов (мм): 100, 125, 140, 160, 180, 200, 225, 250, 280, 315, 355, 400, 450, 500, 560, 630, 710, 800, 900, 1000, 1120, 1250, 1400, 1600, 1800 и 2000.

Стандартные размеры сечений прямоугольных воздуховодов приведены в табл. 14.2.

Таблица 14.2

Размеры сечений прямоугольных воздуховодов

Размеры сечений, мм	Толщина тонколистовой стали, мм
100×150, 100×200, 100×250*, 150×150, 150×200, 150×250, 200×200, 200×250	0,5
200×300, 200×400, 200×500*, 250×250, 250×300, 250×400, 250×500, 250×600*, 250×800*, 300×300, 300×400, 300×500, 300×600, 300×80*, 100×1000*, 400×400, 400×500, 400×600, 400×800, 400×1000*, 400×1200*, 500×500, 500×600, 500×800, 500×1000, 500×1200*, 500×1600*, 500×2000*, 600×600, 600×800, 600×1000, 600×1200, 600×1600*, 600×2000*, 800×800, 800×1000, 800×1200, 800×1600, 800×2000*, 1000×1000	0,7
1000×1200, 1000×1600, 1000×2000, 1200×1200, 1200×1600, 1200×2000, 1600×1600, 1600×2000	0,9
600×2400*, 800×2400*, 800×3200*, 1000×2400*, 1000×3200*, 1000×4000*, 1200×2400, 1200×3200*, 1200×4000*, 1600×2400, 1600×3200, 1600×4000*, 2000×2000, 2000×2400, 2000×3200, 2000×4000, 2400×2400, 2400×3200, 2400×4000, 3200×3200, 3200×4000	1,4

В соответствии с найденной величиной f и выбранной формой воздуховода выбирается стандартный диаметр или размеры сторон прямоугольного сечения канала.

Фактическую скорость воздуха находят по формуле

$$\upsilon_{фак} = \frac{q_в}{f_{1фак}}, \qquad (14.4)$$

где $f_{1фак}$ – фактическая площадь сечения участка 1.

Потери давления при движении воздуха в участке

$$\Delta P = \rho_в \left(\lambda \frac{\ell}{d} + \sum \zeta \right) \frac{\upsilon_{фак}^2}{2}, \qquad (14.5)$$

где $\rho_в$ – плотность воздуха, $\rho_в = 1{,}21$ кг/м^3; ℓ, d – длина и эквивалентный диаметр участка; λ, $\sum\zeta$ – коэффициент гидравлического сопротивления и сумма коэффициентов местного сопротивления для рассматриваемого участка.

При гидравлическом расчете круглых воздуховодов эквивалентный диаметр равен их фактическому диаметру, а для прямоугольных

$$d_1 = \frac{2a_в b_в}{a_в + b_в}, \qquad (14.6)$$

где $a_в$, $b_в$ – длина сторон сечения воздуховода.

Коэффициент λ в формуле (14.5) принимается равным 0,15...0,25.

Потери давления на преодоление местных сопротивлений находятся по формуле

$$\Delta P_м = \rho_в \upsilon_{фак}^2 \cdot \sum\zeta. \qquad (14.7)$$

При определении $\sum\zeta$ необходимо руководствоваться данными табл. 14.3.

Для подогрева воздуха, подаваемого в помещение, используются калориферы. Технические данные калориферов типа КФС приведены в табл. 14.4.

Перепад давления в калориферах КФС (Па) зависит от весовой скорости воздуха $W_в$ $\left(кг/м^2 \cdot с\right)$ и описывается формулой вида

$$\Delta P_{кал} = 1{,}11 \cdot W_в^{1{,}8}. \qquad (14.8)$$

Выбор калорифера производится по необходимой поверхности нагрева калориферной установки, которая находится по формуле

$$F_к = \frac{Q_{в.пр.}\rho_в C_{рв}\left(T_{в.к} - T_{в.н}\right)}{к\left(T_{т.ср} - T_{в.ср}\right)}, \qquad (14.9)$$

где $C_{рв}$ – теплоемкость воздуха при температуре $T_{в.ср}$; $T_{в.к.}$ – конечная температура нагретого воздуха; $T_{в.н}$ – начальная температура на-

Таблица 14.3

Коэффициенты местных сопротивлений воздуховодов

Сопротивление	Величина коэффициента ζ
Вход в отверстие острыми краями	1,5
То же с поворотом потока	2,0
Вход в отверстие с закругленными краями или раструб	0,1
Выход из трубы по прямому направлению	1,0
Выход с резким поворотом потока	2,0
Выход с плавным поворотом потока через расширяющийся раструб	1,0
Внезапное расширение потока	
f/F = 0,1	0,8
f/F = 0,2	0,65
f/F = 0,3	0,5
f/F = 0,4	0,35
f/F = 0,5	0,25
f/F = 0,6	0,16
f/F = 0,7	0,10
Внезапное сужение потока	
f/F = 0…0,25	0,5
f/F = 0,3…0,5	0,35
f/F = 0,6…0,75	0,20

Сопротивление	Величина коэффициента ζ
Плавное расширение потока (диффузор)	
круглый канал	0,05…0,3
прямоугольный канал	0,34…0,73
Плавное сужение потока (конфузор)	
• круглый канал	0,1
• прямоугольный канал	0,04…0,8
• круглый отвод	0,1…0,5
• прямоугольный отвод	0,1…0,8
Тройник круглый с переходами (режим всасывания):	
• на проход	0,1…2,2
• отвод	0,1…0,7
То же (режим нагнетания):	
• на проход	0,1…0,4
• отвод	0,3…7,0
Тройник прямоугольный с переходами (режим всасывания):	
• на проход	0,1…5,1
• отвод	0,1…1,1
То же (режим нагнетания):	
• на проход	0,1…2,2
• отвод	0,3…20,0

Таблица 14.4

Характеристика калориферов КФС

Модель калорифера	Поверхность нагрева, м^2	Живое сечение, м^2		Размеры трубок для теплоносителя, м		Масса, кг
		по воздуху	по теплоносителю	длина	диаметр	
КФС-2	9,9	0,115	0,0046	0,56	0,02	57
КФС-3	13,2	0,154	0,0061	0,56	0,02	71,2
КФС-4	16,2	0,195	0,0061	0,71	0,02	80,8
КФС-5	20	0,244	0,0076	0,71	0,02	100,4
КФС-6	26,3	0,295	0,0076	0,86	0,02	118,6
КФС-7	30,4	0,354	0,0092	0,86	0,02	143,3
КФС-8	35,7	0,416	0,0092	1,01	0,02	164,4
КФС-9	41,6	0,486	0,0107	1,01	0,02	190
КФС-10	47,8	0,588	0,0107	1,16	0,02	215
КФС-11	54,6	0,638	0,0122	1,16	0,02	244,5

Таблица 14.5

Цеитробежиые веитиляторы типа Ц4-70

№	Полное давление, Па	Производительность, тыс. м^3/ч	Электродвигатель			Габаритные размеры, мм			Вес, кг
			Тип	Мощность, кВт	Скорость вращения, об/мин	Длина	Ширина	Высота	
2,5	950…600 260…170	0,85…2,1 0,46…1,1	АОЛ22–2 АОЛ21–4	0,60 0,27	2800 1400	451	450	475	24,2 22
3	1250…850 280…160	1,5…3,5 0,75…1,7	А31–2 А31–4	1 0,6	2830 1410	540	528	578	42
4	500…320 220…120	1,7…4 1,1…2,8	АО31–4 АО41–6	0,6 1	1420 930	718	683	723 748	70 80
5	850…480 360…200	3,4…8 2,2…5,2	АО31–4 АО41–6	1,7 1	1420 930	892	850	933	121
6	1050…680 500…300	6,1…13 4…9	АО51–4 АО42–6	4,5 1,7	1440 930	1068	1013	1111 1066	213 178
7	1600…850 750…420	8,5…20 6,5…15	АО62–6 АО51–6	7 2,8	980 950	1248	1200	1309 1279	366 281
8	1000…650	9…21	А61–6	7	970	1455	1188	1408	420
10	950…480	15…38	АО73–6	20	980	1810	1300	1743	610

греваемого воздуха; К – коэффициент теплопередачи калорифера; $T_{т.ср}$ – средняя температура теплоносителя; $T_{в.ср}$ – средняя температура нагреваемого воздуха;

Коэффициент теплопередачи в калориферах ($Вт/м^2 \cdot град$) может быть определен по следующим эмпирическим формулам:

– при обогреве паром

$$K = 14{,}1 \cdot W_в^{0{,}366}; \qquad (14.10)$$

– при обогреве водой

$$K = \begin{cases} 15{,}2 \cdot W_в^{0{,}331} \cdot \omega^{0{,}166} & \text{при } 0{,}03 < \omega \le 0{,}25 \text{ м/с} \\ 12{,}9 \cdot W_в^{0{,}393} \cdot \omega^{0{,}106} & \text{при } 0{,}25 < \omega \le 1{,}0 \text{ м/с} \end{cases},$$

где ω – скорость воды в трубках калорифера.

Выполнив расчет потерь давления на трение и на местные сопротивления для каждого участка, вычисляют давление, которое должен развивать вентилятор, после чего выбирают его тип по табл. 14.5, 14.6.

Расчет вытяжной вентиляции

При перекачке нефти и нефтепродуктов их пары скапливаются преимущественно у пола помещения насосной. Поэтому основной объем вытяжки (80%) удаляется принудительной вентиляцией из нижней зоны, а остальные 20% – с помощью дефлекторов из верхней зоны. Соответственно суммарный расход воздуха через дефлекторы

$$Q_{д.с} = 0{,}2 \cdot Q_{в.пр}, \qquad (14.13)$$

а расход воздуха, удаляемого с помощью вентиляторов

$$Q_{в.в} = 0{,}8 \cdot Q_{в.пр}. \qquad (14.14)$$

Один дефлектор обслуживает площадь поверхности кровли, равную 15...20 $м^2$.

Задачей расчета дефлектора является определение диаметра его патрубка

$$d_д = \sqrt{\frac{4Q_д}{\pi \upsilon_д}}, \qquad (14.15)$$

где $Q_д$ – производительность дефлектора; $\upsilon_д$ – скорость воздуха в патрубке дефлектора.

Таблица 14.6

Вентиляторы Ц9-55 и Ц9-57

№	Давление, Па	Производительность, тыс.м^3/ч	Электродвигатель		Размеры, мм			Вес, кг
			Мощность, кВт	Скорость вращения, об/мин	Длина	Ширина	Высота	
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Вентилятор Ц9-55								
3	2400	3…6	3,2…6,4	3000	526	365	560	42
	600	1,6…3,1	0,4…0,8	1500				
	260	1…2	0,1…0,3	1000				
4	2400	6…11	6…11	2200	716	695	765	77
	1100	4…7	1,9…3,4	1500				
	460	3…5	0,6…1,1	1000				
	260	2…3,6	0,25…0,4	750				
5	3100	10…20	14…26	2000	888	880	936	127
	1700	7,5…14	6…11	1500				
	700	5…9,5	1,5…2,9	1000				
	400	4…7,3	0,7…1,3	750				
6	2800	14…28	17…34	2000	1078	895	1064	200
	2400	13…24	14…25	1500				
	1100	8,5…17	4…8	1000				
	600	7…13	2,4	750				
8	2800	26…48	32…59	1200	1405	1270	1466	370
	1800	20…38	16…30	1000				
	1050	15…30	7…4	750				
10	3000	40…75	53…88	1000	1748	1579	1881	740
	1700	30…56	24…40	750				
12	1000	30…80	15…40	500	2103	1900	1887	1134
	2500	50…130	60…160	800				
Вентилятор Ц9-57								
3	2000…2200	2,3…5,6	2,8…7	3000	533	522	545	62
	580	1,5…3	0,6…1	1500				
	260	1…2	4	1000				
4	1000	3…7,5	1,7…4,5	1500	711	685	721	80
	400	2…4,8	0,6…1,4	1000				
5	1600	6…14	4,5…12	1500	887	693	870	106
	700	4…9	1,6…3,2	1000				
	400	3…7	0,8…1,7	750				
6	1800	8,5…22	8…22	1300	1065	813	1092	170
	1000	8…17	4,5…10	1000				
	600	6…13	1,7…4,5	750				

Таблица 14.7

Основные характеристики дефлекторов типа ЦАГИ

№ дефлектора	Диаметр патрубка $d_д$, мм	Сечение патрубка, $м^2$	Размеры дефлектора, мм						Размер уголков для фланца, мм	Вес, кг
			D_1	D_2	А	Б	В	Г		
1	100	0,0078	126	200	120	100	70	50	30×30×4	2,8
2	200	0,0314	252	400	240	200	140	100	30×30×4	6,0
3	300	0,0707	378	600	360	300	210	150	30×30×4	11,5
4	400	0,1260	504	800	480	400	280	150	30×30×4	25,0
5	500	0,1960	630	1000	600	500	350	200	30×30×4	35,5
6	600	0,2830	756	1200	720	600	420	200	50×50×5	52,1
7	700	0,3850	882	1400	840	700	490	200	50×50×5	65,6
8	800	0,5020	1008	1600	960	800	560	250	50×50×5	81,3
9	900	0,6360	1134	1800	1080	900	630	250	50×50×5	98,0
10	1000	0,7850	1260	2000	1200	1000	700	250	50×50×5	114,6

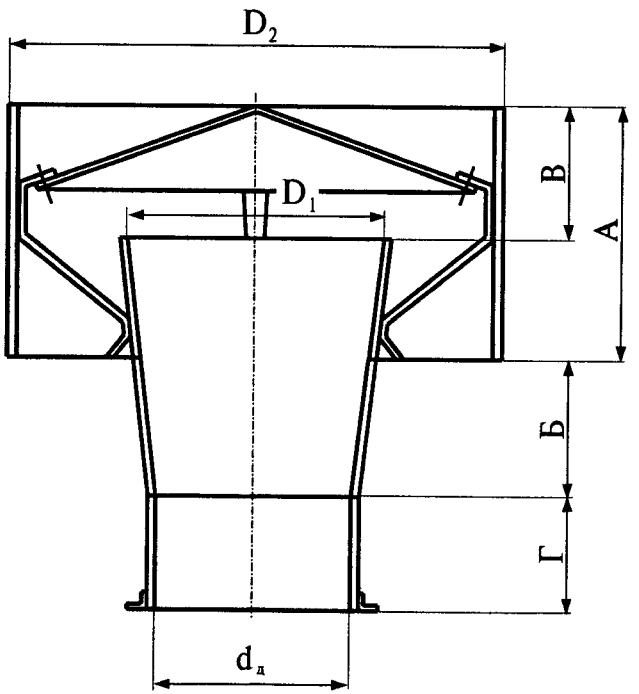


Рис. 14.2. Схема дефлектора круглого типа ЦАГИ

Скорость $\upsilon_д$ при учете только давления за счет скорости ветра $\upsilon_в$ (без учета разности плотностей воздуха внутри и вне здания)

$$\upsilon_д = \sqrt{\frac{0,4\upsilon_в^2}{\sum\zeta + 0,02\frac{\ell_д}{d_д}}}, \qquad (14.16)$$

где $\sum\zeta$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений, $\sum\zeta = 1,7$; $\ell_д$ – длина патрубка дефлектора.

Совместное решение (14.15) и (14.16) дает трансцендентное уравнение

$$\frac{d_д^4}{1,7 + 0,02\frac{\ell_д}{d_д}} = 40 \cdot \left(\frac{Q_д}{\pi\upsilon_в}\right)^2.$$

Однако при $\ell_д / d_д \le 3$ оно решается в явном виде

$$d_д \approx 2,9\sqrt{\frac{Q_д}{\pi\upsilon_в}}. \qquad (14.17)$$

Скорость ветра, обдувающего дефлектор, принимается согласно Прил. 8.

По найденной величине диаметра патрубка выбирается № дефлектора.

При транспортировке и хранении нефти и нефтепродуктов наибольшее распространение получили дефлекторы круглые, типа ЦАГИ (рис.14.2).

Расчет принудительной вытяжной вентиляции выполняется по тем же формулам, что и приточной.

§ 14.2. Система маслоснабжения насосных агрегатов

Подача масла к насосным агрегатам обеспечивает не только смазку подшипников, но и их охлаждение. Необходимый расход масла при этом находится из уравнения теплового баланса

$$n_A N_{дв}\left(1 - \eta_{дв}\right) = G_м\left(i_{м2} - i_{м1}\right), \qquad (14.18)$$

где n_A – число работающих насосных агрегатов; $N_{дв}, \eta_{дв}$ – соответственно мощность на валу двигателя и его КПД; $i_{м1}$, $i_{м2}$ – энтальпия масла соответственно до и после насосных агрегатов.

Решая (14.18) относительно $G_м$, получаем

$$G_м = n_A N_{дв}\left(\frac{1-\eta_{дв}}{i_{м2}-i_{м1}}\right). \qquad (14.19)$$

Энтальпия масла при заданной температуре T составляет $(кДж/кг)$

$$i = \frac{0{,}0536}{\sqrt{\rho_{293}}}(T-273)\,(T+722), \qquad (14.20)$$

где ρ_{293} – плотность масла при 293 K, $кг/м^3$.

Необходимая подача маслонасоса находится по формуле

$$Q_м = \frac{G_м}{\rho_м}, \qquad (14.21)$$

где $\rho_м$ – плотность масла на входе в подшипники.

Давление маслонасоса не должно превышать 0,3 МПа, а объем маслобака – 250 л.

§ 14.3. Охлаждение масла

Рассмотрим алгоритм расчета воздушного охлаждения масла.

Количество тепла, которое необходимо отводить от масла

$$Q_т = G^1_м\left(i_{м2}-i_{м1}\right), \qquad (14.22)$$

где $G^1_м$ – фактический массовый расход масла в системе.

Расход воздуха, необходимого для охлаждения масла,

$$Q_в = \frac{Q_т}{C_{рв}\cdot\rho_в\cdot\left(T_{в.к}-T_{в.н}\right)}, \qquad (14.23)$$

где $C_{рв}$, $\rho_в$ – соответственно массовая теплоемкость и плотность воздуха; $T_{в.н.}$, $T_{в.к}$ – температура воздуха перед калорифером и после него.

Необходимая площадь живого сечения калорифера

$$f_в = \frac{Q_в \cdot \rho_в}{w_в}, \qquad (14.24)$$

где $w_в$ – весовая скорость воздуха в калорифере; рекомендуется принимать $5 < w_в < 10$ кг/м^{2}с.

Исходя из необходимой площади живого сечения калорифера, в соответствии с табл.14.4 выбирается тип и необходимое количество калориферов.

Фактическая весовая скорость воздуха в калориферах

$$w_{в.факт} = w_в \cdot \frac{f_в}{n_к \cdot f_в^1}, \qquad (14.25)$$

где $n_к$ – выбранное число калориферов; $f_в^1$ – площадь живого сечения по воздуху одного калорифера.

Линейная скорость масла в калорифере

$$\upsilon_м = \frac{G}{n_к \cdot \rho_м \cdot f_м}, \qquad (14.26)$$

где $f_м$ – площадь живого сечения одного калорифера по маслу (теплоносителю).

Число Рейнольдса при течении масла в трубках калорифера находится по формуле (5.10). В зависимости от режима течения вычисляется полный коэффициент теплопередачи от масла в воздух. Если режим течения ламинарный, то

$$K = 1{,}61 \cdot \frac{\lambda_м}{d_м} \sqrt[3]{Pe_м \cdot \frac{d_м}{\ell_м}}, \qquad (14.27)$$

при турбулентном режиме течения масла величина K находится по формуле (14.12).

В формуле (14.27) приняты следующие обозначения:
$\lambda_м$ – коэффициент теплопроводности масла; $d_м$, $\ell_м$ – соответственно диаметр и длина трубок калорифера; $Pe_м$ – число Пекле для масла

$$Pe_м = \frac{\upsilon_м \cdot C_{рм} \cdot \rho_м \cdot d_м}{\lambda_м}. \qquad (14.28)$$

Фактическая теплоотдача в трубках калориферов

$$Q_{т.факт} = к \cdot n_к \cdot F_к \cdot \left(T_{м.ср} - T_{в.ср}\right). \qquad (14.29)$$

§ 14.4. Система пароснабжения

В задачу расчета системы пароснабжения входит определение потребности в паре, подбор котлов для его выработки, а также расчет паропроводов.

Определение расхода пара и тепла на нефтебазах

Водяной пар на нефтебазах расходуется на следующие нужды:

а) разогрев нефтепродуктов перед их перекачкой по трубопроводу, при отстое и отпуске потребителям;

б) подогрев нефтепродуктов при их сливе из железнодорожных цистерн и нефтеналивных судов;

в) подогрев нефтепродуктов в трубопроводах при внутрибазовых перекачках.

Количество тепла, необходимого для разогрева всей массы нефтепродукта G от начальной температуры $T_{нач}$ до температуры подогрева $T_{под}$,

$$Q_1 = G \cdot C_p \left(T_{под} - T_{нач}\right), \qquad (14.30)$$

где C_p – удельная теплоемкость нефтепродукта при средней температуре.

Количество тепла, затрачиваемого на расплавление застывшей части нефтепродукта,

$$Q_2 = \chi G_т, \qquad (14.31)$$

где χ – скрытая теплота плавления нефтепродукта, $\chi \approx 184{,}4$ кДж/кг; $G_т$ – масса застывшей части нефтепродукта.

Затраты тепла на компенсацию тепловых потерь в окружающую среду

$$Q_з = к \cdot F \cdot \Delta T \cdot \tau, \qquad (14.32)$$

где к – полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду (табл. 14.8); F – площадь поверхности, через которую теряется тепло; ΔT – разность между средней температурой нефтепродукта за время разогрева $T_{ср}$ и температурой окружающей среды T_0, то есть $\Delta T = T_{ср} - T_0$; τ – время разогрева.

Средняя температура разогреваемого нефтепродукта

$$T_{ср} = 0{,}5\left(T_{нач} + T_{под}\right), \qquad (14.33)$$

а температура окружающей среды находится по одной из следующих формул:

Таблица 14.8

Приближенные значения полного коэффициента теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду

Продолжительность охлаждения, сутки	K, Вт/(м²·К)	
	Металлический наземный резервуар	Железобетонный подземный резервуар
0,6	5,82	2,91
1,2	4,65	1,1
2	3,84	1,51
4	2,91	1,16
15	1,45	0,47
30	1,16	0,35
60	0,87	0,29
90 и более	0,7	0,23

– для наземных и полуподземных резервуаров

$$T_0 = \frac{T_г F_г + T_в F_в}{F_г + F_в}; \qquad (14.34)$$

– для подземных резервуаров

$$T_0 = T_г; \qquad (14.35)$$

– для наземных горизонтальных резервуаров и железнодорожных цистерн

$$T_0 = T_в, \qquad (14.36)$$

где $T_г$, $T_в$ – температура соответственно грунта и воздуха; $F_г$, $F_в$ – площадь поверхности резервуара, соприкасающейся соответственно с грунтом и воздухом.

Часовой расход пара на указанные нужды

$$G_п = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3}{\tau \cdot \Delta i}, \qquad (14.37)$$

где Δi – разность энтальпий теплоносителя на выходе и на входе в паровой котел, $\Delta i \approx 700 \frac{кДж}{кг}$.

Схемы выполнения паропроводов могут быть однопроводными, двойными и кольцевыми, а прокладывать их можно непосредственно в грунте, в непроходных каналах, в проходных каналах или над землей (воздушная прокладка).

Таблица 14.9

Рекомендуемые весовые скорости потока в трубопроводах

Наименование и назначение трубопровода	Весовая скорость u, кг/м^2·сек	
	главная магистраль	ответвления
Паропровод для насыщенного пара:		
P=0,3 МПа	40…60	20…30
P=0,8…1,5 МПа	120…300	80…200
Паропровод для перегретого пара:		
P=0,8…1,5 МПа	150…400	120…250
P=3…10 МПа	200…500	120…300
Конденсатопровод:		
от потребителей к конденсатным станциям	400…700	300…500
напорный	1300…1500	1000…1200

Таблица 14.10

Характеристика некоторых паровых котлов

Марка котла	Номинальная производительность, т/ч	Абсолютное давление насыщенного пара, МПа	Площадь поверхности нагрева, м^2	Масса, т
КВ – 100	0,18	0,17	5,78	0,59
ШС – 1/8	0,20	0,8	7,9	1,51
КВ – 200 М	0,31	0,17	9,0	0,88
ШС – 2/8	0,40	0,9	16,2	2,45
КПА – 500 Г	0,40	0,9	11,65	1,05
КПА – 500 Ж	0,40	0,9	11,65	1,05
ППК – 700	0,70	0,9	11,3	0,55
ШС – 3/8	0,70	0,8	25,0	2,30
ШС – 4/8	1,00	0,8	33,0	4,20
ПКН – 3М	1,00	0,9	26,5	2,90
ПКН – 3Г	1,00	0,9	26,5	2,90
Е – 1,6 – 9М	1,60	0,9	36,0	5,14
ППК – 1600	1,60	0,9	28,5	1,25
ДКВР 2,5 – 13	2,5	1,4	91,3	13,9
ДКВР 4 - 13	4,0	1,4	138,3	17,1
ДКВР 6,5 – 13	6,5	1,4	225,3	21,7
ДКВР 10 – 13	10,0	1,4	277,0	18,8
ДКВР 20-13	20,0	1,4	408,7	53,4
ДКВР 35-13-250	35,0	1,4	420,0	53,8

Расчетный внутренний диаметр паропровода определяется по формуле

$$d_п = 0{,}0188\sqrt{\frac{g_п}{w_п}}, \qquad (14.38)$$

где $g_п$ – часовой расход пара, кг/ч, $w_п$ – весовая скорость потока, $\frac{кг}{м^2 \cdot с}$ (табл. 14.9).

Меньшие значения скорости применяются для участков большей протяженности.

Общая величина потерь давления в паропроводе находится по формуле (14.5), в которой вместо параметров воды используются параметры пара.

По требуемому расходу пара и потерям давления, выбирается тип котла (табл. 14.10).

§ 14.5. Очистные сооружения для нефтесодержащих стоков

Источниками нефтесодержащих стоков на нефтебазах и перекачивающих станциях являются танкеры, резервуары, системы охлаждения подшипников насосов, ливневые воды с территории резервуарных парков, открытых площадок, технологических установок, не имеющих водонепроницаемого покрытия и др.

Расчет объемов нефтесодержащих стоков

На основании опыта эксплуатации объектов транспорта и хранения нефти и нефтепродуктов установлены нормативы нефтесодержащих стоков, приведенные в табл. 14.11.

Кроме того, необходимо учитывать, что количество балластных вод, сбрасываемых из танкеров, обычно составляет: 35...40% от грузоподъемности (дедвейта) судна для танкеров дедвейтом до 50 тыс. т. и 25...35% – для танкеров дедвейтом от 50 до 250 тыс. т. Эти воды вначале поступают в буферные резервуары, а уже затем на очистные сооружения.

Поскольку состав сооружений при операциях с нефтью примерно тот же, что и при операциях с нефтепродуктами, то данными табл.14.11 можно пользоваться для определения норм водоотведения и на насосных, пунктах налива нефти и т.д.

Средства очистки нефтесодержащих стоков

Нефтяные частицы находятся в воде в грубодисперсном, тонкодисперсном (эмульгированном) или (и) растворенном состоянии.

В основном, нефтяные частицы, попав в воду, ввиду меньшей плотности легко всплывают на поверхность воды. Такие частицы называют грубодиспергированными или всплывающими. Их содержание в стоках нефтебаз составляет от 350 до 14700 мг/л.

Меньшая часть нефтяных частиц находится в тонкодиспергированном состоянии, образуя эмульсию типа «нефть в воде». Такие эмульсии в течение длительного времени сохраняют устойчивость

Таблица 14.11

Укрупненные нормы водоотведения на нефтебазах, перекачивающих станциях и наливных пунктах (в $м^3$ на 1000 т реализации или перекачки нефтепродукта)

Предприятие	Годовой грузооборот нефтепродуктов, тыс.т/год	Среднегодовое количество нефтесодержащих стоков
Перевалочные нефтебазы	до 100	49,2
	от 100 до 500	49,2...62,5
	от 500 до 1000	62,5...197,9
	от 1000 до 5000	197,9...101,9
	от 5000 до 10000	101,9...88,5
Распределительные нефтебазы	до 30	27,0
	от 30 до 60	27,0...32,0
	от 60 до 100	32,0...68,0
	от 100 до 300	68,0...54,4
Головные насосные станции магистральных нефтепродуктопроводов	до 1000	6,8
	от 1000 до 5000	6,8...4,4
	от 5000 до 10000	4,4...2,8
Промежуточные насосные станции магистральных нефтепродуктопроводов	до 1000	3,8
	от 1000 до 5000	3,8...2,7
	от 5000 до 10000	2,7...1,9
Наливные пункты	до 3000	4,7
	свыше 10000	3,6

и разрушить их относительно сложно. Содержание нефти в таких эмульсиях от 50 до 300 мг/л.

Очень незначительная часть нефтяных частиц растворяется в воде. Их содержание лежит в пределах от 5 до 20 мг/л.

На нефтебазах и насосных станциях для очистки нефтесодержащих вод используются механический, физико-химический, химический и биохимический (биологический) методы.

Механический метод применяют для отделения грубодисперсных нефтяных частиц. Он реализуется, например, в нефтеловушках. После очистки в них вода может быть использована, в основном на технологические нужды предприятия или спущена в водоемы.

Для извлечения эмульгированных и частичного удаления растворенных нефтяных частиц используются физико-химические методы (например, флотация).

Окончательная очистка нефтесодержащих стоков осуществляется с помощью химических и биохимических методов.

Сведения о степени очистки нефтесодержащих вод, достигаемой на различных сооружениях, приведены в табл. 14.12.

Наибольшее распространение на предприятиях транспорта и хранения нефти и нефтепродуктов получили нефтеловушки.

Подбор нефтеловушки

Исходными данными для расчета являются средний расход нефтесодержащих вод $Q_{ср}$, минимальный диаметр нефтяных частиц $d_м$, которые должны быть отделены в нефтеловушке, а также температура очищаемых вод $T_в$.

Нефтеловушка представляет собой динамический отстойник, в котором за время пребывания нефтесодержащих вод нефтяные частицы диаметром $d_м$ успевают достичь поверхности воды. Необходимая длина нефтеловушки рассчитывается по формуле

$$L_н = \frac{h_п w}{k_н (u_0 - w_*)}, \qquad (14.39)$$

где $h_п$ – глубина проточной части нефтеловушки, $h_п = 1,2...2$ м; w – средняя скорость потока; рекомендуется принимать w = 4...6 мм/с.; $k_н$ – коэффициент использования объема нефтеловушки, учитывающий наличие зон циркуляции и мертвых зон, которые практически не участвуют в процессе очистки, $k_н = 0,5$; u_0 – скорость всплытия (гидравлическая крупность) нефтяных частиц диаметром $d_н$; w_* – удерживающая скорость потока; при ламинарном режиме течения в нефтеловушке $w_* = 0$, а при турбулентном

$$w_* = w\sqrt{\frac{\lambda_н}{8}}, \qquad (14.40)$$

где $\lambda_н$ – коэффициент гидравлического сопротивления нефтеловушки.

Гидравлическая крупность нефтяных частиц определяется по формуле Стокса

$$u_0 = \frac{g \cdot d_н^2 (\rho_в - \rho)}{18 \cdot \mu_в}, \qquad (14.41)$$

где $\rho_в$, $\mu_в$ – соответственно плотность и динамическая вязкость воды при температуре $T_в$ (табл.14.13).

Расчетный часовой расход нефтесодержащих вод

$$Q_р = \frac{Q_{ср} \cdot k_{час}}{24}, \qquad (14.42)$$

где $k_{час}$ – часовой коэффициент неравномерности поступления нефтесодержащих вод, $k_{час} = 1,3$.

Необходимая ширина секции нефтеловушки

$$B = \frac{Q_{ср} \cdot k_{час}}{N_н \cdot h_р \cdot w}, \qquad (14.43)$$

где $N_н$ – число секций нефтеловушки (табл.14.14).

Найденные величины $L_н$ и B сравниваются с размерами типовых нефтеловушек, после чего выбирается ее тип.

Таблица 14.12

Степень очистки иефтесодержащих вод на различных очистных сооружениях

Сооружение	Содержание нефтепродуктов в воде, мг/л	
	поступающей в сооружение	очищенной
Нефтеловушка	400...15000	50...100
Флотационная установка (с коагуляцией)	50...100	15...20
Пруд-отстойник	50...100	15...30
Станция биологической очистки	20...50	5...10
Установка озонирования (две ступени)	10...15	1...3

Таблица 14.13

Зависимость динамической вязкости и плотности воды от температуры

T, K	273	275	278	283	288	293	25	30
$\mu_в \cdot 10^3$, Па·с	1,792	1,673	1,519	1,308	1,140	1,005	0,894	0,801
$\rho_в$, кг/м^3	999,8	999,9	1000,0	999,7	999,0	998,2	997,1	995,7

Таблица 14.14

Осиовные параметры типовых горизонтальных нефтеловушек

Пропускная способность, м^3/4	Число секций	Глубина проточной части, м	Размеры одной секции, м			Номер типового проекта
			ширина	длина	высота	
18	1	1,20	2	12	2,4 и 3,6	902-2-157
36	2	1,20	2	12	2,4 и 3,6	902-2-158
72	2	1,25	3	18	2,4 и 3,6	902-2-159
108	2	1,50	3	24	2,4 и 3,6	902-2-160
162	2	2,00	3	30	2,4 и 3,6	902-2-161
396	2	2,00	6	36	2,4	902-2-3
594	3	2,00	6	36	2,4	902-2-17
792	4	2,00	6	36	2,4	902-2-18

§ 14.6. Грозозащита объектов насосных станций и нефтебаз

Под молниезащитой понимается комплекс мероприятий по защите от воздействия молнии, обеспечивающих безопасность людей, сохранность зданий, сооружений и оборудования от взрывов, загораний и разрушений.

По молниезащите здания и сооружения в зависимости от их пожарной опасности делятся на три категории (табл.14.15).

Наиболее простыми, дешевыми и эффективными средствами молниезащиты являются стержневые молниеотводы.

Зона защиты одиночного стержневого молниеотвода на уровне земли представляет собой круг с радиусом

$$r = 1{,}5h\,, \qquad (14.44)$$

где h – высота молниеотвода.

Таблица 14.15

Сведения о категориях молниезащиты

Категория молниезащиты	Здания и сооружения, подлежащие обязательной молниезащите
I	Здания и сооружения с помещениями, относимыми к классам В-I по ПУЭ. Молниезащита в указанных зданиях и сооружениях выполняться независимо от места расположения на всей территории РФ.
II	Здания и сооружения с помещениями, относимыми к классам В-Iа, В-Iб и В-II по ПУЭ. Молниезащита в указанных помещениях должна выполняться в местностях на территории РФ со средней грозовой деятельностью 10 и более грозовых часов в год. Наружные технологические установки, относимые по ПУЭ к классу В-Iг на всей территории РФ.
III	Здания и сооружения с помещениями, относимыми к классам П-I, П-IIа и П-III по ПУЭ. Молниезащита в указанных помещениях должна выполняться в местностях со средней грозовой деятельностью 20 и более грозовых часов в год и при ожидаемом поражении молнией сооружения не менее 0,05 в год. Молниезащита вертикальных наружных труб котельных высотой от 15 до 30 м от поверхности земли, водонапорных башен и пожарных вышек высотой от 15 до 30 м должна выполняться в местностях со средней грозовой деятельностью 20 и более грозовых часов в год. Молниезащита всех типов вертикальных наружных труб, промышленных предприятий и центральных котельных высотой 30 м и более от поверхности земли должна выполняться независимо от места расположения на территории РФ.

В вертикальной плоскости зона защиты зависит от высоты объекта h_x. При $h_x \le \frac{2}{3}h$ зона защиты находится внутри конуса, образующая которого соединяет точку на высоте 0,8h молниеотвода и точку на расстоянии 1,5h от основания молниеотвода по горизонтали. А для объектов высотой $h_x > \frac{2}{3}h$ зона защиты находится внутри конуса, образующая которого соединяет вершину молниеотвода и точку на расстоянии 0,75h по горизонтали от его основания.

Зависимость радиуса зоны защиты r_x на высоте h_x от поверхности земли такова

$$r_x = \begin{cases} 1,25k \cdot (h - 1,25h_x) & \text{при } 0 \le h_x \le \frac{2}{3}h \\ 0,625k \cdot (h - h_x) & \text{при } \frac{2}{3}h \le h_x \le h \end{cases}, \qquad (14.45)$$

где k – постоянный коэффициент; для стержневых молниеотводов k=1,2.

Зона защиты двух стержневых электродов перекрывается (рис.14.3). В наиболее узкой части ширина защитной зоны равна $2r_{0x}$, где r_{0x} – величина, определяемая по формуле

$$r_{0x} = r_x \cdot \frac{h_{0x}}{h_x}. \qquad (14.46)$$

В вертикальной плоскости зона защиты ограничивается дугой, проходящей через вершины молниеотводов, с радиусом

$$R = 4h - h_0, \qquad (14.47)$$

где h_0 – наименьшая высота зоны защиты

$$h_0 = 4h - \sqrt{9h^2 + 0,25a^2}; \qquad (14.48)$$

a – расстояние между молниеотводами.

Можно решать и обратную задачу: определение высоты молниеотвода по заданным величинам h_0 и a

$$h = 0,571 \cdot h_0 + \sqrt{0,183h_0^2 + 0,0357a^2}. \qquad (14.49)$$

При определении зоны защиты нескольких молниеотводов расчет выполняется раздельно для каждой пары.

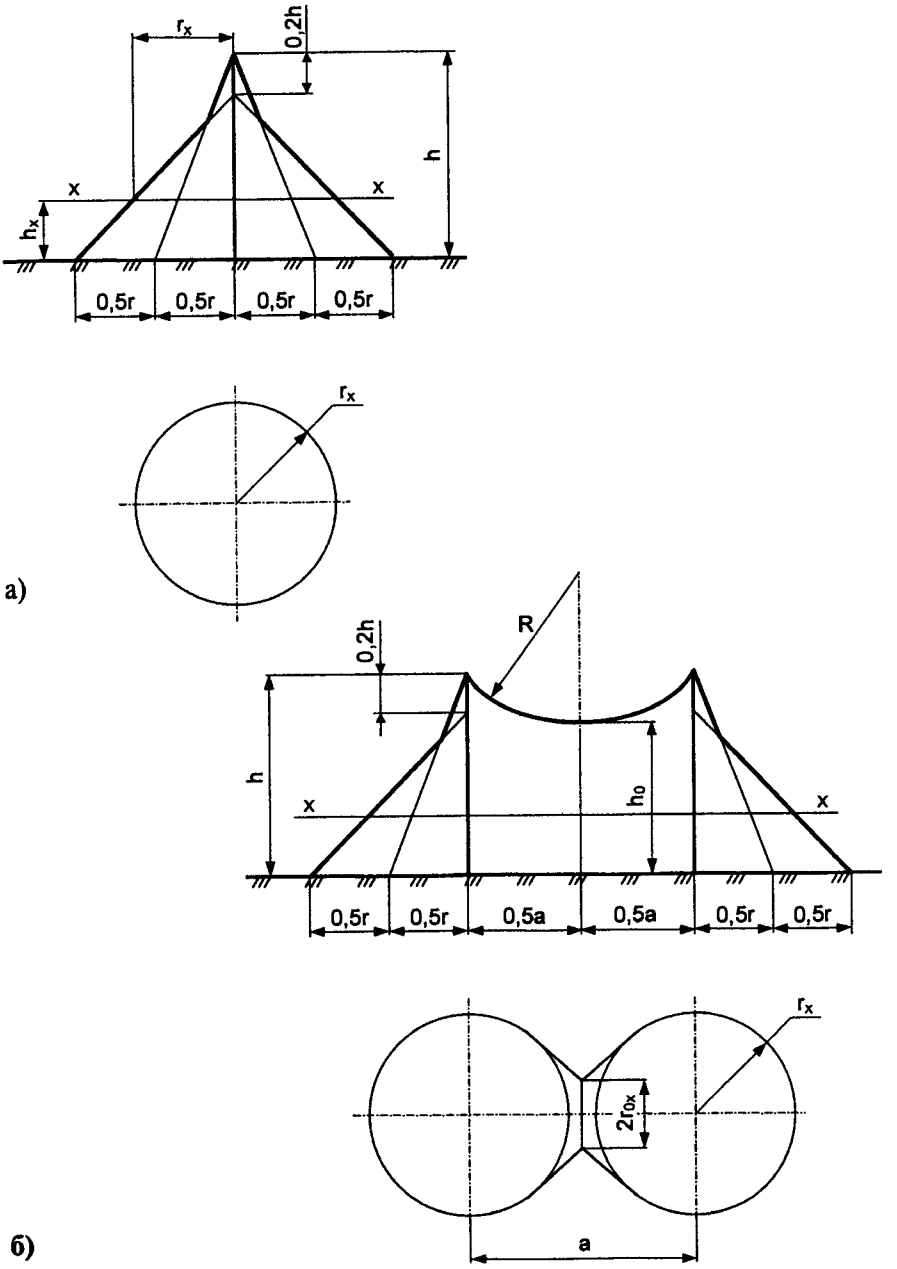


Рис. 14.3 Зоны защиты стержневых молниеотводов:
а – одиночных; б – двойных

Отвод токов молнии осуществляется через заземлители. Они могут быть выполнены: 1) из труб диаметром до 50 мм с толщиной стенки не менее 3,5 мм и длиной 2...3 м; 2) из стальных прутков диаметром 25 мм, соединяемых полосой из стали 40х4 мм: 3) из закольцованных стальных полос (например, 40х4 мм) длиной до 30 м; 4) из пластин оцинкованной стали размером 0,5х2 м и толщиной 4...5 мм. Глубина их заложения от поверхности земли должна быть 0,5...0,8 м.

Сопротивление растеканию тока с данных заземлителей определяется по формулам (Ом):

– для трубчатых

$$R_р = \frac{r_г}{2\pi\ell_з}\left(\ln\frac{2\cdot\ell_з}{d_з} + 0{,}5\ln\frac{4\delta_з+\ell_з}{4\delta-\ell_з}\right); \qquad (14.50)$$

– для полосовых

$$R_р = \frac{r_г}{2\pi\ell_з}\ln\frac{2\cdot\ell_з^2}{b_з\cdot\delta}; \qquad (14.51)$$

– для кольцевых

$$R_р = \frac{r_г}{2\pi D_з}\ln\frac{8\pi\cdot D_з^2}{b_з\cdot\delta}; \qquad (14.52)$$

– для пластинчатых

$$R_р = \frac{r_г}{8}\sqrt{\frac{\pi}{F_з}}\left[1+\frac{2}{\pi}\arcsin\left(\frac{\sqrt{\frac{F_з}{\pi}}}{\sqrt{4\delta^2+\frac{F_з}{\pi}}}\right)\right], \qquad (14.53)$$

где $r_г$ – удельное электросопротивление грунта, Ом·м; $\ell_з, d_з, \delta$ – длина, диаметр и толщина стенки заземлителя; $b_з, \delta$ – ширина и толщина полосы заземления (для стального прутка $b_з = 2d_з$); $F_з$ – площадь пластины заземлителя.

Сопротивление заземлителей должно быть: для зданий и сооружений I и II категории – не более 10 Ом, для объектов III категории – не более 20 Ом.

§ 14.7. Система размыва парафинового осадка в резервуарах

Накопление осадков на днище резервуаров ведет к уменьшению их полезного объема и вызывает затруднения при учете нефти и нефтепродуктов.

Масса осадка, накопленного в резервуаре к моменту времени τ, равна

$$M_0 = C_{ор} \cdot F_р \cdot H_р \cdot \eta_р \cdot n_{об} \cdot \tau \ , \qquad (14.54)$$

где $C_{ор}$ – массовая концентрация взвеси, выпадающей в осадок, $C_{ор} = (0{,}1...2)\cdot 10^{-3}$; $F_р$, $H_р$ – соответственно площадь сечения и высота резервуара; $\eta_р$ – коэффициент его заполнения; $\rho_н$ – плотность нефти; $n_{об}$ – коэффициент оборачиваемости резервуара.

Соответственно, объем отложений составляет

$$V_0 = M_0/\rho_0 \ , \qquad (14.55)$$

а их высота в резервуаре

$$h_0 = V_0/F_р \ , \qquad (14.56)$$

где ρ_0 – плотность отложений.

Наиболее распространенным способом удаления парафиновых отложений из резервуаров путем их взвешивания с помощью веерных сопел (размывающих головок) и последующей откачки вместе с нефтью. Алгоритм расчета системы размыва отложений при заданном количестве сопел n_c таков.

Необходимый радиус действия одного сопла

$$R_c = \begin{cases} 0{,}5Д_р & \text{при } n_c = 1, \\ \dfrac{Д_р}{4 \cdot \cos\frac{\pi}{n_c}} & \text{при } n_c \geq 3, \end{cases} \qquad (14.57)$$

Скорость истечения нефти из сопла ω_0, при которой будут взвешены парафиновые частицы на расстоянии R_c от него

$$\omega_0 = 0{,}252 \cdot \frac{\omega_{min} \cdot R_c}{\delta_\tau \sqrt{в_0 \cdot r_0}}, \qquad (14.58)$$

где ω_{min} – минимально необходимая скорость для взвешивания парафиновых частиц, $\omega_{min} = 0{,}2$ м/с; δ_τ – поправка, учитывающая трение веерной струи о днище резервуара

$$\delta_\tau = \sqrt{1 - 0{,}875 \cdot Re_0^{-0{,}25} \cdot \ln \frac{Re}{r_0}}; \qquad (14.59)$$

Re_0 – число Рейнольдса при истечении нефти из веерного сопла радиусом r_0

$$Re_0 = \frac{\omega_0 \sqrt{в_0 \cdot r_0}}{\nu}; \qquad (14.60)$$

$в_0$ – высота кольцевой щели веерного сопла; ν – кинематическая вязкость нефти, используемой для взвешивания осадка.

Таблица 14.16

Справочные данные по размерам веерных сопел с регулируемой высотой щели (м)

Параметр	Условный диаметр сопла, мм	
	100	350
r_0	0,055	0,175
$d_п$	0,11	0,265

Нетрудно видеть, что величина ω_0 определяется по формуле (14.58) методом последовательных приближений.

Необходимый расход нефти, подаваемой насосом к веерным соплам

$$Q_н = 2\pi \cdot \omega_0 \cdot в_0 \cdot r_0 \cdot n_c. \qquad (14.61)$$

Минимально необходимый напор насоса, используемого для размыва парафиновых отложений

$$H_н = H_{ст} + H_c + H_{тр.в} + H_{тр.н}, \qquad (14.62)$$

где $H_{ст}$ – уровень нефти в резервуаре; H_c – потери напора при истечении нефти через веерное сопло

$$H_c = \frac{\omega_0^2}{2 \cdot g \cdot \mu_c}; \qquad (14.63)$$

μ_c – коэффициент расхода сопла, ориентировочно $\mu_c = 0,7$, а более точно

$$\mu_c = 0,68 \cdot Re_c^{0,02} \cdot \left(\frac{d_п}{в_0}\right)^{0,07} \cdot \left(\frac{r_з}{d_п}\right)^{0,05}; \qquad (14.64)$$

Re_c – число Рейнольдса для нефти, вытекающей из сопла,

$$Re_c = \frac{\omega_0 \cdot в_0}{\nu}; \qquad (14.65)$$

$d_п$ – диаметр корпуса сопла; $r_з$ – радиус скругления выходных кромок, $r_з = (0,01...0,15)\, d_п$; $H_{тр.в}$, $H_{тр.н}$ – потери напора соответственно во внутрирезервуарной и внерезервуарной трубопроводной обвязке.

При расчете $H_{тр.в}$ ориентировочно можно принять, что сначала нефть с расходом $Q_н$ подается к центру резервуара, а затем с расходом $Q_н/n_c$ – к каждому из сопел. Величина же $H_{тр.н}$ складывается из потерь на трение по длине, а также из потерь на местных сопротивлениях (задвижке и фильтре).

По найденным величинам $Q_н$ и $H_Н$ выбирается тип насоса.

Для определения оптимального количества веерных сопел необходимо выполнить технико-экономический расчет.

Общие капиталовложения в систему размыва парафиновых отложений К складываются из стоимости сопел K_c, стоимости трубопроводной обвязки $K_т$ (включая трубы, задвижку и фильтр), а также стоимости насоса $K_н$, т.е.

$$K = K_c + K_т + K_н, \qquad (14.66)$$

где

$$K_c = \sigma_c \cdot n_c;\ K_т = \sum_1^2 \sigma_i \cdot \ell_i + K_з + K_ф;\ K_н \approx 28,7 \cdot N_н; \qquad (14.67)$$

σ_c – цена одного веерного сопла, σ_c =85 руб (цены 1987 г.); σ_i – цена 1 погонного метра трубы длиной ℓ_i; $K_з$, $K_ф$ – цена соответственно задвижки и фильтра; $N_н$ – требуемая мощность насоса (кВт), определяемая по формуле (3.5).

При отсутствии справочных данных о цене элементов системы можно воспользоваться следующими приближенными формулами:

$$\sigma_i = 58,48 \cdot d_i;\ K_з = 6782 \cdot d_з^{1,72};\ K_ф = 1352 \cdot d_ф^{0,75}, \qquad (14.68)$$

где d_i, $d_з$, $d_ф$ – диаметры соответственно трубы, задвижки и фильтра.

В формулах (14.68) величины диаметра подставляются в метрах, а величины цены находятся в рублях.

Эксплуатационные затраты по системе размыва Э складываются из затрат на амортизацию и текущий ремонт $Э_1$, а также стоимости электроэнергии $Э_г$, затраченной на взвешивание осадка. Эти составляющие равны:

$$Э_1 = \sum_{i=1}^{n} K_i \cdot \zeta_i \,,\; Э_2 = N_н(\sigma_{эф} + \sigma_э \cdot \tau_в), \qquad (14.69)$$

где ζ_i – норматив отчислений на амортизацию и текущий ремонт для i-той составляющей капиталовложений; для внутирезервуарного оборудования ζ_i =0,085 1/год; для насосного агрегата ζ_i =0,203 1/год ; для внерезервуарного оборудования ζ_i =0,131 1/год; $\tau_в$ – продолжительность полного взвешивания осадка в резервуаре.

Для плотного парафинового осадка

$$\tau_в = \frac{2F_c}{A_1} \cdot h_0^{0,5}, \qquad (14.70)$$

где F_c – площадь днища, охваченная движением веерных струй, $F_c = \pi \cdot R_c^2 \cdot n_c$; A_1 – расчетный коэффициент

$$A_1 = \frac{5,53 \cdot 10^{-5}}{K_1} \cdot \omega_0 (в_0 \cdot r_0)^{0,25} \cdot (K_1 \cdot R_c)^{0,9} \cdot n_c; \qquad (14.71)$$

K_1 – коэффициент, величина которого зависит от дисперсности парафиновых частиц, $0<K_1<10^{-3}$ 1/м.

Для рыхлого парафинового осадка

$$\tau_в = V_0 / q_{в.р}, \qquad (14.72)$$

где $q_{в.р}$ – объемный расход взвешиваемых парафиновых частиц

$$q_{в.р} = \frac{9,1 \cdot 10^{-4}}{K_1} \cdot \omega_0 \sqrt{в_0 \cdot r_0} \cdot (K_1 \cdot R_c)^{0,9} \cdot n_c. \qquad (14.73)$$

§ 14.8. Примеры расчета

Пример 14.1. Рассчитать воздуховоды приточной системы вентиляции помещения насосной для перекачки сернистой нефти имеющей, геометрический объем 8640 $м^3$. Воздуховоды стальные, прямоугольного сечения. Длины отдельных участков: $l_1 = 5м$, $l_2 = l_4 = l_6 = 3м$; $l_3 = 4м$; $l_5 = 3м$; $l_7 = 7м$; $l_8 = 6м$.

Калориферы должны обеспечить подогрев воздуха от 250 К до 293 К. Теплоноситель – вода с температурой 353 К, прокачиваемая со скоростью 0,4 м/с.

Решение

1. Необходимый расход приточного воздуха по формуле (14.1)

$$Q_{в.пр} = 8640 \cdot 10 = 86400 \ м^3/ч.$$

2. Полагая, что расход приточного воздуха распределяется равномерно, находим расходы по участкам:

$$q_1 = q_2 = q_4 = q_6 = 86400/4 = 21600 \ м^3/ч;$$

$$q_3 = 86400/2 = 43200 \ м^3/ч;$$

$$q_5 = 3 \cdot 86400/4 = 64800 \ м^3/ч;$$

$$q_7 = q_8 = 86400 \ м^3/ч.$$

3. Принимая в отводах $\upsilon_{рек} = 6$ м/с и в магистральной части $\upsilon_{рек} = 8$ м/с, находим площадь сечений каналов по формуле (14.3):

$$f_1 = f_2 = f_4 = f_6 = \frac{21600}{6 \cdot 3600} = 1 \ м^2;$$

$$f_3 = \frac{43200}{8 \cdot 3600} = 1{,}5 \ м^2;$$

$$f_5 = \frac{64800}{8 \cdot 3600} = 2{,}25 \ м^2;$$

$$f_7 = f_8 = \frac{86400}{8 \cdot 3600} = 3 \ м^2.$$

4. В соответствии с найденными величинами f_i по табл.14.2 выбираем размеры сечений прямоугольных воздуховодов: для участков 1,2-4 и 6 – 500 х 2000 мм, для участка 3 – 800 х 2000 мм, для участка 5 – 1200 х 2000 мм, для участков 7 и 8 – 1600 х 2000 мм.

5. Фактическая скорость воздуха в воздуховодах и их эквивалентный диаметр по формулам (14.4), (14.6):

$$\upsilon_{фак1} = \upsilon_{фак2} = \upsilon_{фак4} = \upsilon_{фак6} = \frac{21600}{1 \cdot 3600} = 6 \text{ м/с};$$

$$d_1 = d_2 = d_4 = d_6 = \frac{2 \cdot 0{,}5 \cdot 2}{0{,}5 + 2} = 0{,}8 \text{ м}.$$

6. Для остальных участков по аналогии находим:

$$\upsilon_{фак3} = 7{,}5 \text{ м/с}; \; d_3 = 1{,}14 \text{ м}; \; \upsilon_{фак5} = 7{,}5 \text{ м/с}; d_5 = 1{,}5 \text{ м};$$

$$\upsilon_{фак7} = \upsilon_{фак8} = 7{,}5 \text{ м/с}; \; d_7 = d_8 = 1{,}78 \text{ м}.$$

7. Находим суммарные коэффициенты местного сопротивления. На участке 1 это выход с плавным поворотом потока через расширяющийся раструб, отвод, тройник с переходом на проход (режим нагнетания). Соответственно

$$\sum \zeta_1 = 1 + 0{,}4 + 1{,}1 = 2{,}5$$

На участке 2 имеются следующие местные сопротивления: выход с плавным поворотом потока через расширяющийся раструб, тройник-отвод (режим нагнетания). Следовательно

$$\sum \zeta_2 = 1 + 10 = 11.$$

Аналогичные значения будут у участков 4 и 6, т. е. $\sum \zeta_4 = \sum \zeta_6 = 11$. У участков 3 и 5: $\sum \zeta_3 = \sum \zeta_5 = 1{,}1$.

На участке 7 имеются следующие местные сопротивления: отвод 90° и диффузор у вентилятора, т. е.

$$\sum \zeta_7 = 0{,}45 + 0{,}54 = 0{,}99.$$

На участке 8 имеются диффузор, отвод 90° и шахта с жалюзийной решеткой. Для жалюзийной решетки $\Delta P_{жр} \approx 50$ Па. Следовательно

$$\sum \zeta_8 = 0{,}54 + 0{,}45 = 0{,}99.$$

8. Чтобы найти гидравлическое сопротивление калорифера (калориферов) необходимо сначала определить их количество.

При средней температуре воздуха $T_{в.ср.} = 0{,}5 \cdot (250 + 293) = 271{,}5$ К

по табл.1.5 находим $\rho_в = 1{,}295$ кг/м^3 и $C_{рв} = 1006 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$.

9. Массовая скорость воздуха на участке 8

$$\omega_в = 1{,}29 \cdot 7{,}5 = 9{,}7 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

10. Коэффициент теплопередачи по формуле (14.12)

$$K = 12,9 \cdot 9,7^{0,393} \cdot 0,4^{0,106} = 28,6 \ \text{Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{град}\right).$$

11. Необходимая поверхность нагрева калориферной установки по формуле (14.9)

$$F_к = \frac{86400 \cdot 1,295 \cdot 1006 \cdot (293 - 250)}{3600 \cdot 28,6 \cdot (353 - 273,5)} = 591,3 \ \text{м}^2.$$

12. По табл. 14.3 выбираем тип калорифера КФС-11 с поверхностью нагрева 54,6 м^2. Таких калориферов надо 11 шт.

13. Гидравлическое сопротивление одного калорифера по формуле (14.8)

$$\Delta P_{кал} = 1,11 \cdot 9,7^{1,8} = 65,7 \ \text{Па}.$$

14. Найдем потери давления в каждом из участков (без учета калориферов) по формуле (14.5):

$$\Delta P_1 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{5}{0,8} + 2,5\right) \cdot \frac{6^2}{2} = 81,7 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_2 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{3}{0,8} + 11\right) \cdot \frac{6^2}{2} = 255,9 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_3 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{4}{1,14} + 1,1\right) \cdot \frac{7,5^2}{2} = 61,3 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_4 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{3}{0,8} + 11\right) \cdot \frac{6^2}{2} = 255,9 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_5 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{3}{1,5} + 1,1\right) \cdot \frac{7,5^2}{2} = 51,0 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_6 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{3}{0,8} + 11\right) \cdot \frac{6^2}{2} = 255,9 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_7 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{7}{1,78} + 0,99\right) \cdot \frac{7,5^2}{2} = 60,4 \ \text{Па};$$

$$\Delta P_8 = 1,21\left(0,2 \cdot \frac{5}{1,78} + 0,99\right) \cdot \frac{7,5^2}{2} + 50 = 110,4 \ \text{Па}.$$

15. Наибольшие гидравлические потери будут между жалюзийной решеткой и расширяющимся раструбом участка 2

$$\Delta P' = \Delta P_2 + \Delta P_3 + \Delta P_5 + \Delta P_7 + \Delta P_8 = 255{,}9 + 61{,}3 + 51{,}0 + 60{,}4 + 110{,}4 = 539{,}0 \text{ Па}$$

16. Необходимый расход воздуха может быть обеспечен тремя центробежными вентиляторами типа Ц 4-70 №10, развивающими давление до 950 Па (табл.14.4).

Принимаем, что каждый вентилятор прокачивает воздух через 4 калорифера. Таким образом, общий период давления в приточной системе вентиляции

$$\Delta P = \Delta P' + 4 \cdot \Delta P_{кал} = 539{,}0 + 4 \cdot 65{,}7 = 801{,}8 \text{ Па}.$$

Так как ΔP меньше давления, развиваемого вентилятором Ц 4-70 №10, то подбор вентиляторов выполнен правильно.

Пример 14.2. Для условий предыдущего примера определить тип дефлекторов, которые в количестве 8 шт. установлены на кровле насосной. Скорость ветра $\upsilon_в = 3{,}1$ м/с.

Решение

1. По формуле (14.13) находим расход воздуха, удаляемого с помощью естественной вентиляции,

$$Q_{д.с} = 0{,}2 \cdot 86400 = 17280 \frac{м^3}{ч} = 4{,}8 \frac{м^3}{с}.$$

2. Следовательно, расход воздуха через один дефлектор равен

$$Q_д = Q_{д.с} / 8 = 0{,}6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Находим расчетный диаметр патрубка дефлектора по формуле (14.17)

$$d_п = 2{,}9 \cdot \sqrt{\frac{0{,}6}{3{,}14 \cdot 3{,}1}} = 0{,}72 \text{м}.$$

По найденной величине $d_п$ в соответствии с табл. 14.6 выбираем дефлектор типа ЦАГИ №8.

Пример 14.3. Подобрать насос для системы смазки трех работающих насосов типа НМ 2500-230 с электродвигателями СТДП 2000-2. Мощность на валу двигателя $N_{дв} = 2000$ кВт, к. п. д. подшипников $\eta_{дв} = 0{,}99$. Для смазки используется масло плотностью $\rho_{293} = 875$ кг/м^3. Температура масла на входе в подшипник $T_{м1} = 293$ К, а на выходе из него $T_{м2} = 323$ К.

Решение

1. По формуле (14.20) находим энтальпию масла до и после подшипников:

$$i_{м1} = \frac{0,0536}{\sqrt{875}} \cdot (293 - 273)(293 + 722) = 36,8 \ \frac{кДж}{кг};$$

$$i_{м2} = \frac{0,0536}{\sqrt{875}} \cdot (323 - 273)(323 + 722) = 97,4 \ \frac{кДж}{кг}.$$

2. Необходимый массовый расход масла по формуле (14.19)

$$G_м = 3 \cdot 2000 \cdot \left(\frac{1 - 0,99}{97,4 - 36,8} \right) = 1,036 \ \frac{кг}{с}.$$

3. Плотность масла на входе в насос нам задана. В противном случае мы должны были ее рассчитать по формуле (1.1) или (1.2). Соответственно необходимый объемный расход масла по формуле (14.21)

$$Q_м = \frac{1,036}{875} = 0,00118 \ м^3/с = 4,25 \ м^3/ч.$$

4. По известному расходу масла и с учетом допустимого давления в маслосистеме подбираем насос марки ШФ-8-25А с характеристиками: $Q = 5,8 \ м^3/ч$; давление нагнетания 0,25 МПа; мощность 1,0 кВт.

К установке принимаем 2 насоса, из которых один – резервный.

5. Выполним расчет воздушного охлаждения масла.

Массовый расход масла в системе

$$G'_м = \frac{875 \cdot 5,8}{3600} = 1,41 \ \frac{кг}{с}.$$

6. Количество тепла, которое необходимо отводить от масла по формуле (14.5),

$$Q_т = 1,41 \cdot (97,4 - 36,8) = 85,5 \ кВт.$$

7. Плотность воздуха, используемого для охлаждения, по формуле (10.2),

$$\rho_в = \frac{101325 \cdot 29}{8314,3 \cdot 298} = 1,19 \ \frac{кг}{м^3}.$$

8. Расход воздуха на охлаждение по формуле (14.23)

$$Q_в = \frac{85,5 \cdot 10^3}{1005 \cdot 1,19 \cdot (303 - 293)} = 7,15 \ \frac{м^3}{с}.$$

9. Полагая весовую скорость воздуха в калорифере $\omega_{вк} = 6 \frac{кг}{м^2 \cdot с}$, по формуле (14.24) находим необходимую площадь живого сечения калорифера

$$f_в = \frac{7,15 \cdot 1,19}{6} = 1,42 \text{ м}^2.$$

10. По табл.14.3 определяем, что необходимо три калорифера типа КФС-9, у каждого из которых поверхность нагрева $F_к = 41,6$ м^2, живое сечение по воздуху $f'_в = 0,486$ м^2 и по теплоносителю $f_м = 0,0107$ м^2, внутренний диаметр трубок $d_м = 0,02$ м, а их длина $\ell_М$=1 м.

11. Фактическая весовая скорость воздуха по формуле (14.25)

$$\omega_{в.факт} = 6 \cdot \frac{1,42}{3 \cdot 0,486} = 5,84 \ \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$$

12. Линейная скорость масла в калорифере по формуле (14.26)

$$\upsilon_м = \frac{1,41}{3 \cdot 875 \cdot 0,0107} = 0,0753 \text{ м/с}.$$

13. Число Рейнольдса при течении масла в калорифере

$$Re_м = \frac{0,0753 \cdot 0,02}{21 \cdot 10^{-6}} = 71,7.$$

Так как $Re_м < 2320$, то режим течения ламинарный.

14. Коэффициент теплопроводности масла по формуле (1.6)

$$\lambda_м = \frac{156,6}{875} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 298) = 0,154 \ \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}.$$

15. Теплоемкость масла по формуле (1.5)

$$C_{рм} = \frac{31,56}{\sqrt{875}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 298) = 1891 \ \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}.$$

16. Число Пекле при течении масла в трубках калорифера по формуле (14.28)

$$Pe_м = \frac{0,0753 \cdot 1891 \cdot 875 \cdot 0,02}{0,154} = 16181.$$

17. Полный коэффициент теплопередачи в калорифере по формуле (14.27)

$$K = 1,61 \cdot \frac{0,154}{0,02} \cdot \sqrt[3]{\frac{16181 \cdot 0,02}{1,01}} = 85,0 \ \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}.$$

18. Поскольку средняя температура масла $T_{в.ср} = 298$ К, то по формуле (14.29) фактическая теплоотдача в обоих калориферах

$$Q_{т.факт} = 85 \cdot 3 \cdot 41,6 \cdot (308 - 298) = 106080 \text{ Вт}.$$

Таким образом, необходимый отбор тепла от масла обеспечивается.

19. В соответствии с необходимой производительностью по воздуху (по табл.14.4) выбираем центробежный вентилятор типа Ц 4-70 №10.

Пример 14.4. Рассчитать потребность в паре и подобрать котел для его получения, если в течение 5 часов необходимо разогреть мазут в количестве 2000 кг плотностью $\rho_{293} = 970$ кг/м^3 от температуры 278 К до температуры 290 К. Масса застывшей части равна 300 к г. Мазут хранился в наземном металлическом резервуаре РВС 3000 в течение 4 суток. Температура окружающего воздуха 278 К, грунта – 274 К.

Решение

1. Средняя температура мазута в процессе разогрева

$$T_{ср} = 0,5 \cdot (278 + 290) = 284 \text{ К}.$$

2. Теплоемкость мазута при средней температуре по формуле (1.5)

$$C_p = \frac{31,56}{\sqrt{970}}(762 + 3,39 \cdot 284) = 1748 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}.$$

3. Количество тепла, необходимого для разогрева всей массы мазута по формуле (14.30)

$$Q_1 = 2000 \cdot 1748 \cdot (290 - 278) = 41,95 \cdot 10^6 \text{ Дж}.$$

4. Количество тепла, затрачиваемого на расплавление застывшей части (осадка) по формуле (14.31)

$$Q_2 = 184,4 \cdot 10^3 \cdot 300 = 55,32 \cdot 10^6 \text{ Дж}.$$

5. По табл.14.6 находим приближенное значение полного коэффициента теплопередачи $K = 2,91$ Вт/(м$^2 \cdot$К).

6. Площадь поверхности охлаждения для РВС 3000 складывается из площади крыши $F_{кр}$, площади стенки $F_{ст}$ и площади днища $F_д$.

$$F_{кр} = \frac{\pi D_p}{2}\sqrt{h_к^2 + 0,25D_p^2} = \frac{3,14 \cdot 18,98}{2} \cdot \sqrt{0,57^2 + 0,25 \cdot 18,98^2} = 282,9 \text{ м}^2;$$

$$F_{ст} = \pi D_p H_p = 3,14 \cdot 18,98 \cdot 11,92 = 710,4 \text{ м}^2;$$

$$F_{дн} = \frac{\pi D_p^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 18,98^2}{4} = 282,8 \text{ м}^2.$$

Таким образом

$$F = F_{кр} + F_{ст} + F_{дн} = 282,9 + 710,4 + 282,8 = 1276,1 \text{ м}^2.$$

7. В рассматриваемом случае

$$F_г = F_{дн} = 282{,}8 \text{ м}^2;\ F_в = F_{кр} + F_{ст} = 282{,}9 + 710{,}4 + 993{,}3 \text{ м}^2.$$

Следовательно, температура окружающей среды по формуле (14.34)

$$T_0 = \frac{274 \cdot 282{,}8 + 278 \cdot 993{,}3}{282{,}8 + 993{,}3} = 277{,}1 \text{ К}.$$

8. Разность между средней температурой мазута и температурой окружающей среды

$$\Delta T = 284 - 277{,}1 = 6{,}9 \text{ К}.$$

9. Затраты тепла на компенсацию тепловых потерь в окружающую среду по формуле (14.32)

$$Q_3 = 2{,}91 \cdot 1276{,}1 \cdot 6{,}9 \cdot 5 \cdot 3600 = 461{,}2 \cdot 10^6 \text{ Дж}.$$

10. По формуле (14.37) находим необходимую паропроизводительность

$$G_п = \frac{41{,}95 \cdot 10^6 + 55{,}32 \cdot 10^6 + 461{,}2 \cdot 10^6}{5 \cdot 700 \cdot 10^3} = 159{,}6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

11. По найденной величине $G_п$ и табл.14.7 выбираем котел типа ШС-1/8, т.к. абсолютное давление насыщенного пара для котла КВ-100 является слишком низким.

Пример 14.5. Подобрать нефтеловушку для отделения нефтяных частиц диаметром $d_н = 76 \cdot 10^{-6}$ м при среднем расходе нефтесодержащих вод $Q_{ср} = 3000$ м^3/сут и их температуре $T_в = 283$ К. Плотность нефтяных частиц $\rho = 840$ кг/м^3.

Решение

1. Определяем расчетный часовой расход нефтесодержащих вод по формуле (14.42)

$$Q_р = \frac{3000 \cdot 1{,}3}{24} = 162{,}5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2. В соответствии с табл.14.7 предварительно принимаем к сооружению нефтеловушку по типовому проекту 902-2-161, для которой $L_{нф} = 30$ м, $B_{нф} = 3$ м, $h_п = 2$ м, $N_н = 2$.

3. Средняя скорость потока в нефтеловушке

$$\omega = \frac{Q_р}{N_н \cdot h_п \cdot B_{нф}} = \frac{162{,}5}{3600 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 3} = 3{,}76 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

4. Гидравлический радиус нефтеловушки

$$r = \frac{h_п \cdot B_{нф}}{2\left(h_п + B_{нф}\right)} = \frac{2 \cdot 3}{2 \cdot (2+3)} = 0,6 \text{ м}.$$

5. Кинематическая вязкость воды при температуре 283 К

$$\gamma_в = 1,308 \cdot 10^{-3} / 999,7 = 1,308 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

6. Число Рейнольдса для нефтеловушки по формуле (5.10)

$$Re = \frac{4 \cdot 0,6 \cdot 3,76 \cdot 10^{-3}}{1,308 \cdot 10^{-6}} = 6899$$

7. Так как режим точения турбулентный, то коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (5.13)

$$\lambda_н = \frac{0,3164}{6899^{0,25}} = 0,0347.$$

8. Удерживающая скорость потока по формуле (14.40)

$$\omega_* = 3,76 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{\frac{0,0347}{8}} = 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

9. Гидравлическая крупность частиц диаметром $d_н$ по формуле (14.41)

$$u_0 = \frac{9,81 \cdot \left(76 \cdot 10^{-6}\right)^2 \cdot (999,7 - 840)}{18 \cdot 1,308 \cdot 10^{-3}} = 3,86 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

10. Расчетная длина нефтеловушки по формуле (14.39)

$$L_н = \frac{2 \cdot 3,76 \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot \left(3,86 \cdot 10^{-4} - 2,48 \cdot 10^{-4}\right)} = 109,0 \text{ м}.$$

11. Так как расчетная длина значительно превышает фактическую для выбранного типового проекта нефтеловушки необходимо повторить расчет для другого типоразмера. Приняв типоразмер 902-2-3, повторим все вычисления:

$$\omega = \frac{162,5}{3600 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 6} = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ м/с};$$

$$r = \frac{2 \cdot 6}{2 \cdot (1+6)} = 0,75 \text{ м};$$

$$Re = \frac{4 \cdot 0,75 \cdot 1,88 \cdot 10^{-3}}{1,308 \cdot 10^{-6}} = 4312;$$

$$\lambda_н = \frac{0,3164}{4312^{0,25}} = 0,0391;$$

$$\omega_* = 1,88 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{\frac{0,0391}{8}} = 1,31 \cdot 10^{-4} \text{ м/с};$$

$$L_н = \frac{2 \cdot 1,88 \cdot 10^{-3}}{0,5\left(3,86 \cdot 10^{-4} - 1,31 \cdot 10^{-4}\right)} = 24,5 \text{ м}.$$

Поскольку расчетная длина нефтеловушки типоразмера 902-2-3 меньше фактической, то выбор сделан верно.

Пример 14.6. Рассчитать систему взвешивания парафинового осадка в резервуаре РВС 20000, в котором хранится нефть ρ=845 кг/м^3, ν=20 мм^2/с. Принять $C_р$=10-^{3}, $\eta_р$=0,83, n=50 1/год, τ=2 года, ρ_0=885 кг/м^3. Используются сопла с размерами: r_0=0,055м; $d_п$=0,11м; b_0=0,02м. Кроме того $\sigma_{эд}$=36 руб/кВт; $\sigma_э$=0,009 руб/кВт ч. Высота уровня нефти в резервуаре равна 2 м.

Решение

1. По табл. 1.8 для РВС 20000 находим $D_р$=45,6; $H_р$=11,92 м. Следовательно, площадь днища резервуара

$$F_р = \frac{\pi}{4} \cdot D_р^2 = \frac{3,14}{4} \cdot 45,6^2 = 1632,3 \text{м}^2.$$

2. Масса осадка, накопленного в резервуаре к моменту времени τ =2 года, по формуле (14.54)

$$M_0 = 10^{-3} \cdot 1632,3 \cdot 11,92 \cdot 0,83 \cdot 845 \cdot 50 \cdot 2 = 1364675 \text{кг}.$$

3. Объем отложений по формуле (14.55)

$$V_0 = \frac{1364675}{885} = 1542 \text{м}^3.$$

4. Высота осадка в резервуаре по формуле (14.56)

$$h_0 = \frac{1542}{1632,3} = 0,945 \text{м},$$

5. Дальнейший расчет является технико-экономическим, так как чем больше число сопел, тем больше требуемый расход нефти, капиталовложения в систему, но тем меньше требуемый радиус их действия и время полного взвешивания осадка. В качестве примера рассмотрим случай, когда в резервуаре размещено 6 сопел.

6. Необходимый радиус действия одного сопла по формуле (14.57)

$$R_c = \frac{45,6}{4 \cdot \cos\frac{3,14}{6}} = 13,2\text{м}.$$

7. Первое приближение скорости истечения нефти из сопла ω_0' (при δ_τ=1) по формуле (14.58)

$$\omega_0^{(1)} = 0,252 \cdot \frac{0,2 \cdot 13,2}{\sqrt{0,02 \cdot 0,055}} = 20,1\text{м/с}.$$

8. Первое приближение числа Рейнольдса при истечении нефти из веерного сопла по формуле (14.60)

$$Re_0^{(1)} = \frac{20,1 \cdot \sqrt{0,02 \cdot 0,055}}{20 \cdot 10^{-6}} = 33332.$$

9. Поправка, учитывающая трение веерной струи о днище резервуара, по формуле (14.59)

$$\delta_\tau^{(1)} = \sqrt{1 - 0,875 \cdot 33332^{-0,25} \cdot \ln\frac{13,2}{0,055}} = 0,803.$$

10. Второе приближение скорости истечения нефти из сопла по формуле (14.58)

$$\omega_0^{(2)} = 0,252 \cdot \frac{0,2 \cdot 13,2}{0,803 \cdot \sqrt{0,02 \cdot 0,055}} = 25 \text{ м/с}.$$

Так как отклонение $\omega_0^{(2)}$ от $\omega_0^{(1)}$ составляет

$$\frac{25 - 20,1}{25} \cdot 100\,\% = 19,6\%,$$

что выходит за пределы допустимой погрешности (5%) инженерных расчетов, то величину скорости истечения необходимо уточнить.

11. Найдем второе приближение величин Re_0 и δ_τ:

$$Re_0^{(2)} = \frac{25 \cdot \sqrt{0,02 \cdot 0,055}}{20 \cdot 10^{-6}} = 41458;$$

$$\delta_\tau^{(2)} = \sqrt{1 - 0,875 \cdot 41458^{-0,25} \cdot \ln\frac{13,2}{0,055}} = 0,816.$$

12. Третье приближение скорости истечения нефти из сопла

$$\omega_0^{(3)} = 0,252 \cdot \frac{0,2 \cdot 13,2}{0,816 \cdot \sqrt{0,02 \cdot 0,055}} = 24,6 \text{ м/с}.$$

Отклонение $\omega_0^{(3)}$ от $\omega_0^{(2)}$ составляет

$$\left| \frac{24,6 - 25}{24,6} \right| \cdot 100\% = 1,7\%,$$

что находится в пределах допустимой погрешности. Далее будем использовать величину $\omega_0 = 24$,6 м/с.

13. Необходимый расход нефти, подаваемой насосом к веерным соплам, по формуле (14.61)

$$Q_H = 2 \cdot 3,14 \cdot 24,6 \cdot 0,02 \cdot 0,055 \cdot 6 = 1,02 \text{ м}^3/\text{с}.$$

14. Число Рейнольдса для сопла по формуле (14.65)

$$Re_c = \frac{24,6 \cdot 0,02}{20 \cdot 10^{-6}} = 24600.$$

15. Коэффициент расхода сопла по формуле (14.64)

$$\mu_c = 0,68 \cdot 24600^{0,02} \cdot \left(\frac{0,11}{0,02} \right)^{0,07} \cdot 0,075^{0,05} = 0,824.$$

16. Потери напора при истечении нефти через веерное сопло по формуле (14.63)

$$H_c = \frac{24,6^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,824} = 37,4 \text{м}.$$

17. Для расчета потерь напора на трение определим диаметры трубопроводов обвязки. Для подводящих трубопроводов:

$$d_0^{(1)} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_H}{\pi \cdot V \cdot n_{труб}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.02}{3.14 \cdot 2 \cdot 1}} = 0.806 \text{м},$$

$$d_0^{(2)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.02}{3.14 \cdot 2 \cdot 6}} = 0.329 \text{м}.$$

Принимаем стандартные диаметры $d_{тр.в}$ =0,311 м и $d_{тр.н}$=0,806 м.

18. Фактические скорости нефти в трубопроводах

$$V_{тр.в} = \frac{4 \cdot Q_H}{\pi \cdot n_{труб} \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 1,02}{3,14 \cdot 6 \cdot 0,311^2} = 2,16 \text{м/с},$$

19. Числа Рейнольдса в трубопроводах по формуле (5.10)

$$Re_{тр.в} = \frac{2{,}16 \cdot 0{,}317}{20 \cdot 10^{-6}} = 41210;$$

$$Re_{тр.н} = \frac{2 \cdot 0{,}806}{20 \cdot 10^{-6}} = 80600.$$

20. Относительные шероховатости и переходные числа Рейнольдса по формулам (5.12):

$$\varepsilon^{(1)} = \frac{0.2}{311} = 6{,}43 \cdot 10^{-4};$$

$$Re_{I}^{(1)} = \frac{10}{6{,}43 \cdot 10^{-4}} = 15550; \quad Re_{II}^{(1)} = \frac{500}{\varepsilon} = \frac{500}{6{,}43 \cdot 10^{-4}} = 777500;$$

$$\varepsilon^{(2)} = \frac{0{,}2}{806} = 2{,}5 \cdot 10^{-4};$$

$$Re_{I}^{(2)} = \frac{10}{2{,}5 \cdot 10^{-4}} = 40300; \quad Re_{II}^{(2)} = \frac{500}{2{,}5 \cdot 10^{-4}} = 2015000.$$

21. Так как в обоих случаях $Re_I < Re < Re_{II}$, то коэффициенты гидравлического сопротивления вычисляем по формуле (5.14):

$$\lambda_{тр.в} = 0{,}11 \cdot (\varepsilon + \frac{68}{Re})^{0{,}25} = 0{,}11 \cdot (6{,}31 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{41210})^{0{,}25} = 0{,}024;$$

$$\lambda_{тр.в} = 0{,}11 \cdot (2{,}5 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{80600})^{0{,}25} = 0{,}02 .$$

22. Потери напора на трение в рассматриваемых трубопроводах по формуле (5.9):

$$h_{тр.в} = 0{,}024 \cdot \frac{13{,}2}{0{,}311} \cdot \frac{2{,}16^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}24 \text{ м},$$

$$h_{тр.н} = 0{,}02 \cdot \frac{500}{0{,}806} \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9{,}81} = 2{,}53 \text{ м}.$$

23. При числе сопел $n_c = 6$ внутри резервуара наибольший угол исполнения отвода $\alpha = 150°$. Соответственно расчетный коэффициент по формуле (5.71)

$$k_\alpha = \frac{150}{54{,}5 + 0{,}408 \cdot 150} = 1{,}30.$$

Поскольку для отвода 90°

$\xi_{90}^{(1)} = 0,35+3,58 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\,[3,56 \cdot 10^{-5} \cdot (150000-41210)] = 0,522,$

то, следовательно, для отвода 150° по формуле (5.70)

$$\xi_{150} = 0,522 \cdot 1,30 = 0,68.$$

Таким образом, потери напора на местных сопротивлениях внутри резервуара по формуле (5.25)

$$h_{м.с_{тр.в}} = 0,68 \cdot \frac{2,16^2}{2 \cdot 9,81} = 0,162 \text{ м}.$$

24. Предположим, что во внерезервуарной обвязке имеются следующие местные сопротивления: две задвижки ($\xi = 0,15 \cdot 2 = 0,3$), три отвода 90^0, фильтр ($\xi = 2,2$) и двухлинзовый компенсатор. Для отвода 90° по формуле (5.68)

$\xi_{90}^{(2)} = 0,35+3,58 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\,[3,56 \cdot 10^{-5} \cdot (150000-80600)] = 0,392,$

а для двухлинзового компенсатора по формуле (5.67)

$$\xi_{комп_2} = 0,238 + \frac{14532}{80600} = 0,42.$$

Следовательно, потери напора на местных сопротивлениях внерезервуарной обвязки

$$h_{м.с_{тр.н}} = (0,3+3 \cdot 0,399+2,2+0,42) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 0,84 \text{ м}.$$

25. Минимально необходимый напор насоса, используемого для размыва парафиновых отложений по формуле (1.66)

$$H_н = 2+37,4+0,24+0,162+2,53+0,84 = 43,2 \text{ м}.$$

26. Требуемая мощность насоса по формуле (3.5) в предположении, что $\eta_н \cdot \eta_{мех} \cdot \eta_{эл} \approx 0,8$

$$N_н = \frac{3044 \cdot 845 \cdot 9,81 \cdot 43,2}{3600 \cdot 0,8} \cdot 10^{-3} = 378,5 \text{ кВт}.$$

27. Стоимость отдельных элементов системы размыва по формулам (14.67а), (14.68):

$K_н = 28,7 \cdot 378,5 = 10862,8$ руб;

$\sigma_{тр.в} = 58,48 \cdot 0,311 = 18,5$ руб / м;

$\sigma_{тр.н} = 58,48 \cdot 0,806 = 47,1$ руб / м;

$\sigma_з = 6782 \cdot 0,806^{1,72} = 4680,1$ руб;

$\sigma_ф = 1352 \cdot 0,806^{0,75} = 1150,1$ руб.

28. Капиталовложения в сопла, трубопроводы и систему размыва в целом по формуле (14.66), (14.67)

$K_с = 85 \cdot 6 = 510$ руб;

$K_т = 18,5 \cdot 13,2+47,1 \cdot 500+4680,1 \cdot 2+1150,1 = 34304,5$ руб;

$K = 510+34304,5+10862,8 = 45677,3$ руб.

29. Затраты на амортизацию и текущий ремонт по формуле (14.69)

$$Э_1 = (510 + 18{,}5 \cdot 13{,}2 + 47{,}1 \cdot \frac{45{,}6}{2}) \cdot 0{,}085 +$$

$$+\left[47{,}1 \cdot \left(500 - \frac{45{,}6}{2}\right) + 4680{,}1 \cdot 2 + 1150{,}1\right] \cdot 0{,}131 +$$

$$+10862{,}8 \cdot 0{,}203 = 6681{,}8 \text{ руб/год}.$$

30. Предположим, что осадок плотный. Тогда расчетный коэффициент A_1 по формуле (14.71)

$$A_1 = \frac{5{,}53 \cdot 10^{-5}}{0{,}5 \cdot 10^{-3}} \cdot 24{,}6 \cdot (0{,}02 \cdot 0{,}055)^{0{,}25} \cdot (0{,}5 \cdot 10^{-3} \cdot 13{,}2)^{0{,}9} \cdot 6 =$$

$$= 0{,}0324 \text{ с/м}^{2{,}5}.$$

31. Продолжительность полного взвешивания парафинового осадка по формуле (14.70)

$$\tau_в = \frac{2 \cdot 3{,}14 \cdot 13{,}2^2 \cdot 6}{0{,}0324} \cdot 0{,}945^{0{,}5} = 196983\text{с} = 54{,}72\text{ч}.$$

32. Стоимость электроэнергии, потребляемой на взвешивание осадка, и плата за установленную мощность по формуле (14.69)

$$Э_2 = 378{,}5 \cdot (36 + 0{,}009 \cdot 54{,}72) = 13812{,}4 \text{ руб/год}.$$

33. Приведенные годовые затраты на разовую зачистку резервуара по формуле (1.15)

$$П = 6681{,}8 + 13812{,}4 + 0{,}12 \cdot 45677{,}3 = 25975{,}5 \text{ руб/ год}.$$

Для другого количества сопел расчет выполняется аналогично. Результаты расчетов приведены в табл. 14.17.

Оптимальному количеству сопел соответствует минимальная величина приведенных годовых затрат. В рассматриваемом случае оптимальным является число сопел равное 7.

Таблица 14.17

Результаты расчета технико-экономических показателей системы взвешивания парафинового осадка при различном числе сопел

Расчетные величины		Количество сопел в резервуаре				
		1	4	6	7	8
Радиус действия сопла R_c, м		22,8	16,1	13,2	12,65	12,34
Скорость истечения нефти из сопла ω_0, м/с		42,04	29,8	24,6	23,6	23
Поправка $\delta_т$		0,823	0,82	0,816	0,814	0,815
Число Рейнольдса при истечении нефти из сопла Re_0		71722	50413	41458	39750	38804
Расход нефти, подаваемый к веерным соплам $Q_н$, $м^3/с$		0,29	0,824	1,02	1,14	1,27
Число Рейнольдса для сопла Re_c		42040	29800	24600	23600	23000
Коэффициент расхода сопла μ_c		0,83	0,827	0,824	0,823	0,82
Потери напора при истечеиии через сопло H_c, м		108,14	54,7	37,4	34,5	32,9
Диаметры трубопроводной обвязки, м	$d_{тр.в.}$	0,418	0,369	0,317	0,317	0,317
	$d_{тр.н.}$		0,706	0,806	0,906	0,906
Скорости нефти в трубопроводной обвязке, м	$V_{тр.в.}$	2,1	1,93	2,16	2,06	2
	$V_{тр.н.}$		2,1	2	1,8	1,97
Числа Рейнольдса,	$Re_{тр.в.}$	43890	35609	41210	32651	31700
	$Re_{тр.н.}$		74130	80600	81540	89241
Коэффициенты гидравлического сопротивления,	$\lambda_{тр.в.}$	0,023	0,0245	0,024	0,025	0,025
	$\lambda_{тр.н.}$		0,0205	0,02	0,02	0,0195
Потери напора, м	$h_{тр.в.}$	0,28	0,203	0,24	0,216	0,2
	$h_{тр.н.}$	6,3	3,3	2,53	1,823	2,13
Коэффициент $K_α$		-	1,23	1,3	1,314	1,33
Потери на местные сопротивления, м	$h_{м.стр.в.}$	-	0,13	0,162	0,173	0,16
	$h_{м.стр.н.}$	1,03	0,93	0,84	0,68	0,8
Необходимый напор насоса $H_н$, м		117,65	61,26	43,2	39,4	38,2
Мощность насоса $N_н$, кВт		1030,8	536,73	378,5	345,2	334,7
Капиталовложеиия в систему К, руб		46154,7	45236,3	45677,3	44214,6	49715,7
Затраты иа амортизацию и текущий ремонт $Э_1$, руб/год		8073,9	6950,1	6681,8	7161,44	7107
Коэффициент A_1		0,0151	0,0313	0,0324	0,035	0,038
Время полного взвешивания осадка $τ_в$, ч		58,4	56,2	54,72	54,27	54,4
Стоимость электроэнергии, затрачиваемой на взвешиваиие осадка, и плата за устаиовлеиную мощность $Э_2$, руб/год		37650,6	19593,8	13812,4	12595,8	12213,1
Приведенные годовые затраты П, руб/год		51263,1	31972,3	25975,5	25063	25286

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение1. Характеристики труб для нефтепроводов и нефтебаз

Таблица П1.1

Рабочее давление, МПа	Наружный диаметр, мм	Номинальная толщина стенки, мм	Характеристики материала труб			Коэффициент надежности по материалу, K_1	Поставщик труб, №№ технических условий
			Марка стали	$\sigma_{вр}$, МПа	$\sigma_т$, МПа		
1	2	3	4	5	6	7	8
5,4...7,4	1220	10; 11; 12; 13; 14; 15; 16	08ГБЮ	510	350	1,4	ЧТЗ, ТУ-14-3Р-03-94
		10; 11; 12; 13; 14; 15; 16	09ГБЮ	550	380		
5,4...7,4	1220	10; 11; 12; 13; 14; 15; 16	12ГСБ	510	350	1,4	ЧТЗ, ТУ-14-3Р-04-94
		10; 11; 12; 13; 14; 15; 16	12ГСБ	550	380		
6,3	1020	12,5; 12,9; 15,5; 16	13 Г1С-У	540	390	1,47	ЧТЗ, ТУ-14-3-1698-90
6,3	1020	11,4	13 Г1С-У	540	390	1,34	НМТЗ, ТУ-14-3-1424-86
6,3	1020	11; 11,5 12	17Г1С	510	363	1,4	ВТЗ, ТУ1104-138100-357-02-96
5,4	1020	9,5; 10; 10,5	17Г1С	510	363		
5,4	1020	8; 8,5; 9	К60	588	441		
5,4...7,5	820	8; 9; 10; 11; 12	13 Г2АФ	530	363	1,47	ЧТЗ ТУ 14-3-14-25-86
5,4...7,5	820	8,5; 9,2; 10,6; 11,4	17ГС	510	353	1,47	ЧТЗ ТУ 14-3-1270-84
5,4...7,4	820	9; 10; 11; 12;13;14	12ГСБ	510	350	1,4	ЧТЗ ТУ 14-3Р-04-94

Таблица П1.1 (продолжение)

1	2	3	4	5	6	7	8
7,4	720	7,3; 8,7; 10,8; 12; 14; 16; 20	К60	589	461	1,34	ВМЗ ТУ 14-3Р-01-93
5,4...7,4	720	8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	08ГБЮ	510	350	1,4	ЧТЗ 14-3Р-03-94
5,4...7,4	720	7,5; 8,1; 9,3; 10; 11; 12	17ГС	510	353	1,47	ЧТЗ 14-3-1270-84
5,4...7,4	630	8; 9; 10; 11; 12	12Г2С	490	343	1,4	ХТЗ ТУ 322-8-10-95
5,4...7,4	530	8; 9; 10	13ГС	510	353	1,34	ХТЗ ТУ 322-8-10-95
7,4	530	7; 7,5; 8; 9; 10	17ГС	510	353	1,47	ЧТЗ ТУ 14-3-1270-84
7,4	530	7,1; 8,8; 10; 12; 14; 16	-	529	392	1,34	ВМЗ ТУ 14-3Р-01-93
5,4...7,4	530	7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	8ГБЮ	510	350	1,4	ЧТЗ ТУ 14-3Р-03-94
5,4...7,4	530	7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	12ГСБ	510	350	1,4	ЧТЗ ТУ 14-3Р-04-94

Примечание. ЧТЗ – Челябинский трубный завод, НМТЗ – Новомосковский трубный завод, ВТЗ – Волжский трубный завод, ХТЗ – Харцызский трубный завод, ВМЗ – Выксунский металлургический завод

Таблица П1.2

Бесшовные трубы (ГОСТ 550-75)

Наружный диаметр, мм	Номинальная толщина стенки, мм	Характеристика материала труб			Коэффициент надежности по материалу, K_1
		Марка стали	$\sigma_{вр}$, МПа	$\sigma_т$, МПа	
1	2	3	4	5	6
48	4; 5	10	353	216	1,55
(57)*	4; 5	20	431	255	
60	4; 5; 6	10Г2	470	265	
76	4; 5; 6; 8				
(80)	4; 5				
89	4; 5; 6; 7; 8				
(102)	5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 14				
108	4; 5; 6; 7; 8				
114	6; 7; 8; 9; 10; 11				

Таблица П1.2 (продолжение)

1	2	3	4	5	6
127	6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 14	10Г2	470	265	1,55
133	5; 6; 7; 8; 9				
146	11				
152	6; 7; 8; 9; 10; 11; 14; 16				
159	6; 7; 8; 9; 10; 11; 14; 16				
168	11; 12				
194	7, 8, 9, 10, 12				
219	8; 9; 10; 11; 12; 14; 16; 18; 20				

Трубы, размеры которых указаны в скобках – для ремонтных целей

Таблица П1.3

Трубы сварные для магистральных газонефтепроводов (ГОСТ 20295-85)

Наружный диаметр, мм	Номинальная толщина стенки, мм	Характеристика материала труб			Коэффициент надежности по материалу, K_1
		марка стали	$\sigma_{вр}$, МПа	$\sigma_т$, МПа	
159	4; 4,5; 5; 5,5	К34	340	210	1,47
168	4; 4,5; 5; 5,5; 6; 7	К38	380	240	
219	4; 4,5; 5; 5,5; 6; 7; 8	К42	420	250	
273	4; 4,5; 5; 5,5; 6; 7; 8	К50	500	350	
325	4; 4,5; 5; 5,5; 6; 7; 8; 9	К52	520	360	
351	4; 4,5; 5; 5,5; 6; 7; 8; 9; 10	К55	650	380	
377	4,5; 5; 5,5; 6; 7; 8; 9; 10	—//—	—//—	—//—	
426	5; 5,5; 6; 7; 8; 9; 10	—//—	—//—	—//—	

Приложение 2
Распределение нефтепродуктов по группам

1 группа

1. Бензины автомобильные, ГОСТ 2084-77
2. Бензин автомобильный Аи-95 «Экстра», ГОСТ 38019-75

2 группа

1. Бензин-растворитель для резиновой промышленности, ГОСТ 443-76
2. Изооктан технический, эталонный, ГОСТ 12433-83
3. Изооктан технический, ГОСТ 4095-75
4. Бензины авиационные, ГОСТ 1012-72
5. Масло вакуумное ВМ-3, ГОСТ 23013-78
6. Топливо для реактивных двигателей Т-2, ГОСТ 10227-62
7. Нефрас-С 50/70 (бензин для промышленно-технических целей) ГОСТ 8505-80
8. Бензин авиационный Б-70, ТУ 38 101913-82
9. Растворители нефрас-А 65/75, нефрас-А 63/75, ГОСТ 38 01198-80
10. Гептан нормальный эталонный, ГОСТ 25828-83
11. Бензол нефтяной, ГОСТ 9572-77

3 группа

1. Бензин-растворитель для лакокрасочной промышленности, ГОСТ 3134-78
2. Масло вакуумное ВМ-6, ГОСТ 23013-78
3. Топливо для реактивных двигателей (кроме Т-2), ГОСТ 10227-62
4. Топливо РТ для реактивных двигателей, ГОСТ 16564-71
5. Сольвент нефтяной, ГОСТ 10214-78
6. Керосин для технических целей, ГОСТ 18499-73
7. Лигроин приборный, ГОСТ 8863-76
8. Ксилол нефтяной, ГОСТ 9410-78
9. Толуол нефтяной, ГОСТ 14710-78
10. Этилбензол технический, ГОСТ 9385-77

4 группа

1. Пенообразователь ПО-1, ГОСТ 6948-81
2. Керосин осветительный из сернистых нефтей, ГОСТ 11128-65
3. Керосин осветительный, ГОСТ 4753-68

4. Изопропилбензол технический, ГОСТ 20491-75
5. Топливо дизельное «Зимнее» и «Арктическое», ГОСТ 305-82

5 группа

1. Цетан эталонный, ГОСТ 12525-67
2. Масло поглотительное нефтяное, ГОСТ 4540-80
3. Нефтяное сырье для производства искусственной олифы, электроизолирующих покрытий и крепителей (лақойль), ГОСТ 38 0196-75
4. Масло АМГ-10, ГОСТ 6794-75
5. Топливо дизельное кроме «Зимнего» и «Арктического», ГОСТ 305-83
6. Топливо моторное для среднеоборотных и малооборотных дизелей, ГОСТ 1667-68
7. Топливо нефтяное для газотурбинных установок ГОСТ 10433-75
8. Топливо печное бытовое ТПБ, ТУ 38 101656-76
9. Присадка ВНИИНП - 102, ГОСТ 10659-80
10. Топливо термостабильное для реактивных двигателей, ГОСТ 12308-80
11. Топливо дизельное экспортное, ТУ 38 001162-73
12. Спирты синтетические жирные первичные фракции С10-С18, С12-С16, ГОСТ 13937-80

6 группа

1. Мазуты всех марок
2. Масла смазочные всех марок
3. Присадки всех марок
4. Битумы нефтяные жидкие
5. Кислоты нефтяные
6. Прочие жидкие нефтепродукты

7 группа

1. Смазки всех марок
2. Битумы твердые
3. Пасты разные
4. Церезин
5. Разные твердые нефтепродукты

8 группа

1. Нефти разные

Приложение 3
Распределение территории Российской Федерации по климатическим зонам для применения «Норм естественной убыли иефтепродуктов...» для нефтебаз, АЗС и пунктов налива [19]

Климатические зоны	Республики, края, национальные округи, области, входящие в климатическую зону
I	**Республики:** Бурятия, Карелия, Коми (г. Воркута, Инта, Печора), Якутия **Края:** Красноярский **Национальные округи:** Ненецкий, Таймырский (Долгано-Ненецкий), Ханты-Мансийский, Чукотский, Эвенский, Ямало-Ненецкий
II	**Республики:** Башкортостан, Коми (кроме г. Воркуты, Инты, Печоры), Марий-Эл, Мордовия, Татарстан, Тува, Удмуртия, Чувашия **Края:** Алтайский, Приморский, Хабаровский **Автономные области:** Горно-Алтайская, Еврейская, Хакасская **Области:** Архангельская, Белгородская, Брянская, Владимирская, Волгоградская, Нижегородская, Ивановская, Тверская, Калининградская, Калужская, Камчатская, Кемеровская, Кировская, Костромская, Самарская, Курганская, Курская, Санкт-Петербургская, Липецкая, Магаданская, Московская, Новгородская, Новосибирская, Омская, Оренбургская, Орловская, Пензенская, Пермская, Псковская, Рязанская, Саратовская, Сахалинская, Екатеринбургская, Смоленская, Тамбовская, Тульская, Тюменская, Ульяновская, Челябинская, Читинская, Ярославская
III	**Республики:** Дагестан, Кабардино-Балкария, Калмыкия, Ингушетия, Чечня **Края:** Краснодарский, Ставропольский **Области:** Астраханская, Волгоградская, Ростовская
IV	**Республики:** Каракалпакия

Приложение 4
Распределение нефтепродуктопроводов по климатическим поясам для применения «Норм естественной убыли нефтепродуктов...» [18]

Климатические		Республики, края, области, входящие в климатический пояс
зоны	пояса	
II	2	**Российская Федерация** **области:** Кемеровская, Курганская, Ленинградская, Магаданская, Новосибирская, Омская, Тюменская **Республика Казахстан** **области:** Северо-Казахстанская, Кокчетавская
	3	**Российская Федерация** **республики:** Башкортостан, Марий-Эл, Мордовия, Татарстан, Удмуртия, Чувашия **области:** Белгородская, Брянская, Владимирская, Ивановская, Вологодская, Воронежская, Калининградская, Калужская, Курская, Липецкая, Московская, Нижегородская, Орловская, Оренбургская, Пензенская, Пермская, Рязанская, Самарская, Саратовская, Свердловская, Смоленская, Тамбовская, Тульская, Ульяновская, Челябинская, Ярославская **Республика Белоруссия** **Республика Литва** **Республика Казахстан** **область:** Уральская **Республика Украина** **области:** Волынская, Винницкая, Житомирская, Ровенская, Черниговская, Сумская, Донецкая
III	4	**Российская Федерация** **республики**: Адыгея, Дагестан, Ингушетия, Кабардино-Балкария, Калмыкия, Карачаево-Черкессия, Северная Осетия (Алания), Чечня **края:** Краснодарский, Ставропольский **области:** Волгоградская, Ростовская **Республика Украина** **области:** Закарпатская, Ивано-Франковская, Львовская, Тернопольская, Хмельницкая

Приложение 5
Перечень нефтепродуктов, допускающих последовательность перекачки по одному трубопроводу

Топлива

1 группа: автомобильные бензины неэтилированные;
2 группа: автомобильные бензины этилированные;
3 группа: высокооктановые бензины АИ-93, Аи-95;
4 группа: керосин осветительный, топливо для быстроходных дизелей, топливо дизельное;
5 группа: топливо моторное, для среднеоборотных и малооборотных дизелей, топливо нефтяное (мазут);
6 группа: топливо для реактивных двигателей;
7 группа: бензины авиационные этилированные;
8 группа: бензины авиационные неэтилированные, бензины растворители

Масла

1 группа: авиационные и для турбореактивных двигателей;
2 группа: турбинные для гидротурбин и судовых газовых турбин, конденсаторные, МТ, МК-6, МК-8, трансформаторные, МС-6, МС-8, МС-8П, МК-8П;
3 группа: веретенное АУ, АУП;
4 группа: трансмиссионные, цилиндровые;
5 группа: автомобильные, автотракторные, индустриальные, компрессорные, судовые, моторные для высокоскоростных механизмов;
6 группа: осевые;
7 группа: дизельные;
8 группа: отработанные

Примечание. Допускается перекачка по одному трубопроводу при условии его опорожнения: масел 5 и 7 групп, масел 4 и 6 групп, автомобильного бензина неэтилированного и дизельного топлива.

Приложение 6

Единые (общие) судочасовые нормы слива-налива наливных судов, обрабатываемых на причалах не общего пользования, (т/час)

Грузооборот причала, т	Диаметры грузового трубопровода, мм	Суда грузоподъемностью, т											
		600 и менее	601-1800	1801-4000	4001 и более	600 и менее	601-1800	1801-4000	4001 и более	600 и менее	601-1800	1801-4000	4001 и более
		погрузка светлых нефтепродуктов				выгрузка светлых и погрузка темных нефтепродуктов				выгрузка темных нефтепродуктов			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
менее 5000	100 и менее	55	60	70	90	45	50	60	75	40	40	50	65
	150	70	85	110	130	60	70	90	110	50	60	75	95
	200	90	110	145	170	75	90	120	140	65	75	100	120
	300 и более	110	145	215	235	90	120	180	195	75	100	150	165
от 5001 до 10000	100 и менее	70	90	95	120	60	65	80	100	50	55	70	85
	150	100	120	150	180	85	100	125	150	70	85	110	130
	200	140	155	210	245	115	130	175	205	100	110	150	175
	300 и более	145	235	340	380	120	195	285	315	100	165	240	270
от 10001 до 20000	100 и менее	95	95	115	145	80	80	95	120	70	70	80	100
	150	130	150	185	220	110	125	155	185	95	110	130	160
	200	145	205	270	310	120	170	225	260	100	145	190	220
	300 и более	145	275	400	430	120	230	330	360	100	195	280	300
от 20001 до 30000	100 и менее	110	110	130	170	90	90	110	140	75	75	95	120
	150	145	175	220	265	120	145	185	220	100	125	160	190
	200	145	240	310	370	120	200	260	310	100	170	220	265
	300 и более	145	340	460	520	120	280	385	435	100	240	330	370

Приложение 7
Судочасовые нормы погрузки-выгрузки морских судов

Наименование нефтеналивных грузов	Налив										Слив							
	Дедвейт										Суммарная производительность судовых грузовых насосов, м^3/час							
	10000-17000	17001-27000	27001-3700	37001-41000	41001-45000	45001-55000	55001-80000	80001-120000	120001-150000	более 15000	2001-2500	2501-3500	3501-5000	7500	10000	12000	15000	более 15000
Мазут	2000	2500	3000	3000	4000	4500	-	-	-	-	1600	2100	2800	-	-	-	-	-
Моторное топливо, дизельное топливо	2000	2500	3000	3000	4000	4500	-	-	-	-	1600	2100	2800	-	-	-	-	-
Реактивное топливо	1500	1500	1700	2200	-	-	-	-	-	-	1450	-	-	-	-	-	-	-
Керосины	1500	1500	1700	2200	3000	-	-	-	-	-	1550	2000	-	-	-	-	-	-
Автолы, масло смазочное	600	600	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Бензины	1300	1300	1500	-2000	2500	-	-	-	-	-	1360	1800	-	-	-	-	-	-
Масла специальные (трансформаторное, веретенное и др.)	1300	1200	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Приложение 8
Климатологические данные по некоторым населенным пунктам РФ

Наименование населенного пункта	Географическая широта, град	Температура наружного воздуха $\left(\frac{\text{средняя}}{\text{амплитуда} \cdot \text{колебаний}}\right)$ по месяцам, °С												Средне годовая температура воздуха, °С	Средняя скорость ветра, м/с	
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII		январь	июль
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Архангельск	64,7	-12,5 6,9	-12,0 6,7	-8,0 8,7	-0,6 8,4	5,6 8,6	12,3 9,6	15,6 9,8	13,7 8,8	8,1 6,2	1,4 4,3	-4,5 4,4	-9,8 5,8	0,8	5,9	4,0
Астрахань	46,3	-8,7 7,3	-7,6 7,6	-0,9 8,0	9,3 11,6	17,6 13,2	22,3 13,5	25,0 13,3	23,5 13,6	16,7 13,2	8,8 10,0	0,9 7,2	-5,1 5,8	8,5	4,8	3,6
Барнаул	53,6	-17,7 10,3	-16,3 11,4	-9,5 11,3	1,8 10,9	11,3 13,2	17,4 12,8	19,7 11,8	17,0 12,1	10,8 12,3	2,6 9,3	-8,2 8,3	-15,2 9,1	1,1	5,9	0
Белгород	50,6	-7,6 6,1	-7,4 6,9	-2,2 8,2	6,8 8,3	14,7 11,1	18,4 11,0	20,2 10,6	19,0 10,4	13,1 9,1	6,3 6,1	-0,1 4,3	-5,3 4,8	6,3	5,9	4,1
Брянск	53,3	-8,8 5,8	-8,3 6,0	-3,6 6,3	5,2 8,5	12,6 10,6	16,6 10,9	18,4 10,4	17,0 10,4	11,4 9,6	5,1 7,1	-0,8 5,0	-6,0 4,7	4,9	6,3	0
Владимир	56,2	-11,4 6,1	-10,6 7,1	-5,1 7,4	3,8 7,8	11,6 9,9	15,8 10,4	18,1 10,0	16,2 10,0	10,4 8,3	3,4 5,4	-3,1 4,7	-8,8 5,4	3,4	4,5	2,9
Волгоград	48,8	-9,2 7,3	-8,7 7,4	-2,3 7,7	8,3 10,3	16,7 12,9	21,6 13,4	24,2 13,2	22,7 13,3	16,1 13,1	7,8 9,1	0 6,6	-6,1 5,9	7,6	4,9	3,8
Вологда	59,2	-11,8 6,8	-11,4 7,7	-6,4 9,6	2,1 9,1	9,5 10,7	14,4 11,1	16,9 11,2	14,7 10,5	9,0 8,1	2,5 5,6	-3,6 4,7	-9,2 5,8	2,2	6,0	3,7

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Воронеж	51,7	-9,3 6,7	-9,2 6,7	-4,1 7,0	5,9 9,1	14,0 11,9	18,0 12,0	19,9 11,8	18,7 11,6	12,8 10,6	5,6 7,6	-1,1 5,5	-6,7 5,2	5,4	5,4	3,3
Екатеринбург	56,8	-15,3 6,8	-13,4 8,6	-7,3 9,4	2,6 9,9	10,1 11,6	15,6 11,8	17,4 10,6	15,1 10,3	9,2 8,7	1,3 6,2	-7,1 5,9	-13,3 6,5	1,2	5,0	0
Иваново	57,0	-11,8 6,8	-11,3 7,7	-6,2 9,6	2,8 9,1	10,6 10,7	15,2 11,1	17,4 11,2	15,4 10,5	9,6 8,1	3,1 5,6	-3,5 4,7	-9,3 5,8	2,7	4,9	2,8
Ижевск	56,8	-14,2 6,5	-13,5 7,8	-7,3 8,5	2,8 9,0	11,1 11,3	16,8 11,8	18,7 11,0	16,5 10,8	10,0 8,8	2,3 55,8	-5,6 5,6	-12,3 6,4	2,1	4,9	0
Иркутск	52,3	-20,9 9,8	-18,3 12,6	-9,7 13,7	1,0 12,9	8,4 15,3	14,8 15,1	17,6 13,4	15,0 12,6	8,1 12,8	0,5 11,4	-10,8 10,1	-18,7 9,1	-1,1	2,8	0
Йошкар-Ола	56,7	-13,7 7,4	-13,0 9,0	-7,0 9,8	2,9 9,5	11,2 11,6	16,1 12,8	18,2 11,8	16,0 11,7	10,0 9,6	2,8 6,5	-5,0 5,8	-11,0 6,7	2,3	6,2	3,7
Казань	55,8	-13,5 6,5	-12,9 7,6	-7,0 8,0	3,3 8,1	12,1 10,7	16,9 11,9	19,0 11,1	17,1 10,8	10,7 9,2	3,2 6,1	-4,7 5,2	-11,0 6,2	2,8	5,7	3,6
Кемерово	55,4	-19,2 9,7	-17,0 11,0	-10,6 11,3	0 10,0	9,2 13,1	15,8 13,2	18,4 12,4	15,5 12,1	9,3 11,8	1,1 8,6	-9,8 8,1	-17,0 9,3	-0,4	6,8	0
Киров	58,6	-14,2 6,3	-13,1 7,1	-7,1 8,1	2,0 8,1	9,8 10,4	15,5 10,6	17,8 9,8	15,4 9,6	9,0 7,6	1,5 5,2	-6,0 5,1	-12,0 6,2	1,5	5,3	4,0
Кострома	57,5	-11,8 6,1	-11,3 7,1	-6,0 7,4	2,6 7,8	10,5 9,9	15,2 10,4	17,6 10,0	15,6 10,0	9,7 8,3	3,0 5,4	-3,6 4,7	-9,0 5,4	2,7	5,8	3,8
Краснодар	45,1	-1,8 7,4	-0,9 8,3	4,2 9,5	10,9 12,1	16,8 12,5	20,4 12,6	23,2 13,0	22,7 13,4	17,4 13,8	11,6 11,9	5,1 9,5	0,4 8,1	10,8	3,6	2,7
Красноярск	56,1	-17,1 7,9	-14,7 8,9	-7,6 9,4	1,3 9,5	8,8 11,4	15,8 11,6	18,7 10,9	15,5 10,2	9,2 9,3	1,4 7,6	-9,1 7,1	-15,9 7,6	0,5	6,2	0

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Курган	55,8	-18,5 9,1	-16,7 10,0	10,0 10,7	2,9 10,7	11,8 12,9	16,8 13,4	18,8 12,0	16,1 12,4	10,4 11,1	2,0 8,5	-7,8 7,7	-15,6 8,7	0,8	5,3	3,7
Курск	51,8	-8,6 5,8	-8,4 6,0	-3,4 6,3	5,8 8,5	13,7 10,6	17,4 10,9	19,3 10,4	18,2 10,4	12,6 9,6	5,6 7,1	-0,9 5,0	-6,2 4,7	5,4	5,3	3,5
Липецк	52,3	-10,3 6,9	-9,5 7,6	-4,4 7,8	5,5 9,4	13,8 12,0	18,0 12,2	20,2 11,9	18,5 11,8	12,5 11,1	5,5 7,8	-1,5 5,8	-1,7 5,8	5,1	5,9	3,8
Москва	55,7	-9,4 6,2	8,5 6,9	-3,6 7,4	4,9 8,5	12,9 10,4	17,0 10,7	19,3 10,4	17,4 10,0	11,7 8,6	5,0 5,7	-1,6 4,6	-6,9 5,1	4,8	4,9	3,4
Н. Новгород	56,3	-12,0 6,0	-11,6 6,8	-5,6 7,0	3,4 7,7	11,2 9,6	16,3 10,0	18,1 9,5	16,3 9,4	10,7 7,9	3,2 5,4	-3,6 4,8	-9,2 5,3	3,1	5,1	0
Новгород	58,5	-8,6 6,6	-8,4 7,3	-4,5 8,8	3,3 8,9	10,4 10,7	15,0 10,4	17,3 10,2	15,2 9,6	10,1 8,0	4,2 5,4	-1,1 4,4	-5,9 5,2	3,9	6,6	3,8
Новороссийск	44,6	2,6 6,7	2,7 6,7	5,8 7,1	10,6 7,4	15,9 7,8	20,2 8,1	23,6 8,6	23,7 8,8	19,2 9,0	14,2 8,3	8,6 7,6	5,0 6,9	12,7	6,7	2,9
Новосибирск	55,0	-19,0 9,3	-17,2 10,0	-10,7 10,5	-0,1 9,9	10,0 12,8	16,3 12,6	18,7 11,4	16,0 11,0	9,9 11,0	1,5 8,5	-9,7 7,7	-16,9 8,8	-0,1	5,7	0
Омск	55,0	-19,2 8,9	-17,8 9,6	-11,8 10,1	1,3 10,0	10,7 13,4	16,6 13,4	18,3 12,1	15,9 12,1	10,4 11,4	1,4 8,2	-8,9 7,7	-16,5 8,5	0,0	5,1	3,6
Орел	52,9	-9,2 6,2	-9,2 6,8	-4,4 7,0	-4,8 8,8	12,8 11,8	16,8 11,8	18,8 11,5	17,4 11,1	11,6 10,4	4,8 7,3	-1,4 5,0	-6,8 5,2	4,6	6,5	3,8
Оренбург	51,8	-14,8 7,8	-14,2 8,6	-7,7 9,0	4,7 10,7	14,7 13,5	19,8 13,7	21,9 13,5	20,0 14,0	13,3 13,0	4,6 9,7	-4,4 7,4	-11,5 7,3	3,9	6,1	3,9

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Пенза	53,3	-12,1 6,6	-11,6 7,3	-5,8 7,8	4,5 8,9	13,4 11,2	17,6 11,4	19,8 10,9	18,1 10,8	11,8 9,9	4,3 6,6	-3,4 5,6	-9,3 5,8	3,9	5,6	0
Пермь	57,9	-15,1 6,7	-13,4 7,9	-7,2 8,8	2,6 8,9	10,2 11,0	16,0 11,6	18,1 11,1	15,6 10,6	9,4 8,3	1,6 5,2	-6,6 5,3	-12,9 6,5	1,5	5,0	3,1
Петрозаводск	61,8	-9,7 7,1	-9,8 6,9	-5,9 8,3	1,2 7,6	7,6 7,6	13,5 8,1	16,6 7,5	14,7 7,4	9,2 6,1	3,3 4,8	-2,1 4,7	-7,1 6,0	2,6	5,9	3,2
Псков	58,3	-7,5 6,1	-7,3 6,9	-3,6 8,2	4,0 8,3	11,0 11,1	15,2 11,0	17,6 10,6	15,7 10,4	10,8 9,1	5,0 6,1	-0,3 4,3	-4,9 4,8	4,6	4,8	3,3
Ростов-на-Дону	47,3	-5,7 6,0	-5,1 6,7	0,2 8,3	9,0 11,7	16,4 13,1	20,0 13,2	22,9 13,2	22,1 13,4	16,2 13,0	9,2 10,1	2,2 7,1	-3,1 6,0	8,7	6,5	3,6
Рязань	54,7	-11,1 6,8	-10,4 7,1	-5,4 7,3	4,1 8,0	12,6 10,8	16,7 11,5	18,8 11,1	17,1 10,9	11,2 9,6	4,2 6,4	-2,6 5,0	-8,2 5,4	3,9	7,3	4,1
Самара	53,2	13,8 6,6	-13,0 7,4	-6,8 7,6	4,6 9,0	14,0 11,0	18,7 11,3	20,7 10,7	19,0 11,0	12,4 10,1	4,2 7,1	-4,1 5,8	-10,7 6,1	3,8	5,4	3,2
Санкт-Петербург	60,0	-7,7 5,4	-7,9 6,4	-4,2 7,3	3,0 7,8	9,6 9,3	14,8 8,9	17,8 8,7	16,0 8,1	10,8 6,9	4,8 4,9	-0,5 3,8	-5,1 4,4	4,3	4,2	0
Саранск	54,2	-12,1 6,7	-11,6 7,4	-6,1 7,9	4,3 9,0	13,0 11,9	17,6 12,4	19,3 11,6	17,7 11,5	11,4 10,1	4,0 6,8	-3,4 5,9	-9,2 6,0	3,7	6,9	0
Саратов	51,5	-11,9 6,8	-11,3 6,8	-5,2 7,2	5,8 9,9	15,1 11,6	20,0 12,0	22,1 11,9	20,6 11,9	14,1 11,0	5,7 8,1	-2,4 6,1	-8,7 6,1	5,3	6,0	3,7
Смоленск	54,9	-8,6 6,3	-8,1 7,1	-3,8 7,9	4,4 8,9	12,1 11,0	15,6 11,2	17,6 10,8	16,0 10,5	10,8 9,2	4,6 6,4	-1,1 4,8	-6,1 5,2	4,4	6,8	3,2
Ставрополь	45,0	-3,7 9,1	-3,0 9,3	1,6 9,8	8,6 10,6	15,2 9,8	19,0 10,2	21,9 10,6	21,5 10,8	16,0 10,6	10,0 10,3	3,4 9,3	-1,1 9,2	9,1	7,4	0

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Сыктывкар	61,8	-15,1 6,9	-13,9 8,0	-8,0 9,8	0,9 9,3	7,6 10,2	14,1 11,3	16,6 11,1	14,0 10,5	7,8 7,4	0,4 5,0	-6,9 5,2	-13,1 6,5	0,4	5,5	3,5
Тамбов	52,7	-10,8 6,9	-10,2 7,6	-5,1 7,8	5,1 9,4	13,9 12,0	18,0 12,2	20,2 11,9	18,5 11,8	12,2 11,1	5,3 7,8	-2,0 5,8	-7,7 5,8	4,8	4,7	2,8
Тверь	56,8	-10,4 6,9	-10,0 8,0	-5,4 9,6	3,2 9,0	10,8 11,2	14,9 11,4	17,2 11,5	15,3 11,1	9,8 9,5	3,7 6,2	-2,3 5,0	-7,5 5,3	3,3	5,2	3,6
Томск	56,5	-19,2 8,7	-16,7 10,0	-10,1 11,1	-0,1 10,2	8,6 11,5	15,3 11,9	18,1 11,0	15,2 10,3	9,2 9,9	0,9 7,5	-10,4 7,6	-17,5 8,5	-0,6	5,6	0
Тула	54,2	-10,2 6,8	-9,6 7,2	-4,8 7,4	4,4 8,7	12,4 11,4	16,4 12,0	18,4 11,4	16,6 11,4	11,1 10,1	4,7 6,9	-1,8 5,1	-7,4 5,3	4,2	4,9	3,4
Тюмень	57,1	-16,6 8,3	-14,8 9,6	-8,0 10,3	2,7 10,0	10,7 12,4	16,7 12,5	18,6 11,0	16,0 10,9	10,1 10,0	1,8 7,2	-7,4 7,1	-14,4 8,0	1,3	3,9	2,7
Ульяновск	54,2	-13,8 7,4	-13,2 8,2	-6,8 8,4	4,1 9,5	12,6 12,0	17,6 12,8	19,6 11,8	17,6 11,9	11,4 11,3	3,8 7,8	-4,1 6,0	-10,4 6,6	3,2	4,6	3,2
Уфа	54,8	-14,1 6,8	-13,4 8,0	-6,7 8,4	4,0 9,1	12,8 11,3	17,7 11,8	19,3 10,8	17,6 11,4	11,4 10,1	3,0 6,7	-5,5 6,0	-11,9 6,7	2,8	5,8	0
Чебоксары	56,1	-13,0 6,5	-12,4 7,2	-6,5 6,9	3,2 7,5	11,8 10,6	16,6 10,4	18,6 9,9	16,8 9,5	10,6 7,9	3,2 6,0	-4,2 5,1	-10,4 6,1	2,9	5,5	3,5
Челябинск	55,2	-15,5 8,4	-14,3 9,8	-7,9 9,8	3,1 10,0	11,9 12,2	17,3 12,0	18,8 10,6	16,8 10,8	10,8 10,4	2,4 7,5	-6,4 7,4	-13,0 8,2	2,0	4,5	3,2
Чита	52,0	-26,6 13,5	-21,8 16,6	-11,5 16,8	0,3 14,7	8,2 16,7	15,5 16,2	18,8 14,0	15,5 13,4	8,3 13,7	-1,0 12,8	-14,4 12,3	-23,8 12,1	-2,7	3,9	0
Ярославль	57,5	-11,6 6,2	-11,5 7,4	-6,2 8,3	2,9 8,5	10,4 9,9	14,8 10,3	17,2 9,8	15,2 9,6	9,6 8,1	3,2 5,4	-3,2 4,6	-8,9 5,4	2,7	4,4	3,7

Приложение 9
Выписка из прейскуранта № 09-01 «Тарифы на электрическую и тепловую энергию, отпускаемые энергосистемами и электростанциями Министерства энергетики и электрофикации» (цены 1980г.)

Энергоснабжающие организации	Двухставочные тарифы для промышленных потребителей мощностью 750 кВт и выше	
	Плата в руб. за год за 1кВт максимальной нагрузки, $C_э$	Плата в коп. за 1кВт·ч на стороне вторичного напряжения, $C_э$*
1	2	3
ГЛАВЦЕНТРЭНЕРГО		
Горэнерго	36	1,0
Ивэнерго	39	1,2
Калининэнерго	39	1,1
Костромаэнерго	36	1,0
Куйбышевэнерго	36	0,9
Липецкэнерго	36	1,0
Мордовэнерго	39	1,2
Мосэнерго	36	1,0
Орелэнерго	39	1,2
Пензаэнерго	39	1,2
Рязаньэнерго	39	1,2
Саратовэнерго	36	0,9
Тамбовэнерго	39	1,2
Татэнерго	36	0,9
Тулаэнерго	39	1,1
Ульяновскэнерго	39	1,2
Чувашэнерго	39	1,2
ГЛАВСЕВЗАПЭНЕРГО		
Архэнерго	45	1,5
Брянскэнерго	42	1,5
Калининградэнерго	42	1,5
Карелэнерго	39	0,9
Колэнерго	39	0,9
Комиэнерго	45	1,5
Ленэнерго	36	1,0
Смоленскэнерго	42	1,5
Ярэнерго	39	1,2

1	2	3
ГЛАВЮЖЭНЕРГО		
Белгородэнерго	39	1,2
Волгоградэнерго	36	0,9
Воронежэнерго	36	0,9
Грозэнерго	36	0,9
Дагэнерго	36	0,9
Краснодарэнерго	42	1,5
Курскэнерго	39	1,2
Ростовэнерго	42	1,5
Севкавказэнерго	36	1,0
Ставропольэнерго	42	1,5
ГЛАВУРАЛЭНЕРГО		
Башкнрэнерго	36	0,9
Кировэнерго	39	1,1
Оренбургэнерго	39	1,1
Пермьэнерго	36	0,9
Свердловскэнерго	36	0,9
Тюменьэнерго	39	1,1
Удмуртэнерго	39	1,1
Челябэнерго	36	0,9
ГЛАВВОСТОКЭНЕРГО		
Барнаулэнерго	36	1,1
Бурятэнерго	36	1,1
Иркутскэнерго	30	0,25
Красноярскэнерго	30	0,25
Кузбассэнерго	33	0,5
Новосибирскэнерго	33	0,5
Омскэнерго	33	0,5
Томскэнерго	36	1,0
ГЛАВСЕВВОСТОКЭНЕРГО		
Амурэнерго	48	1,8
Дальэнерго	48	2,2
Камчатскэнерго	-	9,0
Магаданэнерго		
энергорайоны:		
• Центральный	-	6,5
• Чаук-Билибинский	-	13,5
• Эгвекинотский	-	20,0
• Беринговский	-	14,0

1	2	3
ГЛАВСЕВВОСТОКЭНЕРГО		
Сахалинэнерго энергорайоны: • Сахалинэнерго (без энергорайона Сахалинской ТЭЦ) • Охинская	- -	9,0 3,6
Хабаровскэнерго	45	1,2
Читаэнерго	45	1,2
Якутскэнерго	-	6,0

Приложение 10
Основные сведения о защитных покрытиях нефте- и нефтепродуктопроводов

Применяют защитные (противокоррозионные) покрытия нормального и усиленного типов.

Усиленный тип защитных покрытий используют на трубопроводах диаметром 820 мм и более независимо от условий прокладки, а также на всех трубопроводах любого диаметра, прокладываемых в зонах повышенной коррозионной опасности:

- в засоленных почвах любого района страны (солончаковых, солонцах, солодях, сорах и др.);
- в болотистых, заболоченных, черноземных и поливных почвах, а также на участках перспективного обводнения или орошения; на подводных переходах и в поймах рек, а также на переходах через железные и автомобильные дороги, и на расстоянии в обе стороны от переходов;
- на участках промышленных и бытовых стоков, свалок мусора и шлака;
- на участках блуждающих токов источников постоянного тока;
- на участках трубопроводов с температурой транспортируемого продукта выше 303 К;
- на территориях компрессорных, газораспределительных и насосных станций, а также установок комплексной подготовки газа и нефти и на расстоянии в обе стороны от них по соответствующей НД;
- на пересечении с различными трубопроводами, включая по 350 м в обе стороны от места пересечения с применением покрытий заводского и базового нанесения;
- на участках нефтепроводов, нефтепродуктопроводов, прокладываемых вблизи от рек, каналов, озер, водохранилищ, а также от границ населенных пунктов и промышленных предприятий;
- для транспортирования сжиженных углеводородов и аммиака.

Во всех остальных случаях применяются защитные покрытия нормального типа.

Конструкции защитных покрытий трубопроводов при их подземной, подводной (с заглублением в дно) и наземной (в насыпи) прокладке в зависимости от вида материалов и условий нанесения покрытий приведены в табл. П10.1.

Конструкции защитных покрытий строящихся и реконструируемых трубопроводов

Условия нанесения покрытия	№ конструкции	Конструкция (структура) защитного покрытия	Толщина защитного покрытия, (не менее), мм				Макс. температура эксплуатации, К
			273	530	820	1420	
1	2	3	4	5	6	7	8
Защитные покрытия усиленного типа							
Заводское или базовое	1	Трехслойное полимерное[3]: - грунтовка на основе термореактивных смол; - термоплавкий полимерный подслой; - защитный слой на основе экструдированного полиолефина	2,0	2,2	2,5	3,0	333
Заводское или базовое	2	Двухслойное полимерное[3]: - термоплавкий полимерный подслой; - защитный слой на основе экструдированного полиолефина	2,0	2,2	2,5	3,0	333
Заводское базовое или трассовое	3	На основе полиуретановых смол	1,5	2,0	2,0	2,0	353
Заводское или базовое	4	На основе эпоксидных красок	0,35		-		353
Заводское или базовое	5	Стеклоэмалевое: - однослойное - двухслойное	0,3 0,4	0,3 0,4	- -	- -	423 423
Заводское или базовое	6	Комбинированное на основе полимерной ленты и экструдированного полиолефина: - грунтовка битумная или битумно-полимерная; - мастика битумная модифицированная или асфальтосмолистая толщиной 0,8...1,0мм; - защитный слой на основе экструдированного полиолефина	2,5	3,0	-	-	313
Заводское или базовое	7	Комбинированное на основе мастики и экструдированного полиолефина:	2,2	2,5	2,8	3,5	313

Таблица П 10.1 (продолжение)

1	2	3	4	5	6	7	8
Заводское или базовое	7	- грунтовка полимерная; - лента изоляционная липкая толщиной не менее 0,45 мм в один слой; - защитный слой на основе экструдированного полиолефина	2,2	2,5	2,8	3,5	313
Заводское или базовое	8	На основе термоусаживающихся материалов	1,2	1,8	2,0	2,4	373
Базовое	9	Ленточное полимерное[5]: - грунтовка полимерная; - лента изоляционная липкая толщиной не менее 0,6 мм;	1,2	1,8	2,4	-	313
Базовое	10	Ленточное полимерное[5]: - грунтовка полимерная; - лента изоляционная термостойкая полимерная толщиной не менее 0,6 мм; - обертка защитная термостойкая толщиной не менее 0,6 мм или армированная стеклотканью с липким слоем	1,2	1,8	2,4	-	353
Базовое	11	Мастичное полимерное армированное[6]: - грунтовка полимерная; - мастика изоляционная битумно-полимерная толщиной не менее 2,0 мм; - нитепрошивная стеклосетка, пропитанная битумно-полимерной мастикой, толщиной не менее 1,8 мм; - лента изоляционная липкая толщиной не менее 0,6 мм; - обертка защитная полимерная толщиной не менее 0,6 мм в один слой	5,0 (для труб диаметром до 1220 мм включительно)				313
Базовое	12	Мастичное: - грунтовка битумная или битумно-полимерная; - мастика изоляционная битумная, битумно-полимерная или на основе асфальтосмолистых соединений толщиной не менее 3,0 мм; - рулонный армирующий материал; - мастика изоляционная битумная, битумно-полимерная или на основе асфальтосмолистых соединений толщиной не менее 3,0 мм;	6,0			-	313

Таблица П 10.1 (продолжение)

1	2	3	4	5	6	7	8
Базовое	12	- рулонный армирующий материал; - обертка защитная	6,0			-	313
Трассовое или базовое	13	Комбинированное на основе мастики и полимерной ленты[7]: - грунтовка битумно-полимерная; - мастика изоляционная на основе битума или асфальтосмолистых соединений; - лента полимерная толщиной не менее 0,4 мм; - обертка защитная полимерная толщиной не менее 0,5 мм	4,0			-	313
Трассовое	14	На основе термоусаживающихся материалов	1,2	1,2	1,2	2,0	373
Трассовое	15	Ленточное полимерное: - грунтовка полимерная; - лента изоляционная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм; - обертка защитная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм	1,2			-	313
Трассовое	16	Ленточное полимерное: - грунтовка полимерная; - лента изоляционная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм в два слоя; - обертка защитная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм	1,8	1,8	1,8	-	313
Трассовое	17	Ленточное полимерное термостойкое: - грунтовка полимерная; - лента изоляционная полимерная толщиной не менее 0,6 мм; - обертка защитная термостойкая толщиной не менее 0,6 мм или армированная стеклотканью с липким слоем	1,2	1,2	1,2	-	353
Трассоаое	18	Ленточное полимерно-битумное[6]: - грунтовка битумно-полимерная; - лента полимерно-битумная толщиной не менее 1,5 мм в два слоя; - обертка защитная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм[7]	3,0	3,0	3,0	3,6	313

Таблица П 10.1 (продолжение)

1	2	3	4	5	6	7	8
Трассовое	19	Ленточное полимерное с вулканизирующимся слоем (адгезивом)[8]: - грунтовка полимерная вулканизирующаяся; - лента изоляционная полимерная с вулканизирующимся слоем толщиной не менее 0,6 мм в один или два слоя; - обертка защитная полимерная липкая толщиной не менее 0,6 мм в один слой	1,2	1,2	1,2	1,8	313
Защитные покрытия нормального типа							
Трассовое	20	Ленточное: - грунтовка полимерная или битумно-полимерная; - лента изоляционная полимерная липкая в один или два слоя общей толщиной не менее 0,7 мм; - обертка защитная полимерная толщиной не менее 0,5 мм	1,2 (кроме диаметра 820 мм)			-	303
Трассовое	21	Ленточное полимерно-битумное: - грунтовка битумно-полимерная; - лента полимерно-битумная толщиной не менее 1,5 мм; - обертка защитная полимерная толщиной не менее 0,5[7] мм	2,0 (кроме диаметра 820 мм)			-	303
Трассовое	22	Мастичное: - грунтовка битумно-полимерная; - мастика изоляционная на основе битумов или мастика изоляционная битумно-полимерная толщиной не менее 2,0 мм; - рулонный армирующий материал; - мастика изоляционная на основе битумов или мастика изоляционная битумно-полимерная толщиной не менее 2,0 мм; - обертка защитная	4,0 (кроме диаметра 820 мм)			-	303

1) Для сохранности покрытия заводского или базового нанесения в период транспортирования, погрузочно-разгрузочных работ и складирования трубопроводов необходимо принять специальные меры, исключающие механические повреждения покрытий.

2) Под максимальной температурой эксплуатации понимается максимальная температура транспортируемого продукта.

3) Толщина покрытий над усилением сварного шва должна быть не менее 1,5 мм для трубопроводов диаметром не более 530 мм, не менее 2,0 мм – для трубопроводов диаметром не более 820 мм и не менее 2,5 мм – для трубопроводов диаметром 1020 мм и более.

4) Для трубопроводов диаметром не более 114 мм допускается толщина покрытия 2,2 мм.

5) Для трубопроводов диаметром 530 мм и более конструкция защитного покрытия состоит из двух слоев изоляционной ленты и одного или двух слоев защитной обертки.

6) Данная конструкция допускается к применению на нефте- и нефтепродуктопроводах.

7) Для трубопроводов диаметром до 820 мм при пролегании трубопроводов в мягких грунтах допускается применение покрытия без обертки по согласованию с заказчиком и Госгортехнадзором России.

8) Применяется для переизоляции газопроводов со сроком амортизации более 10 лет.

Основные требования к защитным покрытиям нормального и усиленного типов примедены в табл. П10.2.

Таблица П10.2

Требования к покрытиям нормальиого и усиленного типа

Показатель	Норма	Номер покрытия по табл. П.1
Переходное сопротивление покрытия в 3%-ом растворе NaCl при температуре 293 К (не менее), Ом·м^2		
— нормальный тип	$5 \cdot 10^6$	20, 21, 22,
— усиленный тип	10^{10}	1, 2, 8, 14
	10^8	3, 4, 6, 7, 10, 11, 12, 13, 15, 16, 17, 18, 19
Сопротивление изоляции не законченных строительством и засыпанных участках трубопроводов при температурах выше 273 К, Ом·м^2		
— нормальный тип	$5 \cdot 10^4$	20, 21, 22
— усиленный тип	$1 \cdot 10^5$	1, 2, 3, 8, 14
	$1 \cdot 10^5$	4, 6, 7, 10, 13, 15, 16, 17, 19
	$5 \cdot 10^4$	11, 12, 18

Допускается применять покрытия:

– на основе липких полимерных лент на трубопроводах диаметром не более 820 мм;

– на основе битумов на трубопроводах диаметром не более 820 мм;

– стеклоэмалевые покрытия на трубопроводах диаметром не более 530 мм.

Приложение 11
Величины интегральной показательной функции [-Ei(-x)]

Таблица П11.1

x	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0,0	∞	4,038	3,355	2,959	2,681	2,468	2,295	2,151	2,027	1,919
1	1,823	1,737	1,660	1,589	1,524	1,464	1,409	1,358	1,310	1,265
2	1,223	1,183	1,145	1,110	1,076	1,044	1,014	0,9849	9573	9309
3	0,9057	8815	8583	8361	8147	7942	7745	7554	7371	7194
4	7024	6859	6700	6546	6397	6253	6114	5979	5848	5721
5	5598	5478	5362	5250	5140	5034	4930	4830	4732	4636
6	4544	4454	4366	4280	4197	4115	4036	3959	3883	3810
7	3738	3668	3599	3532	3403	3403	3341	3280	3221	3163
8	3106	3050	2996	2943	2891	2840	2790	2742	2694	2647
9	2602	2557	2513	2470	2429	2387	2347	2308	2269	2231
1,0	2194	2157	2122	2087	2052	2019	1986	1953	1922	1890
1	1860	1830	1801	1772	1743	1716	1688	1662	1635	1609
2	1584	1559	1535	1511	1487	1464	1441	1419	1397	1376
3	1355	1334	1313	1293	1274	1254	1235	1216	1198	1180
4	1162	1145	1128	1111	1094	1078	1062	1046	1030	1015
5	1000	9854	9709	9567	9426	9288	5152	9019	8887	8758
6	0,08631	8506	8383	8261	8142	8025	7909	7796	7684	7574
7	7465	7359	7254	7151	7049	6949	6850	6753	6658	6564
8	6471	6380	6290	6202	6115	6029	5945	5862	5780	5700
9	5620	5542	5465	5390	5315	5241	5169	5098	5027	4958
2,0	4890	4823	4757	4692	4627	4564	4502	4440	4380	4320
1	4261	4204	4147	4090	4035	3980	3927	3874	3821	3770
2	3719	3669	3620	3571	3523	3476	3430	3384	3339	3294
3	3250	3207	3164	3122	3081	3040	3000	2960	2921	2882
4	2844	2806	2769	2733	2697	2662	2627	2592	2558	2525

Таблица П11.1 (продолжение)

x	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
5	2491	2459	2427	2395	2364	2333	2303	2273	2243	2214
6	2185	2157	2129	2101	2074	2047	2021	1994	1969	1943
7	1918	1893	1869	1845	1821	1798	1775	1752	1730	1707
8	1686	1664	1643	1622	1601	1581	1560	1540	1521	1502
9	1482	1464	1445	1427	1409	1391	1373	1356	1338	1322
3,0	1305	1288	1272	1256	1240	1225	1209	1194	1179	1164
1	1149	1135	1121	1107	1093	1079	1066	1052	1039	1026
2	1013	1001	9882	9758	9637	9517	9398	9281	9166	9052
3	0,008939	8828	8718	8610	8503	8398	8294	8191	8090	7990
4	7891	7793	7697	7602	7508	7416	7324	7234	7145	7057
5	6970	6884	6800	6716	6634	6552	6472	6393	6314	6237
6	6160	6085	6011	5937	5864	5793	5722	5652	5583	5515
7	5448	5381	5316	5251	5187	5124	5062	5000	4939	4879
8	4820	4762	4704	4647	4591	4535	4480	4426	4372	4319
9	4267	4216	4165	4114	4065	4016	3967	3919	3872	3825
4,0	3779	3734	3689	3645	3601	3557	3515	3472	3431	3390
1	3349	3309	3269	3230	3191	3153	3115	3078	3041	3005
2	2969	2933	2898	2864	2879	2796	2762	2729	2697	2665
3	2633	2602	2571	2540	2510	2480	2450	2421	2393	2364
4	2336	2308	2281	2254	2227	2201	2175	2149	2123	2098
5	2073	2049	2025	2001	1977	1954	1931	1908	1885	1863
6	1841	1819	1798	1777	1756	1735	1715	1694	1674	1655
7	1635	1616	1597	1578	1560	1541	1523	1505	1488	1470
8	1453	1436	1419	1402	1386	1370	1354	1338	1322	1307
9	1291	1276	1261	1247	1232	1218	1204	1189	1176	1162
5,0	1148	1135	1122	1109	1083	1083	1070	1058	1045	1033

ЛИТЕРАТУРА

1. Бабин Л.А., Григоренко П.Н., Ярыгин Е.Н. Типовые расчеты при сооружении трубопроводов. – М.:Недра, 1995. – 246 с.

2. Борьба с потерями нефти и нефтепродуктов при их транспортировке и хранении / Ф.Ф. Абузова, И.С. Бронштейн, В.Ф. Новоселов и др. – М.: Недра, 1981. – 248 с.

3. Временная типовая методика определения экономической эффективности осуществления природоохранных мероприятий и оценки экономического ущерба, причиняемого народному хозяйству загрязнением окружающей среды / А.С. Быстров, В.В. Варанкин, М.А. Виленский и др. – М.: Экономика, 1986. – 96 с.

4. ГОСТ Р 51164-98. Трубопроводы стальные магистральные. Общие требования к защите от коррозии. – М.: Госстандарт России, 1998. – 42 с.

5. Инструкция по применению стальных труб в газовой и нефтяной промышленности. – М.: РАО «Газпром», 1996. – 68 с.

6. Коробков Г.Е. Типовые расчеты канализационных сетей и сооружений нефтебаз и газонефтеперекачивающих станций: Учебное пособие. – Уфа: изд-во Уфим. нефт. ин-та, 1990. – 94 с.

7. Коршак А.А., Блинов И.Г., Веремеенко С.А. Ресурсосберегающие методы эксплуатации нефтепроводов. – Уфа: Башкнигоиздат, 1991. – 136 с.

8. Коршак А.А. Специальные методы перекачки: Конспект лекций. – Уфа: ООО «Дизайнполиграфсервис», 2001. – 207 с.

9. Коршак А.А. Современные средства сокращения потерь бензинов от испарения. – Уфа: ООО «Дизайнполиграфсервис», 2001. – 144 с.

10. Лутошкин Г.С., Дунюшкин И.И. Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. – М.: Недра, 1985. – 135 с.

11. Лурье М.В. Сборник задач по трубопроводному транспорту нефти, нефтепродуктов и газа. – М.: ГАНГ, 1995. – 267 с.

12. Медведев В.Ф. Сбор и подготовка неустойчивых эмульсий на промыслах.– М.: Недра, 1987.– 144с.

13. Методика расчета основных физических параметров газонасыщенной нефти для определения характеристик центробежных насосов: РД 39-30-1092-84. – Уфа, 1984. – 43 с.

14. Нечваль А.М. Проектирование и эксплуатация газонефтепроводов: Учебное пособие. – Уфа: ООО «Дизайнполиграфсервис», 2001. – 165 с.

15. Нефтяные центробежные насосы: Каталог. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1980. – 52 с.

16. Новоселов В.Ф., Коршак А.А., Димитров В.Н. Типовые расчеты противокоррозионной защиты металлических сооружений нефтегазопроводов и нефтебаз: Учебное пособие. – Уфа: изд-во Уфим. нефт. ин-та, 1989. – 98 с.

17. Новоселов В.Ф. Трубопроводный транспорт нефти и газа. Технологический расчет нефтепродуктопроводов: Учебное пособие. – Уфа: изд-во Уфим. нефт. ин-та, 1986. – 93 с.

18. Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме, транспортировании, хранении и отпуске на объектах магистральных нефтепродуктов: РД153-394-033-98. – М.: Транснефтепродукт, 1998. – 24 с.

19. Нормы естественной убыли нефтепродуктов при приеме, хранении, отпуске и транспортировании. – Астрахань: Госкомнефтепродукт СССР, 1986. – 38 с.

20. Нормы технологического проектирования магистральных нефте-проводов (ВНТП2-86). – М.: Миннефтепром, 1986. – 109 с.

21. Нормы технологического проектирования предприятий по обеспечению нефтепродуктами (нефтебаз): ВНТП5-95. – Волгоград, 1995. – 123 с.

22. Нормы технологического проектирования разветвленных нефтепродуктопроводов: ВНТП-3-90. –М., 1991. – 91 с.

23. Рыбаков К.В., Митягин В.А. Автомобильные цистерны для нефтепродуктов: устройство и особенности эксплуатации. – М.: Транспорт, 1989. – 400 с.

24. Технологические трубопроводы промышленных предприятий / Р.И. Тавасшерна, А.И. Бесман, В.С. Позднышев и др. – М.: Стройиздат, 1991. – 655 с.

25. Трубопроводный транспорт нефтепродуктов / И.Т. Ишмухаметов, С.Л. Исаев, М.В. Лурье и др. – М.: Нефть и газ, 1999. – 300 с.

26. Трубопроводный транспорт нестабильного газового конденсата / А.А. Коршак, А.И. Забазнов, В.В. Новоселов и др. – М.: ВНИИОЭНГ, 1994. – 224 с.

27. Тугунов П.И., Новоселов В.Ф. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов: Учебное пособие для ВУЗов. – М.: Недра, 1981.– 184 с.

28. Тугунов П.И. Тепловая изоляция нефтепродуктопроводов и резервуаров.– М.: Недра, 1985.– 152с.

29. Центробежные насосы в системах сбора, подготовки и магистрального транспорта нефти / А.Г. Гумеров, Л.Г. Колпаков, С.Г. Бажайкин и др. – М.: Недра-Бизнесцентр, 1999. – 295 с.

30. Центробежные нефтяные магистральные и подпорные насосы: Каталог. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 1973. – 19 с.

31. Центробежные нефтяные насосы для магистральных трубопроводов: Каталог. – М.: ЦНИИТИХимнефтемаш, 1981. – 20 с.

32. Центробежные нефтяные насосы для магистральных трубопроводов: Каталог. – М.: ЦНИИТЭНефтехим, 1989. – 23 с.

33. Цистерны (устройство, эксплуатация, ремонт): Справочное пособие / В.К. Губенко, А.П. Никодимов, Г.К. Жилин и др. – М.: Транспорт, 1990. – 151 с.

Учебное пособие

Павел Иванович Тугунов
Виктор Федорович Новоселов
Алексей Анатольевич Коршак
Айрат Мингазович Шаммазов

ТИПОВЫЕ РАСЧЕТЫ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ И ЭКСПЛУАТАЦИИ НЕФТЕБАЗ И НЕФТЕПРОВОДОВ

Издание второе, переработанное

Гл. редактор: Е. Н. Дегтярев
Редактор: Л. Н. Кузнецова
Компьютерная верстка: К. Тулинов

Сдано в набор 10.11.02. Подписано в печать 4.12.02. Формат издания 60x90 1/16.
Бумага офсетная № 1. Гарнитура «Таймс». Тираж 5000 экз. Печать офсетная.
Учет. изд. листов 41,5. Усл. печ. листов 41,125. Заказ Б-762

Издательство ООО «ДизайнПолиграфСервис».
Уфа-центр, а/я 1535, тел.: (3472) 52-70-88, 52-40-36.
Издательская лицензия Б № 848196 от 9 июня 1999 г.

Отпечатано с диапозитивов предоставленных издательством
ООО «ДизайнПолиграфСервис» в типографии ГУП ПИК «Идел-Пресс».
420066, г. Казань, ул. Декабристов, 2.
Лицензия на полиграфическую деятельность ПД № 01207 от 30.08.2001 г.