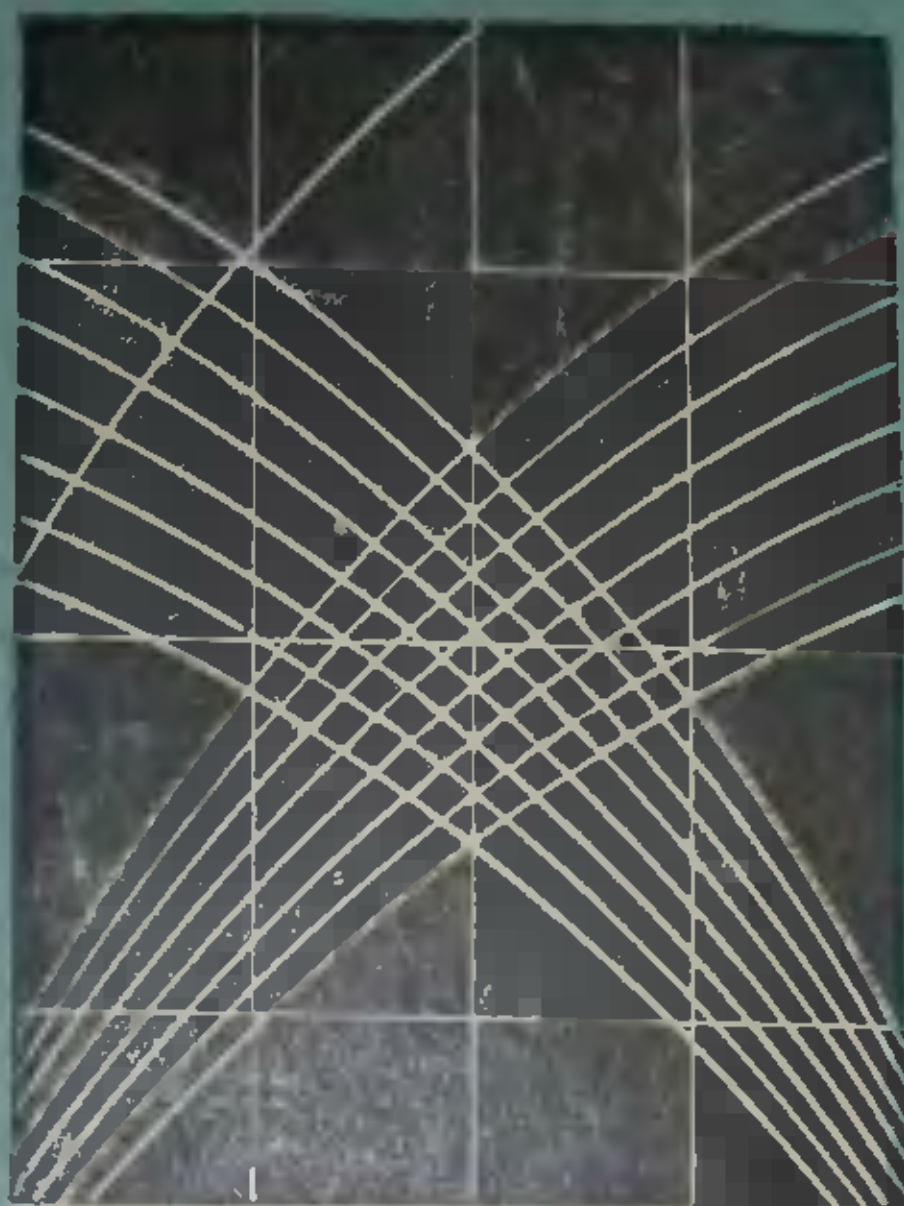


655
1793



В. Е. ГУБИН
В. Ф. НОВОСЕЛОВ
П. И. ТУГУНОВ

ТИПОВЫЕ РАСЧЕТЫ
ПРИ
ПРОЕКТИРОВАНИИ
И ЭКСПЛУАТАЦИИ
НЕФТЕБАЗ
И НЕФТЕПРОДУКТО-
ПРОВОДОВ

В. Е. ГУБИН,
В. Ф. НОВОСЕЛОВ,
П. И. ТУГУНОВ

ТИПОВЫЕ РАСЧЕТЫ
ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ
И ЭКСПЛУАТАЦИИ
НЕФТЕБАЗ
И НЕФТЕПРОДУКТО-
ПРОВОДОВ

BOOKS.PROEKTANT.ORG

**БИБЛИОТЕКА ЭЛЕКТРОННЫХ
КОПИЙ КНИГ**

**для проектировщиков
и технических специалистов**



ИЗДАТЕЛЬСТВО «НЕДРА»
МОСКВА 1968

ОГЛАВЛЕНИЕ

	Стр.
Введение	3
<i>Глава 1.</i> Гидравлический расчет трубопроводов (изотермический режим)	6
§ 1. Обработка исходных данных	6
§ 2. Основные расчетные формулы	9
§ 3. Подбор насосно-силового оборудования	15
§ 4. Графоаналитические методы расчета трубопровода	18
<i>Глава 2.</i> Гидравлический расчет неизотермических трубопроводов	32
§ 1. Изменение температуры нефтепродукта по длине трубопровода	32
§ 2. Гидравлический расчет и подбор оборудования	36
<i>Глава 3.</i> Слив и налив нефтей и нефтепродуктов	54
§ 1. Самоотечный слив нефтепродуктов из железнодорожных цистерн	55
§ 2. Самоотечный налив нефтепродуктов в железнодорожные цистерны	77
§ 3. Слив и налив нефтепродуктов насосами	84
§ 4. Слив нефтепродуктов с применением эжекторов	94
<i>Глава 4.</i> Подогрев нефтепродуктов в резервуарах и железнодорожных цистернах	105
§ 1. Определение вероятной температуры нефтепродукта и коэффициентов теплопередачи	105
§ 2. Определение конечных температур подогрева нефтепродуктов в емкостях	111
§ 3. Расчет теплообменных аппаратов	112
§ 4. Расчет электроподогревателей	117
<i>Глава 5.</i> Последовательная перекачка нефтепродуктов	137
Литература	154

Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепродуктопроводов

*Г у б и н В. Е., Н о в о с е -
л о в В. Ф., Т у г у н о в П. И.
Изд-во «Недра», 1968, стр. 154*

В книге освещены вопросы гидравлического и теплового расчета магистральных продуктопроводов, последовательной перекачки, слива и налива нефтей и нефтепродуктов.

Авторы использовали последние научно-теоретические исследования в области транспорта и хранения нефти и нефтепродуктов, а также опыт проектирования и эксплуатации предприятий нефтяной промышленности.

Книга предназначена для инженерно-технических работников нефтебаз, трубопроводов, нефтескладов предприятий промышленности, транспорта и сельского хозяйства. Она может быть также рекомендована в качестве учебного пособия для студентов нефтяных вузов, факультетов и техникумов по специальности «транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов».

Таблиц — 31, иллюстраций — 28, библиография — 14 названий.

Введение

Бурное развитие нефтяной промышленности требует осуществления большой программы строительства магистральных нефтепродуктопроводов и нефтебаз. Широкое применение находит высокопроизводительное современное оборудование с применением средств автоматизации и телемеханизации, тонкостенные больших диаметров металлические трубы повышенной прочности, неметаллические трубы, новейшая арматура и аппаратура.

В последние годы получили развитие новые способы транспорта нефти и нефтепродуктов. Разработана и успешно освоена технология последовательной перекачки нескольких нефтей и нефтепродуктов по одному трубопроводу, перекачка вязких продуктов с подогревом. Значительно повысился технический уровень нефтебаз, внедрены в эксплуатацию эффективные средства, сокращающие потери нефти и нефтепродуктов как при транспорте, так и при хранении: автоматические системы налива, дистанционное управление оборудованием и арматурой.

Имеется также большой опыт подготовки инженерных кадров для области транспорта и хранения нефтей и нефтепродуктов.

Если учебников и учебных пособий по теоретическим вопросам в области транспорта и хранения нефти и нефтепродуктов недостаточно, то книг по вопросам практического приложения теории совсем мало. В условиях эксплуатации возникает большое количество задач, требующих быстрого решения, но из-за отсутствия пособия по практическому применению теории расчет вызывает трудности. Авторы на основании работы со студентами Уфимского нефтяного института, а также исходя из опыта

работы инженерно-технических работников, занимающихся транспортом и хранением нефти и нефтепродуктов, отобрали наиболее часто встречающиеся задачи, дали методику их решения и на численных примерах показали применение этой методики.

Введение, гл. 1 и 2 написаны доц., канд. техн. наук В. Ф. Новоселовым, гл. 3 — доц., канд. техн. наук В. Е. Губиным, гл. 4 и 5 — доц., канд. техн. наук П. И. Тугуновым.

Одиннадцатая Генеральная конференция по мерам и весам утвердила в 1960 г. Международную систему единиц (СИ). С 1 января 1963 г. эта система введена в Советском Союзе (ГОСТ 9867-61), и сейчас осуществляется постепенный переход к новой системе.

В основу Международной системы единиц положено шесть единиц (метр, килограмм, секунда, градус Кельвина, ампер, свеча) и принято две дополнительные единицы (радиан и стерадиан) и 27 производных единиц. Ниже приводятся основные определения и соотношения между единицами.

В качестве единицы силы принят ньютон (n), в качестве единицы работы — джоуль ($дж$), единицы мощности — ватт ($вт$), единицы давления — ньютон на квадратный метр (n/m^2).

Н ь ю т о н — сила, сообщающая телу массой в 1 кг ускорение в $1 м/сек^2$.

$$1 н = 0,101972 кг; 1 кг = 9,80665 н.$$

Д ж о у л ь — работа силы в 1 n при перемещении точки ее приложения в направлении действия этой силы на расстояние, равное 1 $м$.

$$1 дж = 1 н \cdot м = 0,101972 кг \cdot м = 0,238846 \cdot 10^{-3} ккал = \\ = 10^7 эрг = 0,378 \cdot 10^{-6} л. с \cdot ч = 0,278 \cdot 10^{-6} квт \cdot ч.$$

В а т т — мощность, соответствующая работе в 1 $дж$ в 1 $сек$.

$$1 вт = 1 дж/сек = 0,101972 кг \cdot м/сек = \\ = 0,859845 ккал/ч = 1,3596 \cdot 10^{-3} л. с.$$

Ньюто н на квадратный метр — давление в 1 н, приходящееся на площадь в 1 м².

$$1 \text{ н/м}^2 = 0,101972 \text{ кг/м}^2 = 0,101972 \cdot 10^{-4} \text{ кг/см}^2 = \\ = 10^{-5} \text{ бар};$$

$$1 \text{ ат} = 1 \text{ кг/см}^2 = 10^4 \text{ кг/м}^2 = 98,1 \cdot 10^3 \text{ н/м}^2 = \\ = 0,980665 \text{ бар} = 10^4 \text{ мм вод. ст.} = 735,6 \text{ мм рт. ст.}$$

Коэффициент теплопередачи (теплоотдачи) k (α):

$$1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град} = 116 \cdot 10^{-6} \text{ вт/см}^2 \cdot \text{град}.$$

Коэффициент теплопроводности λ :

$$1 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град} = 1,163 \text{ вт/м} \cdot \text{град}.$$

Теплоемкость массовая c :

$$1 \text{ ккал/кг} \cdot \text{град} = 4187 \text{ дж/кг} \cdot \text{град}.$$

Динамическая вязкость μ :

$$1 \text{ кг} \cdot \text{сек/м}^2 = 9,81 \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2;$$

$$1 \text{ дин} \cdot \text{сек/см}^2 \text{ (1 пз)} = 0,1 \text{ н} \cdot \text{сек/м}^2.$$

ГЛАВА 1. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТРУБОПРОВОДОВ (ИЗОТЕРМИЧЕСКИЙ РЕЖИМ)

§ 1. Обработка исходных данных

Для гидравлического расчета необходимо знать физические свойства перекачиваемого продукта, в первую очередь, вязкость и плотность. Температура грунта, как известно, меняется в течение года. Следовательно, меняются и вязкость, и плотность, что влияет на технологический режим работы трубопровода. Опыт строительства и эксплуатации трубопроводов показывает, что для большей части территории Советского Союза глубина заложения 0,6—0,8 м до верхней образующей трубы обеспечивает механическую прочность и устойчивый технологический режим работы всего трубопровода.

Для гидравлического расчета достаточно пользоваться среднемесячными температурами почвы, отнесенными к выбранной глубине заложения трубопровода. Если трасса проходит по нескольким климатическим зонам, то гидравлический расчет следует вести для каждой из них в отдельности. По данным о температуре почвы определяются средние расчетные плотность и вязкость нефтепродукта.

Средняя расчетная плотность перекачиваемого продукта определяется по формуле

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{1}{12} \sum_{i=1}^{i=12} \rho_{ti}, \quad (1.1)$$

где ρ_{ti} — плотность продукта при среднемесячной температуре.

Для определения ρ_t пользуются формулой Менделеева:

$$\rho_t = \frac{\rho_{20}}{1 + \beta (t - 20)}, \quad (1.2)$$

где ρ_{20} — плотность при 20°C ; t — температура в $^\circ\text{C}$; β — коэффициент термического расширения.

Довольно часто пользуются линейной зависимостью

$$\rho_t = \rho_{20} - \alpha (t - 20), \quad (1.3)$$

где α — температурная поправка.

Значения β и α определяются по справочникам в зависимости от плотности жидкости.

При перекачке смешанных нефтей плотность смеси с точностью, достаточной для практики, можно определить по правилу смешения:

$$\rho_{\text{см}} = \frac{V_1 \rho_1 + V_2 \rho_2 + V_3 \rho_3 + \dots + V_n \rho_n}{V_1 + V_2 + V_3 + \dots + V_n}, \quad (1.4)$$

где $V_1, V_2, V_3, \dots, V_n$ — объемы перекачиваемых нефтей; $\rho_1, \rho_2, \rho_3, \dots, \rho_n$ — плотности перекачиваемых нефтей.

Средняя расчетная вязкость нефти может быть найдена по формуле

$$\nu_p^m = \frac{1}{42} \sum_{i=1}^{i=12} \nu_i^m, \quad (1.5)$$

где ν_i — вязкость продукта при среднемесячной температуре; m — характеристика режима (при ламинарном режиме $m = 1$; при турбулентном в зоне гидравлически гладких труб $m = 0,25$).

При квадратичном законе ($m = 0$) гидравлическое сопротивление не зависит от вязкости.

Чтобы определить расчетную вязкость, необходимо знать вязкостно-температурную зависимость для всего диапазона изменения температуры грунта на заданной глубине заложения трубопровода. Наиболее точно вязкостно-температурная характеристика может быть получена при помощи вискозиметра. Когда нет возможности получить эту зависимость лабораторным путем и имеющиеся данные о вязкости относятся к температурам, лежащим за пределами рабочих температур, приходится

прибегать к экстраполяции. Наиболее точной экстраполяционной зависимостью является формула ASTM:

$$\lg \lg (v + 0,8) = a + b \lg T, \quad (1.6)$$

$$a = \frac{\lg \lg (v_2 + 0,8) \lg T_1 - \lg \lg (v_1 + 0,8) \lg T_2}{\lg T_1 - \lg T_2},$$

$$b = \frac{\lg \lg (v_1 + 0,8) - \lg \lg (v_2 + 0,8)}{\lg T_1 - \lg T_2},$$

где v — вязкость в *сст*; T — абсолютная температура в $^{\circ}\text{K}$; a и b — постоянные, определяемые по двум известным значениям вязкости v_1 и v_2 при температурах соответственно T_1 и T_2 .

Г. М. Паиченковым предложена теоретическая формула для определения вязкости жидкостей:

$$v = c e^{\frac{b}{T}}, \quad b = \frac{T_1 T_2}{T_2 - T_1} \ln \frac{v_1}{v_2}, \quad c = v_1 \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^{\frac{T_2}{T_2 - T_1}}. \quad (1.7)$$

Постоянные b и c определены аналогичным образом. Коэффициент c обычно очень мал, а коэффициент b — очень велик. Это обстоятельство может легко привести к большой погрешности при расчетах. Поэтому в последнее время все чаще стала применяться эмпирическая формула Филонова:

$$v = v_* e^{-u(t - t_*)}, \quad u = \frac{1}{t_2 - t_1} \ln \frac{v_1}{v_2}, \quad (1.8)$$

где v_* — вязкость при произвольной известной температуре t_* ; t_* — температура, выбираемая в рабочем интервале температур; t — температура в $^{\circ}\text{C}$; u — коэффициент крутизны вискограммы в $1/^{\circ}\text{C}$.

Таблица 1

Продуктопроводы			Нефтепроводы		
Годовая производительность, млн. т	Рабочее давление, кг/см ²	Наружный диаметр, мм	Годовая производительность, млн. т	Рабочее давление, кг/см ²	Наружный диаметр, мм
0,7—0,9	90—100	219	6—8	55—65	529
1,3—1,6	75—85	273	10—12	55—65	630
1,8—2,3	65—75	325	14—17	50—60	720
2,5—3,2	55—65	377	20—24	50—60	820
3,5—4,8	55—65	426	25—32	45—55	920
6,8—8,5	55—65	529	35—45	45—55	1020

Для аналитических решений последняя зависимость является наиболее удобной.

Диаметр, рабочее давление и длина трассы трубопровода определяются на основании технико-экономических расчетов. Для гидравлических расчетов следует руководствоваться нормами технологического проектирования магистральных трубопроводов (табл. 1).

§ 2. Основные расчетные формулы

Гидравлический расчет трубопроводов базируется на основных законах и положениях классической гидравлики.

Потери напора на трение h в трубе кругового сечения определяют по формуле Дарси — Вейсбаха

$$h = \lambda \frac{L}{D} \cdot \frac{w^2}{2g}, \quad (1.9)$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; L и D — соответственно длина и внутренний диаметр трубопровода; $w = \frac{4Q}{\pi D^2}$ — средняя скорость перекачки жидкости; g — ускорение силы тяжести; Q — объемный расход жидкости.

Коэффициент гидравлического сопротивления в зависимости от режима течения определяется по следующим формулам (табл. 2).

В зоне гидравлически гладкого трения λ зависит только от параметра Рейнольдса Re , в переходной зоне — от Re и от шероховатости, а в зоне, где действует квадратичный закон сопротивления, — только от шероховатости:

$$Re = \frac{wD}{\nu} = \frac{4Q}{\pi D \nu},$$

где ν — кинематическая вязкость жидкости; $\varepsilon = \frac{2e}{D}$ — относительная шероховатость трубы; e — абсолютная шероховатость трубы; $\varepsilon_s = \frac{2k_s}{D}$; k_s — эквивалентная шероховатость трубы. Для нефтепроводных труб после нескольких лет эксплуатации средняя абсолютная шероховатость $e = 0,2$ мм и $k_s = 0,14 \div 0,15$ мм.

Таблица 2

Ламинарный режим	Турбулентный режим		
$Re < 2320$ (по Шиллеру)	Зона Блазиуса $2320 < Re < Re_I$	Переходная зона $Re_I < Re < Re_{II}$	Зона квадратичного закона сопротивления $Re_{II} < Re$
$\lambda = \frac{64}{Re}$ (формула Стокса)	$\lambda = \frac{0.3164}{\sqrt[4]{Re}}$ (формула Блазиуса) $\lambda = \frac{1}{[1.83 \lg Re - 1.7]^2}$ (формула Белокоца) *	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{\varepsilon}{7.4} + \frac{2.51}{Re \sqrt{\lambda}} \right]$ (формула Колебрука и Уайта) $\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[\frac{6.8}{Re} + \left(\frac{\varepsilon_s}{7.4} \right)^{1.11} \right]$ (формула Нисаэва) $\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.83 \lg \left[\left(\frac{\varepsilon}{7.4} \right)^{1.093} + \frac{8.50}{Re} \right]$ (формула Черныкина)	$\lambda = \frac{1}{[1.74 - 2 \lg \varepsilon]^2}$ (формула Никурадзе)
Зона гидравлически гладких труб		Зона гидравлически шероховатых труб	
$m = 1$ $\beta = \frac{128}{\pi g}$	$m = 0.25$ $\beta = \frac{0.241}{g}$		$m = 0$ $\beta = \frac{8\lambda}{\pi^2 g}$

* Формула Белокоца по своей структуре относится к зоне гидравлически гладких труб, но рекомендуется для широкого диапазона чисел Re от 10^4 до 10^6 .

При проектировании значение ϵ можно принимать по табл. 3.

Таблица 3

Характеристика труб	ϵ , мм
Чистые цельнотянутые из латуни, меди, свинца	0,01
Новые цельнотянутые стальные	0,05—0,15
Стальные с незначительной коррозией	0,1—0,3
Новые чугунные	0,3
Асбоцементные	0,3—0,8
Старые стальные	0,5—2,0

В процессе эксплуатации шероховатость труб увеличивается в результате появления различных осадков, ржавчины и т. п.

Формула Колебрука для переходной зоны менее удобна при расчетах, так как из нее λ в явном виде не определяется. Этого недостатка нет в формулах Исаева и Черникина.

Формула Исаева реже применяется для расчетов, так как имеется сравнительно мало данных по эквивалентной шероховатости труб больших диаметров. Для малых диаметров (до 100 мм) k_s можно принимать по Абдурашитову и Тупиченкову [1].

Переходные значения чисел Рейнольдса определяются по формулам

$$\text{Re}_I = \frac{59,5}{\epsilon^{1/3}}; \quad \text{Re}_{II} = \frac{665 - 765 \lg \epsilon}{\epsilon}. \quad (1.10)$$

Довольно часто выражение (1.9) применяют в форме Лейбензона:

$$h = \beta \frac{Q^{2-m} \nu^m L}{D^{5-m}}. \quad (1.11)$$

В этой формуле коэффициент β и показатель степени m зависят от характера течения (см. табл. 2).

Потеря напора на единицу длины трубопровода есть гидравлический уклон:

$$i = \frac{h}{L}.$$

Из формулы Дарси — Вейсбаха (1.9) получаем:

$$i = \frac{\lambda}{D} \frac{w^2}{2g}. \quad (1.12)$$

Из обобщенной формулы Лейбензона следует:

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} \nu^m}{D^{5-m}}. \quad (1.13)$$

Если трубопровод имеет вставку другого диаметра D_v , то гидравлический уклон в этой вставке определяется через гидравлический уклон и диаметр основной трубы:

$$i_v = i \left(\frac{D}{D_v} \right)^{5-m}. \quad (1.14)$$

Если параллельно с трубопроводом уложен лупинг диаметром D_1 , то гидравлический уклон на двоярном участке также определяется через гидравлический уклон и диаметр в одиночном трубопроводе:

$$i_1 = \frac{i}{\left[1 + \left(\frac{D_1}{D} \right)^{\frac{5-m}{2-m}} \right]^{2-m}}, \quad (1.15)$$

В формулах (1.14) и (1.15) предполагается, что характер течения в основной трубе и во вставке (или лупинге) одинаков ($m = \text{const}$), что наблюдается довольно часто.

В большинстве случаев $D_1 = D$. Тогда при ламинарном течении ($m = 1$)

$$i_1 = 0,5i.$$

При турбулентном течении в области применимости закона Блазиуса ($m = 0,25$)

$$i_1 = 0,296i;$$

в области квадратичного закона сопротивления ($m = 0$)

$$i_1 = 0,25i.$$

Суммарный расход на сдвоенном участке равен расходу в одиночном трубопроводе:

$$\left. \begin{aligned} Q &= Q_{\text{л}} + Q_{\text{м}}; \\ Q_{\text{л}} &= \frac{Q}{1 + \left(\frac{D}{D_{\text{л}}}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}}; \\ Q_{\text{м}} &= \frac{Q}{1 - \left(\frac{D_{\text{л}}}{D}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}}, \end{aligned} \right\} \quad (1.16)$$

где $Q_{\text{л}}$ — расход в лупинге; $Q_{\text{м}}$ — расход в основной магистрали на сдвоенном участке; Q — расход в одиночном трубопроводе.

Если к трубопроводу длиной L и диаметром D подключена параллельная нитка длиной $x_{\text{л}}$ и диаметром $D_{\text{л}}$, то потери напора в таком сложном трубопроводе можно определить по формуле

$$h = i(L - x_{\text{л}}) + i_{\text{л}}x_{\text{л}} = i[L + (\omega - 1)x_{\text{л}}], \quad (1.17)$$

где

$$\omega = \frac{1}{\left[1 - \left(\frac{D_{\text{л}}}{D}\right)^{\frac{5-m}{2-m}}\right]^{2-m}}.$$

Аналогичная зависимость существует для сложного трубопровода со вставкой длиной $x_{\text{в}}$ и диаметром $D_{\text{в}}$:

$$h = i[L + (\Omega - 1)x_{\text{в}}], \quad (1.18)$$

где

$$\Omega = \left(\frac{D}{D_{\text{в}}}\right)^{5-m}.$$

Для магистральных трубопроводов потери напора в местных сопротивлениях незначительны и их принимают не более 1—2% потерь напора на трение по длине. Для коротких трубопроводов доля потерь напора в местных сопротивлениях может быть существенной и их следует учитывать.

Формулы для вычисления потерь напора в местных сопротивлениях $h_{\text{л}}$, а также коэффициенты местных сопротивлений для различной арматуры и трубопроводных конструкций приведены в гл. 3.

Таким образом, полные потери напора в трубопроводе

$$H = h + h_{\Sigma} + (z_2 - z_1), \quad (1.19)$$

где z_1 и z_2 — соответственно геодезические отметки начала и конца трубопровода.

Необходимое количество насосных станций

$$n = \frac{H}{H_{\text{ст}}} = \frac{H \rho_{\text{ср}}}{p_1 - p_2}, \quad (1.20)$$

где $H_{\text{ст}} = \frac{p_1 - p_2}{\rho_{\text{ср}}}$ — напор, развиваемый одной насосной станцией; p_1 и p_2 — соответственно давление в начале и конце трубопровода.

Давление p_1 определяется характеристикой насосов, а давление p_2 выбирается таким, чтобы обеспечить необходимый подпор для следующей насосной станции и компенсировать гидравлические потери в коммуникациях насосной станции.

Расчетное число насосных станций n , как правило, получается дробным, и может быть округлено как в сторону большего числа n_1 , так и в сторону меньшего n_2 . При $n_1 > n$ можно снизить величину $H_{\text{ст}}$, а именно:

$$H_{\text{ст}} = \frac{H}{n_1}. \quad (1.21)$$

При этом материал труб будет напряжен ниже нормального (расчетного). Если позволяют условия, при $n_1 > n$ можно также увеличить расход на столько, чтобы не снижать напор насосных станций. Увеличение расхода можно подсчитать по формуле

$$Q_1 \approx Q \left(\frac{n_1}{n} \right)^{\frac{1}{2-m}}. \quad (1.22)$$

Если увеличение расхода от Q до Q_1 не обеспечивается ресурсами нефти или оно нецелесообразно по экономическим соображениям, принимают округление в меньшую сторону, т. е. $n_2 < n$. При этом заданная пропускная способность Q обеспечивается лупингом длиной x_1 (или вставкой большего диаметра длиной x_2).

Необходимая длина лупинга

$$x_1 = H_{\text{ст}} \frac{n - n_2}{i - i_1}. \quad (1.23)$$

Для вставки большего диаметра существует аналогичная формула, в которой вместо x_a и i_a следует принимать x_b и i_b . Гидравлические уклоны i_a и i_b определяются по формулам (1.14) и (1.15).

§ 3. Подбор насосно-силового оборудования

Для перекачки нефти и нефтепродуктов по трубопроводам преимущественное распространение получили центробежные насосы. Основные параметры центробежных насосов, применяемых на магистральных трубопроводах, приведены в табл. 4.

Кривые $Q-H$ — характеризуют работу насосов на воде. При работе на нефтях и на нефтепродуктах существенной вязкости характеристика центробежного насоса изменяется. Поэтому при подборе насосов необходимо делать пересчет характеристик. Методики пересчета изложены в специальной литературе. При перекачке вязких нефтепродуктов характеристика $Q-H$, как правило, не изменяется, но происходит незначительное снижение к. п. д.

Довольно часто, когда не подходит по параметрам ни один из насосов, с помощью обрезки рабочих колес можно получить требуемые подачу и напор, при этом они уменьшаются. (Методика расчета обрезки колес изложена в специальной литературе.)

Поршневые насосы применяются на трубопроводах малой пропускной способности, в основном перекачивающих вязкие и высокозастывающие нефти и нефтепродукты.

Необходимая мощность двигателя привода к насосу определяется по формулам:

$$N = \frac{QH_n \rho k_3}{75\eta} \text{ л. с.} \quad N = \frac{QH_n \rho k_3}{102\eta} \text{ кВт}, \quad (1.24)$$

где H_n — напор, развиваемый насосом, в м; Q — подача насоса в $\text{м}^3/\text{сек}$; ρ — плотность перекачиваемой жидкости в $\text{кг}/\text{м}^3$; k_3 — коэффициент запаса (резерва), принимается в пределах 1,05—2,0 в зависимости от мощности двигателя: чем меньше мощность, тем больше k_3 ; η — полный к. п. д. насосно-силовой установки, равный произведению к. п. д. насоса и передачи (редуктора, подшипников, промежуточного вала и т. п.).

Подача, м ³ /ч	Характеристика рабочего насоса					Характеристика насо	
	марка насоса	напор, м	число оборотов, об/мин	к. п. д., %	мощность электро-двигателя, кВт	марка насоса	напор, м
200	6Н-10×6	440	2950				
300	8НД-10×5	440	2950	68	500		
400	8МБ-9×2	300	2950	75	500		
500	10Н-8×4	740	3000	72	1500	8НДВН	28
500	10НД-9×3	280	2950		500	8НДВН	28
750	12Н-10×4	800	2980	76	2000	12НДсН	28
800	10НД-10×2	285	2950	86	500—630	12НДсН	28
1100	12НД-12×2	250	3000		1000	14НДсН	30
1100	12НД-11×2	275	2950	87	1000	14НДсН	30
1100	14Н-12×2	370	3000	76	1500—1600	14НДсН	30

Таблица 4

подпорного са			Характеристика насосной станции магистрального трубопровода			Примечание
число оборотов, об/мин	к. п. д., %	мощность электродвигателя, квт	количество последовательно работающих насосов в группе	расчетный напор, м	рабочая мощность группы, квт	
			2 рабочих	880		
			2 рабочих	880	2×500	
			2 рабочих	600	2×500	
960	79	55	1 рабочий ÷ ÷ 1 подпорный	795	$1500 \div 55$	
960	79	55	3 рабочих ÷ ÷ 1 подпорный	868	$3 \times 500 \div 55$	Осваивается взамен 10Н-8×4
960	86	100	1 рабочий ÷ ÷ 1 подпорный	828	$2000 \div 100$	
960	86	100		883	$3 \times (500 \div 630) \div 100$	
960	88	115	3 рабочих ÷ ÷ 1 подпорный	780	$3 \times 1000 \div 115$	Осваивается взамен 14Н-12×2
960	88	115		855	$3 \times 1000 \div 115$	
960	88	115	2 рабочих ÷ ÷ 1 подпорный	770	$2 \times (1500 \div 16\,000) \div 115$	

Подача, м ³ /ч	Характеристика рабочего насоса					Характеристика насо	
	марка насоса	напор, м	число оборотов, об/мин	к. п. д., %	мощность электро-двигателя, кВт	марка насоса	напор, м
1600	14НД-13×2	243	3000		1250	18НДсII	38
2200	16НД-10×1	230	3000	86	1500—1600	20НДсII	43
3000	20НД-12×1	210	3000	86	2000	32НД 8×1	70
4000	24НД-14×1	210	3000	87	2750	24НДсII	68
5000	24НД-17×1 *	210	3000		3200	—	70
7000	28НД-19×1 *	210	3000		4000	—	70

* Насосы находятся в стадии разработки и освоения.

§ 4. Графоаналитические методы расчета трубопровода

При заданной годовой перекачке конечной целью гидравлического расчета является размещение насосных станций, лупингов и вставок по трассе трубопровода. Часто решается обратная задача: при заданном расположении насосных станций определяют пропускную способность перегонов, длины лупингов или вставок для выравнивания пропускной способности трубопровода на перегонах. Ни та, ни другая задача не может быть решена без графических построений.

подпорного са			Характеристика насосной станции магистрального трубопровода			Примечание
число оборотов, об/мин	к. п. д., %	мощность электродвигателя, квт	количество последовательно работающих насосов в группе	расчетный напор, м	рабочая мощность группы, квт	
730		200	3 рабочих + 1 подпорный	767	$3 \times 1250 + 200$	
730	85	320		733	$3 \times (1500 \div \div 1600) + 320$	
735	77	$800 \div \div 1050$		700	$3 \times 2000 + \div (800 \div 1050)$	
590		850		698	$3 \times 2750 + 850$	
960		500	3 рабочих + 2 параллельных подпорных насоса	700	$3 \times 3200 + 2 \times \times 500$	Подача подпорного насоса 2500 м ³ /ч
960		850		700	$3 \times 4000 + 2 \times \times 850$	Подача подпорного насоса 3500 м ³ /ч

Пред тем как приступить к гидравлическому расчету, необходимо исследовать профиль трассы трубопровода для определения на нем перевальных точек, а также нахождения расчетной его длины. Эта длина может быть значительно меньше геометрической, а перевальная точка не обязательно является наивысшей точкой трассы. Достаточно закачать жидкость на перевальную точку, чтобы она самотеком достигла конца трубопровода.

Размещение насосных станций и лупингов (вставок) производится графически по методу Шухова. Лупинг (вставку) можно применить в любом месте расчетной

Длины трассы, можно разбивать его на части и размещать в различных местах трассы. Это обстоятельство обеспечивает определенную свободу выбора местоположения насосной станции.

Для определения действительного режима работы трубопровода (фактического расхода) строится совмещенный график $Q-H$ для трубопровода и насосной станции. Рабочая точка (точка пересечения характеристик насосной станции и трубопровода) должна находиться в области максимального к. п. д. насосов. Это достигается варьированием диаметров трубопровода и устройств лупингов (вставок). При построении характеристик необходимо учитывать режим течения.

Вопросы размещения новых станций и дополнительных лупингов (вставок) при увеличении пропускной способности действующего трубопровода решаются графически.

Основные наиболее часто встречающиеся задачи гидравлического расчета с графическими построениями рассмотрены на конкретных примерах.

Пример 1. На трубопроводе, по которому перекачивается 182 м³/ч нефти плотностью $\rho = 0,895 \text{ т/м}^3$ и вязкостью $\nu = 0,42 \text{ см}^2/\text{сек}$, имеется сдвоенный участок (лупинг) из труб с внутренними диаметрами $D_1 = 156 \text{ мм}$ и $D_2 = 203 \text{ мм}$. Определить расходы и гидравлический уклон на сдвоенном участке.

Решение. 1. Предполагаем турбулентный режим течения в зоне Блазиуса для обеих труб, т. е. $m = 0,25$, $\beta = 0,241$

2. Суммарный объемный расход трубопровода

$$Q = \frac{182}{0,895} = 203,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3. Расход в трубе диаметром D_1 по формуле (1.16)

$$Q_1 = \frac{203,5}{1 + \left(\frac{203}{156} \right)^{\frac{4,76}{1,76}}} = 66,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

4. Расход в трубе D_2

$$Q_2 = Q - Q_1 = 203,5 - 66,8 = 136,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Величину Q_2 также можно вычислить по третьей формуле (1.16).

5. Гидравлический уклон на едином участке по формуле (1.43)

$$\frac{0,241 \cdot 66,8^{1,75} \cdot 0,42^{0,25}}{9,81 \cdot 3600^{1,75} \cdot (10^4)^{0,25} \cdot 0,156^{4,75}} =$$

$$= \frac{0,241 \cdot 136,74^{1,75} \cdot 0,42^{0,25}}{9,81 \cdot 3600^{1,75} \cdot (10^4)^{0,25} \cdot 0,203^{4,75}} = 0,0113.$$

6. Проверка режима

$$\text{Re}_1 = \frac{4Q_1}{\pi D_1 \nu} = \frac{4 \cdot 66,8 \cdot 10^4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,156 \cdot 0,42} = 3610;$$

$$\text{Re}_2 = \frac{4Q_2}{\pi D_2 \nu} = \frac{4 \cdot 136,7 \cdot 10^4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,203 \cdot 0,42} = 5670.$$

Режим выбран правильно.

Пример 2. Определить пропускную способность нефтепровода, составленного из трех участков: 1) $D_{н1} = 273 \text{ мм}$, $\delta_1 = 8 \text{ мм}$, $L_1 = 25 \text{ км}$; $\Delta z_1 = 30 \text{ м}$; 2) $D_{н2} = 325 \text{ мм}$, $\delta_2 = 8 \text{ мм}$, $L_2 = 15 \text{ км}$, $\Delta z_2 = 15 \text{ м}$; 3) $D_{н3} = 426 \text{ мм}$, $\delta_3 = 9 \text{ мм}$, $L_3 = 10 \text{ км}$, $\Delta z_3 = 25 \text{ м}$. Плотность перекачиваемой нефти $\rho = 0,91 \text{ т/м}^3$, вязкость ее $\nu = 0,5 \text{ см}^2/\text{сек}$. Давление на выкидном патрубке насосов $p_1 = 52 \text{ кг/см}^2$; остаточное давление в конце трубопровода $p_2 = 2 \text{ кг/см}^2$.

Решение. 1. Предполагаем для всех участков турбулентный режим течения в зоне Блазиуса, т. е. $m = 0,25$, $\beta = \frac{0,241}{g}$.

2. Расчетный напор

$$H = \frac{p_1 - p_2}{\rho} = \frac{52 - 2}{0,91 \cdot 10^3} \cdot 10^4 = 550 \text{ м.}$$

3. Разность нивелирных отметок конца и начала трубопровода

$$\sum \Delta z = \Delta z_1 + \Delta z_2 + \Delta z_3 = 30 + 15 + 25 = 70 \text{ м.}$$

4. Пренебрегая потерями в местных сопротивлениях вследствие малости на основании формул (1.49) и (1.41), получаем:

$$H = \beta Q^{2-m} \gamma^m \left[\frac{L_1}{D_1^{5-m}} + \frac{L_2}{D_2^{5-m}} + \frac{L_3}{D_3^{5-m}} \right] + \sum \Delta z.$$

Откуда

$$Q = \left[\frac{H - \sum \Delta z}{\beta \gamma^m \left(\frac{L_1}{D_1^{5-m}} + \frac{L_2}{D_2^{5-m}} + \frac{L_3}{D_3^{5-m}} \right)} \right]^{\frac{1}{2-m}}.$$

Здесь

$$D_1 = D_{н1} - 2\delta_1; \quad D_2 = D_{н2} - 2\delta_2; \quad D_3 = D_{н3} - 2\delta_3.$$

Подставим числовые значения

$$Q = \left[\frac{(550 - 20) \cdot 9,81 \cdot (10^4)^{0,25} \cdot 10^{-3}}{0,241 \cdot 0,5^{0,25} \left(\frac{25}{0,257^{4,75}} + \frac{15}{0,309^{4,75}} + \frac{10}{0,408^{4,75}} \right)} \right]^{0,75} \cdot 10^{3,25} \\ = 0,08145 \text{ м}^3/\text{сек или } 300 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

5. Проверка режима

$$Re_{max} = \frac{4Q}{\pi D_1 v} = \frac{4 \cdot 0,08145 \cdot 10^4}{3,14 \cdot 0,257 \cdot 0,5} = 8070;$$

$$Re_{min} = \frac{4Q}{\pi D_3 v} = \frac{4 \cdot 0,08145 \cdot 10^4}{3,14 \cdot 0,408 \cdot 0,5} = 5050.$$

Режим выбран правильно.

Пример 3. Сделать гидравлический расчет трубопровода для перекачки нефти в количестве $8 \cdot 10^6 \text{ м}^3$ в год. По топографической карте и сжатою профилю трассы имеем следующие данные: 1) оптимальная длина трассы 425 км; 2) разность нивелирных отметок конца и начала трубопровода $\Delta z = z_2 - z_1 = 12,5 \text{ м}$. Перевальная точка отсутствует. Глубина заложения трубопровода $H_0 = 1,6 \text{ м}$ до осп. Изменения температуры грунта на глубине заложения трубопровода и вязкости нефти в течение года приведены в табл. 5.

Таблица 5

Параметры	Месяцы					
	I	II	III	IV	V	VI
Среднемесячная температура, °С	0,3	−0,8	−1,2	−0,7	0,9	5,8
Вязкость ν , $\text{см}^2/\text{сек}$	0,75	0,88	0,93	0,87	0,72	0,45
Плотность ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	883	884	885	883,5	882,5	878

Продолжение табл. 5

Параметры	Месяцы					
	VII	VIII	IX	X	XI	XII
Среднемесячная температура, °С	9,8	11,2	10,3	7,8	4,7	1,8
Вязкость ν , $\text{см}^2/\text{сек}$	0,31	0,28	0,30	0,36	0,50	0,66
Плотность ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	877	876	876,5	877,5	878,5	882

Средняя плотность для данного диапазона изменения температуры $\rho = 0,878 \text{ т/м}^3$. Давление, развиваемое насосной станцией, $p_1 = 56 \text{ кг/см}^2$; остаточное давление в конце перегона $p_2 = 1,5 \text{ кг/см}^2$.

Р е ш е н и е. 1. В соответствии с табл. 1 принимаем диаметр трубопровода равным 529 мм с толщиной стенки 9 мм.

2. Секундный расход нефти

$$Q = \frac{8\,000\,000}{0,871 \cdot 360 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,296 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Расчетное число дней работы принято 360.

3. Предполагая турбулентный режим течения в зоне Блазиуса ($m = 0,25$), по формуле (1.5) определяем среднюю расчетную вязкость:

$$\nu_p^{0,25} = \frac{1}{12} [0,75^{0,25} + 0,88^{0,25} + 0,93^{0,25} + 0,87^{0,25} + 0,72^{0,25} + 0,45^{0,25} + \\ + 0,31^{0,25} + 0,28^{0,25} + 0,30^{0,25} + 0,36^{0,25} + 0,50^{0,25} + 0,66^{0,25}] = 0,86,$$

откуда $\nu_p = 0,86^4 = 0,55 \text{ см}^2/\text{сек.}$

4. Средняя скорость течения нефти

$$w = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,296}{3,14 \cdot 0,511^2} = 1,5 \text{ м/сек.}$$

5. Проверка режима

$$\text{Re} = \frac{wD}{\nu} = \frac{1,5 \cdot 0,511 \cdot 10^4}{0,55} = 13\,700.$$

В соответствии с табл. 3 для новых стальных труб примем абсолютную шероховатость $e = 0,1 \text{ мм}$. Тогда относительная шероховатость

$$\varepsilon = \frac{2e}{D} = \frac{2 \cdot 0,1}{511} = 0,000393.$$

По формуле (1.10) определяем переходное значение числа Рейнольдса

$$\text{Re}_T = \frac{59,5}{0,000393^{8/7}} = 472\,000.$$

При $\text{Re}_T > \text{Re}$ перекачка происходит в зоне гидравлически гладких труб (зона Блазиуса). Таким образом, режим выбран верно.

6. По формуле Блазиуса из табл. 2 определяем коэффициент гидравлического сопротивления:

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{13\,700}} = 0,0293.$$

7. Гидравлический уклон находим по формуле (1.12)

$$i = \frac{0,0293 \cdot 1,5^2}{0,511 \cdot 9,81 \cdot 2} = 0,00674.$$

8. Полная потеря напора в трубопроводе:

а) потери на трение

$$h = iL = 0,00674 \cdot 425 \cdot 10^3 = 2865 \text{ м.}$$

б) потери в местных сопротивлениях примем равными 1% потерь на трение (около 30 м).

Тогда по формуле (1.19) с учетом разности нивелирных отметок получаем:

$$H = 2865 + 30 + 12,5 = 2907,5 \text{ м.}$$

9. Напор, развиваемый одной насосной станцией по формуле (1.20)

$$H_{ст} = \frac{56 - 1,5}{0,871 \cdot 10^3} \cdot 10^4 = 627 \text{ м.}$$

10. Необходимое число насосных станций

$$n = \frac{2907,5}{627} = 4,63.$$

Принимаем пять насосных станций ($n_1 = 5$).

Размещение станций показано на рис. 1. Из точки O на профиле в масштабе высот откладываем напор OA , развиваемый всеми пятью станциями, т. е. $\sum H_{ст} = OA = 627 \cdot 5 = 3135 \text{ м}$. Точку A соединяем с точкой B прямой линией. Уклон этой линии больше гидравлического уклона, так как округление станций сделано в большую сторону (фактическая пропускная способность больше расчетной). Прямую OA делим на 5 равных отрезков (по числу станций), т. е. каждый отрезок представляет собой напор одной станции. Из точек деления проводим линии, параллельные наклонной прямой AB (пунктир). Точки пересечения с профилем дают местоположение насосных станций от 1 до 5.

По формуле (1.22) определяем фактическую производительность:

$$Q_1 = 0,296 \left(\frac{5}{4,63} \right)^{4/7} = 0,296 \cdot 1,045 = 0,3094 \text{ м}^3/\text{сек},$$

т. е. примерно на 4,5% фактическая производительность больше расчетной.

11. Если нет ресурсов для увеличения расчетного расхода, то станции будут работать при пониженном напоре, а именно:

$$H_{ст} = \frac{H}{n_1} = \frac{2907,5}{5} = 581,5 \text{ м.}$$

На рис. 1 линии падения напора изображены тонкими линиями с кружками.

12. Можно сделать округление расчетного числа станций иного напора недостаточно для компенсации гидравлических потерь в трубопроводе. Уменьшим гидравлическое сопротивление с помощью лупинга, приняв его диаметр равным диаметру основной (m = 0,25)

$$i_L = 0.296i = 0.296 \cdot 0.00674 = 0.001995.$$

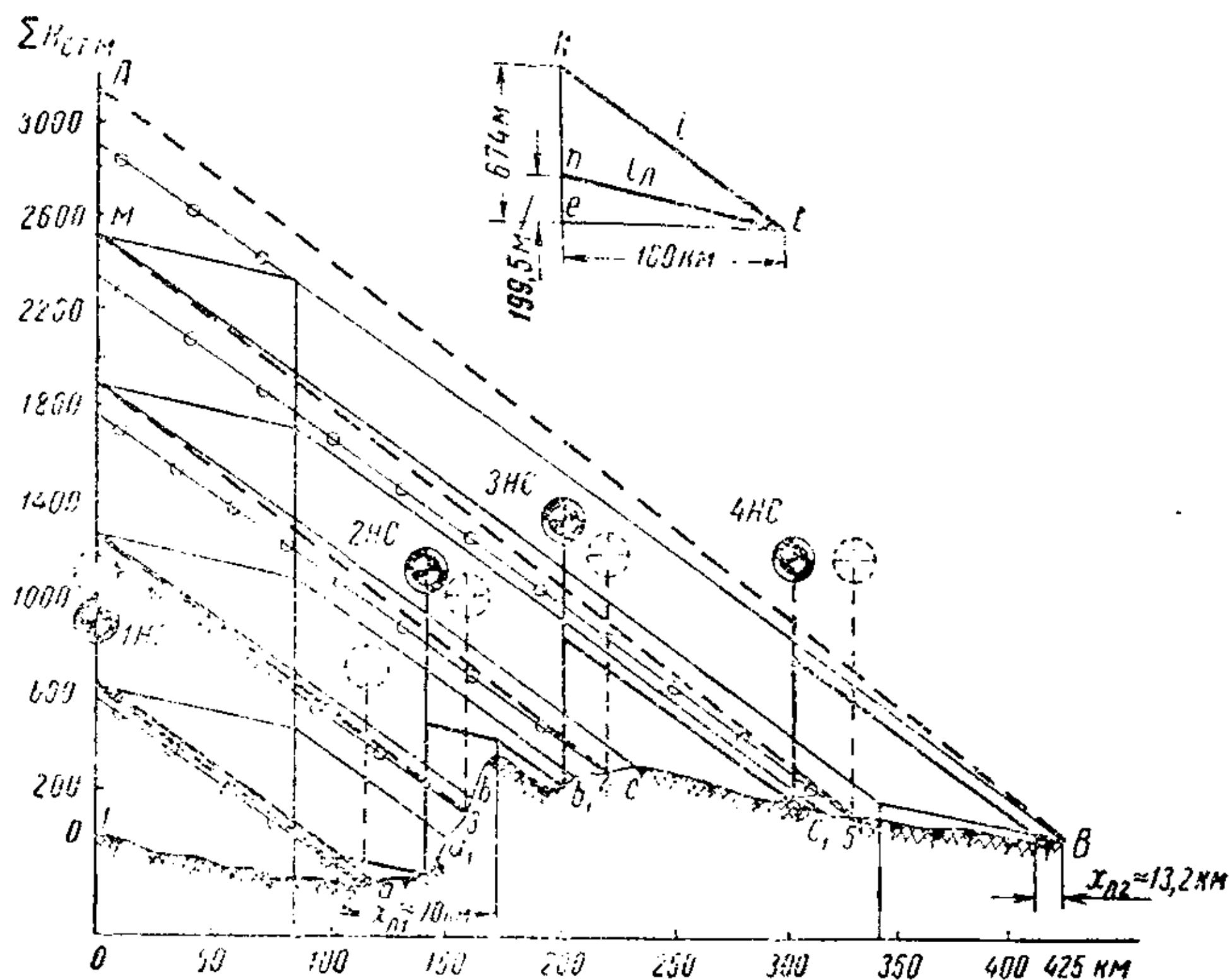


Рис. 1. Расстановка станций и лупингов (вставок) по методу В. Г. Шухова.

Необходимая длина лупинга определится по формуле (1.23):

$$x_L = 627 \frac{4.63 - 4}{0.00674 - 0.001995} = 83\,200 \text{ м} = 83.2 \text{ км}.$$

Размещение насосных станций и лупингов для этого случая производится следующим образом. Откладываем в масштабе высот отрезок OM , представляющий собой суммарный напор четырех станций. Далее в точках M и B , как в вершинах, строим параллелограмм гидравлических уклонов. Стороны параллелограмма параллельны линиям nt и kt треугольников гидравлических уклонов (верхний угол, рис. 1). Отрезки en и ek представляют потерю напора на стокилометровом участке трубопровода (отрезок et). Отрезок OM делим на четыре равные части (по числу станций) и из точек деления строим подобные параллелограммы со сторонами, параллельными первому. Точки пересечения сторон параллелограмма с профилем

определяют зоны расположения станций. Так, для второй станции зона возможного расположения определяется расстоянием bb_1 , а для третьей насосной станции — расстоянием aa_1 , а для четвертой насосной станции — cc_1 . Пусть по каким-то соображениям вторую насосную станцию необходимо расположить на 140 км, а третью на 200 км. Это достигается с помощью лупинга, причем на первом перегоне лупинг ставят в конце, чтобы труба испытывала меньшие внутренние давления по длине. На втором же перегоне лупинг располагают в начале перегона, чтобы прокачать нефть за перевал. Общая длина лупинга на этом участке $x_{л1} \approx 70$ км. Четвертую станцию можно сместить при необходимости только вправо до точки c_1 . Остаток лупинга $x_{л2} \approx 13,2$ км разместим в конце последнего перегона, что позволит также уменьшить внутреннее давление в трубопроводе.

13. Уменьшение гидравлического сопротивления трубопровода можно сделать и с помощью вставки большего диаметра.

К примеру, возьмем вставку диаметром 720 мм с толщиной стенки 10 мм. По формуле (1.14) определяем гидравлический уклон вставки:

$$i_v = 0,00674 \left(\frac{511}{700} \right)^{4,75} = 0,001512.$$

Необходимую длину вставки находим по формуле (1.23)

$$x_v = 627 \frac{4,63 - 4}{0,00674 - 0,001512} = 75\,400 \text{ м} = 75,4 \text{ км}.$$

Размещение насосных станций и вставок по трассе производится точно так же, как и при применении лупингов.

14. На рис. 1 все построения сделаны без учета подпорных насосов. Если подпорные насосы есть, то линии гидравлических уклонов пойдут параллельно изображенным, но выше на величину напора, развиваемого подпорными насосами.

Пример 4. Определить расчетную длину трубопровода для профиля, изображенного на рис. 2, если гидравлический уклон $i = 0,00674$.

Решение: 1. Для участка трубопровода в 100 км вычислим потери напора:

$$h_{100} = 0,00674 \cdot 100 \cdot 10^3 = 674 \text{ м}.$$

В масштабах длин и высот строим гидравлический треугольник (рис. 2 в верхнем правом углу).

2. Параллельно линии i проведем на профиле линии, касающиеся его вершин (точки a, b, c, π). Наклонные линии, касающиеся вершин в указанных точках, пересекают профиль и в других точках. Только единственная точка π является исключением: наклонная линия, проходящая через нее, нигде больше не встречается с профилем. Значит, точка π — перевальная. Таким образом, расчетная длина трубопровода около 320 км, т. е. на 80 км меньше геометрической. Расчетный перепад нивелирных отметок

$$\Delta z = z_\pi - z_1 = 1065 - 750 = 315 \text{ м}.$$

На участке трубопровода $L_{\pi_1} - L_{\pi} = 36$ км для преодоления на трения необходим напор (см. рис. 2):

$$i (L_{\pi_1} - L_{\pi}) = 240 \text{ м.}$$

Разность же пивольных отметок этого участка

$$\Delta z = z_{\pi_1} - z_{\pi} \approx -383 \text{ м.}$$

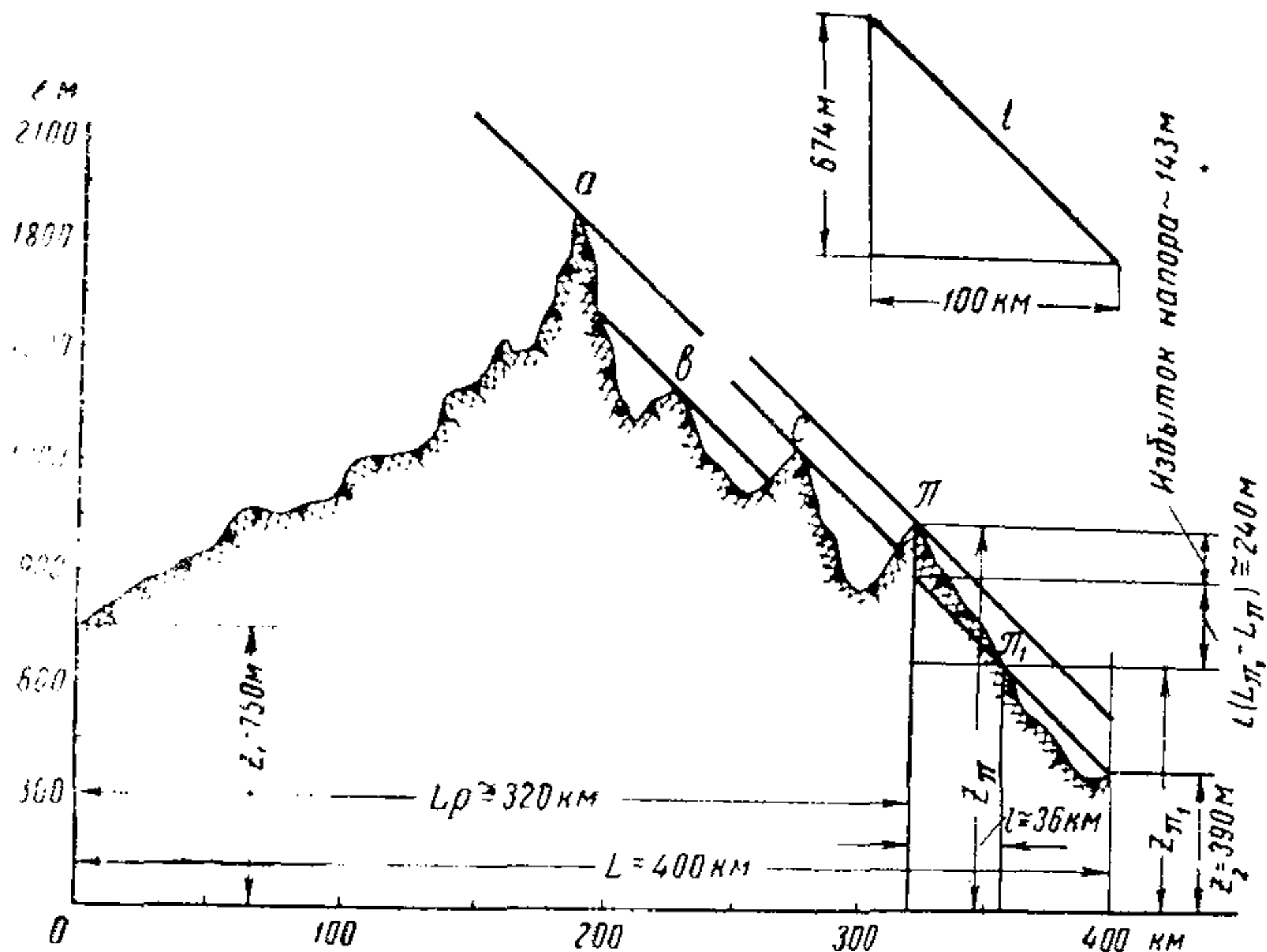


Рис. 2. Определение перевальной точки и расчетной длины трубопровода.

Знак минус означает, что трасса идет под уклон. Избыток напора ($383 - 240 = 143$ м) расходуется на увеличение скорости, что приводит к течению неполным сечением.

Пример 5. Подобрать насосы и исследовать режим работы трубопровода, по которому перекачивается нефть в количестве $G = 12$ млн. t в год. Диаметр трубопровода $D_n = 720$ мм, толщина стенки труб $\delta = 10$ мм, длина трубопровода $L = 250$ км. Трасса трубопровода проходит по ровной местности, перевальная точка отсутствует, $\Delta z = 100$ м. Плотность нефти при 20°C $\rho_{20} = 0,87 \text{ т/м}^3$. Изменения температуры грунта в течение года на глубине заложения трубопровода ($H_0 = 1,6$ м до оси) и вязкости нефти приведены в табл. 5 (стр. 22).

Решение. 1. По формуле (1.2) определяем плотность нефти при среднемесячных температурах на глубине заложения трубопровода.

Средний коэффициент объемного расширения для данного диапазона изменения температур $\beta = 0,00077 \text{ 1/}^\circ\text{C}$. Средняя плотность для января

$$\rho_{0,3} = \frac{870}{1 + 0,00077(0,3 - 20)} = 883 \text{ кг/м}^3.$$

Средние плотности для остальных месяцев вычисляются аналогично. Результаты расчетов приведены в табл. 5.

2. Определяем расчетную среднегодовую плотность нефти по формуле (1,1)

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{1}{12} [883 + 884 + 885 + 883,5 + 882,5 + 878 + 877 + 876 + 876,5 + 877,5 + 878,5 + 882] = 878 \text{ кг/м}^3.$$

3. Находим объемные производительности трубопровода (годовую, часовую, секундную):

$$Q_{\text{год}} = \frac{G}{\rho_{\text{ср}}} = \frac{12 \cdot 10^6 \cdot 10^3}{878} = 13,67 \cdot 10^6 \text{ м}^3;$$

$$Q_{\text{час}} = \frac{13,67 \cdot 10^6}{360 \cdot 24} = 1582 \text{ м}^3;$$

$$Q_{\text{сек}} = \frac{1582}{3600} = 0,44 \text{ м}^3.$$

(360 — расчетное число дней перекачки в году).

4. Режим течения нефти.

а) Минимальное значение числа Рейнольдса (при максимальной вязкости $\nu_{\text{мах}} = 0,93 \text{ см}^2/\text{сек}$ в марте)

$$\text{Re}_{\text{мин}} = \frac{4 \cdot 0,44}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 0,93 \cdot 10^{-4}} = 8600.$$

б) Максимальное число Рейнольдса (при минимальной вязкости $\nu_{\text{мин}} = 0,28 \text{ см}^2/\text{сек}$ в августе)

$$\text{Re}_{\text{мах}} = \frac{4 \cdot 0,44}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 0,28 \cdot 10^{-4}} = 28600.$$

В течение всего года режим течения турбулентный (зона Блазиуса), т. е. $m = 0,25$, $\beta = \frac{0,241}{g}$.

5. По формуле (1.5) определяем среднюю расчетную вязкость

$$\nu_p = 0,55 \text{ см}^2/\text{сек} \text{ (см. пример 3)}.$$

6. Потеря напора на трение по формуле (1.11)

$$h = \frac{0,241 \cdot 0,44^{1,75} \cdot (0,55 \cdot 10^{-4})^{0,25} \cdot 250\,000}{9,81 \cdot 0,704^{0,75}} = 687,2 \text{ м}.$$

Потери напора в местных сопротивлениях принимаем равными 1% потерь на трение.

7. Полная потеря напора с учетом приведенных отметок по формуле (1.19)

$$H = 1,01h + \Delta z = 1,01 \cdot 687,2 + 100 = 793 \text{ м.}$$

8. Наиболее подходящими по техническим показателям для данного трубопровода являются следующие насосы (табл. 4).

а) в качестве основных рабочих — центробежные насосы марки 12НДсН с подачей $750 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 800 м; к. п. д. $\eta = 0,76$.

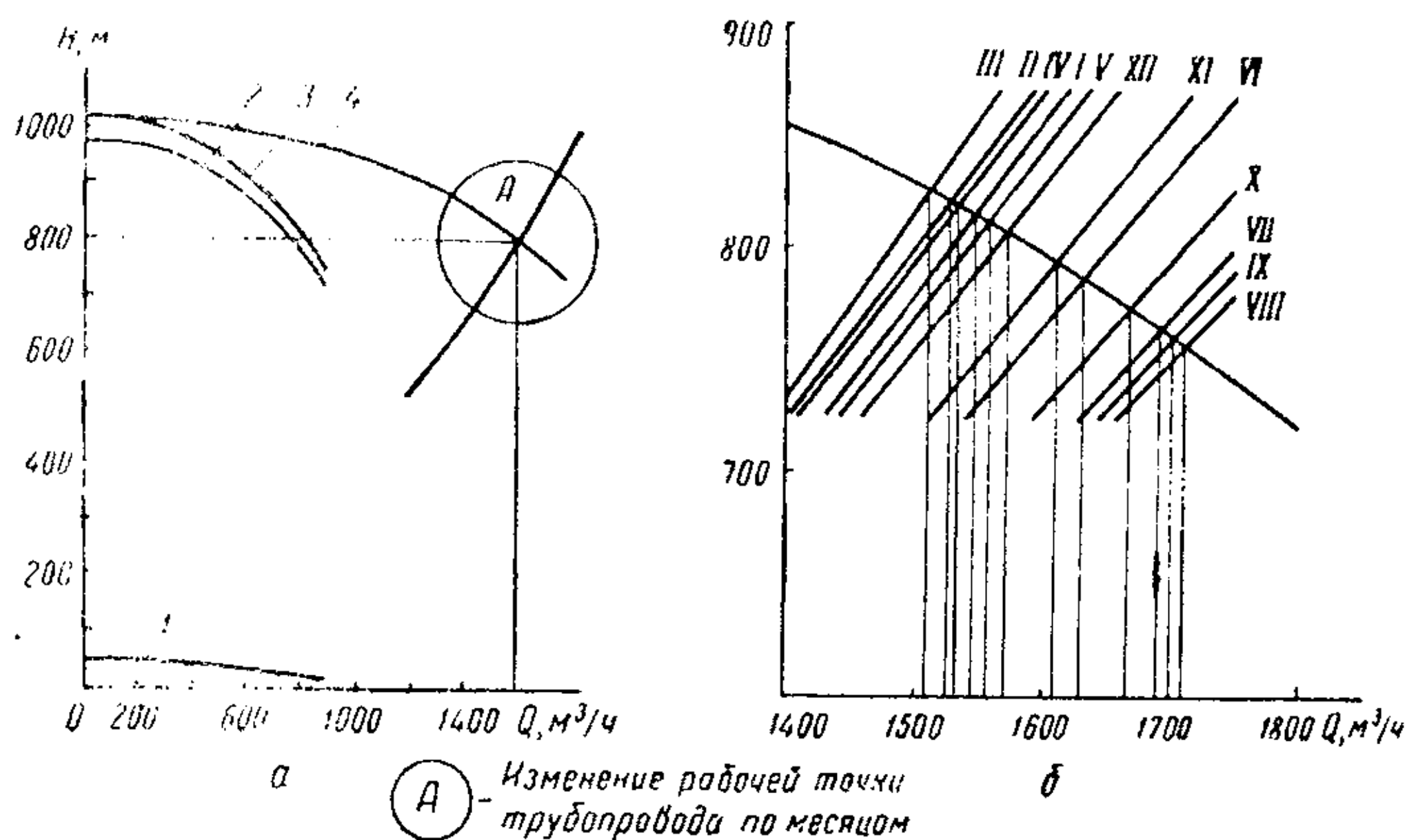


Рис. 3. Совмещенная характеристика насосной станции и трубопровода.

б) в качестве подпорных — насосы марки 12НДсН с подачей $750 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 28 м; $\eta = 0,86$.

Принимаем три группы параллельно работающих насосов: в каждой группе по одному основному и одному подпорному. Одна группа из трех является резервной.

9. Построим совмещенную характеристику $Q - H$ насосной станции и трубопровода.

Пересчет характеристик насосов с воды на нефть не производим, так как при маловязкой нефти кривые $Q - H$ для насосов остаются без изменения (только незначительно уменьшается к. п. д.). На рис. 3, а кривая 1 представляет характеристику подпорного насоса, а кривая 2 — характеристику основного насоса. Так как подпорный и основной насосы включены последовательно, то складываем напоры (кривая 3). Одновременно работают параллельно две группы, и, следовательно, суммарная характеристика станции (кривая 4) получается путем удвоения ординат кривой 3.

Нанесем на этот же график характеристику трубопровода. Для этого необходимо для нескольких значений расходов вычислить

полную потерю напора. Примем $Q = 1200 \text{ м}^3/\text{ч}$. По формуле (1.11) для этого расхода потеря напора на трение

$$h = \frac{0,241 \cdot 1200^{1,75} \cdot (0,55 \cdot 10^{-4})^{0,25} \cdot 250\,000}{9,81 \cdot 3600^{1,75} \cdot 0,74^{0,75}} = 410,3 \text{ м.}$$

Приняв потери напора в местных сопротивлениях равными приблизительно 1% потерь на трение и учтя разность нивелирных отметок, получим полную потерю напора по формуле (1.19):

$$H = 1,01 \cdot 410,3 + 100 = 514 \text{ м.}$$

Аналогично определяем полную потерю напора для расходов 1400, 1600 и 1800 $\text{м}^3/\text{ч}$.

Результаты вычислений приведены в табл. 6.

Таблица 6

Расход Q , $\text{м}^3/\text{ч}$	1200	1400	1600	1800
Полная потеря напора H , м	514	656	802	963

По этим данным строим часть характеристики трубопровода (см. рис. 3, а). Пересечение характеристик трубопровода и насосной станции (кривая 4) является рабочей точкой трубопровода. Как видно из графика, рабочий расход равен 1590 $\text{м}^3/\text{ч}$ при напоре 800 м. Эти данные близки к расчетным, и следовательно, подбор насосов следует считать верным.

10. Вследствие изменения температуры грунта на глубине заложения трубопровода в течение года изменяется вязкость перекачиваемой нефти, т. е. меняется характеристика трубопровода. (При сильном изменении вязкости нефти может меняться и характеристика насосов.)

Построим характеристики трубопровода по среднемесячным значениям вязкости. Вычисления производятся точно так же, как и при среднерасчетной вязкости по формулам (1.11) и (1.19), но вместо средней вязкости необходимо брать значения ее для каждого месяца (табл. 5). Например, для января $\nu = 0,75 \text{ см}^2/\text{сек}$, для февраля $\nu = 0,88 \text{ см}^2/\text{сек}$ и т. п. По данным расчетов на рис. 3, б построены характеристики для каждого месяца. Точки пересечения этих характеристик с характеристикой трубопровода дают средне-месячные расходы. Значения среднемесячных расходов приведены в табл. 7.

Таблица 7

Месяцы	I	II	III	IV	V	VI
Среднемесячный расход Q , $\text{м}^3/\text{ч}$	1545	1525	1510	1530	1555	1630

Продолжение табл. 7

Месяцы	VII	VIII	IX	X	XI	XII
Среднемесячный расход Q , $m^3/ч$	1690	1710	1700	1665	1610	1570

11. Определяем действительную годовую пропускную способность трубопровода:

$$G_{год}^1 = 24 \sum_{i=1}^{i=12} Q_{ср i} \rho_i n_i \text{ т/год,}$$

где $Q_{ср i}$ — среднемесячный расход в $m^3/ч$ (из табл. 7); $\rho_{ср i}$ — среднемесячная плотность в $т/m^3$ (из табл. 5); n_i — число дней в месяце.

$$\begin{aligned} G_{год}^1 &= 24 (1545 \cdot 0,883 \cdot 31 + 1525 \cdot 0,884 \cdot 28 + 1510 \cdot 0,885 \cdot 31 + \\ &+ 1530 \cdot 0,8835 \cdot 30 + 1555 \cdot 0,8825 \cdot 31 + 1630 \cdot 0,878 \cdot 30 + \\ &+ 1690 \cdot 0,877 \cdot 31 + 1710 \cdot 0,876 \cdot 30 + 1700 \cdot 0,8765 \cdot 30 + \\ &+ 1665 \cdot 0,8775 \cdot 31 + 1610 \cdot 0,8785 \cdot 30 + 1570 \cdot 0,882 \cdot 31) = \\ &= 12,36 \cdot 10^6 \text{ т/год.} \end{aligned}$$

При подсчете величины $G_{год}^1$ учтены все дни года, в то время как расчетное число дней было принято 360, т. е. меньше на 5. Поэтому фактическая годовая производительность получилась выше заданной. Если вычесть перекачку по трубопроводу за 5 дней (около 200 000 т) из полученной годовой пропускной способности, то совпадение расчетной производительности с плановой следует считать хорошим, т. е. подбор насосно-силового оборудования произведен правильно.

ГЛАВА 2. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ НЕИЗОТЕРМИЧЕСКИХ ТРУБОПРОВОДОВ

§ 1. Изменение температуры нефтепродукта по длине трубопровода

Если нефть поступает в трубопровод с начальной температурой t_n , то на расстоянии x от его начала средняя по сечению температура определяется по формуле Шухова

$$t = t_0 + (t_n - t_0) e^{-\frac{k\pi Dx}{Q\rho c_p}}, \quad (2.1)$$

где t_0 — температура окружающей среды (грунта); k — полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду; D — внутренний диаметр трубопровода; Q , ρ , c_p — соответственно объемный расход, плотность и теплоемкость нефти.

Для вычисления функции e^z можно пользоваться специальными таблицами. Температура по формуле (2.1) может исчисляться и в градусах Цельсия, и в градусах Кельвина. В дальнейшем примем, что величина T — это температура в $^{\circ}\text{K}$, а величина t — в $^{\circ}\text{C}$. В конце трубопровода ($x = L$) величина $t = t_k$.

В общем случае в трубопроводе может наблюдаться два режима течения: на начальном участке — турбулентный, а в конце — ламинарный. При этом длина турбулентного участка L_t определяется по формуле

$$L_t = \frac{Q\rho c_p}{k_t\pi D} \ln \frac{t_n - t_0}{t_{кр} - t_0}, \quad (2.2)$$

где $t_{кр}$ — критическая температура, соответствующая переходу из турбулентного режима в ламинарный.

Исходя из критического значения параметра $Re_{кр} \approx 2000$, можно определить критическую вязкость

$$\nu_{кр} = \frac{4Q}{\pi D Re_{кр}}. \quad (2.3)$$

Затем по вискограмме определяют величину $t_{кр}$. Ее можно определить и аналитическим путем. На основании формул (2.3) и (1.7) получаем:

$$T_{кр} = \frac{b}{\ln \frac{4Q}{\pi D Re_{кр} c}} \quad (2.4)$$

Если вязкость вычислять по формуле Филонова (1.8), то с учетом выражения (2.3) критическая температура

$$t_{кр} = t_* + \frac{1}{u} \ln \frac{v_* \pi D Re_{кр}}{4Q}, \quad (2.5)$$

Очевидно, что при $t_{кр} \geq t_u$ только ламинарный режим, а при $t_{кр} \leq t_k$ режим только турбулентный. При $t_u > t_{кр} > t_k$ в трубопроводе имеют место два режима.

Так как коэффициенты теплопередачи различны для ламинарного (k_l) и турбулентного (k_t) режимов, кривая изменения температуры по длине трубопровода на расстоянии $L_r(t_{кр})$ имеет излом.

Коэффициент теплопередачи зависит от внутреннего (α_1) и внешнего (α_2) коэффициентов теплоотдачи, а также от термического сопротивления стенки трубы, изоляции и т. п.:

$$\frac{1}{kD} = \frac{1}{\alpha_1 D} + \sum_i \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{ni}}{D_i} + \frac{1}{\alpha_2 D_n}, \quad (2.6)$$

где λ_i , D_{ni} и D_i — соответственно коэффициент теплопроводности, наружный и внутренний диаметры трубы, изоляции и т. п.

Для определения величины α_1 имеются различные экспериментальные зависимости. Например, по Михееву

$$Nu = 0,17 Re_n^{0,33} Pr_n^{0,43} Gr_n^{0,1} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (2.7)$$

для $Re_n \leq 2000$;

$$Nu = 0,021 Re_n^{0,8} Pr_n^{0,43} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (2.8)$$

для $Re_n \geq 10^4$,

где Nu , Re , Pr и Gr — соответственно параметры Нуссельта, Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа:

$$Nu = \frac{\alpha_1 D}{\lambda}; \quad Re = \frac{4Q}{\pi D v}; \quad Pr = \frac{v c_p \rho}{\lambda};$$

$$Gr = \frac{D^3 g \beta (t_n - t_{ст})}{\nu^2},$$

где β — коэффициент объемного расширения нефти; g — ускорение силы тяжести; t_n и $t_{ст}$ — соответственно температура нефти и внутренней поверхности стенки трубы.

Индекс «н» показывает, что все параметры вычисляются при средней температуре потока $t_n = \frac{1}{2} (t_n + t_k)$, а индекс «ст» — при средней температуре стенки трубопровода.

В интервале температур, в котором работают горячие трубопроводы, весовая теплоемкость, коэффициент теплопроводности и плотность изменяются в узких пределах ($c_p = 0,4 \div 0,5 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}; \lambda = 0,1 \div 0,14 \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$). Поэтому для ориентировочных расчетов их можно принимать постоянными. Для более точных расчетов следует пользоваться зависимостями (1.2) и (1.3) и эмпирическими формулами Кrego:

$$c_p = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}}} (0,403 + 0,810 \cdot 10^{-3} t) \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}, \quad (2.9)$$

$$\lambda = \frac{0,101}{\rho_{15}} (1 - 0,00054 t) \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}, \quad (2.10)$$

где ρ_{15} — плотность продукта при 15°C в т/м^3 ; t — температура продукта в $^\circ\text{C}$.

В переходной области $2 \cdot 10^3 < Re_n < 10^4$ внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 можно определять приближенно интерполяцией.

Для определения внешнего коэффициента теплоотдачи подземного трубопровода часто пользуются теоретической формулой Форхгеймера — Власова:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \left[\frac{2H_0}{D_n} + \sqrt{\left(\frac{2H_0}{D_n} \right)^2 - 1} \right]}, \quad (2.11)$$

где H_0 — глубина заложения трубопровода в грунт

(до оси); $\lambda_{гр}$ — коэффициент теплопроводности грунта.

При $\frac{2H_0}{D_n} > 2$ с точностью до 1%

$$\alpha_2 \approx \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \frac{4H_0}{D_n}}. \quad (2.11a)$$

При малых заглублениях ($\frac{H_0}{D_n} < 3 \div 4$) следует вводить поправки на тепловое сопротивление на границе грунт — воздух, а при снеге и на тепловое сопротивление снежного покрова. Уточненная формула Аронса — Кутателадзе имеет вид:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{гр}}{D_n \ln \left[4 \left(\frac{H_n}{D_n} + \frac{1}{Nu_n} \right) \right]}, \quad (2.12)$$

где

$$Nu_n = \frac{\alpha_n D_n}{\lambda_n};$$

α_n — коэффициент теплоотдачи от поверхности почвы (снега) к воздуху (в первом приближении при расчетах можно принимать $\alpha_n = 10 \div 15$ ккал/м²·ч·°С); λ_n — коэффициент теплопроводности воздуха (среднее значение $\lambda_n = 0,021$ ккал/м·ч·°С в диапазоне температур 0—20° С); H_n — приведенная глубина укладки трубопровода, которая складывается из действительной глубины H_0 и эквивалентной глубины H_3 . Толщина эквивалентного слоя H_3 по Андриашеву:

$$H_3 = H_{сн} \frac{\lambda_{гр}}{\lambda_{сн}},$$

где $H_{сн}$ — толщина снежного покрова; $\lambda_{сн}$ — коэффициент теплопроводности снега: $\lambda_{сн} \approx 0,09$ ккал/м·ч·°С для свежевыпавшего снега; $\lambda_{сн} \approx 0,4$ ккал/м·ч·°С для уплотненного снега.

Имеется также для определения более точная теоретическая формула П. И. Тугунова (4.15), которой можно пользоваться как для трубопроводов, так и для подземных горизонтальных резервуаров.

Для подземных изолированных трубопроводов при турбулентном режиме $\alpha_1 > \alpha_2$. Поэтому для приближенных

расчетов величиной $\frac{1}{\alpha_1}$ можно пренебречь, т. е. в этом случае принимается $t_n \approx t_{ст}$.

Для трубопроводов без специальной тепловой изоляции, прокладываемых в грунтах малой влажности, при турбулентном течении приближенно можно принимать $\alpha_2 \approx k$.

Для ориентировочных расчетов коэффициент теплопередачи k можно принимать для сухого песка — $1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$; для влажной глины — $1,25 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$ и для мокрого песка — $3,00 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$.

Для наземных трубопроводов внешний коэффициент теплоотдачи вычисляется по формуле

$$Nu = CRe^n, \quad (2.13)$$

где C и n — коэффициенты, зависящие от критерия Re для воздуха (табл. 8).

Таблица 8

Re	$5 \div 80$	$80 \div 5 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^3 \div 5 \cdot 10^4$	$> 5 \cdot 10^4$
C	0.81	0.625	0.97	0.023
n	0.40	0.46	0.60	0.80

§ 2. Гидравлический расчет и подбор оборудования

Расчет падения температуры можно более точно выполнить, если разбить перегон на отдельные участки в зависимости от грунтовых условий. Падение температуры рассчитывают, начиная с головного участка, для которого известна начальная температура. По формуле (2.1) находят конечную температуру на головном участке, которая является начальной для второго участка и т. д.

Потерю напора на трение также определяют по отдельным участкам. Просуммировав, получают потерю напора для всего перегона.

Потеря напора на трение определяется по формуле

$$h_{\text{тр}} = h\Delta, \quad (2.14)$$

где h — потеря напора для изотермического течения при

$t = t_n$ по всей длине трубопровода; поправочный множитель Δ учитывает неизотермичность потока вследствие падения температуры как по длине потока, так и по его радиальному направлению. Величина h вычисляется по формуле (1.11) в зависимости от режима течения.

Если температурная зависимость вязкости выражена формулой Г. М. Панченкова (1.7), то величину Δ находят по формуле

$$\Delta = \frac{e^{-\frac{mb}{T_n}}}{\text{Шу}} \left\{ \text{Ei} \left(\frac{m_1 b}{T_k} \right) - \text{Ei} \left(\frac{m_1 b}{T_n} \right) - e^{-\frac{m_1 b}{T_0}} \times \left[\text{Ei} \left(\frac{m_1 b}{T_k} - \frac{m_1 b}{T_0} \right) - \text{Ei} \left(\frac{m_1 b}{T_n} - \frac{m_1 b}{T_0} \right) \right] \right\}, \quad (2.15)$$

где $\text{Шу} = \frac{k\pi DL}{Q\eta c_p}$ — параметр Шухова;

$$m_1 = m + \frac{1}{3} \frac{\frac{k}{\alpha_1} \left[1 - \frac{T_0}{2} \left(\frac{1}{T_n} + \frac{1}{T_k} \right) \right]}{1 - \frac{k}{\alpha_1} \left[1 - \frac{T_0}{2} \left(\frac{1}{T_n} + \frac{1}{T_k} \right) \right]}.$$

Для большинства практических случаев $m_1 \approx m$, так как второе слагаемое правой части в сравнении с первым мало. Для определения интегральной показательной функции $\text{Ei}(z)$ имеются подробные таблицы для $z \leq 15$. При больших значениях ($z > 15$) приходится пользоваться формулами асимптотического разложения, которые приводятся в справочной литературе по математике.

На основе температурной зависимости вязкости по Филонову (1.8) формула для вычисления поправки на неизотермичность потока имеет вид:

$$\Delta = \frac{e^{um(t_n - t_0)}}{\text{Шу}} \left\{ \text{Ei} \left[-u \left(m - \frac{1}{3} \frac{k}{\alpha_1} \right) (t_n - t_0) \right] - \text{Ei} \left[-u \left(m - \frac{1}{3} \frac{k}{\alpha_1} \right) (t_k - t_0) \right] \right\}. \quad (2.16)$$

Пренебрегая величиной $\frac{1}{3} \frac{k}{\alpha_1}$, т. е. не учитывая влияние радиального градиента температур, получаем формулу Черникина для коротких трубопроводов.

Оборудование насосных станций «горячих» трубопроводов в принципе ничем не отличается от оборудования насосных станций нефтепровода, работающего без предварительного подогрева перекачиваемого продукта.

Как показали расчеты и наблюдения, процесс остывания нефти в подземном трубопроводе настолько длительный, что времени вполне достаточно для устранения сложной аварии. При этом продукт не теряет своих транспортабельных качеств.

Поэтому можно рекомендовать в качестве основных рабочих агрегатов центробежные насосы, а в качестве резервных — поршневые. Резервные насосы работают в периоды пуска трубопровода (при закачке в холодную трубу, после аварии и т. п.).

Подогрев нефти и нефтепродуктов производится как в резервуарах, так и в теплообменных аппаратах. Сырые нефти подогревать в резервуарах нецелесообразно вследствие потерь легких фракций. На трубопроводах необходимо применять комбинированный способ подогрева: нефть в резервуарах подогревается до такой температуры, чтобы обеспечивалось всасывание насосов, а затем в теплообменниках температура доводится до расчетной¹.

При поршневых насосах теплообменники можно ставить на всасывающих и нагнетательных линиях.

При центробежных насосах теплообменники включают только во всасывающие линии для обеспечения наиболее высокого к. п. д. насосов. При этом теплообменники будут работать под меньшим давлением, что более целесообразно. Перспективными являются огневые подогреватели, имеющие лучшие технико-экономические показатели.

Для уменьшения гидравлического сопротивления через теплообменники обычно перекачивают не всю нефть, а только часть ее, которую подогревают до более высокой температуры, чем требуется. Оставшаяся часть холодной нефти перекачивается по обводной линии, и за теплообменником оба потока смешиваются. Температура подогрева нефти в теплообменнике должна быть такой,

¹ Подогрев в емкостях, пароподогревательные устройства, методы их расчета, конструирования и эксплуатации изложены частично в гл. 4. Более подробно эти вопросы рассматриваются в специальной литературе.

чтобы после сменивания получить оптимальную температуру для перекачки.

Оптимальной температурой подогрева считается та, для которой суммарные затраты на перекачку и подогрев будут наименьшими. В. И. Чернышным и В. С. Яблонским аналитическим путем найдено, что при оптимальной температуре подогрева затраты на перекачку и подогрев на первой (начальной) единице длины трубопровода равны затратам на перекачку и подогрев для последней (конечной) единицы длины трубопровода.

Если это условие не выполняется, то подогрев нефти может оказаться вообще нецелесообразным. Аналитически условие выгодности подогрева определяется зависимостью

$$\left[i_0 L m \left(\frac{d \ln v}{dt} \right)_{t=t_0} \cdot \frac{c_n \eta_n}{c_m \eta_m} \right] < 1, \quad (2.17)$$

где значения параметра Шухова $Ш_0$ и гидравлического уклона вычислены при температуре окружающей среды t_0 , $i_0 L = h_0$ — потеря напора в трубопроводе при перекачке без подогрева; E — механический эквивалент тепла; c_n и η_n — соответственно стоимость единицы механической энергии и к. п. д. насосно-сцловых агрегатов; c_m и η_m — стоимость единицы тепловой энергии и к. п. д. подогревательной системы;

$$\left(\frac{d \ln v}{dt} \right)_{t=t_0} = -\frac{b}{T_0^2} \quad \text{по формуле (1.7);}$$

$$\left(\frac{d \ln v}{dt} \right)_{t=t_0} = -u \quad \text{по формуле (1.8).}$$

Значение производной $\left(\frac{d \ln v}{dt} \right)_{t=t_0}$ можно также определить и из графика $\ln v = f(t)$.

Наиболее просто определять оптимальную температуру подогрева графоаналитическим способом.

Пример 1. По трубопроводу длиной $L = 20$ км, диаметром $D_n = 273$ мм с толщиной стенки $\delta = 7$ мм перекачивают нефть в количестве $Q = 250$ м³/ч. Плотность нефти $\rho = 0,93$ т/м³, вязкость при 10° С $\nu_{10} = 40$ м²/ч, при 60° С $\nu_{60} = 1$ м²/ч. Коэффициент объемного расширения $\beta = 0,000657$ 1°/С. Температура подогрева нефти $t_n = 65^\circ$ С. Температура грунта на глубине заложения трубопровода $H_0 = 1,5$ м равна $t_0 = 3^\circ$ С. Теплопроводность грунта $\lambda_{гр} = 2,0$ ккал/м·ч·°С. Тепловая изоляция отсутствует. Теплопроводность стенок труб $\lambda_{ст} = 50$ ккал/м·ч·°С. Определить потерю напора на трение.

Решение. 1. По формуле (1.8) определяем коэффициент крутизны вискограммы:

$$u = \frac{1}{60-10} \ln \frac{40}{1} = 0,0737 \frac{1}{^{\circ}\text{C}}.$$

2. Критическая температура по формуле (2.5)

$$t_{кр} = 10 + \frac{1}{0,0737} \ln \frac{40 \cdot 3,14 \cdot 0,259 \cdot 2000}{4 \cdot 250} = 66,6^{\circ}\text{C}.$$

Так как $t_n < t_{кр}$, то режим течения по всей длине трубопровода ламинарный, т. е. $m = 1$, $\beta = \frac{128}{\pi g}$.

3. Определяем внешний коэффициент теплоотдачи α_2 по формуле (2.11)

$$\alpha_2 = \frac{2 \cdot 2}{0,273 \ln \left[\frac{2 \cdot 1,5}{0,273} + \sqrt{\left(\frac{2 \cdot 1,5}{0,273} \right)^2 - 1} \right]} = 4,76 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}.$$

Процесс теплопередачи подземного трубопровода определяется внешним коэффициентом теплоотдачи α_2 ; при этом полный коэффициент теплопередачи k чуть меньше α_2 . Поэтому принимаем $k = 4,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$ и сделаем проверку.

4. Из уравнения (2.6) определяем внутренний коэффициент теплоотдачи:

$$\frac{1}{4,5 \cdot 0,259} = \frac{1}{\alpha_1 \cdot 0,259} + \frac{1}{2 \cdot 50} \ln \frac{0,273}{0,259} + \frac{1}{4,76 \cdot 0,273},$$

откуда $\alpha_1 = 43,3 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$.

5. Температура нефти в конце трубопровода по формуле (2.1)

$$t_k = 3 + (65 - 3) e^{-\frac{4,5 \cdot 3,14 \cdot 0,259 \cdot 2000}{250 \cdot 930 \cdot 0,45}} = 33,8^{\circ}\text{C}.$$

Здесь принята средняя весовая теплоемкость нефти $c_p = 0,45 \text{ ккал/кг} \cdot ^{\circ}\text{C}$.

6. Средние температуры потока продукта и стенки:

$$\text{а) } t_n = \frac{t_n + t_k}{2} = \frac{65 + 33,8}{2} = 49,4^{\circ}\text{C};$$

б) из уравнения теплового баланса найдем среднюю температуру стенки трубы:

$$\text{откуда } \alpha_1 (t_n - t_{ст}) \approx \alpha_2 (t_{ст} - t_0),$$

$$t_{ст} = \frac{t_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} t_n}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{3 + \frac{43,3}{4,76} \cdot 49,4}{1 + \frac{43,3}{4,76}} = 44,8^{\circ}\text{C}.$$

7. Определяем физические константы нефти при средних температурах продукта и стенки:

а) вязкость по формуле (1.8) при $t_n = 49,4^\circ \text{C}$

$$\nu_{49,4} = 40e^{-0,0737(49,4-10)} = 2,18 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

Аналогично вычисляется вязкость при $t_{ст} = 44,8^\circ \text{C}$:

$$\nu_{44,8} = 3,08 \text{ м}^2/\text{ч};$$

б) плотность по формуле (1.2)

$$\rho_{49,4} = \frac{930}{1 + 0,000657(49,4 - 20)} = 912 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{44,8} = 917 \text{ кг/м}^3; \quad \rho_{15} = 933 \text{ кг/м}^3;$$

в) весовая теплоемкость по формуле (2.9)

$$c_{49,4} = \frac{1}{1 - 0,933} (0,403 + 0,810 \cdot 10^{-3} \cdot 49,4) = 0,458 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$c_{44,8} = 0,456 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C};$$

г) теплопроводность по формуле (2.10)

$$\lambda_{49,4} = \frac{0,101}{0,933} (1 - 0,00054 \cdot 49,4) = 0,105 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C};$$

$$\lambda_{44,8} = 0,1055 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

8. Определяем параметры Re_n , Pr_n , $Pr_{ст}$, Gr_n по формулам (2.7) и (2.8):

$$Re_n = \frac{4 \cdot 250}{3,14 \cdot 0,259 \cdot 2,18} = 563;$$

$$Pr_n = \frac{2,18 \cdot 0,458 \cdot 912}{0,105} = 8680;$$

$$Pr_{ст} = \frac{3,08 \cdot 0,456 \cdot 917}{0,1055} = 12\,170;$$

$$Gr_n = \frac{0,259^3 \cdot 9,81 \cdot 3600^2 \cdot 0,000657(49,4 - 44,8)}{2,18^2} = 1410.$$

9. Так как режим ламинарный, то внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 определяем по формуле (2.7):

$$\alpha_1 = \frac{0,105}{0,259} \cdot 0,17 \cdot 563^{0,33} \cdot 8680^{0,43} \cdot 1410^{0,1} \left(\frac{8680}{12\,170} \right)^{0,25} =$$

$$= 52,2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

Получаем: $43,3 < 52,2$.

Таким образом, значение $k = 4,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$ выбрано неправильно. Следует принять другое значение и сделать перерасчет. Подбор делается до тех пор, пока значения α_1 , вычисленные двумя способами, не совпадут. Для данного примера подходит значение

$k = 4,57 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$. При этом $\alpha_1 = 51,1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$; $t_k = 33,4^\circ\text{С}$; $\text{Шу} = \frac{k\pi DL}{Q\rho c_p} = 0,712$.

10. Потеря напора на трение при условии, что по всей длине $t = t_n$

$$h = \frac{128 Q v_n L}{\pi g D^4} = \frac{128 \cdot 250 \cdot 0,697 \cdot 20000}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 3600^2 \cdot 0,259^4} = 248,2 \text{ м.}$$

Здесь $v_n = v_{65} = 40 e^{-0,0737(65-10)} = 0,697 \text{ м}^2/\text{ч}$.

11. Поправка на неизотермичность потока по формуле (2.16)

$$\Delta = \frac{e^{0,0737(65-3)}}{0,712} \left\{ \text{Ei} \left[-0,0737 \left(1 - \frac{1}{3} \frac{4,57}{51,1} \right) (65 - 3) \right] - \right. \\ \left. - \text{Ei} \left[-0,0737 \left(1 - \frac{1}{3} \frac{4,57}{51,1} \right) (33,4 - 3) \right] \right\} = 4,87.$$

12. Потеря напора с учетом неизотермичности потока

$$h_{\text{неиз}} = h\Delta = 248,2 \cdot 4,87 = 1200 \text{ м.}$$

Чтобы снизить гидравлические потери, необходимо повысить температуру подогрева нефти.

Пример 2. По трубопроводу перекачивается вязкая нефть с подогревом. Технические данные трубопровода и характеристика нефти следующие (обозначения те же, что и в предыдущем примере): $Q = 300 \text{ м}^3/\text{ч}$; $D_n = 426 \text{ мм}$; $\delta = 9 \text{ мм}$; $L = 10 \text{ км}$; $t_n = 80^\circ\text{С}$; $t_k = 45^\circ\text{С}$; $t_0 = -20^\circ\text{С}$; $v_{10} = 25 \text{ м}^2/\text{ч}$; $n = 0,08 \frac{1}{^\circ\text{С}}$; $\lambda = 0,105 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$; $c_p = 0,45 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{С}$; $\rho = 0,91 \text{ т/м}^3$; $\beta = 0,000657 \frac{1}{^\circ\text{С}}$; $\lambda_{\text{ст}} = 50 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$; $\alpha_2 = 12,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$ (надземная прокладка).

Определить возможность работы трубопровода при данных условиях. Определить толщину тепловой изоляции, если она будет необходима.

Решение. 1. По формуле (2.5) определяем критическую температуру:

$$t_{\text{кр}} = 10 + \frac{1}{0,08} \ln \frac{25 \cdot 3,14 \cdot 0,408 \cdot 2000}{4 \cdot 300} = 59,6^\circ\text{С}.$$

Так как $t_n > t_{\text{кр}} > t_k$, это означает, что в трубопроводе есть и ламинарный и турбулентный участки.

2. Определяем внутренние коэффициенты теплоотдачи α_1 .

Турбулентный участок

а) средняя температура потока

$$t_n = \frac{t_n + t_{\text{кр}}}{2} = \frac{80 + 59,6}{2} = 69,8^\circ\text{С};$$

среднюю температуру стенки принимаем $t_{\text{ст}} = 50^\circ\text{С}$;

б) определяем вязкость, параметры Re , Pr , Gr при средних температурах потока и стенки по формуле (1.8)

$$\nu_{\Pi} = 25 e^{-0,08 (69,8-10)} = 0,21 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\nu_{\text{ст}} = 25 e^{-0,08 (50-10)} = 1,02 \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Re_{\Pi} = \frac{4Q}{\pi D \nu_{\Pi}} = \frac{4 \cdot 300}{3,14 \cdot 0,408 \cdot 0,21} = 4470;$$

$$Pr_{\Pi} = \left(\frac{\nu_{\text{ст}}}{\lambda} \right)_{\Pi} = \frac{0,21 \cdot 0,45 \cdot 910}{0,105} = 819;$$

$$Pr_{\text{ст}} = \frac{1,02 \cdot 0,45 \cdot 910}{0,105} = 3970;$$

$$Gr_{\Pi} = \frac{0,408^3 \cdot 9,81 \cdot 3600^2 \cdot 0,000657 (69,8 - 50)}{0,21^2} = 2542 \cdot 10^3;$$

в) поскольку $2000 < Re_{\Pi} < 10^4$, то внутренний коэффициент теплоотдачи определяем с помощью интерполяции. По формуле (2.7)

$$Nu_1 = 0,17 \cdot 4470^{0,33} \cdot 819^{0,43} \cdot (2542 \cdot 10^3)^{0,1} \left(\frac{819}{3970} \right)^{0,25} = 143,5.$$

По формуле (2.8)

$$Nu_2 = 0,021 \cdot 4470^{0,8} \cdot 819^{0,43} \cdot \left(\frac{819}{3970} \right)^{0,25} = 210,8.$$

Тогда

$$\begin{aligned} Nu_T &= Nu_1 + (Nu_2 - Nu_1) \frac{Re_{\Pi} - 2000}{10^4 - 2000} = \\ &= 143,5 + (210,8 - 143,5) \frac{4470 - 2000}{8000} = 164,3. \end{aligned}$$

откуда

$$\alpha_{1T} = \frac{Nu_T \lambda}{D} = \frac{164,3 \cdot 0,105}{0,408} = 42,3 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{с} \cdot ^\circ\text{C};$$

г) проверяем температуру стенки по уравнению теплового баланса:

$$t_{\text{ст}} = \frac{t_o + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} t_{\Pi}}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{-20 + \frac{42,3}{12,5} 69,8}{1 + \frac{42,3}{12,5}} = 49,2^\circ \text{C}.$$

Л а м п н а р н ы й у ч а с т о к

а) средняя температура потока

$$t_{\Pi} = \frac{t_{\text{кр}} + t_{\text{к}}}{2} = \frac{59,6 + 45}{2} = 52,3^\circ \text{C}.$$

Принимаем среднюю температуру стенки $t_{\text{ст}} = 30^\circ \text{C}$;

б) по аналогии с предыдущим находим: $\nu_n = 0,85 \text{ м}^2/\text{ч}$; $\nu_{cr} = 5,04 \text{ м}^2/\text{ч}$; $\text{Re}_n = 1100$; $\text{Pr}_n = 3310$; $\text{Pr}_{cr} = 19\,650$; $\text{Gr}_n = 1,765 \times 10^5$; $\alpha_1 = 30,9 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$.

в) проверяем температуру стенки

$$t_{cr} = \frac{-20 + \frac{30,9}{12,5} 52,3}{1 + \frac{30,9}{12,5}} = 31,4^\circ \text{C}.$$

Для обоих участков совпадение удовлетворительное, и поэтому пересчет не производим.

3. Определяем полные коэффициенты теплопередачи по формуле (2.6):

а) для турбулентного участка

$$\frac{1}{k_T 0,408} = \frac{1}{42,3 \cdot 0,408} + \frac{1}{2 \cdot 50} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{12,5 \cdot 0,426};$$

$$k_T = 9,96 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C};$$

б) для ламинарного участка

$$\frac{1}{k_L 0,408} = \frac{1}{30,9 \cdot 0,408} + \frac{1}{2 \cdot 50} \ln \frac{0,426}{0,408} + \frac{1}{12,5 \cdot 0,426};$$

$$k_L = 9,17 \text{ ккал}/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

4. Длина турбулентного участка по формуле (2.2)

$$L_T = \frac{300 \cdot 910 \cdot 0,45}{9,96 \cdot 3,14 \cdot 0,408} \ln \frac{80 - (-20)}{59,6 - (-20)} \approx 2200 \text{ м}.$$

5. По этой же формуле определяем расчетную длину ламинарного участка, заменив t_n на $t_{кр}$ в числителе, а в знаменателе $t_{кр}$ на t_k и k_T на k_L . Получаем $L_L \approx 2100 \text{ м}$. Как видим, без тепловой изоляции температура нефти 45°C в конце трубопровода не обеспечивается.

6. По формулам (2.1) и (2.2) определим необходимую толщину тепловой изоляции. Так как t_n , t_k и α_2 заданы, а $t_{кр}$ не зависит от тепловой изоляции, то останутся без изменения α_{1T} и α_{1L} :

$$L = L_T + L_L = \frac{Q \rho c_p}{\pi D} \left[\frac{1}{k_T} \ln \frac{t_n - t_o}{t_{кр} - t_o} + \frac{1}{k_L} \ln \frac{t_{кр} - t_o}{t_k - t_o} \right].$$

Из формулы (2.6) для трубопровода с тепловой изоляцией имеем:

$$\frac{1}{k_T D} = \frac{1}{\alpha_{1T} D} + \frac{1}{2\lambda_{cr}} \ln \frac{D_n}{D} + \frac{1}{\alpha_2 D_n} + \frac{1}{2\lambda_{из}} \ln \frac{D_{из}}{D_n};$$

$$\frac{1}{k_L D} = \frac{1}{\alpha_{1L} D} + \frac{1}{2\lambda_{cr}} \ln \frac{D_n}{D} + \frac{1}{\alpha_2 D_n} + \frac{1}{2\lambda_{из}} \ln \frac{D_{из}}{D_n}.$$

Решив совместно эту систему уравнений, найдем:

$$\frac{D_{из}}{D_n} = \frac{e^{\frac{2\lambda_{из}}{D_n} \left(\frac{\pi L}{Q c_p \text{Шу}_n} - \frac{1}{\alpha_2 D_n} \right)}}{\left(\frac{D_n}{D} \right)^{\frac{\lambda_{из}}{\lambda_{ст}}} \left[\frac{t_n - t_o}{t_{кр} - t_o} \left(\frac{t_{*p} - t_o}{t_k - t_o} \right)^{\frac{\alpha_{1r}}{\alpha_{1l}}} \right]^{\frac{2\lambda_{из}}{\alpha_{1r} D \text{Шу}_n}}},$$

где $\text{Шу}_n = \text{In} \frac{t_n - t_o}{t_k - t_o}$ — приведенный параметр Шухова.

Если принять в качестве теплоизоляционного материала стекловату, для которой коэффициент теплопроводности $\lambda_{из} = 0,05 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$, то для условий задачи необходимый диаметр изоляции получается равным $\frac{D_{из}}{D_n} = 1,034$; $D_{из} = 1,034 \cdot 426 = 440 \text{ мм}$.

При применении мастичного асбозурита ($\lambda_{из} = 0,14 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$) $D_{из} = 468 \text{ мм}$.

Полученная формула пригодна и для случаев, когда в трубопроводе наблюдается только один режим течения. Приняв величину $t_{кр} = t_n$, получаем формулу для определения необходимого диаметра изоляции для ламинарного режима. При величине $t_{кр} = t_k$ получаем аналогичную формулу для турбулентного режима.

Пример 3. Построить характеристику $Q - H$ для трубопровода длиной $L = 10 \text{ км}$, диаметром $D_n = 325 \text{ мм}$, $\delta = 12 \text{ мм}$, по которому перекачивается нефть следующих физических свойств: вязкость при 20°C $\nu_{20} = 30 \text{ м}^2/\text{ч}$, коэффициент крутизны вискограммы $n = 0,1 \frac{1}{^\circ\text{C}}$, плотность $\rho = 0,9 \text{ т/м}^3$, теплоемкость $c_p =$

$0,5 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}$. Температура подогрева нефти $t_n = 50^\circ\text{C}$, температура окружающей среды $t_o = 0^\circ\text{C}$. Внутренний коэффициент теплоотдачи $\alpha_1 = 25 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$, полный коэффициент теплопередачи $k = 2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$. Разность нивелирных отметок конца и начала трубопровода $\Delta z = 100 \text{ м}$.

Решение. 1. Приняв величину $t_{кр} = t_n$, из формулы (2.5) определим расход, соответствующий переходу ламинарного режима в турбулентный:

$$Q_{кр} = \frac{\nu_{*} \pi D \text{Re}_{кр}}{4} e^{-n(t_n - t_*)} = \frac{30 \cdot 3,14 \cdot 0,3 \cdot 2000}{4} e^{-0,1(50-20)} = 705 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Следовательно, трубопровод практически будет работать только при ламинарном режиме.

Задавая различные значения расходов (до $700 \text{ м}^3/\text{ч}$), определим потерю напора. Примем $Q = 100 \text{ м}^3/\text{ч}$.

2. По формуле (2.1) находим температуру в конце трубопровода при $Q = 100 \text{ м}^3/\text{ч}$:

$$t_k = 50 e^{-\frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,3 \cdot 10\,000}{100 \cdot 900 \cdot 0,5}} = 32,9^\circ\text{C}.$$

3. По формуле (1.8) определяем вязкость при $t_n = 50^\circ\text{C}$:

$$\nu_{50} = 30 e^{-0,1(50-20)} = 1,494 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

4. По формуле (1.11) вычисляем потерю напора при условии, что по всей длине $t = t_{\text{н}} = 50^\circ \text{C}$; при этом $m = 1$, а $\beta = \frac{128}{\pi g}$;

$$h = \frac{128 \cdot 100 \cdot 1,494 \cdot 10\,000}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 3600^2 \cdot 0,3^4} = 59,25 \text{ м.}$$

5. Вычисляем поправку на неизотермичность потока по формуле (2.16)

$$\text{Шу} = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,3 \cdot 10\,000}{100 \cdot 900 \cdot 0,5} = 0,4187;$$

$$\Delta = \frac{e^{0,1 \cdot 50}}{0,4187} \left\{ \text{Ei} \left[-0,1 \left(1 - \frac{1}{3} \cdot \frac{2}{25} \right) 65 \right] - \text{Ei} \left[-0,1 \left(1 - \frac{1}{3} \cdot \frac{2}{25} \right) \cdot 32,9 \right] \right\} = 3,11.$$

6. Потеря напора на трение с учетом неизотермичности

$$h_{\text{неиз}} = 59,25 \cdot 3,11 = 184,5 \text{ м.}$$

7. Пренебрегая потерями в местных сопротивлениях, полная потеря напора по формуле (1.19):

$$H = 184,5 + 100 = 284,5 \text{ м.}$$

Результаты вычислений величин $t_{\text{к}}$ и H для других значений расходов приведены в табл. 9 и на рис. 4. В области малых расходов напор интенсивно растет с увеличением расхода и при $Q_1 \approx 10 \text{ м}^3/\text{ч}$ достигает максимума (540 м). При дальнейшем увеличении расхода напор сильно снижается и при $Q_2 \approx 100 \text{ м}^3/\text{ч}$ имеет минимальное значение (284 м). Затем напор начинает постепенно возрастать при дальнейшем увеличении расхода. Насосы необходимо подби-

Таблица 9

$Q, \text{ м}^3/\text{ч}$	5	10	20	30	40	50	60	70	80
$t_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	0	0,75	6,2	12,3	17,6	21,6	24,8	27,5	29,6
$H, \text{ м}$	418	542	482	395	343,5	315	301,5	290	288,5
$Q, \text{ м}^3/\text{ч}$	90	100	150	200	300	400	500	600	
$t_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	31,4	32,9	37,8	40,5	43,5	45,0	46,0	46,6	
$H, \text{ м}$	285,5	284,5	300	328,5	390	457	522	597	

рать таким образом, чтобы рабочая точка находилась в III устойчивой зоне ($Q > 100 \text{ м}^3/\text{ч}$). При этом обвязка насосов должна быть напор при Q_1 .

Пример 4. Построить характеристику $Q - H$, если дано: $D_n = 219 \text{ мм}$, $\delta = 9 \text{ мм}$; $L = 10 \text{ км}$; $\Delta z = 0$, $\nu_0 = 25 \text{ м}^2/\text{ч}$; $\mu = 0,1 \frac{1}{^\circ\text{C}}$; $\rho = 0,95 \frac{\text{т}}{\text{м}^3}$; $c_p = 0,5 \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$; $t_n = 40^\circ\text{C}$; $t_0 = 0^\circ\text{C}$; $\alpha_{1T} = 40 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$; $k_T = 3 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$; $\alpha_{1L} = 20 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$; $k_L = 2 \frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$. Обозначения те же, что и в предыдущем примере.

Решение. Данная задача подобна предыдущей, но имеет свои особенности. В зависимости от расхода в трубопроводе может быть только ламинарный режим (до $Q_{\text{кр}}^I = 140 \text{ м}^3/\text{ч}$); в области расходов от $Q_{\text{кр}}^I$ до $Q_{\text{кр}}^{II} = 248 \text{ м}^3/\text{ч}$ в трубопроводе на начальном участке наблюдается турбулентный режим; а на оставшейся длине — ламинарный режим. При расходах больше $Q_{\text{кр}}^{II}$ режим течения в трубопроводе по всей длине турбулентный.

Для построения характеристики пользуемся теми же формулами, что и в предыдущей задаче, но прежде необходимо определить критические расходы $Q_{\text{кр}}^I$ и $Q_{\text{кр}}^{II}$.

Величину $Q_{\text{кр}}^I$ определяем по формуле (2.5), приняв $t_{\text{кр}} = t_{\text{в}}$:

$$Q_{\text{кр}}^I = \frac{25 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 2000}{4} e^{-0,1 \cdot 40} \approx 140 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для определения $Q_{\text{кр}}^{II}$ используем уравнения (2.2) и (2.5), приняв $L_T = L$:

$$10\,000 = \frac{Q_{\text{кр}}^{II} \cdot 950 \cdot 0,5}{3,14 \cdot 3 \cdot 0,2} \ln \frac{40}{t_{\text{кр}}},$$

$$Q_{\text{кр}}^{II} = \frac{25 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 2000}{4} e^{-0,1 t_{\text{кр}}}.$$

Таким образом, мы получаем систему двух уравнений с двумя неизвестными, которая в явном виде не решается. Для решения

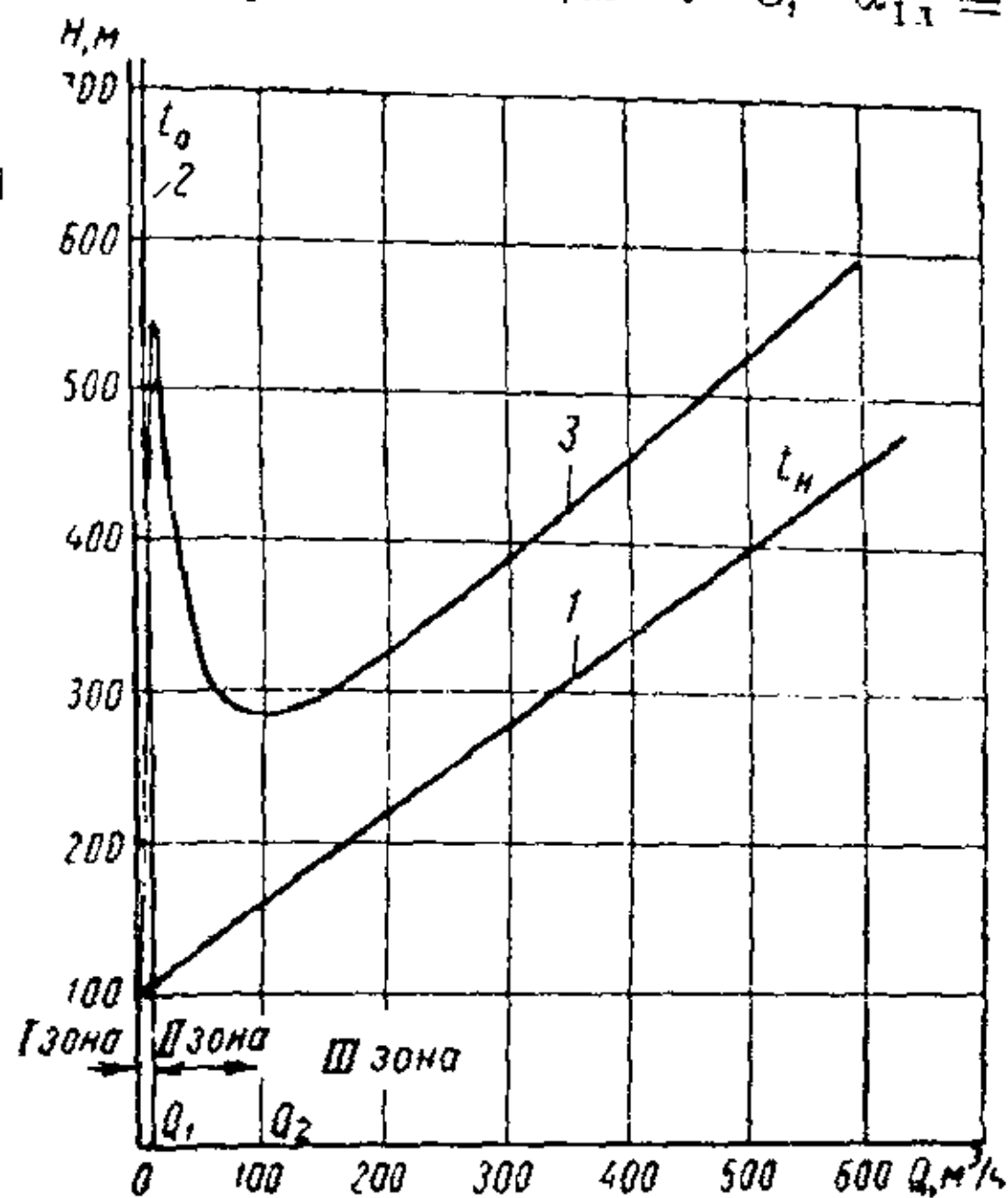


Рис. 4. Характеристика $Q - H$ горячего трубопровода при ламинарном режиме.

1 — при $t = t_n = \text{const}$; 2 — при $t = t_0 = \text{const}$; 3 — при $t \neq \text{const}$.

лучше применить графический метод. Строим график зависимости $Q_{кр}$ от $t_{кр}$ по первому уравнению, а затем — по второму. Точка пересечения кривых даст искомые корни. Для данной задачи корнями являются $Q_{кр}^{II} = 248 \text{ м}^3/\text{ч}$, а $t_{кр} = 34,1^\circ \text{С}$.

Вычисление потери напора для ламинарной области делаем по формулам (1.11), (2.14) и (2.16), приняв за конечную температуру величину, определенную по формуле (2.1) при $k_1 = 2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$.

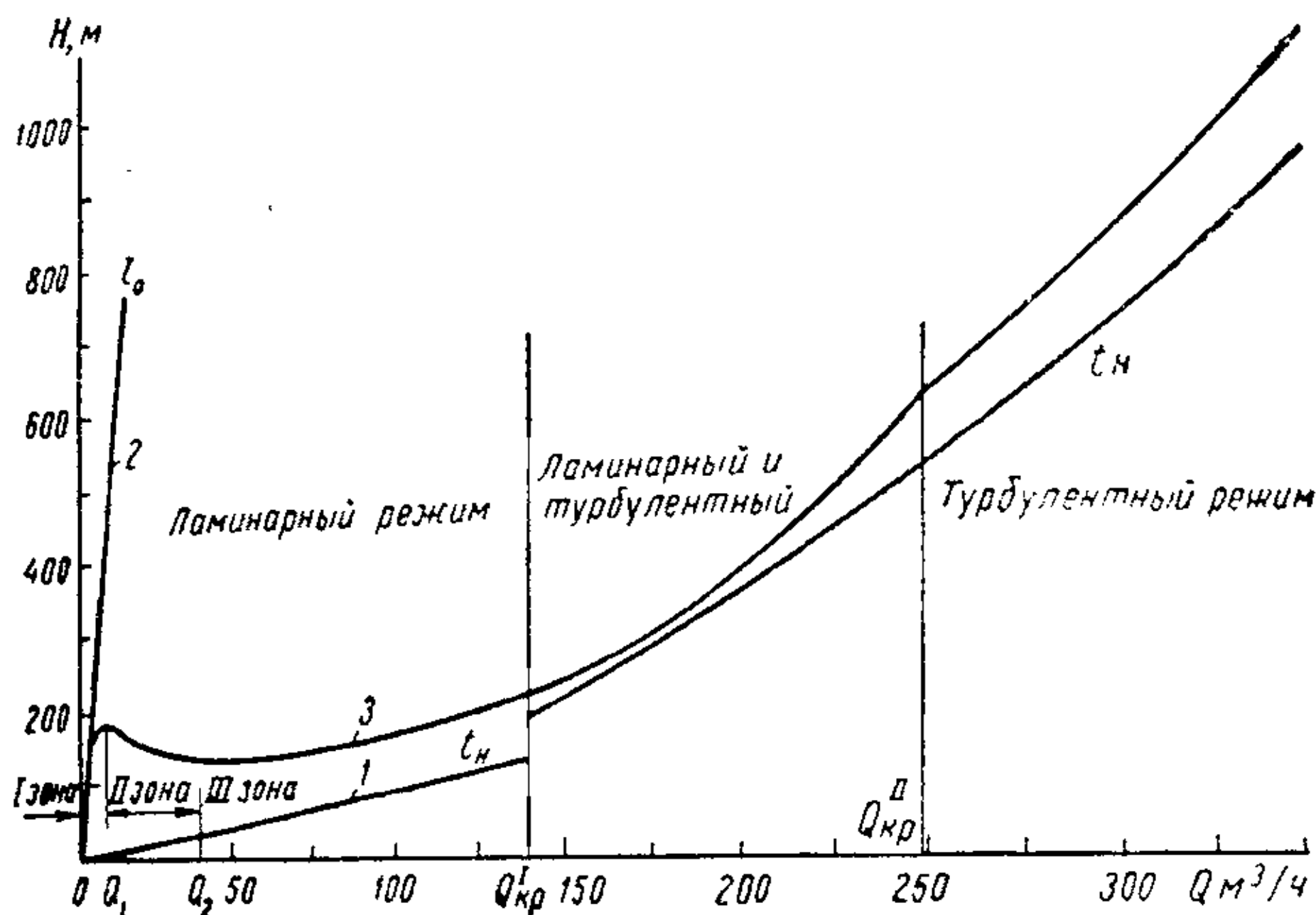


Рис. 5. Характеристика $Q - H$ горячего трубопровода.

1 — при $t = t_k = \text{const}$; 2 — при $t = t_0 = \text{const}$; 3 — при $t = \text{const}$.

Для турбулентной области потеря напора определяется также по указанным формулам, но для определения температуры t_k необходимо принимать величину $k_T = 3 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$.

В области расходов с двумя режимами необходимо вычислить длину турбулентного участка по формуле (2.2) с учетом формулы (2.5), а затем просуммировать потери напора на ламинарном и турбулентном участках. При этом величина $t_{кр}$ является конечной температурой для турбулентного участка и начальной для ламинарного. Коэффициенты m и β необходимо брать в соответствии с режимом течения: для турбулентного $m = 0,25$, $\beta = \frac{0,241}{g}$; для ламинарного $m = 1$, $\beta = \frac{128}{\pi g}$.

Результаты расчетов представлены в табл. 10 и изображены на рис. 5. Устойчивой для эксплуатации является также III зона (при расходах больше $Q_2 = 40 \text{ м}^3/\text{ч}$). Перегиб кривой $Q - H$ соответствует расходу $Q_1 = 8,5 \text{ м}^3/\text{ч}$. При расходе $Q_{кр}^{II}$ характеристика претерпевает излом,

Таблица 10

$Q, \text{ м}^3/\text{ч}$	5	10	15	20	30	40	50	60	100	140	160	180	200	220	248	300	350
$t_{\text{кр}}, ^\circ\text{C}$	73,5	66,5	62,0	59,7	55,8	52,8	50,6	48,8	43,6	40	38,75	37,25	36,0	35	34,1	32,6	31,1
$t_{\text{к}}, ^\circ\text{C}$	0,2	2,8	6,9	10,7	16,6	20,7	23,6	25,7	26,9	33,4	33,5	33,75	33,8	33,9	34,1	35	35,7
$L_{\text{т}}, \text{ м}$	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0	1280	3230	5320	7380	10 000	10 000	
$L_{\text{з}} = L - L_{\text{т}}, \text{ м}$	10 000										10 000	8720	6770	4680	2620	0	—
$H_{\text{т}}, \text{ м}$	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0	33,5	108,6	213	353,5	597	825	1074
$H_{\text{з}}, \text{ м}$	159,5	183	169	154,5	139,7	135,6	137	142	172,3	211,5	218,5	193	160	103,5	0	—	—
$H = H_{\text{т}} + H_{\text{з}}$	159,5	183	169	154,5	139,7	135,6	137	142	172,3	211,5	252	301,6	373	457	597	825	1074

Пример 5. Рассчитать оптимальные условия перекачки вязкой нефти по трубопроводу диаметром $D_H = 377$ мм ($\delta = 9$ мм) на расстояние $L = 30$ км с расходом $Q = 500$ м³/ч. Температура окружающей среды $t_0 = 0^\circ\text{C}$. Полный коэффициент теплопередачи на турбулентном участке $k_T = 3,5$ ккал/м²·ч·°C, на ламинарном $k_L = 2,5$ ккал/м²·ч·°C. Плотность нефти $\rho = 0,95$ т/м³, теплоемкость нефти $c_p = 0,5$ ккал/кг·°C. Зависимость вязкости от температуры приведена в табл. 11.

Таблица 11

$t, ^\circ\text{C}$	25	30	40	50	60	64	70	80	90	100
$\nu, \text{см}^2/\text{сек}$	37,55	26,5	13,2	6,5	3,24	2,46	1,61	0,8	0,396	0,197

Стоимость единицы энергии $c_H = 7,5 \cdot 10^{-4}$ коп/ккал, стоимость единицы механической энергии $c_M = 2,33 \cdot 10^{-3}$ коп/ккал, общий к. п. д. теплосилового оборудования $\eta_H = 0,66$, общий к. п. д. насосно-силового оборудования $\eta_M = 0,79$.

Решение. 1. Определяем коэффициент крутизны вискограммы по формуле (1.8)

$$u = \frac{1}{90 - 25} \ln \frac{37,55}{0,396} = 0,07 \frac{1}{^\circ\text{C}}.$$

2. Определяем вязкость при температуре $t_0 = 0^\circ\text{C}$:

$$\nu_0 = 37,55 e^{-0,07(0-25)} = 216 \text{ см}^2/\text{сек}.$$

3. Число Рейнольдса при температуре t_0

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 500 \cdot 10^4}{3,14 \cdot 0,359 \cdot 216 \cdot 3600} \approx 23.$$

Течение ламинарное.

4. Потери напора на трение при температуре t_0 по формуле (1.11)

$$h = i_0 L = \frac{128 \cdot 500 \cdot 216 \cdot 30\,000}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 0,359^4 \cdot 3600} = 22\,500 \text{ м}.$$

5. Параметр Шухова при температуре t_0

$$\text{Шу}_0 = \frac{2,5 \cdot 3,14 \cdot 0,359 \cdot 30\,000}{500 \cdot 950 \cdot 0,5} = 0,356.$$

6. По условию (2.17) проверяем целесообразность перекачки с подогревом:

$$\left| \frac{0,356 \cdot 0,5 \cdot 427 \cdot 7,5 \cdot 10^{-4} \cdot 0,79}{22\,500 \cdot 1 \cdot 0,07 \cdot 2,33 \cdot 10^{-3} \cdot 0,66} \right| = 0,0186.$$

Таблица 12

$t, ^\circ\text{C}$	25	30	40	50	60	64	70	80	90	100
i	0,1304	0,092	0,0457	0,02265	0,01125	0,00855 0,01262	0,01136	0,00953	0,008	0,00687
$S_{\text{м}},$ $\text{кон}/\text{м} \cdot \text{ч}$	0,4275	0,3015	0,150	0,0743	0,0369	0,0281 0,0414	0,0373	0,0317	0,0262	0,0225
$S_{\text{п}},$ $\text{кон}/\text{м} \cdot \text{ч}$	0,08	0,096	0,128	0,160	0,192	0,205 0,287	0,314	0,3585	0,403	0,448
$S = S_{\text{м}} + S_{\text{п}}$	0,5075	0,3975	0,278	0,2343	0,2289	0,2331 0,3284	0,3513	0,3902	0,4292	0,4705
$L_{\text{т}}, \text{км}$	—	—	—	—	—	0	5,41	13,5	20,5	26,8
$t_{\text{г}}, ^\circ\text{C}$	17,5	21	28	35	42	44,8	47,8	52,6	57,2	61,6

Подогрев выгоден.
7. Определяем величину $t_{кр}$ по формуле (2.5):

$$t_{кр} = 25 + \frac{1}{0,07} \ln \frac{37,55 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,359 \cdot 2000}{10^4 \cdot 4 \cdot 500} = 64^\circ \text{C}.$$

При температурах меньше 64°C — режим ламинарный, а выше 64°C — турбулентный.

8. Гидравлический уклон:
а) при ламинарном течении

$$i_L = \frac{128 \cdot 500 v \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 3600 \cdot 9,81 \cdot 0,359^4} = 0,003475 v;$$

б) при турбулентном течении

$$i_T = \frac{0,241 \cdot 500^{1,75} v^{0,25} (10^{-4})^{0,25}}{3600^{1,75} \cdot 9,81 \cdot 0,359^{4,75}} = 0,01008 v^{0,25}.$$

9. Затраты механической энергии на перекачку на единицу длины трубопровода:

$$S_M = \frac{Q \rho i c_M}{E \eta_M} = \frac{500 \cdot 950 \cdot 2,33 \cdot 10^{-3} \cdot i}{427 \cdot 0,79} = 3,28 i \text{ коп/м} \cdot \text{ч}.$$

10. Затраты тепловой энергии на подогрев:

а) для ламинарного режима

$$S_u = k_x \pi D (t - t_0) \frac{c_u}{\eta_u} = 2,5 \cdot 3,14 \cdot 0,359 (t - 0) \frac{7,5 \cdot 10^{-4}}{0,66} = 0,0032 t \text{ коп/м} \cdot \text{ч};$$

б) для турбулентного режима

$$S_u = k_T \pi D (t - t_0) \frac{c_u}{\eta_u} = 3,5 \cdot 3,14 \cdot 0,359 (t - 0) \frac{7,5 \cdot 10^{-4}}{0,66} = 0,00448 t \text{ коп/м} \cdot \text{ч}.$$

Затраты для различных температур (вязкостей) приведены в табл. 12. В этой же таблице показаны длина турбулентного участ-

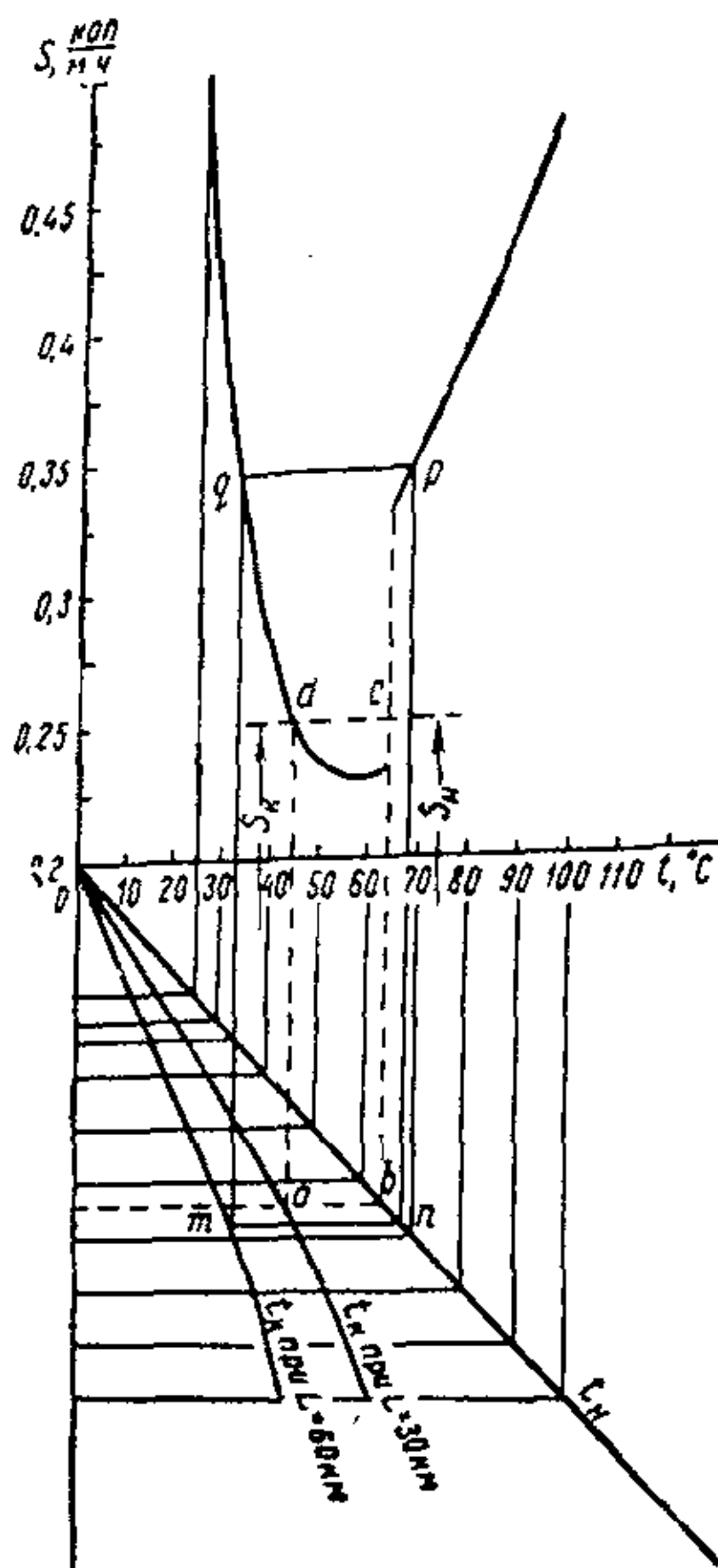


Рис. 6. Определение оптимальной температуры подогрева.

ка $L_{\text{т}}$ и температура в конце трубопровода $t_{\text{к}}$. Величина $L_{\text{т}}$ вычисляется по формуле (2.2), а температура $t_{\text{к}}$ для ламинарной области определяется по той же формуле для данного значения $L_{\text{т}}$ при $t_{\text{н}} = t_{\text{кр}}$.

По результатам вычислений построен график (рис. 6). Ось $t_{\text{н}}$ проведена под углом 45° (угол может быть произвольным), а кривая $t_{\text{к}}$ строится в масштабе температур от оси $t_{\text{н}}$. Отрезок ab есть разность $t_{\text{н}} - t_{\text{к}}$. Построим такой прямоугольник, чтобы две его вершины лежали на кривой S , а две других — на оси $t_{\text{н}}$ и кривой $t_{\text{к}}$. На графике это прямоугольник $abcd$. Для этого прямоугольника величина $S_{\text{н}} = S_{\text{к}}$, т. е. условие наилучшего режима перекачки выдержано. Из графика видно, что оптимальный режим будет при $t_{\text{н}} = 64^\circ \text{C}$ и $t_{\text{к}} = 44,8^\circ \text{C}$. При этом течение будет ламинарным по всей длине трубопровода. Если длину трубопровода увеличить вдвое, т. е. $L = 60 \text{ м}$, то наилучший режим перекачки определится с помощью прямоугольника $mnpq$ (расчет и построение аналогичны). При этом оптимальные значения температур следующие: $t_{\text{н}} = 68^\circ \text{C}$; $t_{\text{к}} = 33^\circ \text{C}$, и в трубопроводе будут наблюдаться два режима течения.

ГЛАВА 3. СЛИВ И НАЛИВ НЕФТЕЙ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

В зависимости от конкретных условий слив или налив нефтей и нефтепродуктов в железнодорожные цистерны, морские и речные суда производится самотеком или с применением насосов.

Самотечный слив или налив применяется при благоприятном рельефе местности, когда разность геодезических отметок днища резервуара, из которого происходит слив, и верхней кромки резервуара-приемника обеспечивает достаточную производительность операции. При сливе железнодорожных цистерн резервуаром-приемником может служить основной резервуар нефтебазы. Однако чаще сливают в промежуточные, так называемые «нулевые», резервуары, расположенные вблизи фронта слива и заглубленные в грунт. Из «нулевых» жидкость насосами перекачивается в основные резервуары нефтебазы.

Разновидностью самотечного слива является слив под давлением, когда под колпаком создается избыточное давление (до $0,5 \text{ кг/см}^2$) путем закачки воздуха или подачи водяного пара.

Самотечный слив и налив нефтей и нефтепродуктов осуществляется по закрытым герметичным коммуникациям. Иногда сливают мазуты в «нулевые» резервуары по лоткам и желобам.

Слив и налив нефтей и нефтепродуктов насосами производится во всех случаях, когда отсутствуют благоприятные условия рельефа местности. В условиях нефтебаз широкое применение получили центробежные насосы при операциях со светлыми нефтепродуктами и темными нефтепродуктами небольшой вязкости. При операциях с высоковязкими нефтепродуктами, особенно требующими подогрева, применяются поршневые, винтовые и шестеренчатые насосы. При перекачке нефтей и нефтепродуктов с высокой упругостью паров для предотвращения образования паровых пробок во всасывающих трубопроводах

и срыва работы центробежных насосов дополнительно устанавливаются вакуумные насосы или эжекторы.

Пропускная способность коммуникаций по сливу и наливу, а также производительность насосов выбираются в зависимости от емкости судов или цистерн, числа одновременно подаваемых судов или цистерн (фронт слива — налива) и с учетом установленных норм простоя под сливом — наливом. В частности, продолжительность слива — налива железнодорожных цистерн, включая и подготовительные операции, не должна превышать следующие нормы:

в пунктах механизированного слива для цистерн и полувагонов-бункеров грузоподъемностью до 20 т — 1 ч 15 мин, свыше 20 т — 2 ч;

в пунктах немеханизированного слива для цистерн грузоподъемностью до 20 т — 2 ч, для цистерн грузоподъемностью свыше 20 т — 4 ч;

в пунктах механизированного налива независимо от грузоподъемности цистерн и полувагонов-бункеров и рода нефтепродуктов — 2 ч;

в пунктах немеханизированного налива независимо от рода нефтепродуктов для двухосных цистерн и полувагонов-бункеров — 2 ч, для четырехосных цистерн и полувагонов-бункеров — 3 ч;

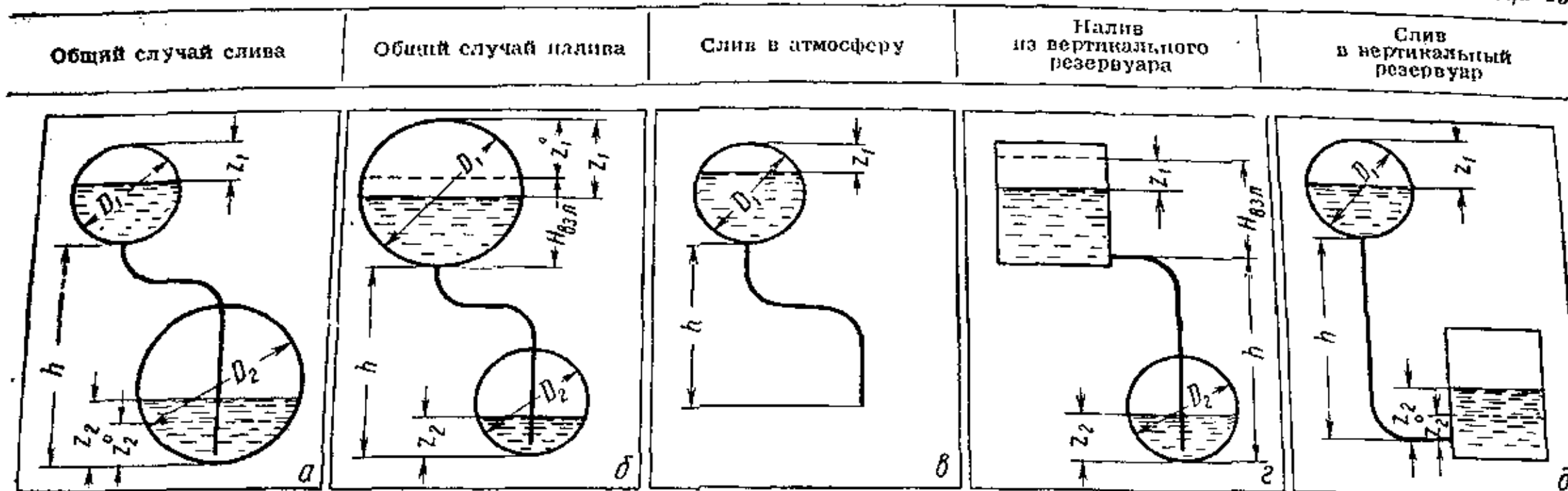
При необходимости разогрева нефтепродуктов в холодное время года — с 15 октября по 15 апреля — на разогрев и слив предоставляются следующие сроки в зависимости от группы, к которой относится нефтепродукт:

Группа I. Грузы с вязкостью при 50° С от 0,35 до 1,1 <i>ст</i> , а застывающие — с температурой застывания от —15 до 0° С	4 ч
Группа II. Грузы с вязкостью от 1,2 до 1,83 <i>ст</i> или с температурой застывания от +1 до +15° С	6 ч
Группа III. Грузы с вязкостью от 1,9 до 3 <i>ст</i> или с температурой застывания от +16 до +30° С	8 ч
Группа IV. Грузы с вязкостью свыше 3 <i>ст</i> или с температурой застывания выше +30° С	10 ч

§ 1. Самотечный слив нефтепродуктов из железнодорожных цистерн

Принципиальные расчетные схемы самотечного слива из железнодорожных цистерн представлены в табл. 13.

Таблица 13



Расчетные формулы

основные	упрощенные
$\tau'_r = \tau_0 \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E(k, \varphi_{кр}) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F(k, \varphi_{кр}) - \sqrt{z_{кр}(1-z_{кр})(1-k^2 z_{кр})} \right]$ $\tau_r = \tau_0 \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E\left(k, \frac{\pi}{2}\right) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F\left(k, \frac{\pi}{2}\right) \right]$	$\tau'_r = \frac{3\pi}{8k_0} \tau_0 (1 - \sqrt{1 - k^2 z_{кр}})$ $\tau_r = \frac{3\pi}{8k_0} \tau_0 (1 - \sqrt{1 - k^2})$

$$\tau_2 = A \left\{ \frac{\nu a}{d} \left[\sqrt{z_{\text{кр}}(1-z_{\text{кр}})} - \frac{\sqrt{1-k^2}}{k^2} \arccos \frac{(2-k^2)z_{\text{кр}}-1}{1-k^2 z_{\text{кр}}} \right] + \frac{2-k^2}{2k^2} \arccos(2z_{\text{кр}}-1) \right] + \frac{2\beta \sqrt{2gb}}{3} \left\{ \left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) \left[E\left(k, \frac{\pi}{2}\right) - E(k, \varphi_{\text{кр}}) \right] - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) \left[F\left(k, \frac{\pi}{2}\right) - F(k, \varphi_{\text{кр}}) \right] \right\} \right.$$

$$\left. + \sqrt{z_{\text{кр}}(1-z_{\text{кр}})(1-k^2 z_{\text{кр}})} \right\} \frac{1}{k^2}$$

$$\tau_3 = A \left\{ \frac{\pi \nu a}{d} \left[\frac{2-k^2}{2k^2} - \frac{\sqrt{1-k^2}}{k^2} \right] + \frac{2\beta \sqrt{2gb}}{3} \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E\left(k, \frac{\pi}{2}\right) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F\left(k, \frac{\pi}{2}\right) \right] \right\}$$

$$\tau_1 = \frac{\pi^2}{4k^2} A \left[\frac{\nu a}{2d} \ln \frac{1-k^2 z_{\text{кр}}}{1-k^2} + \beta \sqrt{2gb} (1 - \sqrt{1-k^2 z_{\text{кр}} - 1 - k^2}) \right]$$

$$\tau_3 = -\frac{\pi}{4k^2} A \left[\frac{\nu a}{2d} \ln \frac{1}{1-k^2} + \beta \sqrt{2gb} (1 - \sqrt{1-k^2}) \right]$$

$\tau_0 = \frac{4L_1 D_1 \sqrt{b}}{3\mu f a \sqrt{2g}}$	$\tau_0 = \frac{4L_2 D_2 \sqrt{b}}{3\mu f a \sqrt{2g}}$	$\tau_0 = \frac{4L_1 D_1 \sqrt{b}}{3\mu f \sqrt{2g}}$	$\tau_0 = \frac{4L_2 D_2 \sqrt{b}}{3\mu f a \sqrt{2g}}$	$\tau_0 = \frac{4L_1 D_1 \sqrt{b}}{3\mu f a \sqrt{2g}}$
$A = \frac{256L_1 D_1}{\pi g d^2 a}$	$A = \frac{256L_2 D_2}{\pi g d^2 a}$	$A = \frac{256L_1 D_1}{\pi g d^2}$	$A = \frac{256L_2 D_2}{\pi g d^2 a}$	$A = \frac{256L_1 D_1}{\pi g d^2 a}$
$a = 1 + \frac{D_1 L_1}{D_2 L_2}$	$a = 1 + \frac{D_2 L_2}{D_1 L_1}$	$a = 1$	$a = 1 + \frac{\pi D_2 L_2}{4F_1}$	$a = 1 + \frac{\pi D_1 L_1}{4F_2}$
$b = H + D_1 - z_2^0$	$b = H + H_{\text{взл}}$	$b = H + D_1$	$b = H + H_{\text{взл}}$	$b = H + D_1 - z_2^0$
$k = \sqrt{\frac{a D_1}{b}}$	$k = \sqrt{\frac{a D_2}{b}}$	$k = \sqrt{\frac{D_1}{b}}$	$k = \sqrt{\frac{a D_2}{b}}$	$k = \sqrt{\frac{a D_1}{b}}$
$\varphi_{\text{кр}} = \arcsin \sqrt{z_{\text{кр}}}$				
$z_{\text{кр}} = \frac{z_{1\text{кр}}}{D_1}$	$z_{\text{кр}} = \frac{z_{2\text{кр}}}{D_2}$	$z_{\text{кр}} = \frac{z_{1\text{кр}}}{D_1}$	$z_{\text{кр}} = \frac{z_{2\text{кр}}}{D_2}$	$z_{\text{кр}} = \frac{z_{1\text{кр}}}{D_1}$

По схеме (а и д) нефтепродукт сливается по трубопроводу, конец которого подведен к днищу резервуара-приемника. Слив происходит под уровень жидкости под действием активного напора $H + D_1 - (z_1 + z_2)$, где z_2 — уровень взлива в резервуаре и расстояние от зеркала нефтепродукта в цистерне до верха цистерны z_1 — перепадные. На рисунке в представлена схема слива в атмосферу под действием активного напора $H + D_1 - z_1$.

При сливе нефтепродукта, когда под кофманом цистерны создается избыточное давление p (слив под давлением), к активному напору добавляется соответственно величина $\frac{p}{\rho}$, где ρ — плотность нефтепродукта. В последующих формулах вместо значения при сливе под давлением следует принимать величину $H + \frac{p}{\rho}$.

Турбулентный режим истечения

Если слив из цистерны происходит при турбулентном режиме течения (параметр Рейнольдса > 2000), то время слива определяется по формуле

$$\tau_t = \tau_0 \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E \left(k; \frac{\pi}{2} \right) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F \left(k; \frac{\pi}{2} \right) \right], \quad (3.1)$$

где F — эллиптический интеграл первого рода; E — эллиптический интеграл второго рода.

Эллиптические интегралы F и E берутся при модуле $k = \sqrt{\frac{aD}{b}}$ и амплитуде $\frac{\pi}{2}$. Значения τ_0 , a и b определяются в зависимости от схемы слива по формулам, содержащимся в табл. 13.

В формулах приняты следующие обозначения: μ — коэффициент расхода; f — площадь поперечного сечения трубопровода; d — диаметр сливного трубопровода; D_1 — диаметр котла цистерны; D_2 — диаметр горизонтального резервуара-приемника; L_1 — длина котла цистерны; L_2 — длина горизонтального резервуара-приемника; F_2 — площадь зеркала нефтепродукта в вертикальном резервуаре-приемнике.

Время слива при турбулентном режиме истечения можно определить по упрощенной формуле

$$\tau_t = \frac{3\pi}{8k_0} \tau_0 (1 - \sqrt{1 - k^2}), \quad (3.2)$$

где k_c — коэффициент, определяемый по графику (рис. 7).

Коэффициент расхода при сливе под уровень жидкости (схемы *a* и *d*) определяется по формуле

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}} \quad (3.3)$$

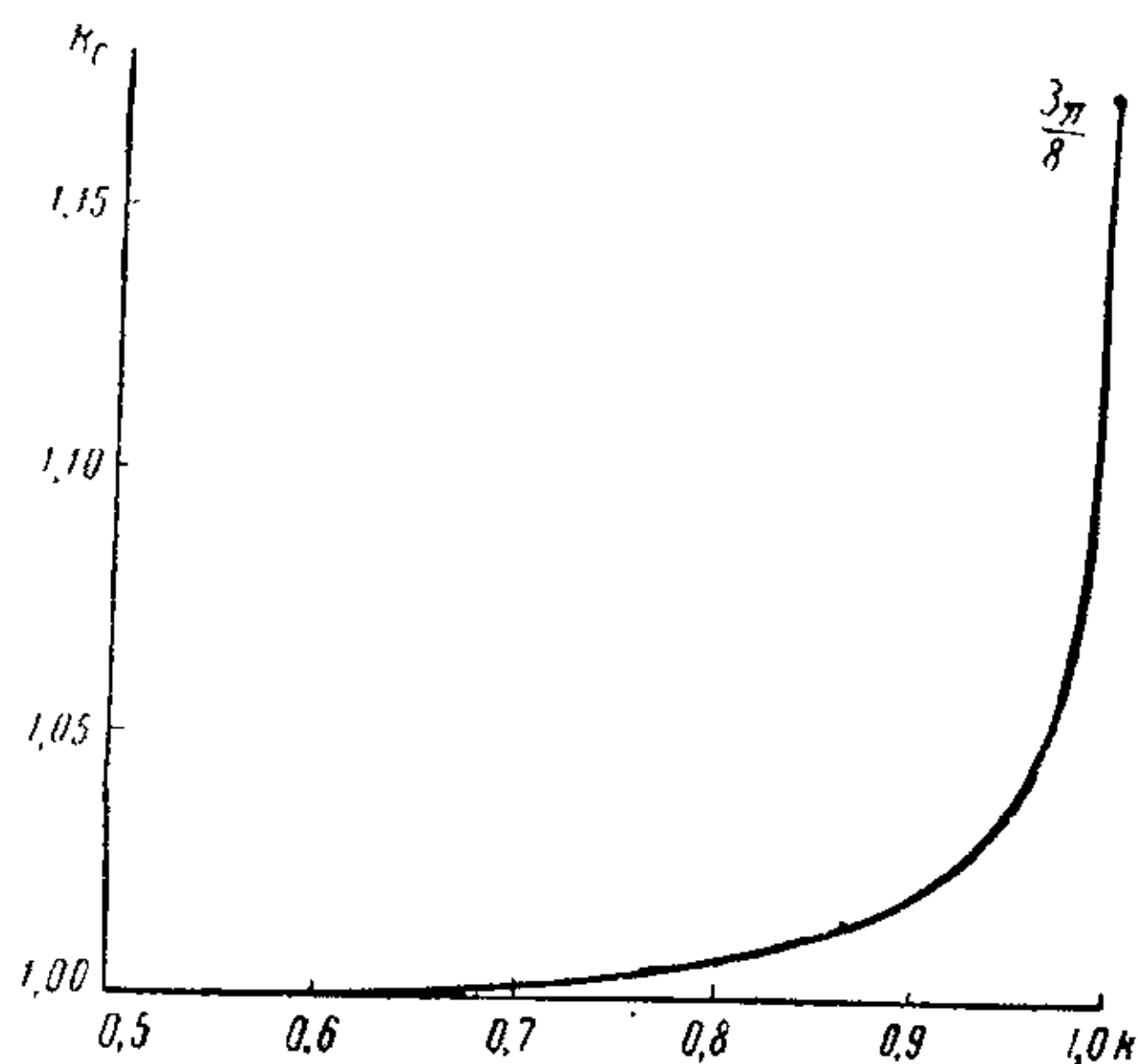


Рис. 7. Кривая зависимости коэффициента k_c от k .

При сливе в атмосферу через сливной трубопровод или непосредственно через патрубок (схема *e*) коэффициент расхода

$$\mu_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}} \quad (3.4)$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; l — длина трубопровода; d — диаметр трубопровода; $\sum \zeta$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений трубопровода и сливного прибора.

Коэффициент гидравлического сопротивления λ при турбулентном режиме истечения изменяется в сравнительно узких пределах. Поэтому определение коэффициента расхода производится в следующем порядке. Так как истечение нефтепродукта из цистерны при

турбулентном режиме происходит, как правило, в области действия закона Блазиуса, задаются значением λ в пределах 0,017—0,042 и подставляют его в формулу (3.3). Затем определяют начальную w_n и конечную w_k скорости истечения нефтепродукта из цистерны по формулам:

$$w_n = \mu \sqrt{2g(H + D_1 - z_2^0)}; \quad (3.5a)$$

$$w_k = \mu \sqrt{2g(H - z_{2k})}; \quad (3.5b)$$

где z_2^0 — возможный уровень нефтепродукта над концом сливного трубопровода в резервуаре-приемнике в начале слива; z_{2k} — тот же уровень в конце слива.

По найденным скоростям истечения определяют начальное и конечное значения параметра Рейнольдса Re_n и Re_k и по формуле Блазиуса (табл. 2) подсчитывают λ_n и λ_k . Принятая в начале величина λ должна соответствовать среднеарифметическому значений λ_n и λ_k .

Когда слив нефтепродукта начинается при наличии z_2^0 , значение H уменьшается на эту величину.

Значения коэффициентов местного сопротивления при турбулентном режиме можно принимать по табл. 14.

Таблица 14

Наименование сопротивления	?
Вход в трубу с острыми краями	0,50
Вход в трубу, если она вдается внутрь резервуара	1,00
Угольник с углом поворота 45°	0,44
Угольник с углом поворота 90°	1,32
Тройник	0,32
Задвижка открытая	0,45
Фильтр для светлых нефтепродуктов	1,70
Фильтр для темных нефтепродуктов	2,20
Колено плавное с углом поворота 90°	0,23
Плавный переход	0,26
Внезапное расширение потока	1,00

Гидравлическое сопротивление плангов учитывается в формуле для потери напора коэффициентом $\lambda_{пл.г} = 0,10$.

Ламинарный режим истечения

Время слива при ламинарном режиме истечения определяется по основной формуле

$$\tau_1 = A \left\{ \frac{\pi \nu \alpha}{d} \left[\frac{2-k^2}{2k^2} - \frac{\sqrt{1-k^2}}{k^2} \right] + \frac{2}{3} \beta \sqrt{2gb} \times \right. \\ \left. \times \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E \left(k; \frac{\pi}{2} \right) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F \left(k; \frac{\pi}{2} \right) \right] \right\} \quad (3.6)$$

или по упрощенной формуле

$$\tau_1 = \frac{\pi}{4k_e} A \left[\frac{\nu \alpha}{2d} \ln \frac{1}{1-k^2} + \beta \sqrt{2gb} (1 - \sqrt{1-k^2}) \right]. \quad (3.7)$$

Здесь ν — коэффициент кинематической вязкости нефтепродукта. Коэффициенты α и β для ламинарного режима связаны с приведенной длиной трубопровода и параметром Рейнольдса следующим образом:

$$\frac{l_{np}}{d} = \alpha + \beta \operatorname{Re}_t, \quad (3.8)$$

где приведенная длина трубопровода l_{np} есть сумма геометрической длины трубопровода l и длины, эквивалентной местным сопротивлениям l_m :

$$l_{np} = l + l_m = l + \frac{d}{\lambda} \sum \zeta, \quad (3.9)$$

а теоретический параметр Рейнольдса

$$\operatorname{Re}_t = \frac{\operatorname{Re}}{\mu}. \quad (3.10)$$

Если теперь построить график уравнения (3.10) в координатах $\frac{l_{np}}{d} - \operatorname{Re}_t$, то прямая отсечет на оси $\frac{l_{np}}{d}$ отрезок α , равный геометрической длине трубопровода l , выраженной числом диаметров трубопровода:

$$\alpha = \frac{l}{d}. \quad (3.11)$$

Тангенс угла наклона прямой выражается величиной β :

$$\beta = \frac{l_{np} - l}{d \operatorname{Re}_t} = \frac{\sum \zeta}{\lambda \operatorname{Re}_t}. \quad (3.12)$$

Таким образом, величина α определяется геометрическими размерами трубопровода, а β — числом и характером местных сопротивлений трубопровода.

При ламинарном режиме течения местные сопротивления зависят не только от их типа, но и от числа Рейнольдса Re . Коэффициенты местных сопротивлений ζ при $Re = 2000$ можно принимать по табл. 15.

Таблица 15

Наименование сопротивления	
Вход в трубу с острыми краями	0.75
Вход в трубу, если она вдается внутрь резервуара	1.50
Угольник с углом поворота 45°	0.70
Угольник с углом поворота 90°	1.60
Тройник	0.38
Задвижка открытая	0.19
Колено плавное с углом поворота 90°	0.27
Плавный переход	0.30
Внезапное расширение	1.77

Коэффициенты местных сопротивлений при $Re = 2000$ определялись по формуле Альтшуля:

$$\zeta = \frac{B}{Re} + \zeta_{\text{кв}} \quad (3.13)$$

при соответствующих значениях постоянной B и коэффициента местного сопротивления в квадратичной области $\zeta_{\text{кв}}$.

Слив при двух режимах истечения

Когда слив из цистерны происходит вначале при турбулентном, а затем при ламинарном режиме истечения, т. е. когда при некоторой критической высоте залива нефтепродукта в цистерне $D_1 - z_{1\text{кр}}$ происходит смена режима, расчет времени слива значительно усложняется.

Для определения времени слива цистерны до критической высоты залива при турбулентном режиме истечения применяются формулы:

$$\tau' = \tau_0 \left[\left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) E(k; \varphi_{\text{кр}}) - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) F(k; \varphi_{\text{кр}}) - \sqrt{\kappa_{\text{кр}} (1 - \kappa_{\text{кр}}) (1 - k^2 \kappa_{\text{кр}})} \right] \quad (3.14)$$

или

$$\tau'_r = \frac{3\alpha}{8k_c} \tau_0 (1 - \sqrt{1 - k^2 z_{кр}}) \quad (3.15)$$

Время слива после критической высоты взлива $D_1 - z_{1кр}$ при ламинарном режиме истечения

$$\begin{aligned} \tau'_r = A \left\{ \frac{\alpha a}{d} \left[\sqrt{1 - z_{кр}(1 - z_{кр})} - \frac{1 - \sqrt{1 - k^2}}{k^2} \arccos \frac{(2 - k^2) z_{кр} - 1}{1 - k^2 z_{кр}} + \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{2 - k^2}{2k^2} \arccos (2z_{кр} - 1) \right] + \frac{2}{3} \beta \sqrt{2gb} \left\{ \left(\frac{2}{k^2} - 1 \right) \times \right. \right. \\ \left. \left. \times \left[E \left(k; \frac{\pi}{2} \right) - E(k; \varphi_{кр}) \right] - \left(\frac{2}{k^2} - 2 \right) \left[F \left(k; \frac{\pi}{2} \right) - \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. - F(k; \varphi_{кр}) \right] \right\} + \sqrt{1 - z_{кр}(1 - z_{кр})(1 - k^2 z_{кр})} \right\} \quad (3.16) \end{aligned}$$

или по упрощенной формуле

$$\begin{aligned} \tau'_r = \frac{\pi}{4k_c} A \left[\frac{\alpha a}{2d} \ln \frac{1 - k^2 z_{кр}}{1 - k^2} + \beta \sqrt{2gb} \times \right. \\ \left. \times (\sqrt{1 - k^2 z_{кр}} - \sqrt{1 - k^2}) \right]. \quad (3.17) \end{aligned}$$

Полное время слива

$$\tau = \tau'_r + \tau'_d. \quad (3.18)$$

В этих формулах $\varphi_{кр} = \arcsin \sqrt{z_{кр}}$; $z_{кр} = \frac{z_{1кр}}{D_1}$. Критическая высота взлива $D_1 - z_{1кр}$ находится после определения $z_{1кр}$ из уравнения:

$$z_{кр} = b - a z_{1кр}, \quad (3.19)$$

где

$$z_{кр} = \frac{u_{кр}^2}{2gH_{кр}^2} = \frac{v^2 Re_{кр}^2}{2gJ^2 H_{кр}^2}. \quad (3.20)$$

Слив в «нулевой» резервуар с одновременным отбором насосом

Разновидностью схемы слива под уровень нефтепродукта является слив в «нулевой» резервуар с одновременной откачкой нефтепродукта из резервуара насосом.

Время слива нефтепродукта при турбулентном режиме определяется при этом по формуле

$$\tau = \frac{2}{a_1 k_0} \left(\sqrt{H + D_1} - \sqrt{H - z_{2\kappa}} + \frac{b_1}{a_1} \ln \frac{a_1 \sqrt{H + D_1} - b_1}{a_1 \sqrt{H - z_{2\kappa}} - b_1} \right), \quad (3.21)$$

где

$$a_1 = \mu f \sqrt{2g} \left(\frac{1}{F_1} + \frac{1}{F_2} \right); \quad (3.22)$$

$$b_1 = \frac{q}{F_2}; \quad (3.22a)$$

$$z_{2\kappa} = \frac{\frac{1}{4} \pi L_1 D_1^2 - \tau q}{F_2}; \quad (3.22b)$$

$$F_1 = \frac{1}{4} \pi L_1 D_1; \quad (3.22в)$$

q — производительность насоса.

При заданном времени слива расчет диаметра трубопровода производят в следующем порядке. По формуле (3.22) определяют значение комплекса μf . Задаваясь диаметром трубопровода, по известным величинам τ и объему цистерны находят скорость и режим истечения. После этого определяются коэффициент расхода трубопровода и значение комплекса μf . Правильность выбора диаметра трубопровода подтверждается равенством значений комплексов по выбранному диаметру и подсчитанному по формуле (3.22).

Максимальный уровень взлива нефтепродукта в «нулевом» резервуаре в процессе слива определяется из выражения:

$$z_{2\max} = \frac{F_1 (H + D_1) - \frac{F_1 q^2}{2g \mu^2 f^2} - q \tau_1}{F_1 + F_2}, \quad (3.23)$$

где

$$\tau_1 = \frac{2}{a_1 k_0} \left[\sqrt{H + D_1} - \frac{q}{\mu f \sqrt{2g}} + \frac{b_1}{a_1} \ln \frac{F_1 (a_1 \sqrt{H + D_1} - b_1)}{q} \right] \quad (3.23a)$$

Формула (3.23a) применима, когда конечная производительность слива $Q_\kappa = f w_\kappa < q$. При $Q_\kappa \geq q$ τ определяется по формуле (3.21).

Расчет сливных лотков, желобов и отводных труб

Расчет сливных лотков ведут по максимальному расходу нефтепродукта из цистерны:

$$q = \mu_0 / \sqrt{2g(H + D_1)}, \quad (3.24)$$

а расчет желобов с учетом присоединения отводной трубы к середине желоба — по расходу:

$$Q \approx \frac{1}{2} Nq, \quad (3.25)$$

где N — число сливаемых цистерн.

Сливная труба рассчитывается по расходу $2Q$.

При ламинарном режиме течения для расчета прямоугольных лотков и желобов используется формула

$$Q = \varphi \left(\frac{h}{a} \right) \frac{a^3 g i}{\nu}, \quad (3.26)$$

где a — ширина канала; h — высота канала; i — уклон (для лотков 0,1—0,2; для желобов 0,005—0,01). Значение $\varphi \left(\frac{h}{a} \right)$ определяется по табл. 16.

Таблица 16

$\frac{h}{a}$	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
$\varphi \left(\frac{h}{a} \right)$	0,0176	0,0572	0,0991	0,141	0,182	0,224

Круглые лотки и желоба рассчитываются по формуле

$$Q = \frac{\pi g i}{\nu} d^4 \varphi \left(\frac{h}{d} \right), \quad (3.27)$$

где h — глубина потока.

Величина $\varphi \left(\frac{h}{d} \right)$ определяется по табл. 17.

Таблица 17

$\frac{h}{d}$	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,85	1,0
$\varphi \left(\frac{h}{d} \right)$	400	320	256	212	172	144	112	104	128

Параметр Рейнольдса при движении нефтепродуктов в каналах определяется по формуле

$$Re = \frac{Q}{\rho r v}, \quad (3.28)$$

где $\rho = \frac{F}{r}$ — гидравлический радиус; F — площадь поперечного сечения потока; r — смоченный периметр канала.

При турбулентном режиме течения в области гидравлически гладких труб расчет канала ведется на основании формулы Дарси — Лейбензона

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} v^m}{(4\rho)^{5-m}}. \quad (3.29)$$

При работе отводной трубы полным сечением ее диаметр определяется по формуле

$$d_0 = \sqrt[5-m]{\beta \frac{(2Q)^{2-m} v^m}{\Delta z}} l, \quad (3.30)$$

где Δz — разность отметок уровня нефтепродукта в желобе и оси отводной трубы у «нулевого» резервуара.

Пример 1. Определить время истечения нефтепродукта с кинематической вязкостью $\nu = 0,2 \text{ см}^2/\text{сек}$ из цистерны диаметром $D_1 = 2,8 \text{ м}$, длиной $10,0 \text{ м}$. Слив происходит по схеме ∂ (см. табл. 13) с постоянным добавочным напором $H = 3,0 \text{ м}$. Площадь зеркала нефтепродукта в резервуаре-приемнике $F_2 = 30,0 \text{ м}^2$. Диаметр сливного трубопровода $d = 102 \text{ мм}$, длина 30 м . Местные сопротивления: универсальный сливной прибор, плавный переход, две задвижки, три угольника, вход в резервуар.

Решение. 1. Убедимся, что в течение всего слива истечение происходит при турбулентном режиме. По табл. 14 с учетом того, что сопротивление универсального сливного прибора равно сопротивлению входа в трубу с острыми кромками, имеем:

$$\sum \zeta = 0,50 + 0,26 + 0,15 \cdot 2 + 1,32 \cdot 3 + 1,0 = 6,02.$$

Принимая коэффициент гидравлического сопротивления $\lambda = 0,032$, определим коэффициент расхода по формуле (3.3)

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{0,032 \frac{30}{0,102} + 6,02}} = 0,256.$$

Тогда

$$w_n = 0,256 \sqrt{2 \cdot 9,81 (3,0 + 2,8)} = 2,74 \text{ м/сек};$$

$$w_k = 0,256 \sqrt{2 \cdot 9,81 \left(3,0 - \frac{3,14 \cdot 2,8^2 \cdot 10}{4 \cdot 30,0} \right)} = 1,11 \text{ м/сек};$$

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{274 \cdot 10,2}{0,2} = 14\,000;$$

$$Re_k = \frac{111 \cdot 10,2}{0,2} = 5660 > 2000.$$

Проверим значения коэффициента гидравлического сопротивления по формуле Блазиуса:

$$\lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{14\,000}} = 0,029; \quad \lambda_k = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{5660}} = 0,037;$$

$$\lambda_{cp} = 0,033 \approx 0,032.$$

2. Определим время слива по формулам (3.1) и (3.2)

$$f = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,102^2}{4} = 0,00816 \text{ м}^2;$$

$$a = 1 + \frac{\pi L D_1}{4 E_2} = 1 + \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{4 \cdot 30,0} = 1,733;$$

$$b = H + D_1 = 3,0 + 2,8 = 5,8 \text{ м};$$

$$\tau_0 = \frac{4 L_1 D_1 + \sqrt{b}}{3 \mu f a + 2g} = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{5,8}}{3 \cdot 0,256 \cdot 0,00816 \cdot 1,733 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 5640 \text{ сек};$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_1}{b}} = \sqrt{\frac{1,733 \cdot 2,8}{5,8}} = 0,91; \quad \sin \alpha = K = 0,91;$$

$$\alpha = 65^\circ 30'.$$

По таблице эллиптических интегралов

$$E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,160; \quad F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,349.$$

По формуле (3.1)

$$\tau_r = 5640 \left[\left(\frac{2}{0,91^2} - 1 \right) 1,16 - \left(\frac{2}{0,91^2} - 2 \right) 2,349 \right] = 3750 \text{ сек}.$$

По упрощенной формуле (3.2) при $k_c = 1,023$ (рис. 7)

$$\tau_r = \frac{3 \cdot 3,14}{8 - 1,023} \cdot 5640 (1 - \sqrt{1 - 0,91^2}) = 3780 \text{ сек};$$

Пример 2. Определить время истечения нефтепродукта из цистерны для условий предыдущего примера, если слив производится по схеме в при $H = 0,95 \text{ м}$.

Решение. 1. Определим коэффициент расхода μ_0 .

$$\sum \xi = 0,50 + 0,26 + 0,15 \cdot 2 + 1,32 \cdot 3 = 5,02.$$

Принимая $\lambda = 0,035$, определяем коэффициент расхода по формуле (3.4)

$$\mu_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + 0,035 \frac{30}{0,102} + 5,02}} = 0,248.$$

Начальная и конечная скорости истечения:

$$w_n = \mu_0 \sqrt{2g(H + D_1)} = 0,248 \sqrt{2 \cdot 9,81 (0,95 + 2,8)} = 2,12 \text{ м/сек};$$

$$w_k = \mu_0 \sqrt{2gH} = 0,248 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,95} = 1,07 \text{ м/сек}.$$

Соответственно

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{212 \cdot 10,2}{0,2} = 10\,800; \quad Re_k = 5450;$$

$$\lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{10\,800}} = 0,031; \quad \lambda_k = 0,037; \quad \lambda_{cp} = 0,031 \approx 0,035.$$

2. Время истечения определяем по формулам (3.1) и (3.2):

$$b = H + D_1 = 0,95 + 2,8 = 3,75 \text{ м}; \quad k = \sqrt{\frac{D_1}{b}} = \sqrt{\frac{2,8}{3,75}} = 0,86;$$

$$\tau_0 = \frac{4L_1 D_1 \sqrt{b}}{3\mu f \sqrt{2g}} = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{3,75}}{3 \cdot 0,248 \cdot 0,00816 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 8050.$$

$$\sin \alpha = 0,86; \quad \alpha = 59^\circ 20'; \quad E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,22; \quad F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,15.$$

По формуле (3.1)

$$\tau_r = 8050 \left[\left(\frac{2}{0,86^2} - 1 \right) 1,22 - \left(\frac{2}{0,86^2} - 2 \right) 2,15 \right] = 4590 \text{ сек}.$$

По формуле (3.2) при $k_c \approx 1,013$

$$\tau_r = \frac{3 \cdot 3,14}{8 \cdot 1,013} \cdot 8050 (1 - \sqrt{1 - 0,86^2}) = 4590 \text{ сек}.$$

Из сопоставления результатов решения примеров 1 и 2 видно, что при подведении трубопровода к днищу резервуара-приемника скорость слива уменьшается примерно на 18%.

Пример 3. Определить время слива нефтепродукта с кинематической вязкостью $\nu = 0,2 \text{ см}^2/\text{сек}$ из цистерны диаметром $D_1 = 2,8 \text{ м}$ и длиной $L_1 = 10,0 \text{ м}$ через универсальный сливной прибор диаметром $d = 200 \text{ мм}$ и длиной $H = 0,56 \text{ м}$ (схема слива в).

Решение. 1. Определим коэффициент расхода μ_0 :

Примем $\lambda = 0,022$; $\sum \xi = 0,50$;

$$\mu_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + 0,022 \frac{0,56}{0,2} + 0,5}} \approx 0,80.$$

Начальная и конечная скорости истечения:

$$w_n = \mu_0 \sqrt{2g(H + D_1)} = 0,8 \sqrt{2 \cdot 9,81 (0,56 + 2,8)} = 6,5 \text{ м/сек};$$

$$w_k = \mu_0 \sqrt{2gH} = 0,8 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,56} = 2,65 \text{ м/сек}.$$

Соответственно $Re_n = \frac{650 \cdot 20}{0,2} = 65\,000$; $\lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{65\,000}} = 0,020$; и $Re_k = 26\,500$; $\lambda_k = 0,025$.

2. Определим время истечения нефтепродукта из цистерны по формуле (3.1):

$$b = H + D_1 = 0,56 + 2,80 = 3,36 \text{ м};$$

$$k = \sqrt{\frac{D_1}{b}} = \sqrt{\frac{2,8}{3,36}} = 0,91; \quad \sin \alpha = 0,91; \quad \alpha = 65^\circ 30';$$

$$E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,160; \quad F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,349; \quad f = \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4} = 0,0314 \text{ м}^2;$$

$$\tau_0 = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{3,36}}{3 \cdot 0,80 \cdot 0,0314 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 614 \text{ сек};$$

$$\tau_r = 614 \left[\left(\frac{2}{0,91^2} - 1 \right) \cdot 1,16 - \left(\frac{2}{0,91^2} - 2 \right) 2,349 \right] = 410 \text{ сек}.$$

По формуле (3.2) при $k_c = 1,023$

$$\tau_r = \frac{3 \cdot 3,14}{8 \cdot 1,023} \cdot 614 (1 - \sqrt{1 - 0,91^2}) = 412 \text{ сек}.$$

Пример 4. Определить время истечения нефтепродукта с кинематической вязкостью $\nu = 1,4 \text{ см}^2/\text{сек}$ из цистерны диаметром $D_1 = 2,8 \text{ м}$, длиной $L_1 = 10,0 \text{ м}$ с универсальным сливным прибором. Сливной трубопровод диаметром $d = 102 \text{ мм}$ и длиной $l = 30 \text{ м}$ имеет следующие местные сопротивления: универсальный сливной прибор, плавный переход, задвижку, три угольника, вход в резервуар. Площадь зеркала нефтепродукта в резервуаре-приемнике $F_2 = 34,5 \text{ м}^2$. Постоянный добавочный напор при сливе по схеме $\delta H = 2,6 \text{ м}$.

Решение. 1. Определим режим истечения и коэффициент расхода μ . Предположим режим ламинарным. Тогда для $Re = 2000$ по табл. 14 $\sum \zeta = 0,75 + 0,30 + 0,19 + 1,60 \cdot 3 + 1,77 = 7,81$. При

$Re = 2000$ по формуле Стокса $\lambda = \frac{64}{Re}$ коэффициент расхода

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}} = \frac{1}{\sqrt{\frac{64}{2000} \cdot \frac{30}{0,102} + 7,81}} = 0,24.$$

Скорость истечения в начале слива

$$w_n \approx \mu \sqrt{2g(H + D_1)} = 0,24 \sqrt{2 \cdot 9,81 (2,6 + 2,8)} = 2,48 \text{ м/сек}.$$

Параметр Рейнольдса в начале слива

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{248 \cdot 10,2}{1,4} = 1810,$$

т. е. режим истечения ламинарный.

2. Определим коэффициенты α и β .
По формуле (3.11)

$$\alpha = \frac{l}{d} = \frac{30}{0,102} = 294;$$

$$Re_r = \frac{Re}{\mu} = \frac{2000}{0,24} = 8340.$$

По формуле (3.12)

$$\beta = \frac{\sum \zeta}{\lambda Re_r} = \frac{7,81}{\frac{64}{2000} \cdot 8340} = 0,0293.$$

3. Определим время слива по формулам (3.6) и (3.7)

$$\nu = 1,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сек}; \quad f = 0,00816 \text{ м}^2;$$

$$a = 1 + \frac{\pi L_1 D_1}{4 F_2} = 1 + \frac{3,14 \cdot 10 \cdot 2,8}{4 \cdot 34,5} = 1,637;$$

$$b = H + D_1 = 2,6 + 2,8 = 5,4 \text{ м};$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_1}{b}} = \sqrt{\frac{1,637 \cdot 2,8}{5,4}} = 0,921, \quad \sin \alpha = 0,921, \quad \alpha = 67^\circ;$$

$$E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,146; \quad F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,40;$$

$$A = \frac{256 \cdot 10 \cdot 2,8}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 0,102^2 \cdot 1,637} = 13\,650.$$

По формуле (3.6)

$$\begin{aligned} \tau_k = 13\,650 & \left\{ \frac{3,14 \cdot 1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 294}{0,102} \left[\frac{2 - 0,921^2}{2 \cdot 0,921^2} - \frac{\sqrt{1 - 0,921^2}}{0,921^2} \right] \right. \\ & + \frac{2 \cdot 0,0293 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 5,4}}{3} \left[\left(\frac{2}{0,921^2} - 1 \right) 1,146 - \right. \\ & \left. \left. - \left(\frac{2}{0,921^2} - 2 \right) 2,40 \right] \right\} = 6000 \text{ сек.} \end{aligned}$$

По формуле (3.7) при $k_c = 1,025$:

$$\begin{aligned} \tau_k = \frac{3,14}{4 \cdot 1,025} \cdot 13\,650 & \left[\frac{1,4 \cdot 10^{-4} \cdot 294}{2 \cdot 0,102} \ln \frac{1}{1 - 0,921^2} + \right. \\ & \left. + 0,0293 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 5,4} (1 - \sqrt{1 - 0,921^2}) \right] \approx 6000 \text{ сек.} \end{aligned}$$

Пример 5. Определить время истечения нефтепродукта с кинематической вязкостью $\nu = 0,85 \text{ см}^2/\text{сек}$ из цистерны диаметром $D_1 = 2,8 \text{ м}$, длиной $L_1 = 10,0 \text{ м}$ с универсальным сливным прибором. Сливной трубопровод диаметром $d = 102 \text{ мм}$ и длиной $l = 20 \text{ м}$ имеет следующие местные сопротивления: универсальный сливной прибор, плавный переход, задвижку, три угольника, вход в резервуар. Площадь зеркала нефтепродукта в резервуаре-приемнике $F_2 = 34,5 \text{ м}^2$. Постоянный добавочный напор при сливе по схеме $\partial H = 2,0 \text{ м}$.

Решение. 1. Определим режимы истечения и коэффициенты расхода, предположив, что слив начинается при турбулентном режиме. Тогда $\sum \xi = 0,50 + 0,26 + 0,15 + 1,32 \cdot 3 + 1,0 = 5,87$.

При $\lambda = 0,040$ коэффициент расхода

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi}} = \frac{1}{\sqrt{0,040 \frac{20}{0,102} + 5,87}} = 0,270.$$

Начальная скорость истечения

$$w_n = \mu \sqrt{2g(H + D_1)} = 0,27 \sqrt{2 \cdot 9,81(2,0 + 2,8)} = 2,62 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса в начале слива

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{262 \cdot 10,2}{0,85} = 3140 > 2000 \quad \text{и} \quad \lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{3140}} = 0,042.$$

Скорость истечения в конце слива

$$w_k = \mu \sqrt{2g(H - z_2)} = 0,27 \sqrt{2 \cdot 9,81 \left(2,0 - \frac{3,14 \cdot 2,8^2 \cdot 10}{4 \cdot 34,5} \right)} = 0,56 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса в конце слива

$$Re_k = \frac{56 \cdot 10,2}{0,85} = 670 < 2000.$$

При критическом параметре Рейнольдса (2000) скорость истечения

$$w_{кр} = \frac{Re_{кр} \nu}{d} = \frac{2000 \cdot 0,85}{10,2} = 167 \text{ см/сек.}$$

Определим коэффициент расхода, соответствующий критическому числу Рейнольдса.

По табл. 14 $\sum \xi = 0,75 + 0,30 + 0,19 + 1,60 \cdot 3 + 1,77 = 7,81$;

$$\mu_{кр} = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi}} = \frac{1}{\sqrt{\frac{64}{2000} \cdot \frac{20}{0,102} + 7,81}} = 0,266.$$

Из выражения $w_{кр} = \mu_{кр} \sqrt{2gz_{кр}}$ определим $z_{кр}$:

$$z_{кр} = \frac{w_{кр}^2}{2g\mu_{кр}^2} = \frac{1,67^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,266^2} = 2,02 \text{ м};$$

$$a = 1 + \frac{\pi L_1 D_1}{4F_2} = 1 + \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{4 \cdot 34,5} = 1,637.$$

По формуле (3.19)

$$z_{1кр} = \frac{b - z_{кр}}{a} = \frac{4,8 - 2,02}{1,637} = 1,7 \text{ м};$$

$$\kappa_{кр} = \frac{z_{1кр}}{D_1} = \frac{1,7}{2,8} = 0,608.$$

2. Определим время слива цистерны при турбулентном режиме истечения по формуле (3.14) при $\mu = 0,27$; $f = 0,00816 \text{ м}^2$:

$$\tau_0 = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{4,8}}{3 \cdot 0,27 \cdot 0,00816 \cdot 1,637 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 5130 \text{ сек};$$

$$k = \sqrt{\frac{aD_1}{b}} = \sqrt{\frac{1,637 \cdot 2,8}{4,8}} = 0,976; \quad \sin \alpha = 0,976;$$

$$\alpha = 77^\circ 30';$$

$$\varphi_{кр} = \arcsin \sqrt{\frac{z_{1кр}}{D}} = \arcsin \sqrt{\frac{1,7}{2,8}} \approx 51^\circ.$$

$$E(k; \varphi_{кр}) = 0,783; \quad F(k; \varphi_{кр}) = 1,028.$$

$$\text{Тогда } \tau'_r = 5130 \left[\left(\frac{2}{0,976^2} - 1 \right) 0,783 - \left(\frac{2}{0,976^2} - 2 \right) \cdot 1,029 - \right.$$

$$\left. - \sqrt{0,608(1 - 0,608)(1 - 0,976^2 \cdot 0,608)} \right] = 2200 \text{ сек};$$

или по формуле (3.15) при $k_c = 1,055$:

$$\tau'_r = \frac{3 \cdot 3,14}{8 \cdot 1,055} \cdot 5130 (1 - \sqrt{1 - 0,976^2 \cdot 0,608}) = 2100 \text{ сек}.$$

3. Определим время слива цистерны при ламинарном режиме истечения по формуле (3.16):

$$\alpha = \frac{l}{d} = \frac{20}{0,102} = 196; \quad \text{Re}_r = \frac{\text{Re}}{\mu} = \frac{2000}{0,266} = 7500;$$

$$\beta = \frac{\sum \xi}{\lambda \text{Re}_r} = \frac{7,81}{\frac{64}{2000} \cdot 7500} = 0,0325;$$

$$E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,0635; \quad F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,958;$$

$$A = \frac{256 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 0,102^2 \cdot 1,637} = 13\,600;$$

$$\begin{aligned} \tau'_1 = 13\,600 & \left\{ \frac{0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 196}{0,102} \left[\sqrt{0,608(1-0,608)} - \right. \right. \\ & - \frac{\sqrt{1-0,976^2}}{0,976^2} \cdot \arccos \frac{(2-0,976^2)0,608-1}{1-0,976^2 \cdot 0,608} + \\ & + \left. \frac{2-0,976^2}{2 \cdot 0,976^2} \arccos(2 \cdot 0,608 - 1) \right] + \frac{2 \cdot 0,0325 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 4,8}}{3} \times \\ & \times \left[\left(\frac{2}{0,976^2} - 1 \right) (1,063 - 0,783) - \left(\frac{2}{0,976^2} - 2 \right) (2,958 - 1,029) + \right. \\ & \left. \left. + \sqrt{0,608(1-0,608) \cdot (1-0,976^2 \cdot 0,608)} \right] \right\} = 3000 \text{ сек}; \end{aligned}$$

или по формуле (3.17) при $k_e = 1,055$:

$$\begin{aligned} \tau'_1 = \frac{3,14}{4 \cdot 1,055} \cdot 13\,600 & \left[\frac{0,85 \cdot 10^{-4} \cdot 196}{2 \cdot 0,102} \ln \frac{1-0,976^2 \cdot 0,608}{1-0,976^2} + \right. \\ & \left. + 0,0325 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 4,8} (\sqrt{1-0,976^2 \cdot 0,608} - \sqrt{1-0,976^2}) \right] = 3000 \text{ сек}. \end{aligned}$$

4. Общее время слива по формулам (3.14) и (3.16):

$$\tau = 2200 + 3000 = 5200 \text{ сек};$$

по формулам (3.15) и (3.17):

$$\tau = 2100 + 3000 = 5100 \text{ сек}.$$

Пример 6. Определить, какова должна быть вязкость нефтепродукта, чтобы цистерна диаметром $D_1 = 2,8$ м и длиной $L_1 = 10,0$ м, сливалась самотеком в течение 2 ч, если трубопровод имеет длину $l = 50$ м, диаметр $d = 102$ мм. Местные сопротивления: универсальный сливной прибор, плавный переход, задвижка, два угольника. Слив производится по схеме в при постоянном дополнительном напоре $H = 1,2$ м.

Решение. Предположим, что режим истечения ламинарный. Тогда по табл. 14 при $Re = 2000$:

$$\sum \zeta = 0,75 + 0,30 + 0,19 + 1,60 \cdot 2 = 4,44.$$

Коэффициент расхода

$$\mu_0 = \frac{1}{\sqrt{1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}} = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{64}{2000} \cdot \frac{50}{0,102} + 4,44}} = 0,254;$$

$$Re_r = \frac{Re}{\mu} = \frac{2000}{0,254} = 7950;$$

$$\alpha = \frac{l}{d} = \frac{50}{0,102} = 490;$$

$$\beta = \frac{\sum \zeta}{\lambda \operatorname{Re}_r} = \frac{4,44}{\frac{64}{2000} \cdot 7950} = 0,0175; \quad b = H + D_1 = 1,2 + 2,8 = 4,0 \text{ м};$$

$$A = \frac{256 L_1 D_1}{\pi g d^2} = \frac{256 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 0,102^2} = 22\,400;$$

$$k = \sqrt{\frac{D_1}{b}} = \sqrt{\frac{2,8}{4,0}} = 0,836; \quad k_e = 1,01.$$

По формуле (3.7)

$$2 \cdot 60 \cdot 60 = \frac{3,14}{4 \cdot 1,01} \cdot 22\,400 \left[\frac{\nu \cdot 490}{2 \cdot 0,102} \ln \frac{1}{1 - 0,836^2} + \right. \\ \left. + 0,0175 \sqrt{2 \cdot 981 \cdot 4,0} (1 - \sqrt{1 - 0,836^2}) \right],$$

откуда $\nu = 0,000114 \text{ м}^2/\text{сек} = 1,14 \text{ см}^2/\text{сек}$.

Проверим режим истечения в начале слива:

$$w_{\text{н}} = \mu_0 \sqrt{2g(H + D_1)} = 0,254 \sqrt{2 \cdot 9,81 (1,2 + 2,8)} = 2,24 \text{ м/сек};$$

$$\operatorname{Re}_{\text{н}} = \frac{w_{\text{н}} d}{\nu} = \frac{224 \cdot 10,2}{1,14} = 1940 < 2000.$$

Пример 7. Произвести гидравлический расчет трубопровода для слива цистерны ($D_1 = 2,8 \text{ м}$; $L_1 = 10,0 \text{ м}$) с нефтепродуктом вязкостью $\nu = 0,40 \text{ м}^2/\text{сек}$. Слив производится по схеме д. «Нулевой» резервуар имеет площадь сечения 30 м^2 . Постоянный добавочный напор $H = 2,4 \text{ м}$. Из резервуара одновременно со сливом производится откачка нефтепродукта с $q = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$. Заданное время слива $\tau = 1,5 \text{ ч}$. Длина трубопровода $l = 40 \text{ м}$; местные сопротивления: сливной прибор, плавный переход, три угольника, задвижка.

Решение. 1. Определим высоту нефтепродукта в «нулевом» резервуаре в конце слива $z_{2\text{к}}$:

$$F_1 = \frac{\pi L_1 D_1}{4} = \frac{3,14 \cdot 10 \cdot 2,8}{4} = 22 \text{ м}^2;$$

$$b_1 = \frac{q}{F_2} = \frac{25}{3600 \cdot 30} = 0,000234 \text{ м/сек}.$$

По формуле (3.226)

$$z_{2\text{к}} = \frac{\frac{3,14 \cdot 2,8^2 \cdot 10}{4} - \frac{25}{3600} \cdot 1,5 \cdot 60 \cdot 60}{30} = 0,79 \text{ м}.$$

2. Определим значение комплекса μf :

$$a = 1 + \frac{\pi L_1 D_1}{4 F_2} = 1 + \frac{3,14 \cdot 10 \cdot 2,8}{4 \cdot 30} = 1,733;$$

$$b = H + D_1 = 2,4 + 2,8 = 5,2 \text{ м};$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_1}{b}} = \sqrt{\frac{1,733 \cdot 2,8}{5,2}} = 0,966; \quad k_c = 1,04.$$

По формуле (3.21)

$$1,5 \cdot 60 \cdot 60 = \frac{2}{a_1 \cdot 1,05} \left(\sqrt{2,4 + 2,8} - \sqrt{2,4 - 0,79} + \right. \\ \left. + \frac{0,000234}{a_1} \ln \frac{a_1 \sqrt{2,4 + 2,8} - 0,000234}{a_1 \sqrt{2,4 - 0,79} - 0,000234} \right).$$

Методом последовательных приближений находим $a_1 = 0,00050$.
По формуле (3.22)

$$\mu f = \frac{0,00050}{\sqrt{2 \cdot 9,81} \left(\frac{1}{22} + \frac{1}{30} \right)} = 0,00143.$$

3. Определим режим истечения нефтепродукта:

$$Q_{\text{ср}} = \frac{\pi D_1^2 L_1}{4 \tau} = \frac{3,14 \cdot 2,8^2 \cdot 10}{4 \cdot 1,5 \cdot 60 \cdot 60} = 0,0114 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Задаемся диаметром трубопровода $d = 102 \text{ мм}$ ($f = 0,00816 \text{ м}^2$).
Тогда средняя скорость истечения

$$w_{\text{ср}} = \frac{Q_{\text{ср}}}{f} = \frac{0,0114}{0,00816} = 1,4 \text{ м/сек};$$

средний параметр Рейнольдса

$$\text{Re}_{\text{ср}} = \frac{w_{\text{ср}} d}{\nu} = \frac{140 \cdot 10,2}{0,4} = 3560 > 2000.$$

4. Проверим правильность выбора диаметра трубопровода:

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{3560}} = 0,041; \quad \sum \zeta = (0,50 + 0,26 + 1,32 \cdot 3 + 0,15 + 1,0) = 5,87.$$

По формуле (3.3)

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{0,041 \frac{40}{0,102} + 5,87}} = 0,214.$$

Комплекс $\mu f = 0,214 \cdot 0,00816 = 0,00174 > 0,00143$, т. е. диаметр трубопровода выбран так, что фактическое время слива меньше заданного.

Расчет по формулам (3.21) и (3.22) при $\mu_f = 0,00174$; $a_1 = 0,000607$ показывает, что это время равно 4500 сек, или 1,25 ч.

5. Определим максимальную высоту нефтепродукта в «нулевом» резервуаре $z_2 \max$:

$$Q_k = 0,00174 \sqrt{2 \cdot 9,81 (2,4 - 0,79)} = 0,00975 \text{ м}^3/\text{сек} = 35 \text{ м}^3/\text{ч} > 25.$$

Тогда $\tau_1 = 4500 \text{ сек.}$

По формуле (3.23)

$$z_{\max} = \frac{22 (2,4 + 2,8) - \frac{22 \cdot 25^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,00174^2 \cdot 3600^2} - \frac{25}{3600} \cdot 4500}{22 + 30} = 1,25 \text{ м.}$$

Пример 8. Произвести расчет лотков, желоба и отводной трубы, присоединенной к середине желоба, если одновременно сливается 8 цистерн с мазутом вязкостью $10 \text{ см}^2/\text{сек.}$ Максимальный расход нефтепродукта из цистерны $q = 0,20 \text{ м}^3/\text{сек.}$ Уклон лотка $i_d = 0,2$; уклон желоба $i_{\text{ж}} = 0,01$; длина отводной трубы $25,0 \text{ м.}$ $\Delta z = 0,7 \text{ м.}$

Р е ш е н и е. 1. Определим сечение лотка.

Принимаем $\frac{h}{a} = 0,5$, тогда $\varphi\left(\frac{h}{a}\right) = 0,0176$.

По формуле (3.26)

$$a = \sqrt[4]{\frac{qv}{\varphi\left(\frac{h}{a}\right) g i}} = \sqrt[4]{\frac{0,2 \cdot 10 \cdot 10^{-4}}{0,0176 \cdot 9,81 \cdot 0,2}} = 0,275 \text{ м};$$

$$h = 0,5 \cdot 0,275 = 0,14 \text{ м.}$$

$$\text{Гидравлический радиус } \rho = \frac{F}{p} = \frac{0,275 \cdot 0,14}{0,275 + 0,14 \cdot 2} = 0,069.$$

$$\text{Параметр Рейнольдса } Re = \frac{q}{\pi \rho v} = \frac{0,2}{3,14 \cdot 0,069 \cdot 10 \cdot 10^{-4}} = 925 < 2000.$$

Режим течения ламинарный.

2. Определим сечение желоба. Величина

$$Q = \frac{1}{2} N q = \frac{1}{2} \cdot 8 \cdot 0,2 = 0,8 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Принимаем $\frac{h}{a} = 3$, тогда $\varphi\left(\frac{h}{a}\right) = 0,224$.

По формуле (3.26)

$$a = \sqrt[4]{\frac{0,8 \cdot 10 \cdot 10^{-4}}{0,224 \cdot 9,81 \cdot 0,01}} = 0,44 \text{ м}; \quad h = 3 \cdot 0,44 = 1,32 \text{ м};$$

$$\rho = \frac{F}{p} = \frac{0,44 \cdot 1,32}{0,44 + 1,32 \cdot 2} = 0,188;$$

$$Re = \frac{Q}{\pi \rho v} = \frac{0,8}{3,14 \cdot 0,188 \cdot 10 \cdot 10^{-4}} = 1360 < 2000.$$

3. Определим диаметр отводной трубы, полагая режим течения ламинарным $\left(\beta = \frac{128}{\pi g}; m = 1\right)$.

По формуле (3.30)

$$d_0 = \sqrt[4]{\frac{128}{3,14 \cdot 9,81} \cdot \frac{2 \cdot 0,8 \cdot 10 \cdot 10^{-4}}{0,7}} \cdot 25 = 0,7 \text{ м.}$$

Параметр Рейнольдса:

$$Re = \frac{4Q}{\pi d_0 v} = \frac{4 \cdot 0,8}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 10 \cdot 10^{-4}} = 1460 < 2000.$$

§ 2. Самотечный налив нефтепродуктов в железнодорожные цистерны

На рис. 6 и 8 (см. табл. 13) представлены принципиальные схемы самотечного налива нефтепродуктов в железнодорожные цистерны. Приведенные в настоящей главе формулы (1, 2, 6, 7, 14—17) справедливы для расчета времени налива цистерн. Значения τ_0 , A , a , b , k и μ принимаются по таблице. Для наиболее распространенного случая налива цистерн из вертикального резервуара расчетные формулы (2) и (7) целесообразно упростить, подставив в них значения τ_0 , k и b .

Таким образом, для налива под уровень нефтепродукта в цистерне при турбулентном режиме течения

$$\tau_T = \frac{\pi L_2 D_2}{2k_c \mu f a \sqrt{2g}} \left(\sqrt{H + H_{взл}} - \sqrt{H + H_{взл} - a D_2} \right); \quad (3.31)$$

при ламинарном режиме течения

$$\tau_L = \frac{8\pi L_2 D_2}{k_c f g a} \left[\frac{\nu a}{q} \ln \frac{H + H_{взл}}{H + H_{взл} - a D_2} + \right. \\ \left. + 2\beta \sqrt{2g} \left(\sqrt{H + H_{взл}} - \sqrt{H + H_{взл} - a D_2} \right) \right], \quad (3.32)$$

где $H_{взл}$ — высота взлива нефтепродукта в резервуаре;
 F_2 — площадь зеркала нефтепродукта в резервуаре.

Для налива открытой струей при турбулентном режиме течения

$$\tau_T = \frac{2F_1}{\mu f \sqrt{2g}} \left[\sqrt{H + H_{взл}} - \sqrt{H + H_{взл} - (a-1) D_2} \right]; \quad (3.33)$$

при ламинарном режиме течения

$$\tau_1 = \frac{32F_1}{fg} \left[\frac{\alpha v}{d} \ln \frac{H + H_{взл}}{H + H_{взл} - (a-1)D_2} + \right. \\ \left. + 2\beta \sqrt{2g} (\sqrt{H + H_{взл}} - \sqrt{H + H_{взл} - (a-1)D_2}) \right]. \quad (3.34)$$

Коэффициент расхода наливной коммуникации определяется в каждом случае с учетом особенностей коммуникации.

Пример 1. Определить время налива цистерны диаметром $D_2 = 2,8$ м и длиной $L_2 = 10$ м нефтепродуктом вязкостью $\nu = 0,25$ см²/сек из резервуара высотой $H_p = 8,2$ м и с площадью зеркала нефтепродукта $F_1 = 90$ м². Разность уровней отпусчного отверстия резервуара и нижней образующей котла цистерны $H = 3,3$ м. Трубопровод диаметром $d = 150$ мм и длиной $l = 120$ м. Арматура трубопровода — две задвижки, четыре колена. Налив — под уровень жидкости в цистерне.

Решение. 1. Максимальный взлив в резервуаре.

В рассматриваемом случае налив начинается при разности уровней

$$H + H_p = 3,3 + 8,2 = 11,5 \text{ м.}$$

Полагая, что режим истечения будет турбулентным, по табл. 13 найдем:

$$\sum \zeta = 0,5 + 0,15 \cdot 2 + 0,23 \cdot 4 + 1,0 = 2,72.$$

Коэффициент расхода

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}} = \frac{1}{\sqrt{0,029 \frac{120}{0,15} + 2,72}} = 0,197;$$

$$a = 1 + \frac{\pi L_2 D_2}{4 F_1} = 1 + \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{4 \cdot 90} = 1,244.$$

Начальная скорость истечения

$$w_n = \mu \sqrt{2g(H + H_p)} = 0,197 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 11,5} = 2,96 \text{ м/сек};$$

конечная скорость истечения:

$$w_k = \mu \sqrt{2g(H + H_p - aD_2)} = 0,197 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 11,5 - 2,8 \cdot 1,244} = \\ = 2,47 \text{ м/сек.}$$

Соответственно

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{296 \cdot 15}{0,25} = 17\,750; \quad \lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{17\,750}} = 0,0280;$$

$$Re_k = 14\,800; \quad \lambda_k = 0,029;$$

$$b = H + H_p = 11,5 \text{ м}, \quad f = 0,01765 \text{ м}^2;$$

$$\tau_0 = \frac{4L_2 D_2 \sqrt{b}}{3\mu f a \sqrt{2g}} = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{11,5}}{3 \cdot 0,197 \cdot 0,01765 \cdot 1,244 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 6600 \text{ сек.}$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_2}{b}} = \sqrt{\frac{1,244 \cdot 2,8}{11,5}} = 0,550; \quad \sin \alpha = 0,550; \quad \alpha = 33^\circ 20';$$

$$F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,716; \quad E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,443.$$

Время налива по формуле (3.1)

$$\tau_r = 6600 \left[\left(\frac{2}{0,55^2} - 1 \right) 1,443 - \left(\frac{2}{0,55^2} - 2 \right) 1,716 \right] = 1320 \text{ сек}$$

или по формуле (3.31) при $k_0 = 1,0$

$$\begin{aligned} \tau_r &= \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{2 \cdot 1,0 \cdot 0,197 \cdot 0,01765 \cdot 1,244 \sqrt{2 \cdot 9,81}} (\sqrt{11,5} - \\ &\quad - \sqrt{11,5 - 1,244 \cdot 2,8}) = 1320 \text{ сек.} \end{aligned}$$

2. Минимальный взлив в резервуаре.

Минимальный взлив нефтепродукта соответствует случаю, когда над уровнем отпускового отверстия находится объем нефтепродукта, равный объему наливаемой цистерны. При этом $H_{взл} = (a - 1) D_2 = (1,244 - 1) 2,8 = 0,683$. Коэффициент расхода:

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi}} = \frac{1}{\sqrt{0,037 \frac{120}{0,15} + 2,72}} = 0,177.$$

Скорость истечения

$$w_n = \mu \sqrt{2g(H + H_{взл})} = 0,177 \sqrt{2 \cdot 9,81(3,3 + 0,683)} = 1,56 \text{ м/сек.}$$

$$w_k = \mu \sqrt{2g(H - D_2)} = 0,177 \sqrt{2 \cdot 9,8(3,3 - 2,8)} = 0,55 \text{ м/сек.}$$

Соответственно

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{156 \cdot 15}{0,25} = 9350; \quad \lambda_n = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{9350}} = 0,032;$$

$$Re_k = 3300; \quad \lambda_k = 0,042; \quad \lambda_{cp} = 0,037;$$

$$b = H + H_{взл} = 3,3 + 0,683 = 3,983;$$

$$\tau_0 = \frac{4 \cdot 10,0 \cdot 2,8 \sqrt{3,983}}{3 \cdot 0,177 \cdot 0,01765 \cdot 1,244 \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 4320 \text{ сек.}$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_2}{b}} = \sqrt{\frac{1,244 \cdot 2,8}{3,983}} = 0,935; \quad \sin \alpha = 0,935; \quad \alpha = 69^\circ 10';$$

$$F\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 2,470; \quad E\left(k; \frac{\pi}{2}\right) = 1,127.$$

Время налива по формуле (3.1)

$$\tau_r = 4320 \left[\left(\frac{2}{0,935^2} - 1 \right) 1,127 - \left(\frac{2}{0,935^2} - 2 \right) \cdot 2,47 \right] = 3200 \text{ сек}$$

или по формуле (3.31) при $k_c = 1,03$

$$\tau_r = \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{2 \cdot 1,03 \cdot 0,177 \cdot 0,01765 \cdot 1,244 \sqrt{2 \cdot 9,81}} \times \\ \times (\sqrt{3,983} - \sqrt{3,983 - 1,244 \cdot 2,8}) = 3200 \text{ сек.}$$

Пример 2. Определить время налива нефтепродукта для условий примера 1 при минимальном разливе, если вязкость нефтепродукта $\nu = 1,15 \text{ см}^2/\text{сек}$ и разность отметок H при наливке под уровень нефтепродукта составляет 3,3 м.

Решение. Полагая, что режим истечения будет ламинарным, по табл. 14 найдем:

$$\sum \xi = 0,75 + 0,19 \cdot 2 + 0,27 \cdot 4 + 1,77 = 3,98.$$

Коэффициент расхода при $Re = 2000$

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi}} = \frac{1}{\sqrt{\frac{64}{2000} \cdot \frac{120}{0,15} + 3,98}} = 0,184.$$

Скорость истечения в начале слива

$$w_n = \mu \sqrt{2gH} = 0,184 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 3,3} = 1,48 \text{ м/сек};$$

$$Re_n = \frac{w_n d}{\nu} = \frac{148 \cdot 15}{1,15} = 1930,$$

т. е. режим ламинарный.

$$\alpha = \frac{l}{d} = \frac{120}{0,15} = 800; \quad Re_r = \frac{Re}{\mu} = \frac{2000}{1,184} = 10900;$$

$$\beta = \frac{\sum \xi}{\lambda Re_r} = \frac{3,98}{\frac{64}{2000} \cdot 10900} = 0,0115.$$

Определим время налива по формуле (3.6):

$$A = \frac{256 L_2 D_2}{\pi g \alpha d^2} = \frac{256 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{3,14 \cdot 9,81 \cdot 1,244 \cdot 0,15^2} = 8300;$$

$$\tau_r = 8300 \left\{ \frac{3,14 \cdot 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot 800}{0,15} \left[\frac{2 - 0,935^2}{2 \cdot 0,935^2} - \frac{\sqrt{1 - 0,935^2}}{0,935^2} \right] + \right. \\ \left. + \frac{2 \cdot 0,0115 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 3,983}}{3} \left[\left(\frac{2}{0,935^2} - 1 \right) 1,127 - \left(\frac{2}{0,935^2} - 2 \right) 2,47 \right] \right\} = 4300 \text{ сек.}$$

По упрощенной формуле (3.32)

$$\tau_1 = \frac{8 \cdot 3,14 \cdot 10 \cdot 2,8}{1,03 \cdot 0,01765 \cdot 9,81 \cdot 1,244} \left[\frac{800 \cdot 1,15 \cdot 10^{-4}}{0,15} \times \right. \\ \times \ln \frac{3,3 + 0,683}{3,3 + 0,683 - 2,8 \cdot 1,244} + 2 \cdot 0,0115 \sqrt{2 \cdot 9,81} (\sqrt{3,3 + 0,683} - \\ \left. - \sqrt{3,3 + 0,683 - 2,8 \cdot 1,244}) \right] = 4300 \text{ сек.}$$

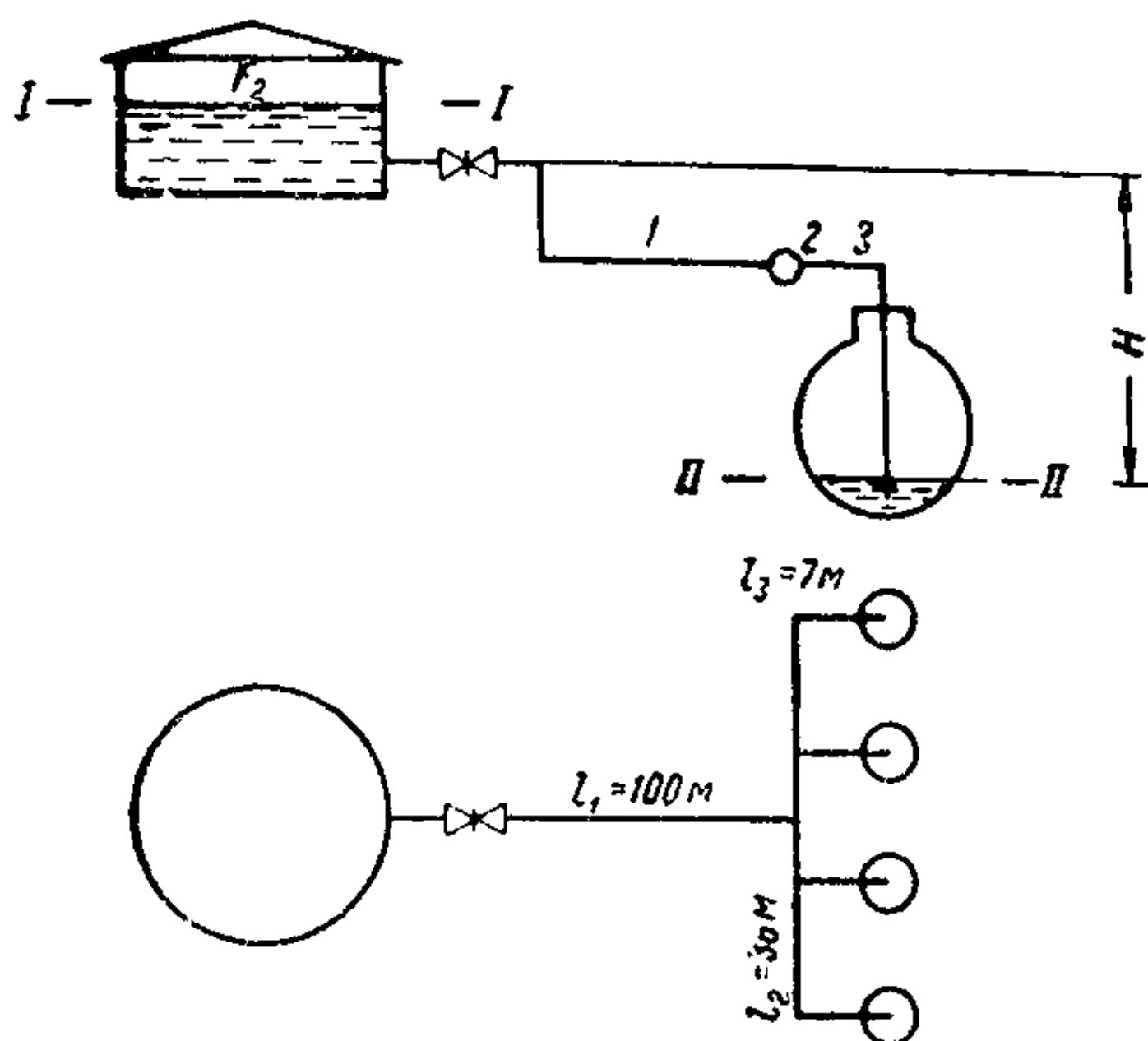


Рис. 8. Расчетная схема наливной коммуникации.

Пример 3. Произвести расчет наливной коммуникации (рис. 8) для налива маршрута из четырех цистерн ($D_2 = 2,8 \text{ м}$ и $L_2 = 10,0 \text{ м}$). Разность уровней $H = 7,0 \text{ м}$, площадь сечения резервуара $F_1 = 150 \text{ м}^2$. Вязкость нефтепродукта $\nu = 0,25 \text{ см}^2/\text{сек}$, время налива $t = 1,5 \text{ ч}$.

Решение. Предположим, что режим течения в трубопроводе будет турбулентным. Тогда для расчета коммуникации используем упрощенную формулу (3.3). В нашем случае:

$$\tau_1 = 1,5 \cdot 3600 = 5400 \text{ сек.}$$

$$a = 1 + 4 \frac{\pi L_2 D_2}{4 F_1} = \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{150} = 1,585;$$

$$H_{\text{в.с.т.}} = (a - 1) D_2 = 0,585 \cdot 2,8 = 1,64 \text{ м}; \quad b = 7,0 + 1,64 = 8,64 \text{ м};$$

$$k = \sqrt{\frac{a D_2}{b}} = \sqrt{\frac{1,585 \cdot 2,8}{8,64}} = 0,717; \quad k_v = 1,003.$$

Принимая диаметр наливной трубы 3 $d_3 = 0,102$ м, получим площадь сечения трубы $f = 0,00816$ м².
По формуле (3.31):

$$5400 = \frac{3,14 \cdot 10,0 \cdot 2,8}{2 \cdot 1,003 \mu 0,00816 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 1,585}} (7,0 + 1,64 - \sqrt{7,0 + 1,64 - 2,8 \cdot 1,585}),$$

откуда $\mu = 0,126$.

Найдем уравнение связи коэффициента расхода μ с размерами подводящей трубы 1, коллектора 2 и наливной трубы 3. Составим уравнение Бернулли для двух сечений I и II:

$$H + H_{взл} + \frac{w_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho} = \frac{p_2}{\rho} + \frac{w_2^2}{2g} + \lambda_1 \frac{l_{1пр}}{d_1} \cdot \frac{w_1^2}{2g} + k\lambda_2 \frac{l_{2пр}}{2d_2} \frac{w_2^2}{2g} + \lambda_3 \frac{l_{3пр}}{d_3} \frac{w_3^2}{2g}.$$

Коэффициент k для трубы с переменным расходом (коллектора) при турбулентном режиме равен $1/3$. Пренебрегая величиной $\frac{w_1^2}{2g}$ вследствие ее малости и учитывая, что $p_1 = p_2 = p_3$ и $w_1 = w_2 = w_3$, получаем:

$$2g(H + H_{взл}) = w_3^2 + \lambda_1 \frac{l_{1пр}}{d_1} w_1^2 + \frac{1}{6} \lambda_2 \frac{l_{2пр}}{d_2} w_2^2 + \lambda_3 \frac{l_{3пр}}{d_3} w_3^2.$$

Из условия неразрывности струи можно записать:

$$\frac{\pi d_3^2}{4} N w_3 = \frac{\pi d_1^2}{4} w_1 \quad \text{и} \quad \frac{\pi d_3^2}{4} \cdot \frac{N}{2} w_3 = \frac{\pi d_2^2}{4} w_2,$$

где N — число наливаемых цистерн. Отсюда

$$w_1 = N \left(\frac{d_3}{d_1} \right)^2 w_3 \quad \text{и} \quad w_2 = \frac{N}{2} \left(\frac{d_3}{d_2} \right)^2 w_3.$$

Подставляя значения w_1 и w_2 в основное уравнение, находим:

$$2g(H + H_{взл}) = w_3^2 + \lambda_1 \frac{l_{1пр}}{d_1} N^2 \left(\frac{d_3}{d_1} \right)^4 w_3^2 + \frac{1}{6} \lambda_2 \frac{l_{2пр}}{d_2} \cdot \frac{N^2}{4} \left(\frac{d_3}{d_2} \right)^4 w_3^2 + \lambda_3 \frac{l_{3пр}}{d_3} w_3^2,$$

откуда

$$w_3 = \frac{\sqrt{2g(H + H_{взл})}}{\sqrt{1 + \lambda_1 \frac{l_{1пр}}{d_1} N^2 \left(\frac{d_3}{d_1} \right)^4 + \frac{\lambda_2}{24} \frac{l_{2пр}}{d_2} N^2 \left(\frac{d_3}{d_2} \right)^4 + \lambda_3 \frac{l_{3пр}}{d_3}}} = \mu \sqrt{2g(H + H_{взл})}.$$

Таким образом,

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{1 + \lambda_1 \frac{l_{1np}}{d_1} N^2 \left(\frac{d_3}{d_1}\right)^4 + \frac{1}{24} \lambda_2 \frac{l_{2np}}{d_2} N^2 \left(\frac{d_3}{d_2}\right)^4 + \lambda_3 \frac{l_{3np}}{d_3}}}$$

По табл. 13 находим для трубопровода 3:

$$\sum \xi = 0,15 + 1,32 + 1,0 = 2,47.$$

Принимаем $d_3 = 0,102$ м и $\lambda_3 = 0,037$. Тогда средний расход через наливную трубу, исходя из времени налива цистерны:

$$Q_3 = \frac{\pi D_2^2 L}{4 \cdot 5400} = \frac{3,14 \cdot 2,8^2 \cdot 10,0}{4 \cdot 5400} = 0,0114 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Средняя скорость истечения через наливную трубу

$$w_3 = \frac{4Q_3}{\pi d_3^2} = \frac{4 \cdot 0,0114}{3,14 \cdot 0,102^2} = 1,40 \text{ м/сек.}$$

Число Рейнольдса

$$Re_3 = \frac{w_3 d_3}{\nu} = \frac{140 \cdot 10,2}{0,25} = 5700,$$

т. е. течение турбулентное;

$$\lambda_3 = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{5700}} = 0,037.$$

Принимаем далее $d_1 = d_2 = d$ и $\lambda_1 = \lambda_2 = 0,030$ и подставляем известные величины в формулу коэффициента расхода μ . Для упрощения решения местными сопротивлениями трубопроводов 1 и 2 пренебрегаем:

$$0,126 = \frac{1}{\sqrt{1 + 0,030 \cdot \frac{100}{d} \cdot 4^2 \left(\frac{0,102}{d}\right)^4 + \frac{1}{24} \cdot 0,030 \cdot \frac{36}{d} \times \dots \times \frac{1}{\sqrt{4^2 \left(\frac{0,102}{d}\right)^4 + \left(0,037 \cdot \frac{7}{0,102} + 2,47\right)}}}$$

Отсюда $d = 0,156$ м.

Проверим принятое значение $\lambda_1 = 0,030$:

$$Q_1 = 4 \cdot Q_2 = 4 \cdot 0,0114 = 0,0456 \text{ м}^3/\text{сек};$$

$$w_1 = \frac{4 \cdot 0,0456}{3,14 \cdot 0,156^2} = 2,38 \text{ м/сек}; \quad Re_1 = \frac{238 \cdot 15,6}{0,25} = 14800;$$

$$\lambda_1 = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{14800}} = 0,029 \approx 0,030.$$

Таким образом, по расчету получаем $d_1 = 0,156$ м, $d_2 = 0,156$ м и $d_3 = 0,102$ м.

§ 3. Слив и налив нефтепродуктов насосами

Выбор насосно-силового оборудования для слива — налива нефтепродуктов производится на основании гидравлического расчета коммуникации. При этом определяются диаметры трубопроводов и потери на трение в трубах. Для всасывающих трубопроводов, кроме того, обязательна проверка на устойчивость всасывания.

Гидравлическому расчету предшествует составление технологической схемы коммуникаций, обеспечивающей проведение операций по сливу, наливу, внутрибазовых перекачек. Технологическая схема должна обеспечивать проведение операций с несколькими видами и сортами нефтепродуктов, заданную одновременность проведения операций, а также определенную взаимозаменяемость насосов.

Технологическая схема, нанесенная на генеральный план нефтебазы, дает основные исходные данные для гидравлического расчета трубопроводов (длину, количество и характер местных сопротивлений, разность геодезических отметок).

По заданной производительности трубопровода производится выбор его диаметра по формуле

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w}}. \quad (3.35)$$

Расчетный диаметр трубопровода уточняется по сортаменту труб, выпускаемых промышленностью.

Средняя скорость нефтепродукта выбирается по табл. 18.

Таблица 18

Кинематическая вязкость нефтепродукта, см ² /сек	Средняя скорость, м/сек		Кинематическая вязкость нефтепродукта, см ² /сек	Средняя скорость, м/сек	
	для всасывания	для нагнетания		для всасывания	для нагнетания
0,010—0,114	1,5	2,5	0,740—1,482	1,0	1,2
0,114—0,284	1,3	2,0	1,482—4,446	1,0	1,1
0,284—0,740	1,2	1,5	4,446—8,892	0,8	1,0

Следует отметить, что рекомендуемые в табл. 18 скорости должны рассматриваться как ориентировочные.

Часто нагнетательные трубопроводы работают при средних скоростях движения жидкости, намного превышающих указанные в таблице. Например, скорости жидкости в наливных стояках иногда достигают 6—7 м/сек.

Потери на трение в трубопроводах определяются по формулам гл. 1.

На основании гидравлического расчета трубопровода по известным методам строится характеристика $Q-H$ трубопровода. Наложение характеристики $Q-H$ соответствующего насоса на характеристику трубопровода даст точку пересечения, которая определяет параметры (производительность, активный напор) системы насос — трубопровод. По этим параметрам определяется мощность двигателя (формула 1.24).

При выборе центробежных насосов необходимо, чтобы точка пересечения характеристик насоса и трубопровода лежала в области высоких к. п. д. насоса. Эта область на характеристике насоса ограничена специальными знаками (см. рис. 11).

Когда насос предназначен для перекачки нескольких нефтепродуктов, гидравлический расчет следует производить по наиболее вязкому из них.

Расчет всасывающего трубопровода на устойчивость всасывания сводится к проверке выполнения условий для каждой точки трубопровода:

$$\frac{p}{\rho} = \frac{p_a}{\rho} - \Delta z - \sum h > \frac{p_y}{\rho} \quad \text{и} \quad H_{вс} \geq \Delta z + \sum h + \frac{p_y}{\rho}. \quad (3.36)$$

Здесь p — остаточное давление в рассматриваемой точке трубопровода; p_a — атмосферное давление; p_y — упругость паров нефтепродукта при температуре перекачки; Δz — разность геодезических отметок рассматриваемой точки коммуникации и днища резервуара, из которого производится перекачка; $H_{вс}$ — паспортная высота всасывания насоса; $\sum h$ — потери напора во всасывающем трубопроводе до рассматриваемой точки; ρ — плотность нефтепродукта.

При невыполнении указанных условий во избежание образования газовых мешков следует:

- увеличить диаметр трубопровода;
- уменьшить длину трубопровода;
- уменьшить разность геодезических отметок Δz ;

изменить профиль трубопровода на возвышенных участках таким образом, чтобы линия упругости паров нефтепродукта на графике остаточных напоров не пересекала трубопровод.

Построение графика остаточных напоров во всасывающем трубопроводе показано в примере 4.

Расчет всасывающего трубопровода на устойчивость всасывания производится по наиболее неблагоприятным условиям: нефтепродукт с наибольшей упругостью паров,

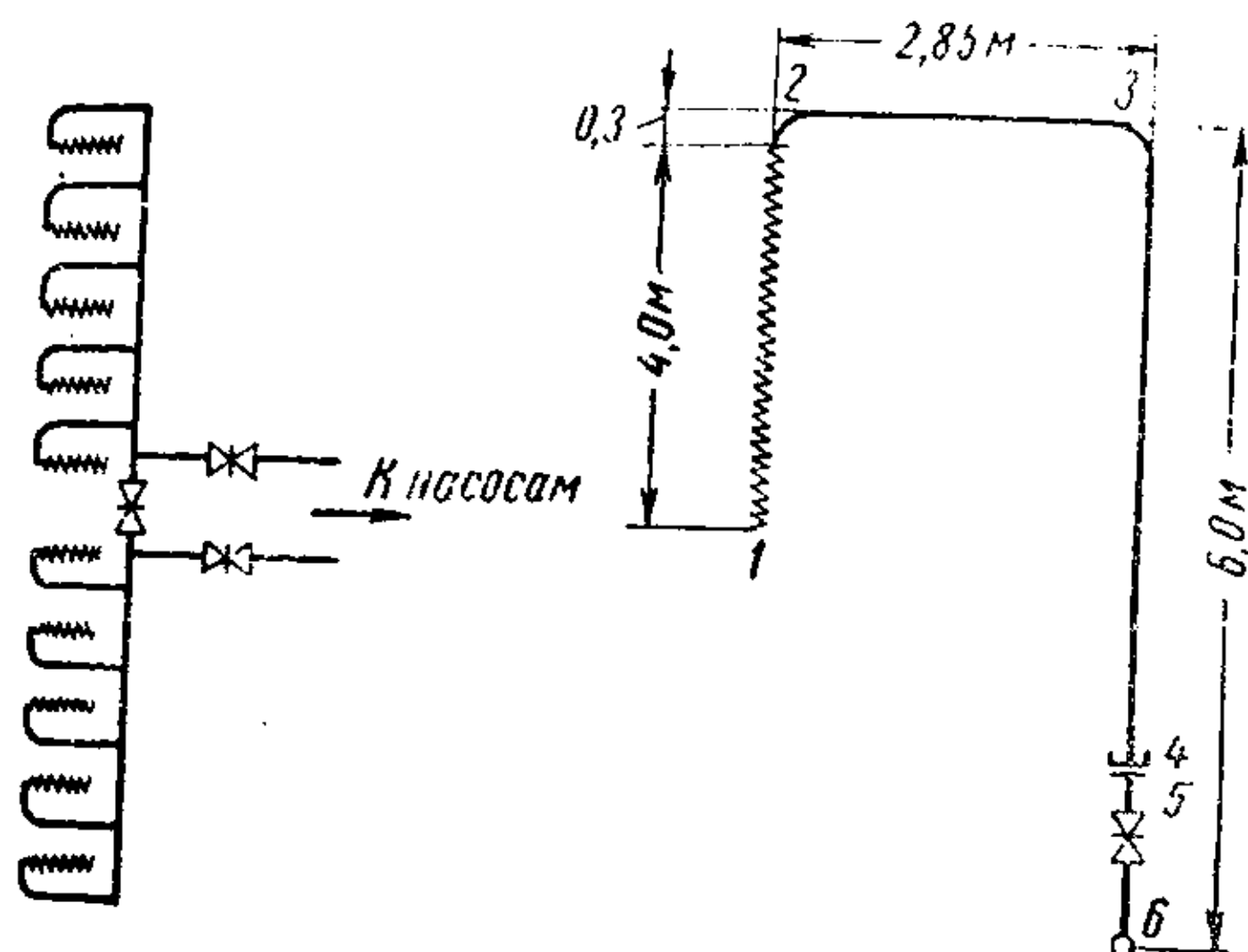


Рис. 9. Расчетная схема коллектора и сливной колонки.

максимальная температура в условиях перекачки, максимальная при данной схеме высота всасывания и минимальное атмосферное давление.

При гидравлическом расчете трубопроводов с изменяющимся по длине расходом (коллекторы у железнодорожных эстакад) в расчет вводится полный расход, но потеря напора уменьшается при ламинарном режиме в 2, а при турбулентном режиме — в 3 раза.

Пример 1. Произвести гидравлический расчет коллектора для слива маршрута из 10 цистерн с нефтепродуктом вязкостью $\nu = 0,05 \text{ см}^2/\text{сек}$ при $t = +5^\circ \text{ С}$. Время слива маршрута 1,5 ч. Расстояние между сливными стояками 12 м. Внутренний диаметр сливного стояка $d = 102 \text{ мм}$, коллектора $d_k = 207 \text{ мм}$ (рис. 9). Емкость цистерны 61 м^3 .

Решение. Расход нефтепродукта через стояк

$$q = \frac{61,0}{1,5} = 41 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,0114 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Средняя скорость жидкости

$$w_1 = \frac{4q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,0114}{3,14 \cdot 0,102^2} = 1,4 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w_1 d}{\nu} = \frac{140 \cdot 10,2}{0,5} = 28\,000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{\text{Re}}} = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{28\,000}} = 0,0246;$$

Потеря напора в шланге

$$h_1 = \lambda_{\text{ш}} \frac{l_{\text{ш}}}{d} \cdot \frac{w_1^2}{2g} = 0,1 \frac{4}{0,102} \cdot \frac{1,4^2}{2 \cdot 9,81} = 0,78 \text{ м.}$$

Геометрическая длина стояка

$$l = 0,3 + 2,85 + 6,0 = 9,15 \text{ м.}$$

По табл. 14 находим:

$$\sum \zeta = 1,0 + 0,23 \cdot 2 + 0,15 \cdot 2 + 0,32 = 2,08.$$

Приведенная длина стояка

$$l_{\text{пр}} = l + \frac{d}{\lambda} \sum \zeta = 9,15 + \frac{0,102}{0,0246} 2,08 = 17,8 \text{ м.}$$

Потеря напора в стояке

$$h_2 = 0,0246 \frac{17,8}{0,102} \cdot \frac{1,4^2}{2 \cdot 9,81} = 0,43 \text{ м.}$$

Расход нефтепродукта через одну половину коллектора

$$Q = 5q = 5 \cdot 0,0114 = 0,057 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Скорость жидкости при выходе из коллектора

$$w_2 = \frac{4Q}{\pi d_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 0,057}{3,14 \cdot 0,207^2} = 1,69 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w_2 d_{\text{к}}}{\nu} = \frac{169 \cdot 20,7}{0,05} = 70\,000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{70\,000}} = 0,0194.$$

Приведенная длина коллектора

$$l_{\text{пр}} = l + \frac{d}{\lambda} \sum \zeta = 12 \cdot 4 + 6 + \frac{0,207}{0,0194} \cdot 0,32 \cdot 5 = 71,1 \text{ м.}$$

Потеря напора в коллекторе, как в трубопроводе с переменным расходом:

$$h_3 = \frac{1}{3} \lambda \frac{l_{\text{пр}}}{d_k} \cdot \frac{w_2^2}{2g} = \frac{1}{3} \cdot 0,0194 \cdot \frac{71,1}{0,207} \cdot \frac{1,69^2}{2 \cdot 9,81} = 0,32 \text{ м.}$$

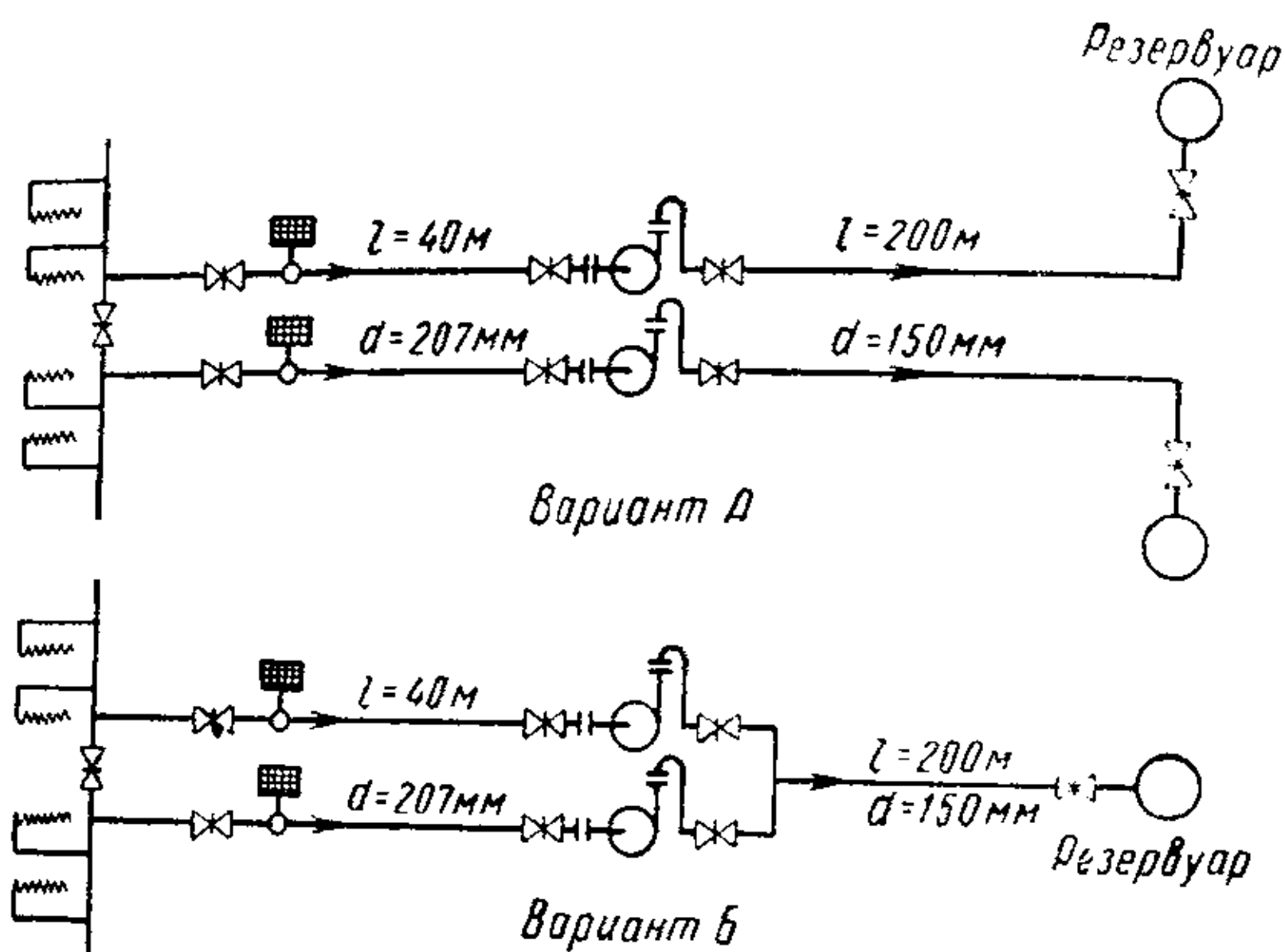


Рис. 10. Расчетные схемы трубопроводов.

Полная потеря напора определяется как сумма последовательных сопротивлений:

$$h_k = 0,78 + 0,43 + 0,32 = 1,53 \text{ м.}$$

Пример 2. Произвести гидравлический расчет и построить характеристики трубопроводов для варианта А схемы слива, изображенной на рис. 10. Число цистерн и схема коллектора — по примеру 1. Отметка дна резервуара, оси насоса и нижней образующей цистерны одинаковы. Вязкость нефтепродукта $\nu = 0,05 \text{ см}^2/\text{сек.}$

Решение. Приведенная длина всасывающего трубопровода

$$l_{\text{пр}} = l + \frac{d}{\lambda} \sum \zeta = 40,0 + \frac{0,207}{0,0194} (0,15 \cdot 2 + 1,70) = 61,4 \text{ м.}$$

Потеря напора во всасывающем трубопроводе ($\lambda = 0,0194$, как в примере 1)

$$h_4 = \lambda \frac{l_{\text{пр}}}{d} \frac{w_2^2}{2g} = 0,0194 \cdot \frac{61,4 \cdot 1,69^2}{0,207 \cdot 2 \cdot 9,81} = 0,83 \text{ м.}$$

Потеря напора в стоянке, коллекторе и всасывающем трубопроводе

$$h_{\text{вс}} = 1,53 + 0,83 = 2,36 \text{ м.}$$

Скорость жидкости в нагнетательном трубопроводе

$$w = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,057}{3,14 \cdot 0,15^2} = 3,22.$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w d}{\nu} = \frac{322 \cdot 15}{0,05} = 96\,600.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле Блазиуса

$$\lambda = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{\text{Re}}} = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{96\,600}} = 0,018.$$

Приведенная длина нагнетательного трубопровода

$$l_{\text{пр}} = l + \frac{d}{\lambda} \sum \zeta = 200 + \frac{0,15}{0,018} (0,15 \cdot 2 + 1,32) = 213,5 \text{ м};$$

Потеря напора в нагнетательном трубопроводе

$$h_{\text{н}} = \lambda \cdot \frac{l_{\text{пр}}}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,018 \cdot \frac{213,5}{0,15} \cdot \frac{3,22^2}{2 \cdot 9,81} = 13,5 \text{ м.}$$

Полное сопротивление трения в трубопроводе

$$h = h_{\text{вс}} + h_{\text{н}} = 2,36 + 13,5 = 15,86 \text{ м.}$$

Для построения характеристики трубопровода используем формулу Лейбензона (в области гидравлически гладких труб $m = 0,25$):

$$h = \beta \frac{Q^{2-m} \nu^m}{d^{5-m}} l = c_1 Q^{1,75}.$$

Подставляя в формулу известные значения $h = 15,86 \text{ м}$ и $Q = 41,5 = 205 \text{ м}^3/\text{ч}$, находим $c_1 = 0,00139$. Следовательно, кривая зависимости $Q - H$, где $H = h + \Delta z$ и $\Delta z = 0$ по условию, для всего трубопровода в области действия закона Блазиуса, описывается уравнением:

$$H = 0,00141 Q^{1,75}.$$

Аналогично для всасывающего трубопровода подстановка величины $h_{\text{вс}} = 2,36 \text{ м}$ и $Q = 205 \text{ м}^3/\text{ч}$ дает $c'_1 = 0,00021$, а для нагнетательного $h_{\text{н}} = 13,5 \text{ м}$ и $Q = 205 \text{ м}^3/\text{ч}$ $c''_1 = 0,00120$. Проверка дает $c'_1 + c''_1 = 0,00021 + 0,00120 = 0,00141 = c_1$.

Пример 3. Для схемы трубопроводов (рис. 10) варианта А подобрать центробежный насос. Определить производительность двух параллельно соединенных насосов в варианте Б. Подобрать двигатели к насосам и установить, как влияет высота резервуаров

($H_p = 11,5 \text{ м}$) на производительность перекачки. Разность геодезических отметок дна резервуара и цистерны $\Delta z = 10 \text{ м}$, плотность нефтепродукта $\rho = 0,83 \text{ т/м}^3$.

Решение.

Вариант А

Подбираем насос 5НДв с числом оборотов 2950 в минуту. Построим характеристику $Q - H$ насоса и трубопровода. Кривая $Q - H$ трубопровода на рис. 11 смещена вверх на разность отметок $\Delta z = 10 \text{ м}$. Точка пересечения 1 характеристик насоса и трубопровода указывает на производительность насоса $Q = 243 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напор $H = 31 \text{ м}$ при пустом резервуаре. Переносим кривую

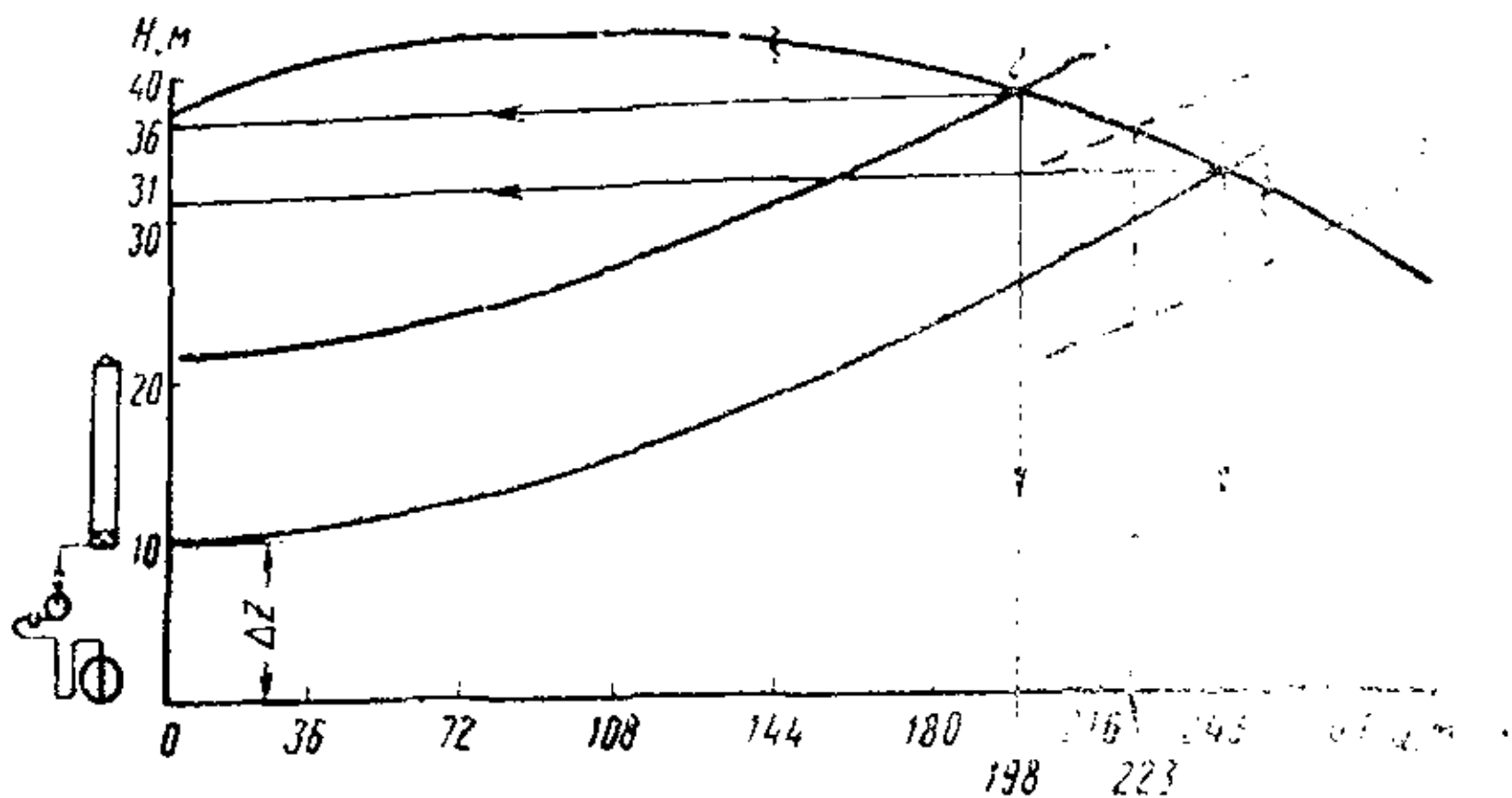


Рис. 11. Диаграмма совместной работы центробежного насоса и трубопровода.

$Q - H$ трубопровода вверх на высоту резервуара, получаем точку пересечения 2, указывающую на производительность насоса $Q = 198 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напор $H = 36 \text{ м}$ при заполненном резервуаре. Таким образом, в период заполнения резервуара производительность насоса изменяется в пределах $\frac{243 - 198}{242} \cdot 100 = 18,5\%$.

Принимая коэффициент запаса мощности $k_z = 1,10$, к. п. д. передачи $\eta_a = 1,0$ (непосредственное соединение), к. п. д. насоса $\eta = 0,70$ (по каталогу), определяем мощность двигателя:

$$N = \frac{QH\rho}{102\eta} k_z = \frac{243 \cdot 31 \cdot 830}{3600 \cdot 102 \cdot 0,70 \cdot 1,0} \cdot 1,1 = 27 \text{ кВт}.$$

Вариант Б

Принимаем те же насосы 5НДв. Сложение характеристик параллельно работающих насосов производим по горизонтали. В результате такого сложения единичных характеристик получаем суммарную характеристику I + II (рис. 12). Таким же образом складываем характеристики параллельно работающих всасывающих трубо-

проводов (кривая $1+2$)*. Характеристики последовательно работающих нагнетательного трубопровода 2 и всасывающего трубопровода складываются по вертикали. Полученная суммарная характеристика трубопровода $1+1+2$ пересекает суммарную характеристику насосов в точке $Q = 316 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $H = 39,5 \text{ м}$.

Перенесение кривой $1+1+2$ вверх на величину, соответствующую высоте резервуара, указывает на суммарную производительность насосов при заполненном резервуаре $Q = 249 \text{ м}^3/\text{ч}$.

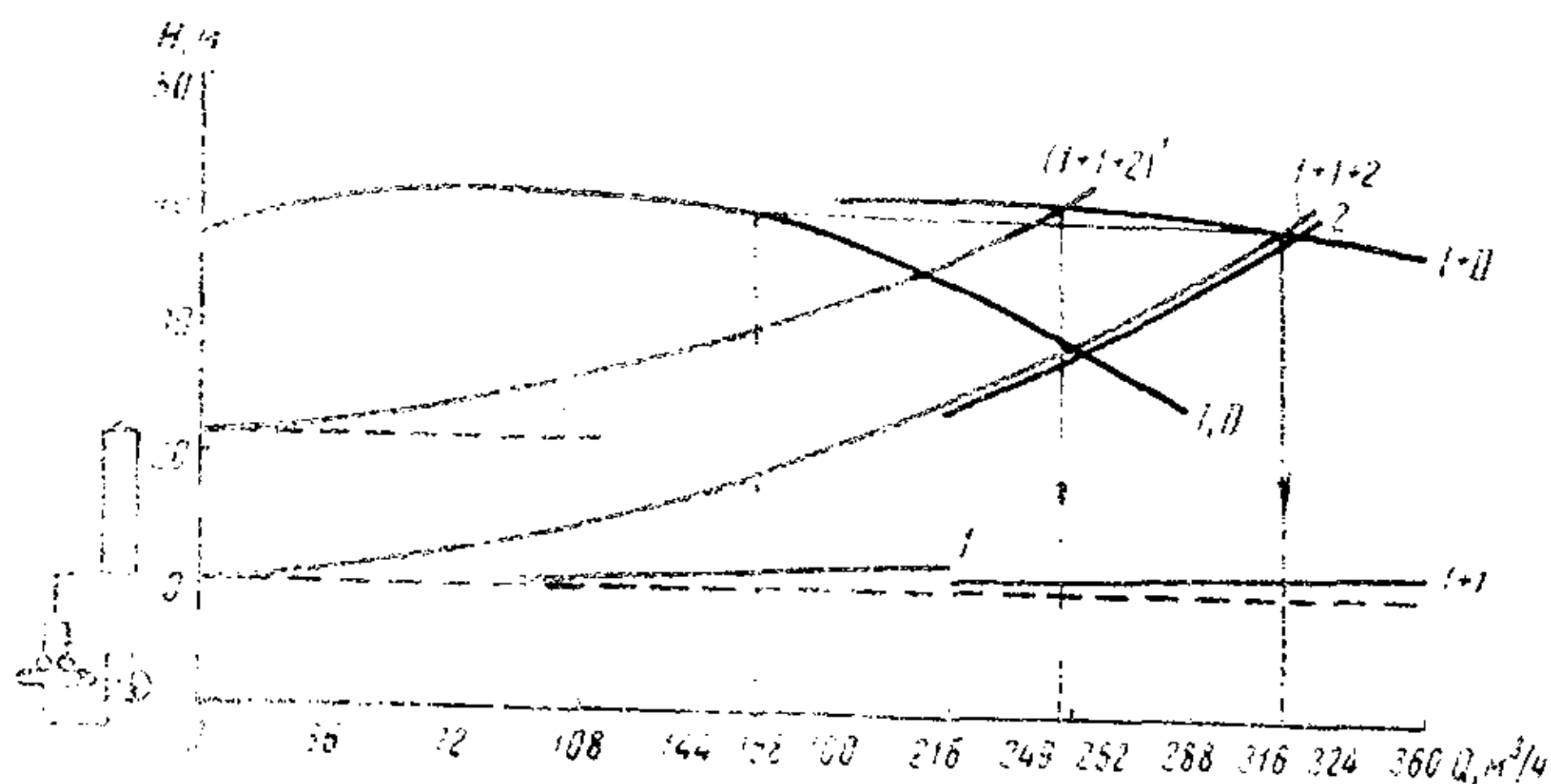


Рис. 12. Диаграмма совместной работы двух параллельно соединенных насосов и трубопровода.

Таким образом, в период заполнения резервуара производительность насосов изменяется на

$$\frac{316 - 249}{316} \cdot 100 = 22,4\%.$$

Мощность двигателя

$$N = \frac{QH\rho}{102\eta} \cdot k_s = \frac{316 \cdot \frac{1}{2} \cdot 39,5 \cdot 830}{3600 \cdot 102 \cdot 0,70 \cdot 1,0} \cdot 1,1 = 22 \text{ кВт}.$$

Примечание. В примере уравнение характеристики нагнетательного трубопровода $h_n = 0,00120Q^{1,75}$, справедливое для гидравтически гладких труб, распространено до производительности $Q = 316 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($Re = 149\,000 > 100\,000$), входящей в область смешанного трения. Это вносит в расчет в данном случае

* Если параллельно работающие насосы или трубопроводы имеют неодинаковые характеристики, то из характеристики каждого насоса следует вычесть (по вертикали) характеристику соответствующего ему параллельного трубопровода и полученные таким образом «фиктивные» характеристики насосов сложить (по горизонтали). Рабочая точка определится пересечением суммарной «фиктивной» характеристики насосов с суммарной характеристикой последовательно работающих трубопроводов.

несущественную ошибку, так как показатель степени при величине Q увеличивается незначительно.

Пример 4. Произвести поверочный расчет всасывающего трубопровода (рис. 9 и 10) на устойчивость всасывания автомобильного бензина при температуре 30°C . Кинематическая вязкость бензина при температуре перекачки $\nu = 0,0065 \text{ см}^2/\text{сек}$, упругость паров 400 мм рт. ст. , плотность $\rho = 0,715 \text{ т/м}^3$. Производительность насоса $200 \text{ м}^3/\text{ч}$. Минимальное атмосферное давление $p_a = 720 \text{ мм рт. ст.}$. Отметки днища цистерны и оси насоса одинаковы.

Решение. Расход нефтепродукта через один стояк

$$q = \frac{200}{5} = 40 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,0111 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Скорость нефтепродукта в стояке

$$w = \frac{4q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,0111}{3,14 \cdot 0,102^2} = 1,36 \text{ м/сек}.$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w d}{\nu} = \frac{136 \cdot 10,2}{0,0065} = 214\,000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле Н. И. Белокопя

$$\lambda = \frac{1}{(1,83 \lg \text{Re} - 1,70)^2} = \frac{1}{(1,83 \lg 214\,000 - 1,70)^2} = 0,0155.$$

Потеря напора на участке 1—2 (см. рис. 9)

$$h_{1-2} = \lambda_{\text{ш}} \frac{l_{\text{ш}}}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{w^2}{2g} = 0,1 \frac{4}{0,102} \cdot \frac{1,36^2}{2 \cdot 9,81} + \\ + \left(0,0155 \frac{0,3}{0,102} + 0,23 \right) \frac{1,36^2}{2 \cdot 9,81} = 0,4 \text{ м}.$$

Потеря напора на участке 2—3

$$h_{2-3} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{w^2}{2g} = \left(0,0155 \frac{2,85}{0,102} + 0,23 \right) \frac{1,36^2}{2 \cdot 9,81} = 0,1 \text{ м}.$$

Потеря напора на участке 3—4

$$h_{3-4} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{w^2}{2g} = \\ = \left(0,0155 \cdot \frac{6,0}{0,102} + 0,15 \cdot 2 + 0,32 \right) \frac{1,36^2}{2 \cdot 9,81} = 0,14 \text{ м}.$$

Расход нефтепродукта через одну половину коллектора

$$Q = 5q = 5 \cdot 0,0111 = 0,0555 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

Скорость жидкости при выходе из коллектора

$$w = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,0555}{3,14 \cdot 0,207^2} = 1,65 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса

$$Re = \frac{w d}{\nu} = \frac{165 \cdot 20,7}{0,0065} = 526 \ 000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = \frac{1}{(1,83 \lg Re - 1,70)^2} =$$

$$= \frac{1}{(1,83 \lg 526 \ 000 - 1,70)^2} =$$

$$= 0,0130.$$

Потери напора на участке 4—5 (в коллекторе)

$$h_{4-5} = \frac{1}{3} \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \frac{w^2}{2g} =$$

$$= \frac{1}{3} \left(0,013 \cdot \frac{54}{0,207} + 0,32 \cdot 5 \right) \times$$

$$\times \frac{1,65^2}{2 \cdot 9,81} = 0,23 \text{ м.}$$

Потери напора на участке 5—6 (во всасывающем трубопроводе)

$$h_{5-6} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \frac{w^2}{2g} =$$

$$= \left(0,013 \frac{40}{0,207} + 0,15 \cdot 2 + 1,70 \right) \frac{1,65^2}{2 \cdot 9,81} = 0,62 \text{ м.}$$

Построим график остаточных напоров. На чертеже коммуникации, выполненном в масштабе (рис. 13), наносим уровень минимального атмосферного давления H_a , отмеряя его от нижней образующей цистерны:

$$H_a = \frac{P_a \rho_{рт}}{\rho_6} = \frac{720 \cdot 13,6}{0,715 \cdot 1000} = 13,7 \text{ м бензинового столба.}$$

От уровня атмосферного давления откладываем вниз потери напора на участке 1—2 и получаем точку 2'. Ордината 2—2' представляет собой остаточный напор в точке 2. Аналогичным образом

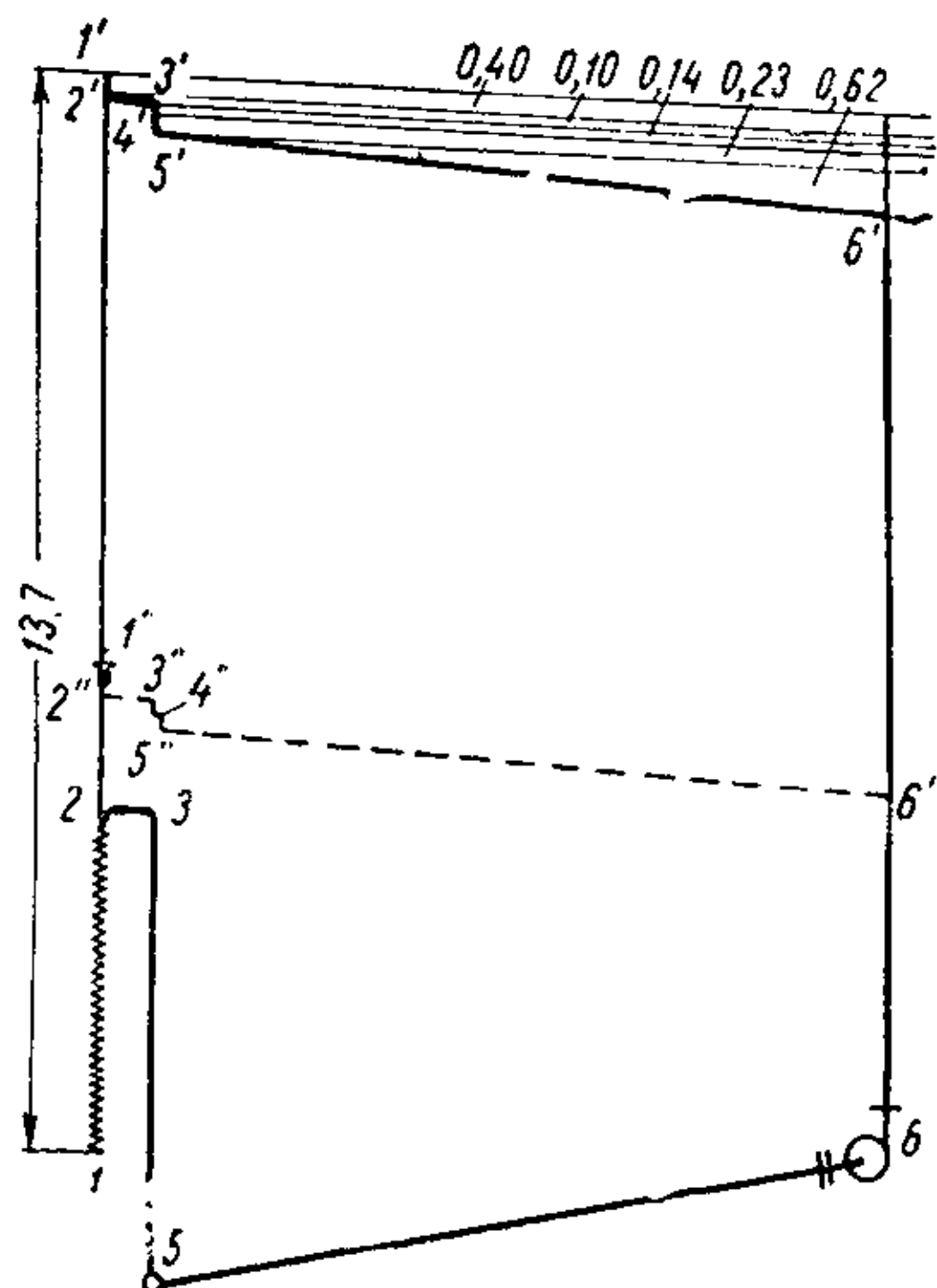


Рис. 13. График остаточных напоров всасывающего трубопровода.

получаем точки 3', 4', 5' и 6'. Ломаная 1'—2'—3'—4'—5'—6' есть график остаточных напоров для данной коммуникации. Выразим теперь упругость паров бензина в метрах бензинового столба:

$$H_3 = \frac{400 \cdot 13,6}{0,715 \cdot 1000} = 7,6 \text{ м бензинового столба.}$$

Параллельно линии остаточных напоров на расстоянии 7,6 м строим линию упругости пара.

Из полученного графика видно, что линия упругости пара нигде не пересекает коммуникацию, следовательно, во всей всасывающей линии не будет вскипания бензина. Наименее надежной точкой коммуникации, с точки зрения образования газовой пробки, является точка 3, где ордината 3—3" наименьшая.

§ 4. Слив нефтепродуктов с применением эжекторов

При перекачке нефтепродуктов насосами условия нормальной работы всасывающего трубопровода соблюдаются далеко не всегда. Перскачка нефтепродуктов с высокой упругостью паров в летнее время часто сопровождается образованием газовых пробок и срывом работы центробежных насосов или значительным сокращением производительности поршневых насосов.

Условия работы всасывающих трубопроводов резко улучшаются при применении погружных эжекторов (рис. 14), которые увеличивают подпор жидкости во всасывающем трубопроводе.

В зависимости от производительности установленных насосов, протяженности и диаметров трубопроводов, местных сопротивлений и разности отметок нижней образующей котла цистерны, насосов и резервуаров, применяются следующие основные схемы обвязки эжекторов (рис. 15).

Простейшей является схема I. Здесь необходимую производительность слива обеспечивает разность геодезических отметок цистерны и резервуара совместно с подпором, развиваемым эжектором. Роль насоса сводится к подаче рабочей жидкости на эжектор (подача насоса Q_p , напор — H_p). Эжектор в этом случае рассчитывают на заданную производительность слива Q_0 и напор H_0 , необходимый для подъема жидкости и преодоления гидравлических сопротивлений до высшей точки коммуникации. При этом следует проверить, является ли разность отметок высшей точки коммуникации и верхней кромки

резервуара, достаточной для обеспечения заданной производительности слива. В противном случае расчетный напор эжектора соответственно увеличивается.

Когда разность отметок не позволяет организовать самотечный слив или когда резервуар находится выше цистерны, применяется обвязка по схеме II. Здесь

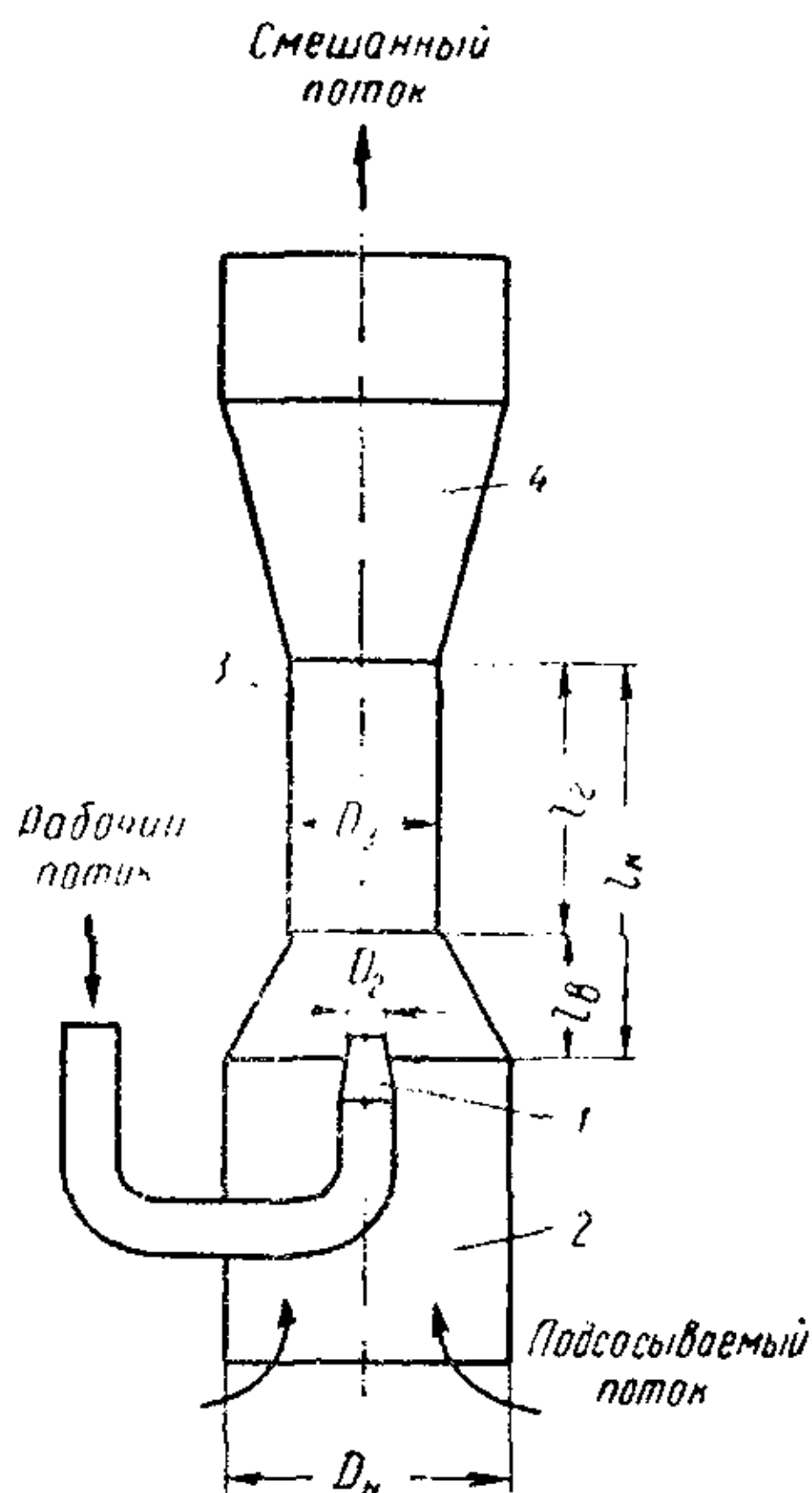


Рис. 14. Схема эжектора.

1 — сопло; 2 — приемная камера;
3 — камера смещения; 4 — диффузор.

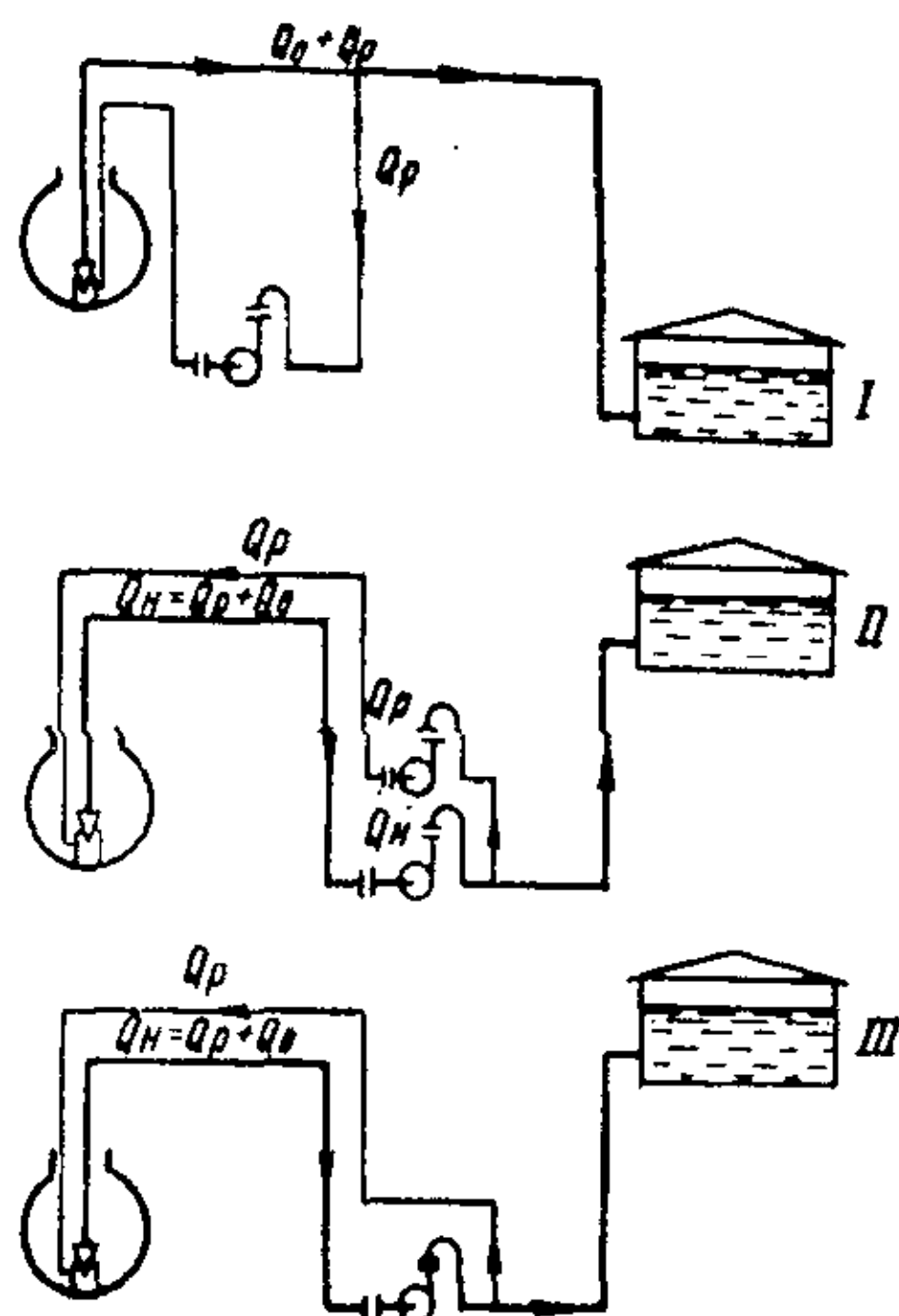


Рис. 15. Схемы обвязки эжекторов.

дополнительный насос, подающий рабочую жидкость на эжектор, подключен к нагнетательной линии основного насоса. Основной насос принимается с характеристикой $(Q_0 + Q_p) - H_n$, а дополнительный — с характеристикой $Q_p - (H_p - H_n)$, где H_n — активный напор основного насоса. Дополнительный насос можно подключить и к всасывающему трубопроводу основного. Однако при этом система будет работать менее устойчиво.

Применение дополнительного насоса, естественно, излишне, когда основной насос развивает давление, достаточное для работы эжектора ($H_n \geq H_p$). При этом

применяется обвязка по схеме III, а насос выбирается с характеристикой $(Q_0 + Q_p) - H_n$, причем величина H_p принимается равной напору H_n .

Основными расчетными величинами эжектора являются следующие.

1. Коэффициент подмешивания, равный отношению расходов подсасываемой и рабочей жидкостей,

$$u = \frac{Q_0}{Q_p}. \quad (3.37)$$

2. Отношение перепадов давления, восстанавливаемого эжектором (Δp_c) и теряемого в эжекторе (Δp_p),

$$\frac{\Delta p_c}{\Delta p_p} = \frac{p_c - p_n}{p_p - p_n}, \quad (3.38)$$

где p_c — давление на выкиде эжектора; p_p — давление рабочей жидкости перед соплом; p_n — давление подсасываемой жидкости на входе в эжектор.

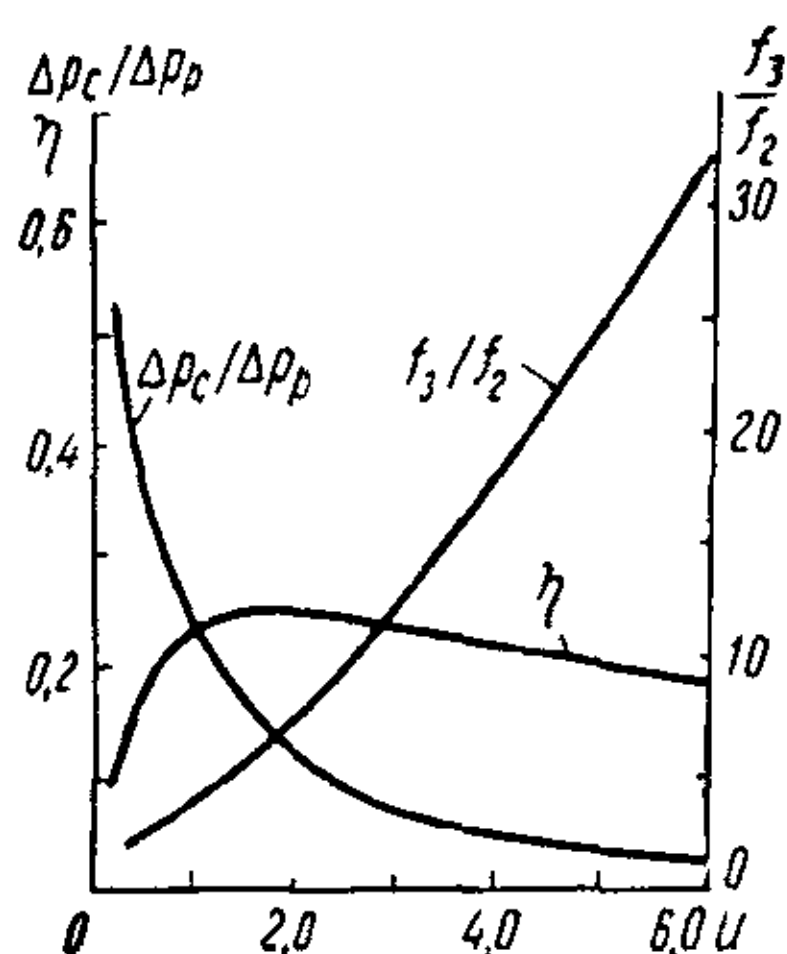


Рис. 16. График зависимости основных расчетных величин для эжекторов.

График зависимости основных расчетных величин для эжекторов представлен на рис. 16, где f_2 — площадь выходного сечения рабочего сопла; f_3 — площадь цилиндрической камеры смешения; $\eta = u \frac{\Delta p_c}{\Delta p_p}$ — к. п. д. эжектора.

Конструктивные размеры эжектора выбираются из следующих условий.

1. Площадь выходного сечения сопла рабочей жидкости

$$f_2 = \frac{Q_p}{\mu \sqrt{2gH_p}}. \quad (3.39)$$

Коэффициент расхода μ принимается равным 0,95.

2. Угол конусности сопла рабочей жидкости 10—15°.

3. Начальный диаметр входного участка камеры смешения

$$D_n = D_2 \sqrt{1 + \frac{u}{\xi}} \quad (3.40)$$

где D_2 — диаметр выходного сечения сопла рабочей жидкости; ξ — оптимальное соотношение скорости подкачиваемой жидкости и скорости рабочей жидкости (рис. 17).

4. Диаметр горловины камеры смещения

$$D_3 = D_2 \sqrt{\frac{f_3}{f_2}}. \quad (3.41)$$

5. Длина входного участка камеры смещения l_v определяется по графику (рис. 17).

6. Полная длина камеры смещения

$$l_k = l_v + l_r = (6 \div 8) D_3. \quad (3.42)$$

Нижний предел относится к коэффициентам подмешивания $u \leq 2$, верхний — к величине $u \geq 4$.

7. Угол конусности диффузора принимается равным $8-10^\circ$.

При расчете эжектора в зависимости от конкретных условий перекачки выбирается оптимальный коэффициент подмешивания u (обычно в пределах $2,0-4,0$). Коэффициент подмешивания наряду с отношением $\frac{\Delta \rho_c}{\Delta \rho_p}$ определяет оптимальные размеры проектируемого эжектора. Однако, когда имеется готовый эжектор, часто приходится решать задачу определения оптимального размера выходного сечения сопла. В этом случае оптимальный коэффициент подмешивания определяется по формуле

$$u_{\text{опт}} = \frac{\frac{17,7 Q_0^2}{\mu^2 f_3^2 2g} - 9,1 h_0}{9,1 (H + h_0)} + \sqrt{\left(\frac{17,7 Q_0^2}{\mu^2 f_3^2 2g} - 9,1 h_0 \right)^2 - 82,2 (H + h_0) h_0}, \quad (3.43)$$

где H — разность отметок наивысшей точки коммуникации и нагнетательной линии эжектора; h_0 — потери на трение от эжектора до наивысшей точки коммуникации.

Напор, развиваемый эжектором, определяется по формуле

$$H_c = H + h_0 \left(\frac{1 + u_{\text{опт}}}{u_{\text{опт}}} \right)^2, \quad (3.44)$$

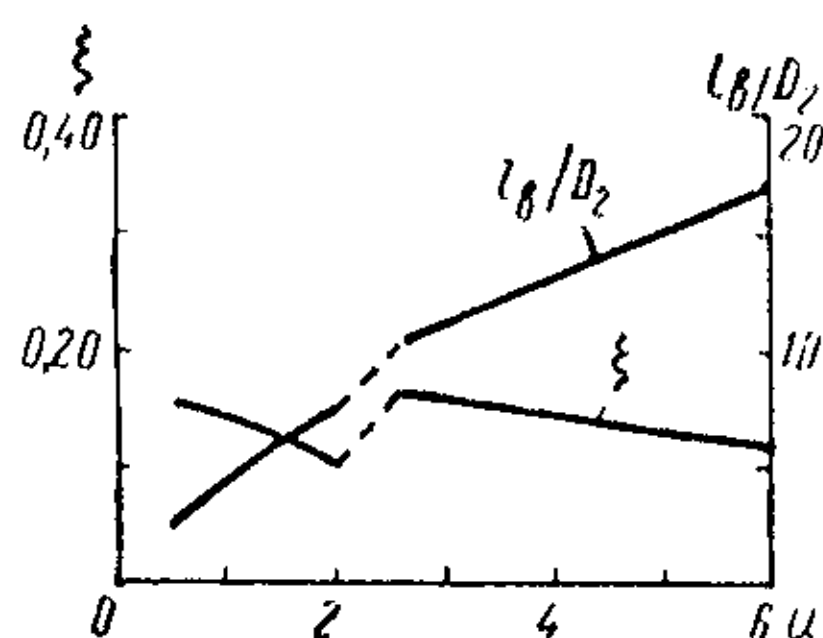


Рис. 17. График зависимости параметров работы эжекторов.

пл. площадь сопла эжектора

$$f_2 = \frac{f_3}{4,2 u_{\text{онт}}} \quad (3.45)$$

Пример 1. Насос марки 5НДв перекачивает бензин из маршрута, состоящего из 10 цистерн. Схема трубопроводов принята по рис. 11, а. Вязкость бензина $\nu = 0,0065 \text{ см}^2/\text{сек}$, плотность $\rho = 0,715 \text{ т/м}^3$. Емкость цистерны 61 м^3 . Время слива $1,5 \text{ ч}$. Определить размеры эжектора и выбрать схему его обвязки.

Решение. В примере 4 предыдущего параграфа получено сопротивление в стояке, коллекторе и всасывающем трубопроводе:

$$h_{\text{вс}} = 0,40 + 0,10 + 0,14 + 0,23 + 0,62 = 1,49 \text{ м.}$$

Определим сопротивление в нагнетательном трубопроводе $h_{\text{н}}$ при расходе $Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,0555 \text{ м}^3/\text{сек}$.
Скорость жидкости

$$w = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,0555}{3,14 \cdot 0,15^2} = 3,14 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w d}{\nu} = \frac{3,14 \cdot 15}{0,0065} = 725\,000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = \frac{1}{(1,83 \lg \text{Re} - 1,70)^2} = \frac{1}{(1,83 \lg 725\,000 - 1,70)^2} = 0,0124.$$

Сопротивление нагнетательного трубопровода

$$h_{\text{н}} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,0124 \frac{200}{0,15} \cdot \frac{3,14^2}{2 \cdot 9,81} = 8,3 \text{ м.}$$

Полное сопротивление трубопровода при $Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$ $h = h_{\text{вс}} + h_{\text{н}} = 9,79 \text{ м}$.

Аналогично рассчитывая, находим, что при $Q = 250 \text{ м}^3/\text{ч}$ $h = 19,2 \text{ м}$, при $Q = 270 \text{ м}^3/\text{ч}$ $h = 18,4 \text{ м}$. По этим данным строим характеристики трубопровода (см. рис. 11, кривые 1' и 2') и находим производительность насоса.

При заполненном резервуаре насос работает с производительностью $Q = 223 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напоре $H = 34 \text{ м}$, а при порожнем резервуаре $Q = 267 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $H = 28 \text{ м}$. Примем в расчет случай половинного заполнения. Тогда насос будет работать с производительностью $Q = 245 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $H = 31 \text{ м}$.

Расход жидкости через стояк

$$q = q_0 + q_{\text{р}} = \frac{Q}{5} = \frac{245}{5} = 49 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Исходя из времени слива, основной расход через стояк

$$q_0 = \frac{61}{1,5} = 40,7 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Тогда расход рабочей жидкости через эжектор

$$q_p = q - q_0 = 49.0 - 40.7 = 8.3 \text{ м}^3/\text{ч},$$

и коэффициент подмешивания

$$u = \frac{q_0}{q_p} = \frac{40.7}{8.3} = 4.9.$$

Определим требуемый напор на выкиде эжектора:

$$H_c = H + h_0,$$

где H — разность отметок наивысшей точки стояка и выкида эжектора, равная 3,4 м; h_0 — потери на трение на участке от эжектора до наивысшей точки стояка.

Скорость нефтепродукта

$$w = \frac{4g}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 49}{3600 \cdot 3.14 \cdot 0.102^2} = 1.67 \text{ м/сек.}$$

Параметр Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w d}{\nu} = \frac{167 \cdot 10.2}{0.0065} = 262\,000.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления

$$\lambda = \frac{1}{(1.83 \lg \text{Re} - 1.7)^2} = \frac{1}{(1.83 \lg 262\,000 - 1.7)^2} = 0.0147.$$

Потери на трение

$$h_0 = \lambda_m \frac{l_m}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \frac{w^2}{2g} = 0.1 \frac{4.0}{0.102} \cdot \frac{1.67^2}{2 \cdot 9.81} + \\ + \left(0.0147 \frac{0.3}{0.102} + 0.23 \right) \cdot \frac{1.67^2}{2 \cdot 9.81} = 0.6 \text{ м.}$$

Требуемый напор эжектора

$$H_c = 3.4 + 0.6 = 4.0 \text{ м.}$$

Напор рабочей жидкости перед эжектором $H_p = \frac{H_c}{k}$. По графику зависимости основных расчетных величин (см. рис. 16) для $u = 4.9$ $k = \frac{\Delta p_c}{\Delta p_p} = 0.044$. Тогда $H_p = \frac{4.0}{0.044} = 91 \text{ м.}$

Напор, развиваемый насосом (31 м), недостаточен для работы эжектора, следовательно, требуется установить дополнительный насос (схема II).

Для выбора дополнительного насоса следует определить потери на трение в трубопроводе от дополнительного насоса до эжектора. Принимая диаметр трубопровода и коллектора равным 76 мм, стояка — 50 мм после гидравлического расчета находим потери на трение равными 5,2 м. Таким образом, дополнительный насос

должен иметь производительность $Q_p = 8,3 \cdot 5 = 41,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напор за вычетом подпора основного насоса $H_p = 91,0 - 5,2 = 85,8 \text{ м}$ $= 65,2 \text{ м}$. Такой характеристике соответствует насос марки 4НК-5×1 при 2950 об/мин.

Определим теперь основные размеры эжектора.
Площадь выходного сечения рабочего сопла

$$f_2 = \frac{q_p}{\mu \sqrt{2gH_p}} = \frac{8,3}{3600 \cdot 0,95 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 91}} = 0,58 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Диаметр сопла

$$D_2 = \sqrt{\frac{4f_2}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,58 \cdot 10^{-4}}{3,14}} = 0,86 \cdot 10^{-2} \text{ м} = 8,6 \text{ мм}.$$

По графику основных расчетных зависимостей значение $u = 4,9$ соответствует $\frac{f_3}{f_2} = 25$. Отсюда диаметр камеры смещения

$$D_3 = D_2 \sqrt{\frac{f_3}{f_2}} = 8,6 \sqrt{25} = 43,0 \text{ мм}. \text{ Длина входного участка камеры смещения по рис. 17}$$

$$l_s = 15 \cdot D_2 = 15 \cdot 8,6 = 130 \text{ мм}.$$

Начальный диаметр входного участка

$$D_n = D_2 \sqrt{1 + \frac{u}{\xi}} = 8,6 \sqrt{1 + \frac{4,9}{0,14}} = 52 \text{ мм}$$

(величина ξ по рис. 17 равна 0,14).

Длина камеры смещения $l_k = 8D_3 = 8 \cdot 43,0 = 350 \text{ мм}$. К. и. д. эжектора в конце слива цистерны

$$\eta = 4,9 \frac{4,0 - 0}{91 - 0} = 0,216.$$

Пример 2. Определить основные параметры эжектора при сливе одиночной цистерны емкостью 61 м³ с бензином ($\nu = 0,0065 \text{ см}^2/\text{сек}$). В насосной установлен насос 4К-8. Время слива 1,5 ч.

Решение. Производительность слива

$$Q_0 = \frac{V_k}{\tau} = \frac{61}{1,5} = 40,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Задаемся различными коэффициентами подмешивания и определяем расход через стояк $Q = (1 + u) \frac{Q_0}{u}$ (табл. 19).

Таблица 19

u	1	2	3	4	5	6
$Q, \text{ м}^3/\text{ч}$	81,4	61,0	54,3	51,0	49,0	47,5

Определяем для различных величин Q требуемый напор на выкиде эжектора H_c , как в предыдущем примере (табл. 20).

Таблица 20

u	1	2	3	4	5	6
H_c , м бензинового столба	5,02	4,32	4,13	4,04	4,0	3,95

Напор H_p , который может быть использован для работы эжектора, снимаем с характеристики насоса (рис. 18), пренебрегая при этом потерями в подводящем трубопроводе ввиду их малости. Данные представлены в табл. 21.

Таблица 21

u	1	2	3	4	5	6
Q , м ³ /ч	81,4	61,0	54,3	51,0	49,0	47,5
H_p , м бензинового столба	22,5	25	26	26,5	26,8	27,0

Для различных коэффициентов подмешивания находим отношение $\frac{H_c}{H_p}$ (табл. 22).

Таблица 22

u	1	2	3	4	5	6
$\frac{H_c}{H_p}$	0,22	0,17	0,16	0,15	0,15	0,15

Наносим на график основных зависимостей $\frac{\Delta p_c}{\Delta p_p}$ — u кривую $\frac{H_c}{H_p}$ (рис. 19). Точка пересечения кривых дает коэффициент подмешивания, на который нужно конструировать эжектор, $u = 1,1$.
Итак, расход рабочей жидкости (схема III)

$$Q_p = \frac{Q_0}{u} = \frac{40,7}{1,1} = 37 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Насос должен иметь производительность

$$Q = Q_0 + Q_p = 40,7 + 37,0 = 77,7 \text{ м}^3/\text{ч},$$

которой по характеристике соответствует напор 23 м.

Трубопроводы от стояка до резервуара должны быть спроектированы так, чтобы потери на трение в них при $Q = 77,7 \text{ м}^3/\text{ч}$ составляли также 23 м.

Площадь сопла рабочей жидкости

$$f_2 = \frac{Q_p}{\mu \sqrt{2gH_p}} = \frac{37}{3600 \cdot 0,95 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 23}} = 5,10 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Диаметр сопла

$$D_2 = \sqrt{\frac{4f_2}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,10 \cdot 10^{-4}}{3,14}} = 2,55 \cdot 10^{-2} \text{ м} = 25,5 \text{ мм}.$$

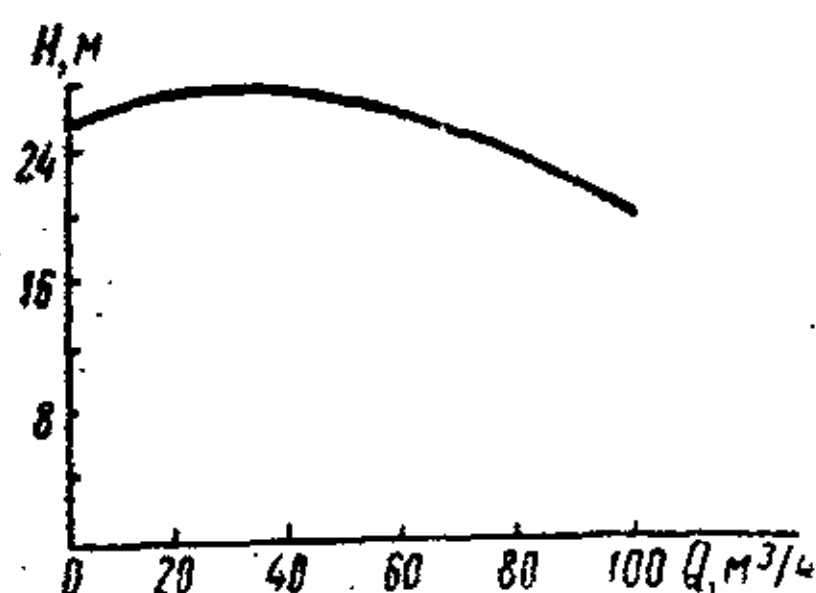


Рис. 18. Характеристика $Q - H$ насоса 4К-8.

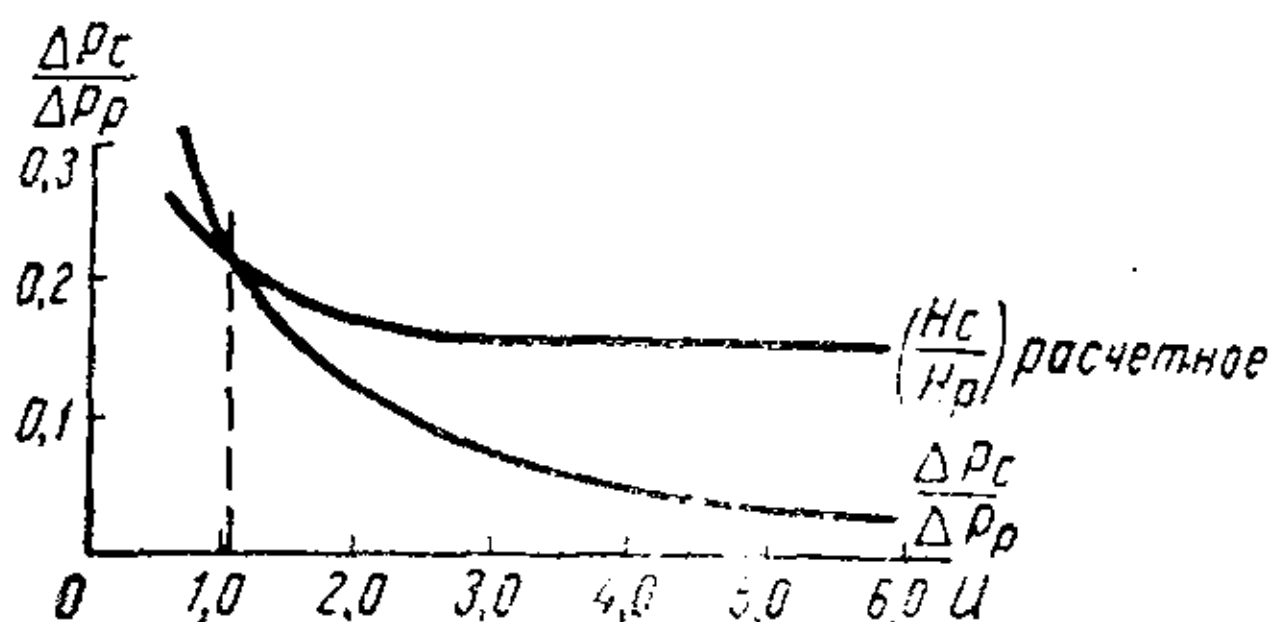


Рис. 19. Определение коэффициента подмешивания u .

По рис. 16 при $u = 1,1 \frac{f_3}{f_2} = 5$, следовательно, диаметр камеры смещения

$$D_3 = D_2 \sqrt{\frac{f_3}{f_2}} = 25,5 \sqrt{5} = 58 \text{ мм}.$$

Пример 3. Определить диаметр сопла эжектора, имеющего диаметр камеры смещения 35 мм при сливе бензина из цистерны емкостью 61 м^3 . Максимальная продолжительность слива 2 ч. Диаметр сливного стояка $d = 102 \text{ мм}$. Дополнительный насос марки 2,5ЦВ-0,8. Кинематическая вязкость бензина $\nu = 0,0065 \text{ см}^2/\text{сек}$.

Решение. Задаваясь различными продолжительностями слива τ , определяем аналогично примеру 1 потери на трение от эжектора до наивысшей точки стояка h_0 (табл. 23).

Таблица 23

$\tau, \text{ ч}$	1,0	1,5	2,0
$Q_0, \text{ м}^3/\text{ч}$	61,0	40,7	30,5
$h_0, \text{ м}$	0,92	0,41	0,23

Определим по формуле (3.43) оптимальный коэффициент подмешивания $u_{\text{опт}}$, принимая $\mu = 0,95$:

$$f_3 = \frac{3,44 \cdot 0,0352}{4} = 0,00096 \text{ м}^2; \quad H = 3,4 \text{ м (табл. 24).}$$

Таблица 24

$\tau, \text{ч}$	1,0	1,5	2,0
$u_{\text{опт}}$	15,3	7,8	4,6

Напор, развиваемый эжектором, $H_c = H + h_0 \left(\frac{1+u}{u} \right)^2$ (табл. 25).

Таблица 25

$\tau, \text{ч}$	1,0	1,5	2,0
$H_c, \text{м}$	4,45	3,92	3,74

Напор рабочей жидкости перед соплом эжектора $H_p = \frac{H_c}{k}$, где $k = \frac{\Delta P_c}{\Delta P_p}$ берется по графику (см. рис. 16) для соответствующих значений $u_{\text{опт}}$ (при $u > 6$ можно пользоваться формулой $k = \frac{0,22}{u}$). Расход рабочей жидкости $Q_p = \frac{Q_0}{u}$ (табл. 26).

Таблица 26

$\tau, \text{ч}$	1,0	1,5	2,0
$H_p, \text{м}$	318	140	75
$Q_p, \text{м}^3/\text{ч}$	4,0	5,2	6,6

Пренебрегая потерями в трубопроводе между дополнительным насосом и эжектором, строим график зависимости $Q_p - H_p$ (рис. 20, кривая 1). На график наносим характеристику насоса 2,5ЦВ-08

с подрезанным колесом (кривая 2). Точка пересечения кривых определяет рабочую точку дополнительного насоса ($Q_{д.п} = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H_{д.п} = 142 \text{ м}$). Строим график зависимости $H_p - u_{онт}$ (рис. 21).

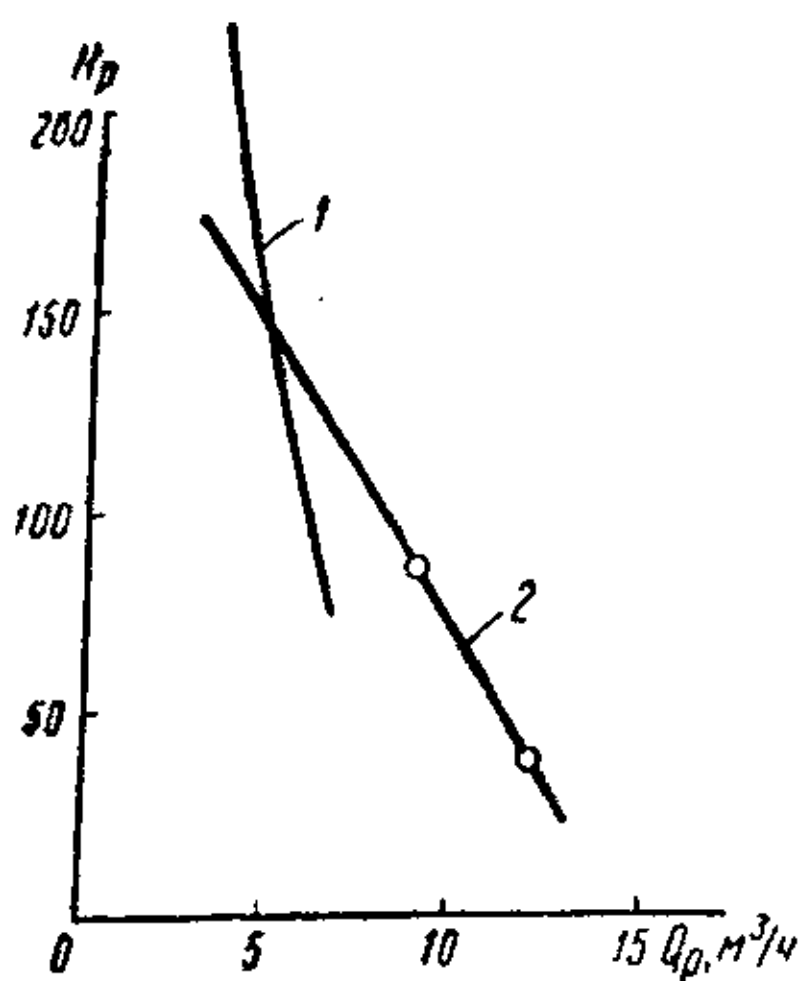


Рис. 20. Определение рабочей точки дополнительного насоса.
1 — расчетная характеристика; 2 — характеристика насоса.

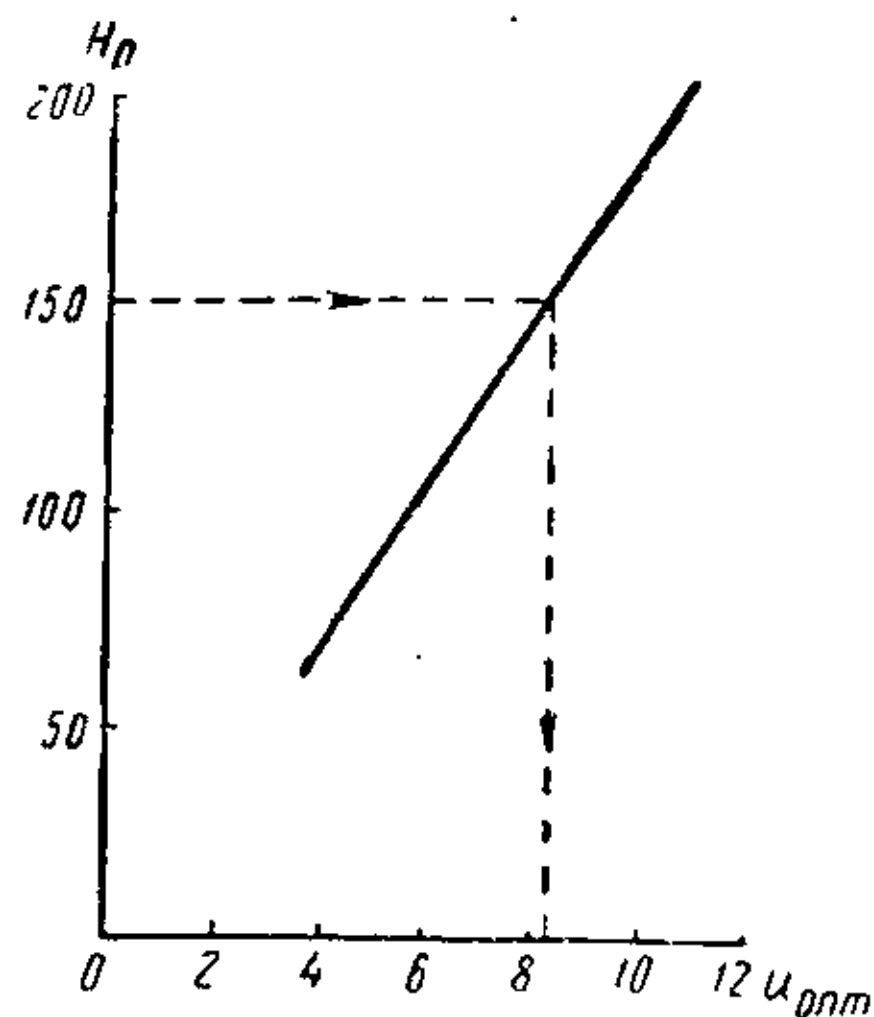


Рис. 21. Определение коэффициента подменивания.

По напору $H_{д.п} = H_p = 150 \text{ м}$ определяем коэффициент подменивания $u_{онт} = 7,9$. Определяем площадь и диаметр сопла эжектора:

$$f_2 = \frac{f_3}{4,2u_{онт}} = \frac{0,00096}{4,2 \cdot 7,9} = 0,00029 \text{ м}^2; \quad D_2 = 0,019 \text{ м} = 19 \text{ мм}.$$

Время слива

$$\tau = \frac{v_{ц}}{Q_{д.п} u_{онт}} = \frac{61}{5,0 \cdot 7,9} = 1,5 \text{ ч}.$$

ГЛАВА 4. ПОДОГРЕВ НЕФТЕПРОДУКТОВ В РЕЗЕРВУАРАХ И ЖЕЛЕЗНОДОРОЖНЫХ ЦИСТЕРНАХ

§ 1. Определение вероятной температуры нефтепродукта и коэффициентов теплопередачи

Для тепловых расчетов при хранении и отпуске нефтепродуктов необходимо знать начальную температуру нефтепродукта (перед началом подогрева), которая зависит от времени хранения, от температуры окружающей среды и т. д. Так как учесть все факторы, от которых зависит температура нефтепродукта в резервуаре, практически невозможно, то ее определяют с некоторой степенью вероятности (вероятная температура) по формуле

$$t_v = t_0 + (t_{\text{зак}} - t_0) e^{-\frac{KF\tau}{Gc_p}}, \quad (4.1)$$

где t_v — вероятная температура нефтепродукта в конце периода хранения; $t_{\text{зак}}$ — температура нефтепродукта, с которой он был залит в емкость; t_0 — температура окружающей среды; K — полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду; F — полная поверхность охлаждения емкости; τ — время хранения нефтепродукта; G — вес нефтепродукта; c_p — весовая теплоемкость нефтепродукта.

Температура окружающей среды определяется следующим образом:

для железнодорожных цистерн $t_0 = t_{\text{возд}}$ (температуре воздуха);

для наземных и полуподземных резервуаров

$$t_0 = \frac{F_g t_g + F_v t_{\text{возд}}}{F}, \quad (4.2)$$

где t_g — температура грунта, находящегося в контакте с резервуаром; F_g — поверхность резервуара,

соприкасающаяся с грунтом; F_v — поверхность резервуара, соприкасающаяся с воздухом;

для подземных резервуаров t_0 определяется как средняя температура грунта, соответствующая средней части заглубленного резервуара.

Полный коэффициент теплопередачи от нефтепродуктов в окружающую среду определяется по выражению

$$K = \frac{K_d F_d + K_c F_c + K_k F_k}{F}, \quad (4.3)$$

где K_d и F_d — коэффициент теплопередачи через днище и поверхность днища резервуара; K_c и F_c — коэффициент теплопередачи через стенку и поверхность боковой стенки резервуара; K_k и F_k — коэффициент теплопередачи через покрытие и поверхность крыши.

Коэффициент теплопередачи через стенку емкости

$$\frac{1}{K_c} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2 + \alpha_3}, \quad (4.4)$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от нефтепродукта к стенке емкости; δ_i — толщина стенки емкости, изоляции и т. д.; λ_i — коэффициент теплопроводности металла стенки, изоляции стенки и т. д.; α_2 — коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки в окружающую среду; α_3 — коэффициент теплоотдачи от стенки емкости радиацией.

Коэффициент теплоотдачи от нефтепродукта к вертикальной стенке емкости определяется по формулам:

при $(Gr \cdot Pr)_n = 10^3 \div 10^9$

$$\alpha_1 = 0,76 \frac{\lambda}{z} (Gr \cdot Pr)_n^{0,25} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cr}} \right)^{0,25}; \quad (4.5)$$

при $(Gr \cdot Pr)_n > 10^9$

$$\alpha_1 = 0,15 \frac{\lambda}{z} (Gr \cdot Pr)_n^{1/3} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cr}} \right)^{0,25}; \quad (4.6)$$

для горизонтальных цилиндрических емкостей и труб при

$$(Gr \cdot Pr)_n = 10^3 \div 10^8$$

$$\alpha_1 = 0,5 \frac{\lambda}{D} (Gr \cdot Pr)_n^{0,25} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cr}} \right)^{0,25}. \quad (4.7)$$

В формулах (4.5)—(4.7) λ — коэффициент теплопроводности нефтепродукта; z — высота разлива нефтепродукта в резервуаре; D — диаметр.

Индекс «п» означает, что все физические характеристики нефтепродукта для вычисления критериев Gr и Pr выбираются при средней температуре нефтепродукта. Индекс «ст» означает, что все физические характеристики должны выбираться при средней температуре стенки емкости.

Если отношение $\frac{t_p - t_v}{t_n - t_v} \leq 2$, то средняя температура нефтепродукта t определяется как среднеарифметическая величина от начальной t_n и конечной t_v температур нефтепродукта:

$$t = 0,5 (t_n + t_v), \quad (4.8)$$

Если указанное отношение больше двух, то средняя температура находится как среднелогарифмическая величина:

$$t = t_v + \frac{t_n - t_v}{\ln \frac{t_n - t_v}{t_n - t_v}}, \quad (4.9)$$

Так как при определении вероятной температуры нефтепродукта искомой величиной является конечная температура $t_v = t_v$, то при определении средней температуры нефтепродукта можно принять, что

$$t = 0,5 (t_{\text{зак}} + t_{\text{возд}}). \quad (4.10)$$

Средняя температура стенки емкости определяется методом последовательных приближений по формуле

$$t_{\text{ст}} = t - \frac{K_c}{\alpha_1} (t - t_v). \quad (4.11)$$

Коэффициент теплоотдачи α_2 определяется при вынужденной конвекции (обдувание емкости ветром) по формуле (2.13). При отсутствии ветра внешний коэффициент теплоотдачи определяется по формулам свободной конвекции (4.5). Параметры Gr и Pr определяются по физическим характеристикам сухого воздуха при давлении $p = 1 \text{ кг/см}^2$, взятым при средней его температуре (табл. 27).

Таблица 27

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho,$ кг/м^3	$c_p,$ $\text{ккал/кг}\cdot^\circ\text{град}$	$\lambda \cdot 10^2,$ $\text{ккал/м}\cdot\text{ч}\cdot^\circ\text{C}$	$\alpha \cdot 10^2,$ $\text{м}^2/\text{ч}$	$\nu \cdot 10^6,$ $\text{м}^2/\text{сек}$	Pr
-30	1,421	0,241	1,87	5,53	11,13	0,7248
-25	1,393	0,241	1,90	5,73	11,53	0,7244
-20	1,365	0,241	1,94	5,94	11,93	0,724
-15	1,336	0,241	1,96	6,14	12,37	0,724
-10	1,308	0,241	1,99	6,34	12,81	0,7236
-5	1,28	0,241	2,01	6,54	13,25	0,7233
0	1,252	0,241	2,04	6,75	13,70	0,723
+5	1,229	0,241	2,07	7,00	14,20	0,7225
+10	1,206	0,241	2,11	7,24	14,70	0,722
+15	1,185	0,2415	2,14	7,45	15,20	0,722
+20	1,164	0,242	2,17	7,66	15,70	0,722
+25	1,135	0,242	2,19	7,90	16,15	0,722
+30	1,127	0,242	2,22	8,14	16,61	0,722
+35	1,11	0,242	2,25	8,39	17,11	0,722

Коэффициент теплоотдачи от стенки радиацией α_3 определяется по формуле

$$\alpha_3 = \varepsilon_c C_s \frac{\left(\frac{t_{\text{ст}} + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{t_{\text{возд}} + 273}{100}\right)^4}{t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}}, \quad (4.12)$$

где $C_s = 4,96 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{K}^4$ — постоянная Планка; ε_c — степень черноты поверхности стенки.

Для полуподземных вертикальных цилиндрических резервуаров полный коэффициент теплопередачи через стенку

$$K_c = \frac{K_{c, \text{в}} F_{\text{в}} + K_{c, \text{г}} F_{\text{г}}}{F_c}, \quad (4.13)$$

где $K_{c, \text{в}}$ и $K_{c, \text{г}}$ — коэффициенты теплопередачи через стенку в воздух и грунт.

Коэффициент теплопередачи через стенку в воздух определяется по формуле (4.4), а в грунт — по выражению

$$\frac{1}{K_{c, \text{г}}} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{H}{2\lambda_r} + \frac{1}{\alpha_0}, \quad (4.14)$$

где H — расстояние от поверхности грунта до дна резервуара (заглубление резервуара в грунт); λ_r — коэф-

фициент теплопроводности грунта, окружающего резервуар; $\alpha_0 \approx 10 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{С}$ — коэффициент теплоотдачи от поверхности грунта в воздух.

Для подземных горизонтальных цилиндрических резервуаров полный коэффициент теплопередачи K принимается приближенно равным коэффициенту теплопередачи через стенку — см. формулу (4.4). Величина α_3 в этом случае равна нулю. Внешний коэффициент теплоотдачи α_2 определяется по формуле

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_r}{R \left[\ln \left(1 + \frac{H^2}{R^2} \right) + \frac{8H\lambda_r}{\alpha_0 (R^2 + 4H^2)} \right]}, \quad (4.15)$$

где R — радиус резервуара; H — глубина заложения резервуара до оси.

Для железнодорожных цистерн при движении поезда полный коэффициент теплопередачи K принимается равным коэффициенту теплопередачи через стенку (4.4). Внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 вычисляется по формуле (4.7), а внешний коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_2 = 0,032 \frac{\lambda_v}{L} \text{Re}^{0,8}, \quad (4.16)$$

где $\text{Re} = \frac{v_n D}{\nu_v}$; $v_n = v_v + v_{\text{п}}$ — сумма скоростей ветра и поезда; L — длина котла цистерны.

Коэффициент теплопередачи через днище емкости находится по следующей зависимости:

$$\frac{1}{K_d} \approx \frac{1}{\alpha_{1d}} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{\pi D}{8\lambda_r}. \quad (4.17)$$

Внутренний коэффициент теплоотдачи α_{1d} от нефтепродукта к днищу емкости определяется по формуле (4.7).

Коэффициент теплопередачи через крышу резервуара

$$\frac{1}{K_k} = \frac{1}{\alpha_{1k}} + \frac{\delta_r}{\lambda_{\text{кр}}} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{2k} + \alpha_3}, \quad (4.18)$$

где α_{1k} — коэффициент теплоотдачи от зеркала нефтепродукта в газовое пространство резервуара:

$$\text{при } (Gr \cdot Pr)_{\text{ср}} = 5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7 \quad \alpha_{1\kappa} \approx 4,7 \sqrt[3]{t_3 - t_{\text{г.п.}}} \quad (4.19)$$

$$\text{при } (Gr \cdot Pr)_{\text{ср}} > 2 \cdot 10^7 \quad \alpha_{1\kappa} \approx 0,98 \sqrt[3]{t_3 - t_{\text{г.п.}}} \quad (4.20)$$

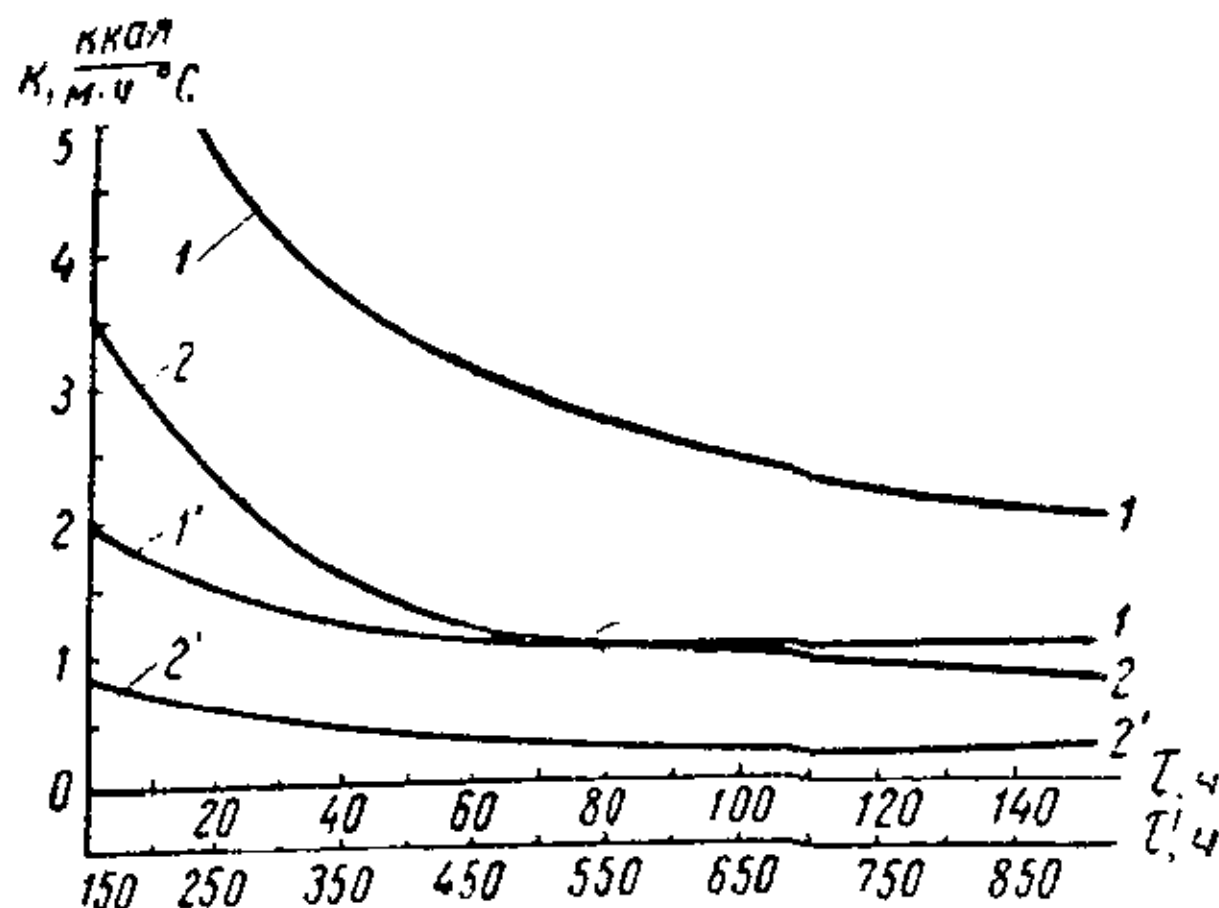


Рис. 22. График для определения полного коэффициента теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду.

t_3 — температура зеркала нефтепродукта; $t_{\text{г.п.}}$ — температура газового пространства резервуара, ориентировочно принимают, что

$$t_{\text{г.п.}} \approx 10 \div 0,5t_3; \quad (4.21)$$

δ_r — толщина слоя газа над нефтепродуктом, т. е. высота газового пространства резервуара; $\lambda_{\text{экр}}$ — эквивалентный коэффициент теплопроводности газозоудушной смеси:

$$\lambda_{\text{экр}} = \lambda_c \epsilon_k, \quad (4.22)$$

где λ_c — коэффициент теплопроводности газозоудушной смеси;

$$\epsilon_k = 0,18 (Gr \cdot Pr)_{\text{ср}}^{0,25}. \quad (4.23)$$

Параметр Gr вычисляют по высоте газового пространства резервуара δ_r . Физические константы газа берут при его средней температуре.

При отсутствии ветра коэффициент теплоотдачи от крыши в воздух $\alpha_{2\kappa}$ определяется по формулам (4.19) или (4.20) по разности температур $t_{\text{кр.}} - t_{\text{возд.}}$. При нали-

чий ветра коэффициент $\alpha_{2\kappa}$ можно определять по формулам вынужденной конвекции или принимать равным α_0 .

При проведении ориентировочных расчетов можно считать для наземных стальных резервуаров $K_e \approx 4 \div 7 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$; $K_{\kappa} \approx 1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$; для железнодорожных цистерн $K \approx 6 \div 8 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$. Для ориентировочных расчетов можно также пользоваться графиком (рис. 22) для выбора коэффициентов теплопередачи K . Кривая 1 (1') характеризует величину K для металлических наземных резервуаров, кривая 2 (2') — величину K для железобетонных или теплоизолированных металлических резервуаров.

§ 2. Определение конечных температур подогрева нефтепродуктов в емкостях

Конечная температура подогрева определяется условиями тех операций с нефтепродуктом, которые необходимо провести. При осуществлении сливо-наливных операций конечная температура подогрева должна быть такой, чтобы обеспечить всасывание насосов и перекачку нефтепродукта на заданное расстояние или слив в заданные сроки. Если подогрев нефтепродуктов осуществляется для отстоя его, то конечная температура должна определяться из условия быстрого оседания отстаиваемых частиц.

Конечная температура подогрева t_n при выкачке нефтепродукта из железнодорожных цистерн, нефтеналивных судов или резервуаров с помощью насосов определяется всасывающей способностью насосов и может быть найдена по формуле

$$t_n \geq t_* + \frac{1}{um} \ln \left(\beta \frac{Q^{2-m} \sqrt{ml}}{d^{5-m}} \cdot \frac{\Delta_r}{H_{\text{вс}} - \Delta z} \right), \quad (4.24)$$

где m и β — характеристики режима движения; $m = 1$ и $\beta = 4,15 \text{ сек}^2/\text{м}$ при ламинарном режиме; $m = 0,25$ и $\beta = 0,0246 \text{ сек}^2/\text{м}$ при турбулентном режиме; Q — производительность насоса; l — длина трубопровода; d — внутренний диаметр трубопровода; $H_{\text{вс}}$ — всасывающая способность насоса; Δz — разность геодезических отметок приемного патрубка емкости и насосной; Δ_r — поправка, учитывающая неизотермичность потока ($\Delta_r = 1 \div 1,05$ при турбулентном режиме и $\Delta_r = 1,4 \div 1,6$ при

ламинарном режиме); ν_* — известная вязкость нефтепродукта при температуре t_* ; u — коэффициент крутизны вискограммы, определяется по выражению (1.8).

Конечная температура подогрева $t_{\text{н}}$ при самотечном сливе железнодорожных цистерн выбирается на основании опыта эксплуатации — слива данного нефтепродукта при аналогичных условиях.

§ 3. Расчет теплообменных аппаратов

Существует два варианта расчетов:

1) расчеты, которые выполняют при проектировании теплообменного аппарата. Задачей расчета является определение поверхности нагрева теплообменника. Для этого должны быть известны температуры теплоносителя и температуры нефтепродукта;

2) расчеты, которые выполняют для теплообменного аппарата заданной конструкции и известной поверхности нагрева. В этом случае задачей расчета является установление возможности использования данного теплообменного аппарата в данных конкретных условиях. Для этого должны быть известны начальные температуры теплоносителя и нефтепродукта.

Часто для подогрева нефтепродуктов в емкостях применяют трубчатые подогреватели различных конструкций. Обычно диаметр трубок теплообменного аппарата не рекомендуется брать меньше 20 мм. Наиболее дешевый теплообменник получается при длине трубок 5—7 м. Поэтому предварительно намечаются основные размеры теплообменника, а затем производят расчет отдельных коэффициентов.

При расчете теплообменных аппаратов основным уравнением является следующее:

$$Q = K_{\text{т}} F_{\text{т}} \Delta t_{\text{ср}}, \quad (4.25)$$

где Q — количество тепла, переданное теплоносителем через теплообменный аппарат нагреваемой среде в единицу времени; $F_{\text{т}}$ — поверхность нагрева теплообменного аппарата; $\Delta t_{\text{ср}}$ — среднелогарифмическая разность температур теплоносителя и нагреваемой среды; $K_{\text{т}}$ — коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата (от теплоносителя к нагреваемой среде).

Количество тепла, которое должно быть передано нефтепродукту в процессе подогрева, складывается из: тепла, идущего на подогрев всего нефтепродукта G , от температуры в начале процесса подогрева t_n до температуры в конце процесса подогрева $t_{\text{н}}$:

$$Q_1 = Gc_p (t_{\text{н}} - t_n); \quad (4.26)$$

тепла, расходуемого на расплавление застывшего нефтепродукта,

$$Q_2 = G_{\text{т. в}} \lambda, \quad (4.27)$$

где $G_{\text{т. в}}$ — вес нефтепродукта в застывшем состоянии; λ — скрытая теплота плавления нефтепродукта;

тепловых потерь в окружающую среду

$$Q_3 = KF \Delta t \tau, \quad (4.28)$$

где K — полный 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,

$$Q = Gc_p (t_{\text{н}} - t_n) \frac{1}{\tau} + \frac{G_{\text{т. в}} \lambda}{\tau} + KF \Delta t. \quad (4.29)$$

При определении количества тепла, выделяемого теплообменным аппаратом, необходимо знать составляющие выражения (4.29). Количество разогреваемого продукта G и его теплоемкость c_p всегда известны. За начальную температуру чаще всего выбирают вероятную температуру нефтепродукта в конце периода хранения. Конечная температура в процессе подогрева определяется по формуле (4.24) или на основании опыта эксплуатации.

Для большинства вязких или высоkozастывающих нефтепродуктов не рекомендуется при хранении допускать такую температуру, при которой наблюдается застывание их и образование твердой корки по стенкам емкости. Следовательно, в большинстве случаев можно считать, что $G_{\text{т. в}} = 0$ и $Q = 0$.

При определении потерь в окружающую среду полный коэффициент теплопередачи K вычисляется по формулам (4.3) — (4.23) для различных емкостей.

Средняя разность температур между нефтепродуктом и окружающей средой $\Delta t = t - t_0$, где t_0 — температура окружающей среды, определяется по формуле (4.2) или принимается равной температуре воздуха; t — переменная температура нефтепродукта, изменяющаяся от величины t_n до t_d . При расчетах выбирают среднее значение этой температуры по формулам (4.8) или (4.9).

Полный коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата определяется по выражению (2.6).

Так как в качестве теплоносителя обычно используется водяной пар, то внутренний коэффициент теплоотдачи очень велик ($\alpha_{1r} \approx 3000 \div 10\,000 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$) по сравнению с другими величинами, входящими в выражение для полного коэффициента теплопередачи. Поэтому слагаемым $\frac{1}{\alpha_{1r} d}$ в формуле (2.6) для турбулентного режима можно пренебречь.

Внешний коэффициент теплоотдачи α_{2r} при свободной конвекции определяется по формуле

$$\alpha_{2r} = 0,53 \frac{\lambda}{d} (\text{Gr} \cdot \text{Pr})_{\text{ср}}^{0,25} \quad (4.30)$$

и при вынужденном движении нагреваемой среды по формулам вынужденной конвекции. Если поток нефтепродукта движется вдоль греющих трубопроводов (продольное обтекание) при турбулентном режиме ($\text{Re}_n > 10^4$), то

$$\alpha_{2r} = 0,021 \frac{\lambda}{d} \text{Re}_n^{0,8} \text{Pr}_n^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_n}{\text{Pr}_{\text{ср}}} \right)^{0,25}; \quad (4.31)$$

при ламинарном режиме ($\text{Re}_n < 2 \cdot 10^3$)

$$\alpha_{2r} = 0,15 \frac{\lambda}{d} \text{Re}_n^{1/3} \text{Pr}_n^{0,43} \text{Gr}_n^{0,1} \left(\frac{\text{Pr}_n}{\text{Pr}_{\text{ср}}} \right)^{0,25}. \quad (4.32)$$

Если поток нефтепродукта движется поперек греющих трубопроводов (поперечный поток), то при $\text{Re}_n = 10 \div 10^3$

$$\alpha_{2r} = 0,5 \frac{\lambda}{d} \text{Re}_n^{0,5} \text{Pr}_n^{0,38} \left(\frac{\text{Pr}_n}{\text{Pr}_{\text{ср}}} \right)^{0,25}; \quad (4.33)$$

при $\text{Re}_n = 10^3 \div 2 \cdot 10^5$

$$\alpha_{2r} = 0,25 \frac{\lambda}{d} \text{Re}_n^{0,6} \text{Pr}_n^{0,38} \left(\frac{\text{Pr}_n}{\text{Pr}_{\text{ср}}} \right)^{0,25}. \quad (4.34)$$

Формулы (4.31)–(4.34) применимы для каналов различной формы поперечного сечения и для каналов в пучках труб при $\frac{L}{d_s} > 50$. Во всех этих случаях за определяющий размер принимается эквивалентный диаметр $d_s = \frac{4f}{\pi}$, где f — площадь живого сечения канала; π — периметр, обтекаемый потоком. Например, эквивалентный диаметр для теплообменного аппарата типа «труба в трубе» равен

$$\pi = \pi(D - d); \quad f = 0.25\pi(D^2 - d^2); \quad d_s = D - d,$$

где D — внутренний диаметр наружной трубы; d — наружный диаметр внутренней трубы.

В тех случаях, когда $\frac{L}{d_s} < 50$, коэффициент теплоотдачи при прочих равных условиях увеличивается. При этом коэффициент теплоотдачи

$$\alpha'_{2r} = \varepsilon_c \alpha_{2r}, \quad (4.35)$$

где α_{2r} — коэффициент теплоотдачи, вычисленный по формулам (4.31)–(4.34); ε_c — поправочный множитель, определяется в зависимости от отношения $\frac{L}{d_s}$ и величины Re_u по табл. 28.

Таблица 28

Re_u	$\frac{L}{d_s}$								
	1	2	3	10	15	20	30	40	50
$2 \cdot 10^3$	1.90	1.70	1.44	1.28	1.18	1.13	1.05	1.02	1.00
$2 \cdot 10^4$	1.51	1.40	1.27	1.18	1.13	1.10	1.05	1.02	1.00
$1 \cdot 10^5$	1.28	1.22	1.15	1.10	1.08	1.06	1.03	1.02	1.00

В формулах (4.30)–(4.34) параметры Gr , Re и Rg вычисляются при средней температуре теплоносителя и нагреваемой среды $t_{cp} = 0.5(t_{нар} + t)$.

Среднеарифметический температурный напор определяют по формуле

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \quad (4.36)$$

где $\Delta t_1 = t'_r - t_n$ — наибольшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой; t'_r — температура теплоносителя на входе в теплообменный аппарат; $\Delta t_2 = t''_r - t_n$ — наименьшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой; t''_r — температура теплоносителя на выходе из теплообменного аппарата.

Если в качестве теплоносителя используется насыщенный пар низких параметров, то конденсация его в теплообменном аппарате происходит при постоянной температуре, т. е. $t'_r = t''_r$.

При отношении $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \leq 2,0$ среднелогарифмический напор может быть заменен среднеарифметической суммой:

$$\Delta t_{cp} = 0,5 (\Delta t_1 + \Delta t_2). \quad (4.37)$$

Зная количество тепла, которое должно быть выделено теплообменным аппаратом в единицу времени, полный коэффициент теплопередачи от теплоносителя к нагреваемой среде и температурный напор, из формулы (4.25) определяют поверхность нагрева теплообменника. При теоретических расчетах очень трудно учесть влияние накипи и грязи, которые резко снижают коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата, поэтому найденную поверхность нагрева обычно увеличивают. Это увеличение (уменьшение коэффициента теплопередачи) редко превышает 40%.

Расход теплоносителя, необходимого для подогрева данного количества нефтепродукта, определяется по формулам:

для пара

$$G_{\text{пар}} = \frac{Q}{i_n - i_k}, \quad (4.38)$$

для жидких теплоносителей

$$G_{\text{ж}} = \frac{Q}{c_p (t'_r - t''_r)}, \quad (4.39)$$

где i_n — энтальпия (теплосодержание) теплоносителя на входе в теплообменный аппарат; i_k — энтальпия теплоносителя на выходе из подогревателя; c_p — весовая теплоемкость теплоносителя.

§ 4. Расчет электроподогревателей

Электрогрелки применяют в основном для разогрева нефтепродуктов, в которых не допускается наличия даже следов воды. Чаще всего электрогрелки применяют для разогрева нефтепродуктов в железнодорожных цистернах. Для более равномерного прогрева нефтепродукта в цистерне обычно применяют два-три нагревательных прибора, которые располагаются у торцов цистерны и у сливного прибора.

Количество тепла Q , которое должен сообщить электроподогреватель, определяется по формулам (4.26)—(4.29). По найденному количеству тепла определяется мощность одной электрогрелки

$$N = \frac{Q}{860z}, \quad (4.40)$$

где z — число электроподогревателей, устанавливаемых в цистерне.

При мощности электрогрелки до 10 кВт применяют однофазный ток, а при большей мощности — трехфазный.

Сила тока I находится по известной мощности и выбранному напряжению:

а) для однофазного тока

$$I = \frac{N}{U}; \quad (4.41)$$

б) для трехфазного тока

$$I = \frac{N}{3U_{\phi}}, \quad (4.42)$$

где U — напряжение питающей сети (120, 220 или 380 в); U_{ϕ} — фазовое напряжение. При соединении проводников «треугольником» $U_{\phi} = U$, а при соединении «звездой»

$$U_{\phi} = \frac{U}{\sqrt{3}}. \quad (4.43)$$

Если в качестве нагревательного проводника применяется проволока, то ее диаметр

$$d = 7,43 \sqrt[3]{\frac{I^2 \rho_l}{m^2 K \Delta t}} \text{ мм}, \quad (4.44)$$

а для прямоугольной пластины с отношением сторон

$$\frac{b}{a} = n$$

$$a = 7,93 \sqrt[3]{\frac{I^2 \rho_t}{n(n+1) m^2 K \Delta t}} \text{ м.м.} \quad (4.45)$$

где m — число параллельных проводников в одной фазе;
 K — осредненный по длине коэффициент теплоотдачи от поверхности греющего проводника к нефтепродукту (на основании опыта эксплуатации электрогрелок было установлено, что $K \approx 110 \div 170 \text{ вт м}^2 \cdot \text{град}$); $\Delta t = t_{\text{пр}} - t$ — средняя разность температур поверхности проводника $t_{\text{пр}}$ и нефтепродукта t . Температура поверхности проводника $t_{\text{пр}}$ принимается на $10 \div 20^\circ \text{C}$ ниже температуры коксования и воспламенения нагреваемого нефтепродукта и всегда ниже максимально допустимой рабочей температуры для данного материала проводника;
 ρ_t — удельное сопротивление проводника при температуре t , которое с изменением температуры изменяется по закону

$$\rho_t = \rho_0 (1 + \alpha t), \quad (4.46)$$

где ρ_0 — удельное сопротивление проводника при 0°C ;
 α — коэффициент линейного расширения материала проводника.

Наиболее распространенными материалами для электрогрелок являются нихром, фехраль, железо и некоторые другие.

Найденное сечение S проводника проверяется на допустимую плотность тока:

$$w_d = \frac{I}{S}. \quad (4.47)$$

Допустимая плотность тока не должна превышать для нихрома 10 а/мм^2 , а для других материалов — 12 а/мм^2 .

Сопротивление ветви подогревателя определяется на основании закона Ома:

$$R = \frac{U_{\phi}}{I}, \quad (4.48)$$

а необходимая длина проводника l по формуле

$$l = \frac{R S m}{\rho_t}. \quad (4.49)$$

Зная длину проводника, его сечение, количество проводников в одной фазе, можно определить размеры электрогрелки.

Пример 1. Определить вероятную температуру мазута марки 80 после 40 суток его хранения в полуподземном железобетонном резервуаре, емкость которого 3000 м³. Внутренний диаметр резервуара 30 м. Высота резервуара $H_p = 4,44$ м. Максимальная высота залива мазута $z = 4$ м. Температура закачки мазута в резервуар $t_{зак} = 50^\circ \text{C}$. Резервуар заглублен в грунт на величину $H = 1,5$ м. Средняя толщина стенки резервуара 12 см, длина 20 см. Коэффициент теплопроводности грунта $\lambda_r = 1 \text{ ккал м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$. Среднемесячная температура грунта на глубине 0,8 м для самого холодного месяца года в районе установки резервуара $t_r = -1^\circ \text{C}$. Скорость ветра в данном районе 5 м/сек. Средняя месячная температура воздуха самого холодного месяца года $t_{возд} = -10^\circ \text{C}$. Характеристика мазута: плотность $\rho_{20} = 0,945 \text{ т м}^3$, теплоемкость $c_p = 0,5 \text{ ккал кг} \cdot ^\circ\text{C}$, теплопроводность $\lambda = 0,1 \text{ ккал м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$, вязкость и плотность в зависимости от температуры даны в табл. 29.

Таблица 29

$t, ^\circ\text{C}$	15	20	30	40	50	60	70	80
$\nu, \text{см}^2/\text{сек}$	286	116	22	13,2	5,60	1,80	1,08	0,69
$\rho, \text{кг/м}^3$	948	945	939	933	927	921	915	908

Решение. 1. Определяем поверхности резервуара: днища и крыши

$$F_d = F_k = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 30,24^2}{4} = 718 \text{ м}^2;$$

стенки

$$F_c = \pi D H_p = 3,14 \cdot 30,24 \cdot 4,44 = 421 \text{ м}^2;$$

стенки, соприкасающейся с грунтом,

$$F_{c.r} = \pi D H = 3,14 \cdot 30,24 \cdot 1,5 = 142 \text{ м}^2;$$

стенки, соприкасающейся с воздухом,

$$F_{c.v} = F_c - F_{c.r} = 279 \text{ м}^2.$$

2. Находим количество мазута в резервуаре

$$G = F_d z \rho = 718 \cdot 4 \cdot 0,935 = 2685 \text{ т}.$$

3. Приведенная температура окружающей среды по формуле (4.2)

$$t_0 = \frac{-1(718 + 142) - 10(718 + 279)}{2 \cdot 718 + 421} = -6^\circ \text{C}.$$

4. Средняя температура нефтепродукта по формуле (4.10)

$$t = 0,5(50 - 10) = 20^\circ \text{C}.$$

5. Задаемся средним значением температуры внутренней стенки резервуара $t'_{\text{ст}} = 9^\circ \text{C}$.

6. Определяем характеристики мазута при средней температуре нефтепродукта и стенки:

$$\rho_{20} = 945 \text{ кг/м}^3; \beta_{20} = 602 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ \text{C}};$$

$$\nu_{20} = 0,0116 \text{ м}^2/\text{сек} = 41,7 \text{ м}^2/\text{ч}; \rho_9 = 952 \text{ кг/м}^3;$$

$$\beta_9 = 592 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ \text{C}}; \nu_9 = 0,084 \text{ м}^2/\text{сек} = 302 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

7. Определяем параметры Gr и Pr:

$$\text{Pr}_n = \frac{\nu \rho_n}{\lambda} = \frac{41,7 \cdot 0,5 \cdot 945}{0,1} = 1,97 \cdot 10^5;$$

$$\text{Pr}_{\text{ст}} = \frac{302 \cdot 0,5 \cdot 952}{0,1} = 1,44 \cdot 10^6;$$

$$\text{Gr}_n = \frac{43 \cdot 9,81 \cdot 602 \cdot 10^{-6} (20 - 9)}{(11,6 \cdot 10^{-3})^2} = 31\,000.$$

8. Произведение $(\text{Gr} \cdot \text{Pr})_n = 1,97 \cdot 10^5 \cdot 3,1 \cdot 10^4 = 6,1 \cdot 10^9$.

9. По формуле (4.6) вычисляем величину α_1 :

$$\alpha_1 = 0,15 \frac{0,1}{4} (6,1 \cdot 10^9)^{1/3} \left(\frac{1,97 \cdot 10^5}{1,44 \cdot 10^6} \right)^{0,25} = 4,16 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}.$$

10. Для среднемесячной температуры воздуха $t_{\text{возд}} = -10^\circ \text{C}$ по табл. 27 находим характеристики воздуха:

$$\lambda_{\text{в}} = 1,99 \cdot 10^{-2} \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}; \nu_{\text{в}} = 12,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}.$$

11. Определяем число Рейнольдса при обдувании резервуара:

$$\text{Re} = \frac{5 \cdot 30,24}{12,8 \cdot 10^{-6}} = 11,8 \cdot 10^6.$$

12. Из табл. 8 определяем значения C и n и по формуле (2.13) определяем величину α_2 :

$$\alpha_2 = 0,023 \frac{1,99 \cdot 10^{-2}}{30,24} (11,8 \cdot 10^6)^{0,8} = 7,13 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}.$$

13. Для железобетонного резервуара может быть принята степень черноты поверхности стенки $\epsilon_c = 0,9$. Для определения коэффициента теплоотдачи радиацией от наружной стенки резервуара

необходимо знать ее температуру $t'_{ст}$. Температуру наружной поверхности стенки резервуара можно определить на основании уравнения теплового баланса:

$$\alpha_1 (t - t'_{ст}) = \frac{\lambda_6}{\delta} (t'_{ст} - t''_{ст}),$$

где $\lambda_6 = 1,2 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$ — коэффициент теплопроводности железобетонной стенки. Отсюда

$$t''_{ст} = 9 - \frac{4,16 \cdot 0,12}{1,2} (20 - 9) = 4,4^\circ \text{C}.$$

По формуле (4.12) определяем коэффициент теплоотдачи радиацией:

$$\alpha_3 = 0,9 \cdot 1,96 \frac{2,78^4 - 2,63^4}{4,4 + 10} = 3,46 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

14. По формуле (4.4) вычисляем коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в воздух:

$$K_{св} = \frac{1}{\frac{1}{4,16} + \frac{0,12}{1,2} + \frac{1}{7,13 + 3,46}} = 2,38 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

15. Коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в грунт вычисляем по формуле (4.14):

$$K_{с.г} = \frac{1}{\frac{1}{4,16} + \frac{0,12}{1,2} + \frac{1,5}{2 \cdot 1} + \frac{1}{10}} = 0,85 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

16. По формуле (4.13) вычисляем полный коэффициент теплопередачи через стенку резервуара:

$$K_c = \frac{2,38 \cdot 279 + 0,85 \cdot 142}{421} = 1,87 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

17. Проверяем правильность выбора температуры внутренней стенки резервуара по уравнению теплового баланса:

$$t'_{ст} = 20 - \frac{1,87}{4,16} (20 + 6) = 8,3^\circ \text{C}.$$

Принятое и полученное расчетом значения $t'_{ст}$ близки.

18. Температуру внутренней стенки днища резервуара принимаем равной 19°C .

19. Находим характеристики мазута при средней температуре днища резервуара:

$$\rho_{19} = 946 \text{ кг/м}^3; \quad \beta_{19} = 602 \cdot 10^{-6} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}; \quad \lambda = 0,1 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C};$$

$$c_p = 0,5 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}; \quad \nu_{19} = 120 \text{ см}^2/\text{сек} = 0,012 \text{ м}^2/\text{сек} = 43,15 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

20. Определяем параметры Gr и Pr:

$$Pr_{ст} = \frac{43,15 \cdot 0,5 \cdot 945}{0,1} = 2,045 \cdot 10^5;$$

$$Gr_{II} = \frac{30^3 \cdot 9,81 \cdot 602 \cdot 10^{-6} (20 - 19)}{0,012^2} = 1,11 \cdot 10^6.$$

21. Произведение параметров $(Gr \cdot Pr)_{II} = 2,185 \cdot 10^{11}$.

22. По формуле (4.7) определяем внутренний коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{1д} = 0,5 \frac{0,1}{30} (2,185 \cdot 10^{11})^{0,25} \left(\frac{1,97 \cdot 10^5}{2,045 \cdot 10^5} \right)^{0,25} = 1,13 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

23. Полагая, что на днище резервуара нет воды и отложений, по формуле (4.17) находим полный коэффициент теплопередачи:

$$K_{\lambda} = \frac{1}{\frac{1}{1,13} + \frac{0,2}{1,2} + \frac{3,14 \cdot 30}{8 \cdot 1}} = 0,078 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

24. По уравнению теплового баланса проверяем правильность выбора температуры внутренней стенки днища резервуара:

$$t'_{дн} = 20 - \frac{0,078}{1,13} (20 + 1) = 18,6 ^\circ\text{C}.$$

Результат вполне удовлетворительный, так как принятое значение $t'_{дн} = 19 ^\circ\text{C}$.

25. Принимаем, что температура зеркала нефтепродукта равна средней температуре нефтепродукта, т. е. $t_3 = t = 20 ^\circ\text{C}$.

26. Температуру газового пространства определим по формуле (4.21) $t_{г. II} = 10 + 0,5 t_3 = 20 ^\circ\text{C}$.

27. Так как температура газового пространства равна температуре зеркала нефтепродукта, то коэффициент теплоотдачи $\alpha_{1к}$, определяемый по формулам (4.19) и (4.20), равен нулю и, следовательно, равен нулю и полный коэффициент теплопередачи через крышу.

28. По формуле (4.3) вычисляем приведенный полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду:

$$K = \frac{0,078 \cdot 718 + 0 \cdot 718 + 1,87 \cdot 421}{1857} = 0,455 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

29. По формуле (4.1) определяем вероятную температуру нефтепродукта в конце периода хранения:

$$t_{в} = -6 + (50 + 6) e^{-\frac{0,455 \cdot 1857 \cdot 960}{2685 \cdot 10^3 \cdot 0,5}} = 25 ^\circ\text{C}.$$

Пример 2. Используя данные и результат примера 1, рассчитать размеры теплообменного аппарата, который должен быть установлен в железобетонном резервуаре. Теплообменник работает на насыщенном паре давлением 4 кг/см^2 , с температурой $t_{пар} = 143 ^\circ\text{C}$. Разогрев нефтепродукта должен осуществляться за трое

суток. Мазут из резервуара перекачивается в танкер. Насосная расположена от резервуара на расстоянии 100 м и выше нижней отметки днища резервуара на 2 м. Всасывающая способность насосов 5 м. Производительность их равна 40 м³/ч. Всасывающий трубопровод имеет диаметр 152 × 8 мм.

Р е ш е н и е. 1. Коэффициент крутизны вискограммы по формуле (1.8)

$$u = \frac{2,3}{60-30} \lg \frac{22}{1,8} = 0,083 \frac{1}{^{\circ}\text{C}}.$$

2. Определяем скорость движения нефтепродукта в приемном трубопроводе:

$$W = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 40}{3,14 \cdot 0,152^2} = 2200 \text{ м/ч} = 0,61 \text{ м/сек.}$$

3. Число Рейнольдса (ориентировочно при $t = 60^{\circ}\text{C}$):

$$\text{Re} = \frac{0,61 \cdot 0,152}{0,00018} = 517.$$

Режим движения ламинарный. Следовательно, $m = 1$.

4. По формуле (4.24) оцениваем температуру, до которой необходимо подогревать мазут перед выкачкой из резервуара:

$$t_{\text{н}} \geq \frac{2,3}{0,083} \lg \left[\frac{4,15 \cdot 40 \cdot 0,00018 \cdot 1,5 \cdot 100}{0,152^4 \cdot 3600 (5-2)} e^{0,083 \cdot 60} \right] = 57^{\circ}\text{C}.$$

Принимаем конечную температуру подогрева мазута равной $t_{\text{к}} = 60^{\circ}\text{C}$.

5. Определяем среднюю температуру мазута в процессе подогрева. Так как $\frac{60+6}{25+6} > 2$, то по формуле (4.9)

$$t = -6 + \frac{60-25}{2,3 \lg \frac{60+6}{25+6}} = 40^{\circ}\text{C}.$$

6. Задаемся температурой стенки резервуара, равной 30°C .

7. Находим параметры мазута при средней температуре стенки резервуара и средней температуре мазута:

$$\rho_{40} = 933 \text{ кг/м}^3; \beta_{40} = 622 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^{\circ}\text{C}}; \lambda = 0,1 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C};$$

$$\nu_{40} = 0,00132 \text{ м}^2/\text{сек} = 4,75 \text{ м}^2/\text{ч}; c_p = 0,5 \text{ ккал/кг} \cdot ^{\circ}\text{C};$$

$$\rho_{30} = 939 \text{ кг/м}^3; \nu_{30} = 0,0022 \text{ м}^2/\text{сек} = 7,9 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

8. Вычисляем параметры Gr и Pr:

$$\text{Pr}_{\text{н}} = \frac{4,75 \cdot 0,5 \cdot 933}{0,1} = 2,22 \cdot 10^4;$$

$$\text{Pr}_{\text{ст}} = \frac{7,9 \cdot 0,5 \cdot 939}{0,1} = 3,71 \cdot 10^4;$$

$$\text{Gr}_{\text{н}} = \frac{4^3 \cdot 9,81 \cdot 622 \cdot 10^{-6} (40-30)}{0,00132^2} = 2,24 \cdot 10^6.$$

9. Произведение параметров $(Gr \cdot Pr)_n = 4,98 \cdot 10^{10}$.

10. По формуле (4.6) вычисляем внутренний коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_1 = 0,15 \frac{0,1}{4} (49,8 \cdot 10^9)^{1/3} \left(\frac{2,22 \cdot 10^4}{3,71 \cdot 10^4} \right)^{0,25} = 12,1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

11. Внешний коэффициент теплоотдачи берем из примера 1.
 $\alpha_2 = 7,13 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$

12. Для определения коэффициента теплоотдачи излучением необходимо найти температуру наружной стенки резервуара:

$$t'_{ст} = t'_{ст} - \frac{\alpha_1 \delta}{\lambda_6} (t - t'_{ст}) = 30 - \frac{12,1 \cdot 0,12}{1,2} (40 - 30) = 18^\circ\text{C}.$$

По формуле (4.12)

$$\alpha_3 = 0,9 \cdot 4,96 \frac{2,91^4 - 2,63^4}{18 + 10} = 3,85 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

13. По формуле (4.4) вычисляем коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в воздух:

$$K_{с.в} = \frac{1}{\frac{1}{12,1} + \frac{0,12}{1,2} + \frac{1}{7,13 + 3,85}} = 3,6 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

14. Коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в грунт определяем по формуле (4.14):

$$K_{с.г} = \frac{1}{\frac{1}{12,1} + \frac{0,12}{1,2} + \frac{1,5}{2 \cdot 1} + \frac{1}{10}} = 0,965 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

15. По формуле (4.13) находим полный коэффициент теплопередачи через стенку резервуара

$$K_0 = \frac{3,6 \cdot 279 + 0,965 \cdot 142}{421} = 2,8 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

16. Проверяем правильность выбора температуры внутренней стенки резервуара по уравнению теплового баланса (4.11):

$$t'_{ст} = 40 - \frac{2,8}{12,1} (40 + 6) = 29,4^\circ\text{C}.$$

Принятое и полученное расчетом значения $t'_{ст}$ очень близки.

17. Температуру дна резервуара принимаем равной $39^\circ\text{C}.$

18. Находим характеристики мазута при средней температуре дна резервуара:

$$\rho_{39} = 933 \text{ кг/м}^3; \beta_{39} = 623 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ\text{C}}; \lambda = 0,1 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}; c_p = 0,5 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}; \nu_{39} = 0,0014 \text{ м}^2/\text{сек} = 5,04 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

19. Определяем параметры Gr и Pr:

$$Pr_{\text{ср}} = \frac{5.04 \cdot 0.5 \cdot 933}{0.1} = 2.35 \cdot 10^4;$$

$$Gr_n = \frac{30^3 \cdot 9.81 \cdot 622 \cdot 10^{-6} (40 - 39)}{0.0014^2} = 8.4 \cdot 10^7.$$

20. Произведение параметров $(Gr \cdot Pr)_n = 1.87 \cdot 10^{12}$.

21. По формуле (4.7)

$$\alpha_{1д} = 0.5 \frac{0.1}{30} (1.87 \cdot 10^{12})^{0.25} \left(\frac{2.22 \cdot 10^4}{2.35 \cdot 10^4} \right)^{0.25} = 1.9 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

22. Полагая, что за время хранения на днище резервуара появится слой отложений с коэффициентом теплопроводности $0.5 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$ и толщиной 5 см, по формуле (4.17) находим полный коэффициент теплопередачи:

$$K_d = \frac{1}{\frac{1}{1.9} + \frac{0.2}{1.2} + \frac{0.05}{0.5} + \frac{3.14 \cdot 30}{8 \cdot 1}} = 0.08 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

23. По уравнению теплового баланса (4.11) проверяем правильность выбора температуры внутренней стенки днища резервуара:

$$t'_{\text{ш}} = 40 - \frac{0.08}{1.9} (40 + 1) = 38.3^\circ \text{C}.$$

Результат вполне удовлетворительный, так как принятое значение $t'_{\text{ш}} = 39^\circ \text{C}$.

24. Температуру зеркала нефтепродукта принимаем равной средней температуре мазута, т. е. $t_3 = t = 40^\circ \text{C}$.

25. Температуру газового пространства определяем по формуле (4.21): $t_{\text{с.п}} = 10 + 0.5t_3 = 30^\circ \text{C}$.

26. Температуру внутренней поверхности покрытия резервуара принимаем равной 20°C . Тогда средняя температура газа в газовом пространстве $t_{\text{ср.г}} = 0.5 (40 + 20) = 30^\circ \text{C}$.

27. Определяем параметры Gr и Pr при средней температуре (по данным для воздуха): $Pr = 0.722$ и

$$Gr = \frac{0.44^3 \cdot 9.81 \cdot 0.0033 (40 - 20)}{16.61^2 \cdot 10^{-12}} = 2.02 \cdot 10^8,$$

где

$$\beta = \frac{1}{t_{\text{г.п}} + 273} = 0.0033 \frac{1}{^\circ\text{C}}.$$

28. Находим произведение этих параметров:

$$(Gr \cdot Pr)_{\text{ср}} = 0.722 \cdot 2.02 \cdot 10^8 = 1.46 \cdot 10^8.$$

29. Определяем величину $\alpha_{1к}$ по формуле (4.20)

$$\alpha_{1к} = 0.98 \sqrt[3]{40 - 30} = 2.12 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

30. Вычисляем коэффициент ϵ_k по формуле (4.23)

$$\epsilon_k = 0.18 (1.46 \cdot 10^8)^{0.25} = 20.4.$$

31. Находим эквивалентный коэффициент теплопроводности газовой смеси по формуле (4.22):

$$\lambda_{\text{эв}} = 2.22 \cdot 10^{-2} \cdot 20.4 = 45.2 \cdot 10^{-2} \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

32. Полагая, что общая толщина покрытия резервуара равна 15 см с приведенным коэффициентом теплопроводности 1 ккал/м.ч.°C, по формуле (4.18) вычисляем коэффициент теплопередачи через крышу:

$$K_k = \frac{1}{\frac{1}{2.12} + \frac{0.15}{1} + \frac{0.44}{0.452} + \frac{1}{7.13 + 3.7}} = 0.594 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

33. По формуле (4.3) определяем полный коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду:

$$K = \frac{421 \cdot 2.8 + 718 \cdot 0.08 + 718 \cdot 0.594}{1857} = 0.893 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

34. Определяем количество тепла, идущего на подогрев нефтепродукта, по формуле (4.26)

$$Q_1 = 2685 \cdot 10^3 \cdot 0.5 (60 - 25) = 47.4 \cdot 10^6 \text{ ккал}.$$

35. Принимая, что мазут содержит 6% парафина и что скрытая теплота его плавления $\chi = 55$ ккал/кг, определяем количество тепла, расходуемого на расплавление парафина, по формуле (4.27):

$$Q_2 = 2685 \cdot 10^3 \cdot 0.06 \cdot 55 = 8.86 \cdot 10^6 \text{ ккал}.$$

36. Определяем среднее количество тепла, которое должен выделять подогреватель в единицу времени, по формуле (4.29):

$$Q = \frac{47.4 + 8.86}{3 \cdot 24} 10^6 + 0.893 \cdot 1857 (40 + 6) = 858.300 \text{ ккал/ч}.$$

37. Полагаем, что в резервуаре будет установлен змеевиковый подогреватель из труб диаметром 63.5×6 мм ГОСТ 8732-58. Принимаем внутренний коэффициент теплоотдачи от пара к стенке трубы теплообменника $\alpha_{1r} \approx 4000$ ккал/м²·ч·°C.

38. Вычисляем среднюю температуру между стенкой теплообменника и средней температурой нефтепродукта:

$$t'_{\text{ср}} = 0.5 (143 + 40) = 91.5^\circ \text{C}.$$

39. Определяем параметры мазута при этой средней температуре:

$$\rho = 902 \text{ кг/м}^3; \quad \beta = 692 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ\text{C}}; \quad \lambda = 0.1 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}; \quad c_p = 0.5 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}; \quad \nu_{91.5} = 0.0000264 \text{ м}^2/\text{сек} = 0.095 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

40. Вычисляем параметры Gr и Pr:

$$Pr = \frac{0,005 \cdot 0,5 \cdot 902}{0,1} = 4,29;$$

$$Gr = \frac{0,0635^3 \cdot 9,81 \cdot 692 \cdot 10^{-6} (91,5 - 40)}{0,00002642} = 1,28 \cdot 10^5.$$

41. Произведение этих параметров

$$(Gr \cdot Pr)_{cr} = 1,28 \cdot 10^5 \cdot 4,29 = 5,49 \cdot 10^7.$$

42. По формуле (4.30) определяем внешний коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{2r} = 0,53 \frac{0,1}{0,0635} (5,49 \cdot 10^7)^{0,25} = 72 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

43. По формуле (2.6) определяем полный коэффициент теплопередачи от пара к нефтепродукту

$$K_1 = \frac{1}{0,0515 \left(\frac{1}{4000 \cdot 0,0515} + \frac{2,3}{2 \cdot 40} \lg \frac{6,35}{5,15} + \frac{1}{72 \cdot 0,0635} \right)} =$$

$$= 85,7 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C},$$

где $\lambda = 40 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$ — коэффициент теплопроводности стальных трубок теплообменника.

44. Определяем среднелогарифмический температурный напор по формуле (4.36):

$$\Delta t_{cr} = \frac{60 - 25}{2,3 \lg \frac{143 - 25}{143 - 60}} = 100^\circ\text{C}.$$

45. По формуле (4.25) определяем расчетную поверхность нагрева теплообменного аппарата:

$$F_p = \frac{858 \cdot 300}{85,7 \cdot 100} = 100 \text{ м}^2.$$

46. Для обеспечения заданного теплового потока в течение длительного времени эксплуатации резервуара, когда внутренние и внешние поверхности теплообменного аппарата загрязняются накипью и осадками нефтепродукта, расчетную поверхность теплообменника увеличиваем на 30%, т. е.

$$F = 1,3 F_p = 130 \text{ м}^2.$$

47. Определяем полную длину труб подогревателя:

$$L = \frac{F}{\pi d} = \frac{130}{3,14 \cdot 0,0635} = 652 \text{ м}.$$

48. Принимаем количество секций змеевикового подогревателя равным 6, тогда длина одной секции равна 109 м.

49. По таблицам водяного пара находим теплосодержание его при давлении 4 кг/см² $t_n = 653,4 \text{ ккал/кг}$. На выходе из

теплообменного аппарата установлены конденсатоотводчики. Тепло-
содержание конденсата при давлении 4 кг/см^2 $i_k = 143,6 \text{ ккал/кг}$.
Определяем расход пара по формуле (4.38):

$$G_{\text{пар}} = \frac{858300}{653,4 - 143,6} = 1683 \text{ кг. ч.}$$

50. Если в резервуаре будет устанавливаться гребенчатый (секционный) подогреватель, то в соответствии с потребной поверхностью нагрева необходимо подобрать типовые секции его. К установке можно принять секции подогревателя ПЭ-6 с поверхностью нагрева $4,58 \text{ м}^2$ и ПЭ-4 с поверхностью нагрева $3,14 \text{ м}^2$. Выбираем 20 штук секций ПЭ-6 с общей поверхностью нагрева $37,7 \text{ м}^2$. Суммарная поверхность нагрева всех секций равна $129,3 \text{ м}^2$. Если учесть поверхность подводящих паропроводов, то потребная поверхность нагрева обеспечивается.

Пример 3. Определить вероятную температуру автола АК-15 в железнодорожной цистерне типа 4 после 4 суток его транспортирования. Средняя скорость движения цистерны $v_n = 35 \text{ км/ч}$. Средняя скорость ветра $v_v = 5 \text{ км/ч}$. Средняя температура воздуха для всего пути $t_{\text{возд}} = -20^\circ \text{ С}$. Автол заливался в цистерну при температуре 60° С . Характеристика автола: теплоемкость $c_p = 0,436 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ \text{ С}$; теплопроводность $\lambda = 0,108 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{ С}$; плотность и вязкость в табл. 30.

Таблица 30

$t, ^\circ \text{ С}$	10	20	30	40	50	60	70	80
$\nu, \text{ см}^2/\text{сек}$	53	12,4	4,4	1,7	0,87	0,45	0,23	0,167
$\rho, \text{ кг/м}^3$	933	927	921	915	908	902	895	888

Р е ш е н и е. 1. Определяем данные цистерны: объем — 50 м^3 ; диаметр котла $D = 2,6 \text{ м}$; длина котла $L = 9,6 \text{ м}$; поверхность котла $F = 87 \text{ м}^2$.

2. Количество автола в цистерне

$$G = V\rho_{20} = 50 \cdot 0,927 = 46,4 \text{ т.}$$

4. Средняя температура автола по формуле (4.10)

$$t = 0,5 (60 - 20) = 20^\circ \text{ С.}$$

4. Задаемся температурой стенки котла цистерны $t_{\text{ст}} = -12^\circ \text{ С}$.

5. Находим характеристики автола при средних температурах автола и стенки:

$$\rho_{20} = 927 \text{ кг/м}^3; \beta_{20} = 638 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ \text{ С}}; \rho_{-12} = 948 \text{ кг/м}^3; \beta_{-12} = 596 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ \text{ С}}; \nu_{20} = 0,00124 \text{ м}^2/\text{сек} = 4,46 \text{ м}^2/\text{ч}; \nu_{-12} = 0,128 \text{ м}^2/\text{сек} = 461 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

6. Определяем параметры Gr и Pr:

$$Pr_{\text{н}} = \frac{4,46 \cdot 0,436 \cdot 927}{0,108} = 16700;$$

$$Pr_{\text{ст}} = \frac{461 \cdot 0,436 \cdot 948}{0,108} = 1,77 \cdot 10^6;$$

$$Gr_{\text{н}} = \frac{2,6^3 \cdot 9,81 \cdot 638 \cdot 10^{-6} (20 + 12)}{0,00124^2} = 2,29 \cdot 10^6.$$

7. Произведение параметров $(Gr \cdot Pr)_{\text{н}} = 3,82 \cdot 10^{10}$.

8. По формуле (4.7)

$$\alpha_1 = 0,5 \frac{0,108}{2,6} (3,82 \cdot 10^{10})^{0,25} \left(\frac{1,67 \cdot 10^4}{1,77 \cdot 10^6} \right)^{0,25} =$$
$$= 2,83 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

9. Из табл. 27 определяем параметры воздуха при $t_0 = -20^\circ\text{C}$:

$$\lambda_{\text{в}} = 0,0194 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}; \quad \nu_{\text{в}} = 0,00001193 \text{ м}^2/\text{сек}.$$

10. Число Рейнольдса при движении цистерны (скорость воздуха $\nu = \nu_{\text{н}} + \nu_{\text{в}} = 40 \text{ км/ч}$):

$$Re = \frac{40 \cdot 10^3 \cdot 2,6}{3600 \cdot 11,93 \cdot 10^{-6}} = 2,42 \cdot 10^6.$$

11. По формуле (4.16) вычисляем внешний коэффициент теплоотдачи

$$\alpha_2 = 0,032 \frac{0,0194}{9,6} (2,42 \cdot 10^6)^{0,8} = 8,32 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

12. Полагая, что железнодорожная цистерна окрашена желтой масляной краской, находим, что степень черноты поверхности стенки $\varepsilon_{\text{с}} = 0,94$.

13. По формуле (4.12) определяем коэффициент теплоотдачи радиацией:

$$\alpha_3 = 0,94 \cdot 4,96 \frac{2,61^4 - 2,53^4}{-12 + 20} = 3,09 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

14. Пренебрегая термическим сопротивлением металлической стенки железнодорожной цистерны, по формуле (4.4) определяем полный коэффициент теплопередачи от автола в воздух:

$$K = K_{\text{с}} = \frac{1}{\frac{1}{2,83} + \frac{1}{8,32 + 3,09}} = 2,27 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

15. Проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны по формуле (4.11):

$$t_{\text{ст}} = 20 - \frac{2,27}{2,83} (20 + 20) = -12^\circ\text{C}.$$

Результат вычисления совпал с температурой, которой задавались в начале расчета.

16. По формуле (4.1) определяем вероятную температуру автола в конце пути следования:

$$t_b = -20 + (60 + 20) e^{-\frac{2,27 \cdot 87 \cdot 96}{46400 \cdot 0,436}} = 11,4^\circ \text{C}.$$

Пример 4. Используя данные и результат примера 3, рассчитать электрогрелку для разогрева автола АК-15 при его сливе в пункте назначения. Слив автола осуществляется самотеком в «нулевой» резервуар. Время на разогрев и слив автола из цистерны равно 6 ч. Конечная температура подогрева автола равна 40°C .

Решение. 1. Полезно затрачиваемое тепло Q_1 по формуле (4.26)

$$Q_1 = 46,4 \cdot 10^3 \cdot 0,436 (40 - 11,4) = 580\,000 \text{ ккал}.$$

2. Вычисляем среднюю температуру автола в процессе подогрева. Так как $\frac{40 + 20}{11,4 + 20} < 2$, то по формуле (4.8)

$$t = 0,5 (11,4 + 40) = 25,7^\circ \text{C}.$$

3. Задаемся температурой стенки цистерны $t_{\text{ст}} = -10^\circ \text{C}$.

4. Находим характеристики автола при средней температуре автола и стенки цистерны:

$$\rho_{26} = 923 \text{ кг/м}^3; \beta_{26} = 647 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ \text{C}}; \rho_{-10} = 945 \text{ кг/м}^3; c_p = 0,436 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ \text{C}; \lambda = 0,108 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}; \nu_{-10} = 0,0982 \text{ м}^2/\text{сек} = 354 \text{ м}^2/\text{ч}; \nu_{25,7} = 0,00069 \text{ м}^2/\text{сек} = 2,5 \text{ м}^2/\text{ч}.$$

5. Вычисляем параметры Грасгофа и Прандтля:

$$\text{Pr}_n = \frac{2,5 \cdot 0,436 \cdot 923}{0,108} = 9320;$$

$$\text{Pr}_{\text{ст}} = \frac{354 \cdot 0,436 \cdot 945}{0,108} = 1,35 \cdot 10^6;$$

$$\text{Gr}_n = \frac{2,6^3 \cdot 9,81 \cdot 647 \cdot 10^{-6} (25,7 + 10)}{0,00069^2} = 8,4 \cdot 10^6.$$

6. Произведение параметров $(\text{Gr} \cdot \text{Pr})_n = 7,83 \cdot 10^{10}$.

7. По формуле (4.7)

$$\alpha_1 = 0,5 \frac{0,108}{2,6} (7,83 \cdot 10^{10})^{0,25} \left(\frac{9320}{1,35 \cdot 10^6} \right)^{0,25} = 3,17 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}.$$

8. Из табл. 27 находим параметры воздуха при $t_0 = -20^\circ \text{C}$: $\lambda_b = 0,0194 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C}$; $\nu_b = 11,93 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{сек}$.

9. Определяем число Рейнольдса при обдувании цистерны ветром (цистерна не движется):

$$\text{Re} = \frac{5 \cdot 10^3 \cdot 2,6}{3600 \cdot 11,93 \cdot 10^{-6}} = 3,02 \cdot 10^3.$$

10. По формуле (2.13) вычисляем внешний коэффициент теплоотдачи α_2 . Так как $Re > 5 \cdot 10^4$, то $C = 0,023$ и $n = 0,8$. Тогда

$$\alpha_2 = 0,023 \frac{0,0194}{2,6} (3,02 \cdot 10^5)^{0,8} = 4,16 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

11. Вычисляем коэффициент теплоотдачи радиацией по формуле (4.12):

$$\alpha_3 = 0,94 \cdot 4,96 \frac{2,63^4 - 2,53^4}{-10 + 20} = 3,4 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

12. По формуле (4.4), пренебрегая термическим сопротивлением стенки котла цистерны, вычисляем коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в воздух:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{3,17} + \frac{1}{4,16 + 3,4}} = 2,24 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

13. Проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны по формуле (4.11):

$$t_{ст} = 25,7 - \frac{2,24}{3,17} (25,7 - 20) = -6,6^\circ\text{C}.$$

Так как принятое значение $t_{ст}$ значительно отличается от вычисленной величины ($-6,6^\circ\text{C}$), то производим пересчет.

14. Задаемся температурой стенки цистерны $t_{ст} = -6^\circ\text{C}$.

15. Находим характеристики автола при средней температуре стенок: $\alpha_{-6} = 943 \text{ кг/м}^3$; $\nu_{-6} = 0,0586 \text{ м}^2/\text{сек} = 211 \text{ м}^2/\text{ч}$.

16. Вычисляем параметры Gr и Pr :

$$Pr_{ст} = \frac{211 \cdot 0,436 \cdot 943}{0,108} = 8,05 \cdot 10^5;$$

$$Gr_{II} = \frac{2,6^3 \cdot 9,81 \cdot 647 \cdot 10^{-6} (25,7 + 6)}{0,00069^2} = 7,61 \cdot 10^6.$$

17. Произведение параметров $(Gr \cdot Pr)_{II} = 7,1 \cdot 10^{10}$.

18. По формуле (4.7)

$$\alpha_1 = 0,5 \frac{0,108}{2,6} (7,1 \cdot 10^{10})^{0,25} \left(\frac{9320}{8,05 \cdot 10^5} \right)^{0,25} = 3,52 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

19. Вычисляем коэффициент теплоотдачи радиацией по формуле (4.12):

$$\alpha_3 = 0,94 \cdot 4,96 \frac{2,66^4 - 2,53^4}{-6 + 20} = 3,24 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

20. Находим коэффициент теплопередачи через стенку цистерны

$$K = \frac{1}{\frac{1}{3,52} + \frac{1}{3,24 + 4,16}} = 2,38 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

21. Проверяем правильность выбора температуры стенки цистерны по формуле (4.11):

$$t_{ст}^* = 25,7 - \frac{2,38}{3,52} (25,7 + 20) = -5,3^\circ \text{C}.$$

Дальнейшего уточнения температуры стенки цистерны не производим, так как значение, полученное расчетом, близко к значению $t_{ст}^*$, которым задавались второй раз.

22. В автоле парафина нет, поэтому $Q_2 = 0$.

23. Определяем потери тепла в единицу времени в окружающую среду по формуле (4.28)

$$Q_3 = 2,38 \cdot 87 (25,7 + 20) = 9460 \text{ ккал/ч}.$$

24. Находим среднее количество тепла, которое должен выделять электроподогреватель в единицу времени, по формуле (4.29)

$$Q = 9460 + \frac{580000}{6} = 106000 \text{ ккал/ч}.$$

25. Принимаем, что в цистерне будет установлено три электрогрелки. Мощность одной электрогрелки определяем по формуле (4.40):

$$N = \frac{106000}{860 \cdot 3} = 41 \text{ кВт}.$$

Так как мощность электрогрелки более 10 кВт, то применяем трехфазный ток напряжением 380 в.

26. Находим силу тока в электрогрелке по формуле (4.42):

$$I = \frac{41 \cdot 10^3}{380 \cdot 3} = 62,5 \text{ а}.$$

27. Определяем сопротивление нагревателя по формуле (4.48)

$$R = \frac{380}{62,5} = 6,075 \text{ ом}.$$

28. Принимаем, что электрогрелка состоит из двух параллельных проводников, т. е. $m = 2$. Температура воспламенения автола около 200°C . Коэффициент теплоотдачи от греющей проволоки к автолу принимаем равным $140 \text{ вт/м}^2 \cdot \text{град}$. В качестве нагревательного материала применяем нихромовую проволоку, сопротивление которой вычисляем по формуле (4.46)

$$\rho_l = 1,1 (1 + 0,0001 \cdot 190) = 1,12 \frac{\text{ом} \cdot \text{мм}^2}{\text{м}}.$$

29. По формуле (4.44) определяем диаметр проволоки нагревателя:

$$d_p = 7,43 \sqrt[3]{\frac{62,5^2 \cdot 1,12}{4 \cdot 140 \cdot 180}} = 2,63 \text{ мм}.$$

По ГОСТ выбираем стандартный диаметр проволоки, равный 2,7 мм, с площадью сечения $5,74 \text{ мм}^2$.

30. Проверяем допустимую плотность тока по формуле (4.47). Для нихрома она не должна превышать 10 а/мм^2 :

$$w_d = \frac{62,5}{5,74} = 10,9 \text{ а/мм}^2.$$

Так как плотность тока получилась более допустимой, то увеличиваем диаметр проволоки до 3 мм с площадью поперечного сечения $7,06 \text{ мм}^2$. Тогда

$$w_d = \frac{62,5}{7,06} = 8,85 \text{ а/мм}^2.$$

31. Определяем длину проволоки одного проводника электрогрелки по формуле (4.49):

$$l = \frac{6,075 \cdot 7,06 \cdot 2}{1,12} = 76,5 \text{ м.}$$

32. Проволока наматывается на керамические стержни диаметром $d_k = 50 \text{ мм}$. Расстояние между осями витков для предотвращения местных перегревов принимается равным полутора-двум диаметрам проволоки. Находим число витков одного проводника:

$$n = \frac{l}{\pi d_k} = \frac{76,5}{3,14 \cdot 0,05} = 487 \text{ витков.}$$

Вычисляем длину керамических стержней электрогрелки

$$l_k = n d = 487 \cdot 5,5 = 2680 \text{ мм.}$$

Принимаем к установке для одного проводника четыре керамических стержня длиной по 700 мм . На два параллельных проводника будет 8 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 1 м с учетом всех дополнительных устройств (рис. 23). В цистерну устанавливают три таких электрогрелки.

Пример 5. Рассчитать местный подогреватель для резервуара РВС-3000, в котором хранится мазут марки «20». Теплообменник должен работать на насыщенном паре с давлением 6 кг/см^2 . Откачка мазута из резервуара осуществляется насосами с производительностью $Q = 50 \text{ м}^3/\text{ч}$. Насосная расположена от резервуара на расстоянии 70 м . Всасывающий патрубок насоса располагается

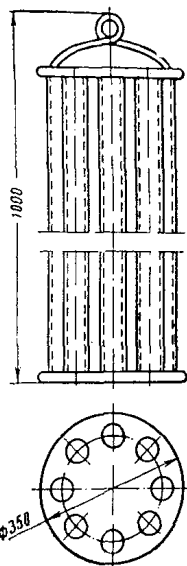


Рис. 23. Схема электроподогревателя.

на 1 м ниже отпусковой трубы резервуара. Диаметр всасывающего трубопровода 152 × 6 мм. Всасывающая способность насосов 5 м. Вероятная температура мазута в резервуаре $t_{\text{в}} = 10^{\circ}\text{C}$. Характеристика мазута: плотность $\rho_{20} = 0,938 \text{ т/м}^3$; теплоемкость $c_p = 0,425 \text{ ккал/кг} \cdot ^{\circ}\text{C}$; теплопроводность $\lambda = 0,11 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C}$; вязкость в зависимости от температуры представлена в табл. 31.

Таблица 31

$t, ^{\circ}\text{C}$	40	50	60	70	80	90
$\nu, \text{мм}^2/\text{сек}$	289	156	89	56,3	37	27,4

Тепловые потери в окружающую среду при расчете теплообменника не учитывать.

Р е ш е н и е. 1. Коэффициент крутизны вискограммы по формуле (1.8)

$$u = \frac{2,3}{90 - 40} \lg \frac{289}{27,4} = 0,05 \frac{1}{^{\circ}\text{C}}.$$

2. Скорость движения мазута во всасывающем трубопроводе

$$w = \frac{4 \cdot 50}{3,14 \cdot 0,14^2} = 3250 \text{ м/ч} = 0,9 \text{ м/сек}.$$

3. Число Рейнольдса для всасывающего трубопровода (ориентировочно при температуре 40°C)

$$\text{Re} = \frac{0,9 \cdot 0,14}{289 \cdot 10^{-6}} = 435.$$

Режим движения ламинарный, следовательно, $m = 1$.

4. По формуле (4.24) оцениваем конечную температуру подогрева мазута:

$$t_{\text{н}} \geq 40 + \frac{2,3}{0,05} \lg \left[\frac{4,15 \cdot 50 \cdot 289 \cdot 10^{-6} \cdot 70 \cdot 1,5}{3600 \cdot 0,14^4 \cdot (5 + 1)} \right] = 34,5^{\circ}\text{C}.$$

Принимаем конечную температуру подогрева равной 40°C .

5. Определяем среднюю температуру мазута в процессе подогрева по формуле (4.8): $t = 0,5 (40 + 10) = 25^{\circ}\text{C}$.

6. Температура насыщенного пара при давлении 6 кг/см² равна 158°C .

7. Выбираем местный подогреватель секционного типа с диаметром трубок секций 60 × 3,75 мм.

8. Определяем среднюю температуру для выбора характеристик мазута: $t_{cp} = 0,5 (158 + 25) = 91,5^\circ \text{C}$.

9. Задаемся температурой стенки трубки теплообменника $t''_{ст} = 155^\circ \text{C}$.

10. Определяем параметры мазута при t_{cp} и $t''_{ст}$. $\rho_{91,5} = 0,896 \text{ т/м}^3$; $\rho_{155} = 0,858 \text{ т/м}^3$; $\beta_{91,5} = 0,0007 \frac{1}{^\circ\text{C}}$; $\beta_{155} = 0,00079 \frac{1}{^\circ\text{C}}$; $\nu_{91,5} = 21,9 \text{ мм}^2/\text{сек}$; $\nu_{155} = 0,925 \text{ мм}^2/\text{сек}$; $\lambda = 0,11 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$; $c_p = 0,425 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}$.

11. Внутренний коэффициент теплоотдачи α_1 от пара к стенке трубки теплообменника принимаем равным $4000 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}$.

12. Принимаем скорость движения нефтепродукта в теплообменном аппарате $w_T = 0,05 \text{ м/сек}$.

13. Вычисляем параметры Re , Pr и Gr :

$$Re_n = \frac{w_T d}{\nu_{91,5}} = \frac{0,05 \cdot 0,06}{21,9 \cdot 10^{-6}} = 137.$$

Режим движения ламинарный. Для упрощения конструкции теплообменного аппарата принимаем продольное обтекание трубок:

$$Pr_n = \frac{21,9 \cdot 10^{-6} \cdot 0,425 \cdot 896 \cdot 3600}{0,11} = 273;$$

$$Pr_{ст} = \frac{0,925 \cdot 10^{-6} \cdot 0,425 \cdot 858 \cdot 3600}{0,11} = 11;$$

$$Gr_n = \frac{0,06^3 \cdot 9,81 \cdot 0,0007 (155 - 91,5)}{21,9^2 \cdot 10^{-12}} = 1,96 \cdot 10^5.$$

14 По формуле (4.32)

$$\alpha_{2T} = 0,15 \cdot \frac{0,11}{0,06} \cdot 137^{1/3} \cdot 237^{0,43} \cdot 196000^{0,1} \left(\frac{273}{11} \right)^{0,25} =$$

$$= 119 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

15. Определяем коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата по формуле (2.6):

$$K_T = \frac{1}{0,0525 \left(\frac{1}{4000 \cdot 0,0525} + \frac{2,3}{2 \cdot 40} \lg \frac{0,06}{0,0525} + \frac{1}{119 \cdot 0,06} \right)} =$$

$$= 130 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}.$$

16. Проверяем правильность выбора температуры стенки теплообменника по формуле (4.11):

$$t'_{\text{ст}} = 158 - \frac{130}{4000} (158 - 91,5) = 155,8^{\circ} \text{C};$$

$$t''_{\text{ст}} = 155,8 - \frac{4000 \cdot 0,0375}{40} (158 - 155,8) = 155^{\circ} \text{C}.$$

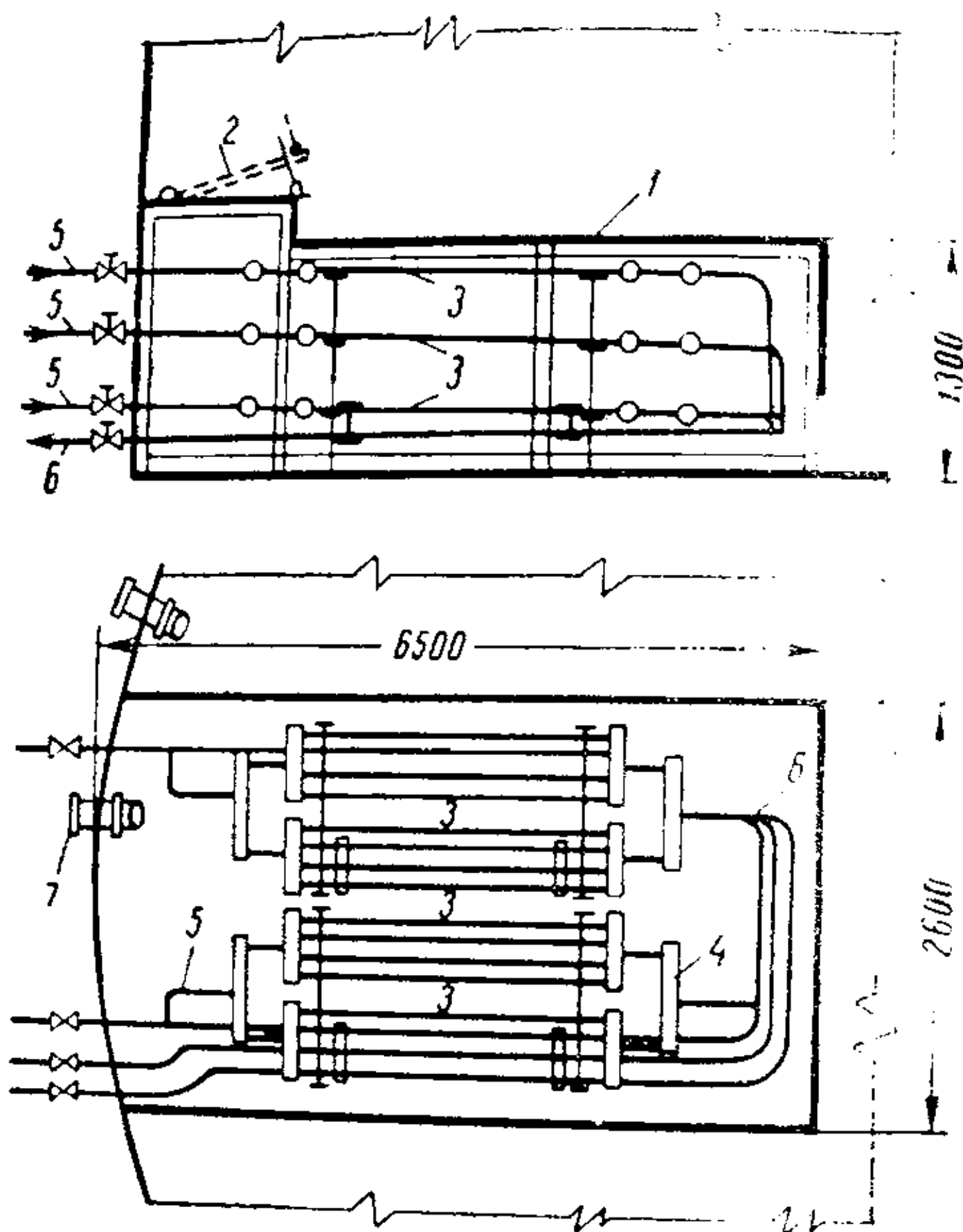


Рис. 24. Местный подогреватель.

1 — кожух; 2 — крышка люка; 3 — секции подогревателя; 4 — коллектор; 5 — паропровод; 6 — конденсатопровод; 7 — приемная труба.

Температура выбрана правильно.

17. Находим среднелогарифмический температурный напор по формуле (4.36):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{40 - 10}{2,3 \lg \frac{158 - 10}{158 - 40}} = 133^{\circ} \text{C}.$$

18. Количество тепла, необходимое для разогрева мазута, по формуле (4.26)

$$Q = 50 \cdot 0,935 \cdot 0,425 (40 - 10) = 596\,000 \text{ ккал ч}.$$

19. Расчетная поверхность нагрева по формуле (4.25)

$$F_p = \frac{596\,000}{130 \cdot 133} = 34,5 \text{ м}^2.$$

20. Увеличиваем поверхность нагрева теплообменного аппарата до 40 м². Выбираем местный подогреватель с такой поверхностью нагрева, собранный из секций типа ПЭ-4 в количестве 12 штук, коллекторов, паропроводов и конденсатопроводов. Схема установки теплообменника в резервуаре приведена на рис. 24.

ГЛАВА 5. ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНАЯ ПЕРЕКАЧКА НЕФТЕПРОДУКТОВ

При последовательной перекачке нефтепродуктов по магистральным трубопроводам решаются следующие вопросы:

1) определение объема смеси, образующейся при вытеснении одной жидкости другой, прием смеси на конечном пункте и дальнейшее ее использование;

2) гидравлический расчет последовательной перекачки;

3) определение наиболее выгодного числа ступеней последовательной перекачки;

4) определение необходимой технологической емкости на станциях трубопровода и некоторые другие вопросы.

1. Количество смеси, образующейся при последовательной перекачке нефтепродуктов, определяется по формуле

$$V_{\text{см}} = \frac{2V_{\text{тр}}}{\text{Re}_d^{0,5}} (z_1 - z_2), \quad (5.1)$$

где $V_{\text{тр}} = \frac{\pi d^2}{4} L$ — объем трубопровода; d — внутренний диаметр трубы; L — длина трубопровода; $\text{Re}_d = \frac{wL}{D_r}$ — диффузионный параметр Пекле; w — средняя скорость движения нефтепродукта; D_r — коэффициент турбулентной диффузии, вычисляется по формулам Тейлора (5.2) или М. В. Нечвала и В. С. Яблонского (5.2а), или В. С. Яблонского, А. Ш. Асатурияна и И. Х. Хизгилова (5.2б):

$$D_r = 1,785 w d \sqrt{\lambda}, \quad (5.2)$$

$$D_r = 28,7 v_{\text{ср}} (\text{Re}_{\text{ср}} \sqrt{\lambda})^{0,755}, \quad (5.2а)$$

$$D_r = v_{\text{ср}} (3000 + 60,7 \text{Re}_{\text{ср}}^{0,545}), \quad (5.2б)$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления (см. гл. 1); ν_{cp} — среднее значение коэффициента кинематической вязкости:

$$\nu_{cp} = \frac{3\nu_1 + \nu_2}{4}, \quad (5.3)$$

где ν_1 и ν_2 — коэффициенты кинематической вязкости тяжелого и легкого нефтепродуктов; z_1 и z_2 — переменные, которые определяются по графику (рис. 25).

Объем смеси, принимаемой в резервуар с товарным нефтепродуктом, определяется из условия сохранения качества нефтепродукта в пределах стандарта.

Имеются аналитические зависимости между допустимыми концентрациями $K_{БРА}$ (или $K_{АРБ}$), мгновенными концентрациями в трубопроводе K_{A_1} (отсечка «головы» смеси) и K_{A_2} (отсечка «хвоста» смеси) и переменными величинами z для различных параметров ξ_A и ξ_B :

$$\xi_A = \frac{V_{РА} \text{Re}_d^{0.5}}{2V_{cp}}; \quad \xi_B = \frac{V_{РБ} \text{Re}_d^{0.5}}{2V_{cp}}, \quad (5.4)$$

где $V_{РА}$ и $V_{РБ}$ — емкость резервуара для продуктов А и Б. Для облегчения расчетов эти аналитические зависимости были представлены графически (см. рис. 25). На данном рисунке по оси ординат отложены допустимые концентрации $K_{АРБ}$ и $K_{БРА}$, мгновенные концентрации K_A , а по оси абсцисс величина параметра z . Кривыми изображаются функции $K_{БРА} = f(\xi_A, z)$ и $K_{АРБ} = f(\xi_B, z)$, а также

$$K_A = f(z) = 0.5 [1 + \text{erf}(z)], \quad (5.5)$$

где $\text{erf}(z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z e^{-x^2} dx$ — интеграл вероятности, для которого имеются подробные таблицы.

Порядок пользования этим графиком следующий:
 определяют среднюю вязкость ν_{cp} по формуле (5.3);
 по заданному расходу нефтепродуктов определяют среднюю скорость движения;
 определяют число Re ;
 по одной из формул (5.2) — (5.25) вычисляют коэффициент турбулентной диффузии D_t ;

находят диффузионный параметр Пекле;
по известной емкости приемных резервуаров на конеч-
ном пункте определяют по формулам (5.4) параметры ξ_A
и ξ_B ;

на оси ординат графика (рис. 25) находят заданную
допустимую концентрацию продукта Б в резервуаре

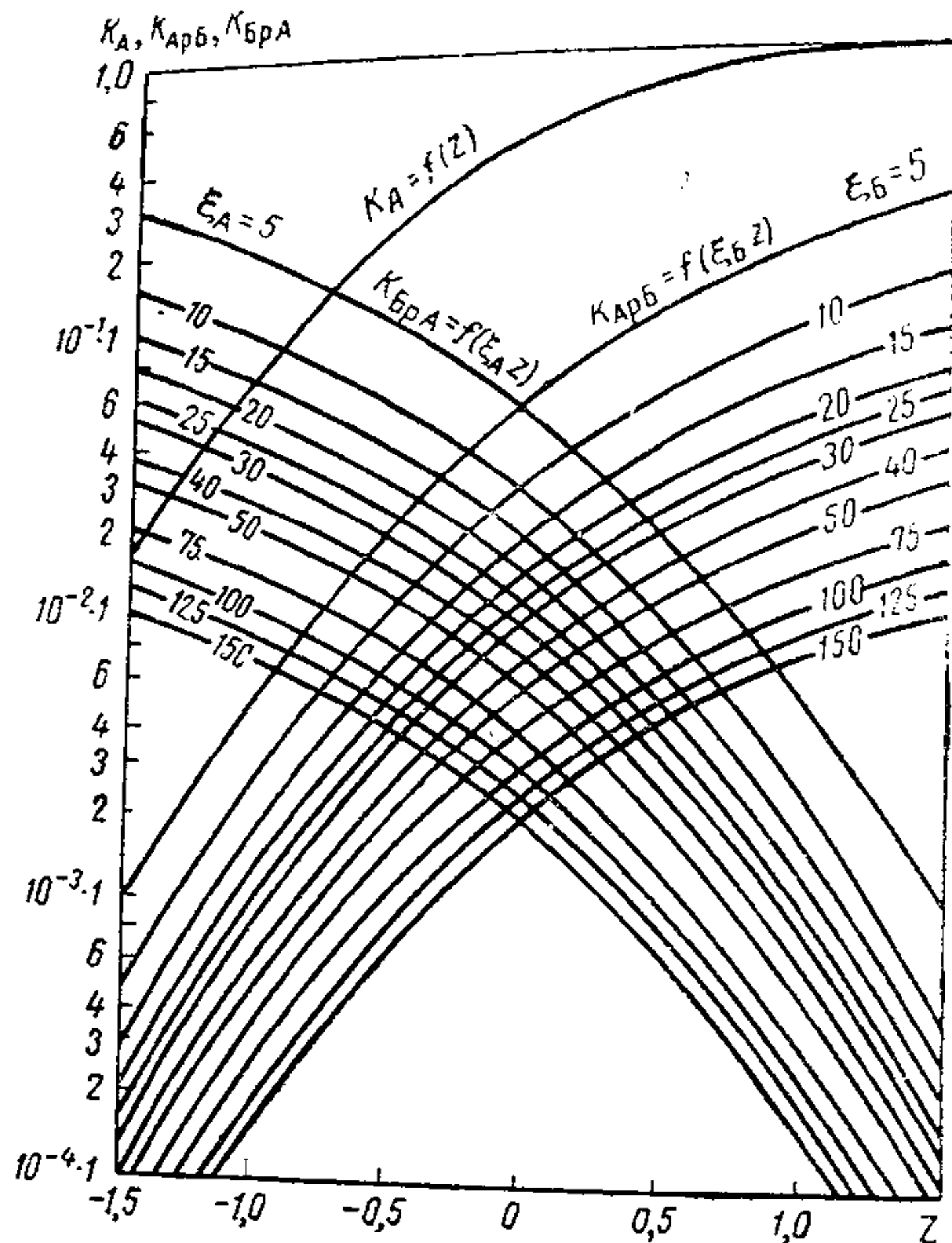


Рис. 25. График для определения мгновен-
ных концентраций отсечки и параметра z .

с продуктом А K_{BrA} и проводят прямую, параллельную
оси абсцисс до пересечения с кривой ξ_A . Через точку
пересечения проводят прямую, параллельную оси ординат:
вверх до пересечения с кривой $K_A = f(z)$, а вниз — до
оси абсцисс. При пересечении этой прямой с осью абсцисс
находят величину z_1 . От точки пересечения вертикальной
прямой с кривой K_A проводят прямую, параллельную
оси абсцисс до пересечения с осью ординат. В точке
пересечения получаем величину мгновенной концентрации

K_{A_1} , соответствующей отсечке «головы» смеси и перекачиванию смеси на другой резервуар;

по заданной допустимой концентрации K_{A_2} аналогичным образом находят величины z_2 и K_{A_2} ;

если $K_{A_1} < K_{A_2}$, то вся образовавшаяся в трубопроводе смесь может быть принята в резервуары с продуктами А и Б. Переключение поступления смеси из одного резервуара в другой должно производиться в интервале мгновенных концентраций от K_{A_1} до K_{A_2} ;

если $K_{A_1} > K_{A_2}$, то часть смеси, находящуюся между этими мгновенными концентрациями, должны принять в специальный резервуар; объем этой смеси определяют по формуле (5.1) по найденным выше значениям z_1 и z_2 .

Принятую в отдельный резервуар смесь затем распределяют по резервуарам с чистым товарным нефтепродуктом А (или Б) в пределах допустимых концентраций. Количество смеси, которое можно добавить в резервуар с чистым товарным продуктом, определяется по формулам:

$$V_{см А} = \frac{K_{БрА} V_{рА}}{K_{Бср}}; \quad V_{см Б} = \frac{K_{АрБ} V_{рБ}}{K_{Аср}}, \quad (5.6)$$

где $K_{Бср}$ и $K_{Аср}$ — средние концентрации продукта Б и А в смеси, принятой в резервуар А и Б.

Средние концентрации продуктов Б и А в смеси, принятой в отдельный резервуар, можно найти по формулам:

$$K_{Аср} = \frac{\rho_{см} - \rho_{Б}}{\rho_{А} - \rho_{Б}} 100\%; \quad (5.7)$$

$$K_{Бср} = 100 - K_{Аср}, \quad (5.8)$$

где $\rho_{см}$ — плотность смеси нефтепродуктов; $\rho_{А}$ и $\rho_{Б}$ — плотность продуктов А и Б.

2. Оборудование перекачивающих станций подбирается по средней суммарной производительности:

$$q_{ср} = \frac{Q_A + Q_B + \dots + Q_N}{350}, \quad (5.9)$$

где $Q_A, Q_B, \dots, Q_N$ — годовые перекачки продуктов А, Б, ..., N.

Суммарные потери на трение и определение числа насосных станций, а также их расстановка по трассе трубопровода производятся по методике, описанной в гл. 1. В этом случае расчет производится по наиболее вязкому нефтепродукту.

Для уточнения действительной производительности трубопровода, насосные станции которого оборудованы центробежными насосами, строят совмещенную характеристику трубопровода (для каждого нефтепродукта) и всех насосных станций. По характеристике $Q-H$ определяют расходы нефтепродуктов $q_A, q_B, \dots, q_N$. Затем вычисляют количество дней перекачки каждого из нефтепродуктов:

$$N_A = \frac{Q_A}{q_A}; \quad N_B = \frac{Q_B}{q_B}; \quad \dots; \quad N_N = \frac{Q_N}{q_N}. \quad (5.10)$$

Сумма их не должна быть более 350 дней, т. е.

$$N_A + N_B + \dots + N_N \leq 350.$$

3. Оптимальное число циклов определяется по выражению

$$\zeta_0 = \sqrt{\frac{B\sigma\alpha}{U}}, \quad (5.11)$$

где

$$B = \frac{1}{175} (N_A Q_B + N_B Q_A); \quad (5.12)$$

σ — стоимость сооружения 1 м³ емкости; α — отчисления на амортизацию и текущий ремонт в долях единицы; u — убытки за один цикл в результате перебортицы:

$$u = 2\Delta S [V_{pB} K_{ApB} \rho_A - V_{pA} K_{BpA} \rho_B]; \quad (5.13)$$

ΔS — разность стоимостей продуктов А и Б.

Оптимальная емкость

$$V_0 = \frac{B}{\zeta_0}. \quad (5.14)$$

Когда убытки равны нулю, формулой (5.11) пользоваться нельзя. В этом случае число циклов определяется [40] по выражению

$$\zeta = \frac{G_A}{\rho_A} \frac{Re^{0,5} d}{4V_{tr} Z_1 P_A} \cdot \frac{P_B K_{ApB} - P_A K_{BpA}}{1 - (K_{ApB} + K_{BpA})}, \quad (5.15)$$

где G_A — годовое количество перекачиваемого нефтепродукта А; P_A и P_B — процент продукта А и Б от общего объема перекачиваемых за год; Re_d и ρ_A — определяются по среднегодовой температуре.

Минимальный объем партии нефтепродукта А

$$V_A = 4V_{тр} Re_d^{-0,5} z_1 P_A \frac{1 - (K_{АрБ} + K_{БрА})}{(P_B K_{АрБ} - P_A K_{БрА})} \quad (5.16)$$

и для нефтепродукта Б

$$V_B = \frac{P_B}{P_A} V_A. \quad (5.17)$$

Сумма их даст минимально допустимый объем резервуарного парка V_{min} на головном пункте трубопровода. Такая же емкость должна быть на конечном пункте.

Когда число циклов по формуле (5.15) получается очень большим, оно ограничивается исходя из технологических соображений. Необходимая емкость при этом определяется по формуле (5.14).

Если емкость, вычисленная по формулам (5.14), (5.16) и (5.17), получится меньше, чем предусмотрено нормами технологического проектирования магистральных трубопроводов, то емкость головной перекачивающей станции принимают равной двух-трехсуточной производительности трубопровода:

$$V_r = (2 \div 3) q_{ср}. \quad (5.18)$$

При этом число циклов

$$\Pi = \frac{N_A \cdot Q_B + N_B \cdot Q_A}{(2 \div 3) (Q_A + Q_B)}. \quad (5.19)$$

При внедрении последовательной перекачки на трубопроводе, по которому раньше перекачивалась одна жидкость, число циклов определяется исходя из установленной емкости головной перекачивающей станции [9]:

$$\Pi = \frac{350}{V_{рг}} \sum_{i=1}^N \frac{q_i}{\bar{q}_i} (\bar{q}_i - q_i), \quad (5.20)$$

где q_i — среднесуточное поступление нефтепродукта на головную перекачивающую станцию; $\bar{q}_i$ — среднесуточ-

ная откачка по трубопроводу; $V_{p.r.}$ — емкость резервуарного парка на ГПС; N — количество сортов перекачиваемых нефтепродуктов по данному трубопроводу.

Дополнительные эксплуатационные расходы, связанные с осуществлением последовательной перекачки,

$$\mathfrak{E} = 2 \sqrt{B_{иса}}, \quad (5.21)$$

а себестоимость перекачки нефтепродуктов при этом возрастет на величину

$$S = \frac{\mathfrak{E}}{QL}, \quad (5.22)$$

где Q — производительность трубопровода; L — длина трубопровода.

Пример 1. Рассчитать трубопровод для последовательной перекачки дизельного топлива летнего — 50%, реактивного топлива ТС-1 — 30% и автобензина А-72 — 20%. Суммарная производительность трубопровода $G = 8 \cdot 10^6$ т/год. Длина трубопровода $L = 900$ км. Разность геодезических отметок $\Delta z = 150$ м. Перевальных точек на трассе нет. Трубопровод зарыт на глубину 0,8 м до верхней образующей. Характеристика нефтепродуктов:

а) дизельное топливо летнее (ДТЛ) — плотность $\rho_{20} = 0,835$ т/м³; вязкость $\nu_0 = 11$ сст при $t = 0^\circ \text{C}$ и $\nu_{20} = 6$ сст при $t = 20^\circ \text{C}$;

б) автобензин А-72 — плотность $\rho_{20} = 0,730$ т/м³, вязкость $\nu_0 = 0,95$ сст при $t = 0^\circ \text{C}$ и $\nu_{20} = 0,75$ сст при $t = 20^\circ \text{C}$;

в) реактивное топливо ТС-1 — плотность $\rho_{20} = 0,800$ т/м³; вязкость $\nu_0 = 2,5$ сст при $t = 0^\circ \text{C}$ и $\nu_{20} = 1,25$ сст при $t = 20^\circ \text{C}$.

Необходимо найти диаметр трубопровода, число насосных станций, подобрать насосно-силовое оборудование, емкости головного и конечного пунктов трубопровода, оптимальное число циклов, объем смеси и ее реализацию.

Решение. 1. Среднегодовая температура грунта на глубине 1 м для выбранного района составляет 9°C . Плотность нефтепродуктов при среднегодовой температуре по формуле (1.2) равна $\rho_{\text{ДТЛ}} = 0,843$ т/м³, $\rho_{\text{ТС-1}} = 0,809$ т/м³ и $\rho_{\text{А-72}} = 0,745$ т/м³. Коэффициенты крутизны вискограммы, вычисленные по формуле (1.8), равны $\mu_{\text{ДТЛ}} = 0,0302 \frac{1}{^\circ \text{C}}$, $\mu_{\text{ТС-1}} = 0,0309 \frac{1}{^\circ \text{C}}$, $\mu_{\text{А-72}} = 0,0177 \frac{1}{^\circ \text{C}}$.

2. Вычисляем вязкость нефтепродуктов при среднегодовой температуре по формуле (1.8):

$$\nu_{\text{ДТЛ}} = 6 \cdot e^{-0,0302(9-20)} = 8,42 \text{ сст};$$

$$\nu_{\text{ТС-1}} = 8 \cdot e^{-0,0309(9+40)} = 1,78 \text{ сст};$$

$$\nu_{\text{А-72}} = 0,75 \cdot e^{-0,0177(9-20)} = 0,855 \text{ сст}.$$

3. Определяем количества перекачиваемых нефтепродуктов:

$$Q_{\text{ДТЛ}} = \frac{8 \cdot 10^6 \cdot 0,5}{0,843} = 4,75 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год};$$

$$Q_{\text{ГС-1}} = \frac{8 \cdot 10^6 \cdot 0,3}{0,809} = 2,96 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год};$$

$$Q_{\text{А-72}} = \frac{8 \cdot 10^6 \cdot 0,2}{0,745} = 2,15 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год}.$$

4. По формуле (5.9) находим среднюю суммарную производительность трубопровода:

$$q_{\text{ср}} = \frac{4,75 + 2,96 + 2,15}{350} \cdot 10^6 = 28200 \text{ м}^3/\text{сутки} = \\ = 1173 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,326 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

5. Задаемся скоростью перекачки нефтепродуктов $w = 1,5 \text{ м/сек}$ и определяем диаметр трубопровода:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,326}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,526 \text{ м}.$$

Принимаем ближайший стандартный диаметр трубопровода $529 \times 8 \text{ мм}$ и уточняем скорость перекачки:

$$w = \frac{4 \cdot 0,326}{3,14 \cdot 0,513^2} = 1,58 \text{ м/сек}.$$

6. Расчет трубопровода производим по наиболее вязкому нефтепродукту — по дизельному топливу. Определяем число Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{1,58 \cdot 0,513}{8,42 \cdot 10^{-6}} = 96100.$$

7. Абсолютная шероховатость нефтепроводных труб $e = 0,2 \text{ мм}$. Находим относительную шероховатость трубы:

$$\epsilon = \frac{2e}{d} = \frac{2 \cdot 0,2}{513} = 0,00078.$$

и вычисляем первое переходное число:

$$\text{Re}_1 = \frac{59,5}{0,00078^{0,75}} = 213000.$$

Так как $\text{Re} < \text{Re}_1$, то коэффициент гидравлического сопротивления трубы определяем по формуле Блазиуса:

$$\lambda = \frac{0,3164}{96100^{0,25}} = 0,018.$$

8. Потери на трение в трубопроводе по формуле (1.9)

$$h_{\tau} = 0,018 \cdot \frac{9 \cdot 10^5}{0,513} \cdot \frac{1,58^2}{2 \cdot 9,81} = 4023 \text{ м.}$$

9. Суммарные потери на трение по формуле (1.19)

$$H = 4023 + 0,01 \cdot 4023 + 150 = 4213 \text{ м.}$$

10. Максимально допустимое давление, развиваемое насосной станцией, равно 60 кг/см^2 . Подпор на следующей станции должен быть не менее 2 кг/см^2 . По формуле (1.20) находим напор, который должна развивать насосная станция:

$$H_{\text{ст}} = \frac{60 - 2}{0,843} \cdot 10 = 687 \text{ м.}$$

11. Число насосных станций на трубопроводе должно быть

$$n_{\text{ст}} = \frac{H}{H_{\text{ст}}} = \frac{4213}{687} = 6,11.$$

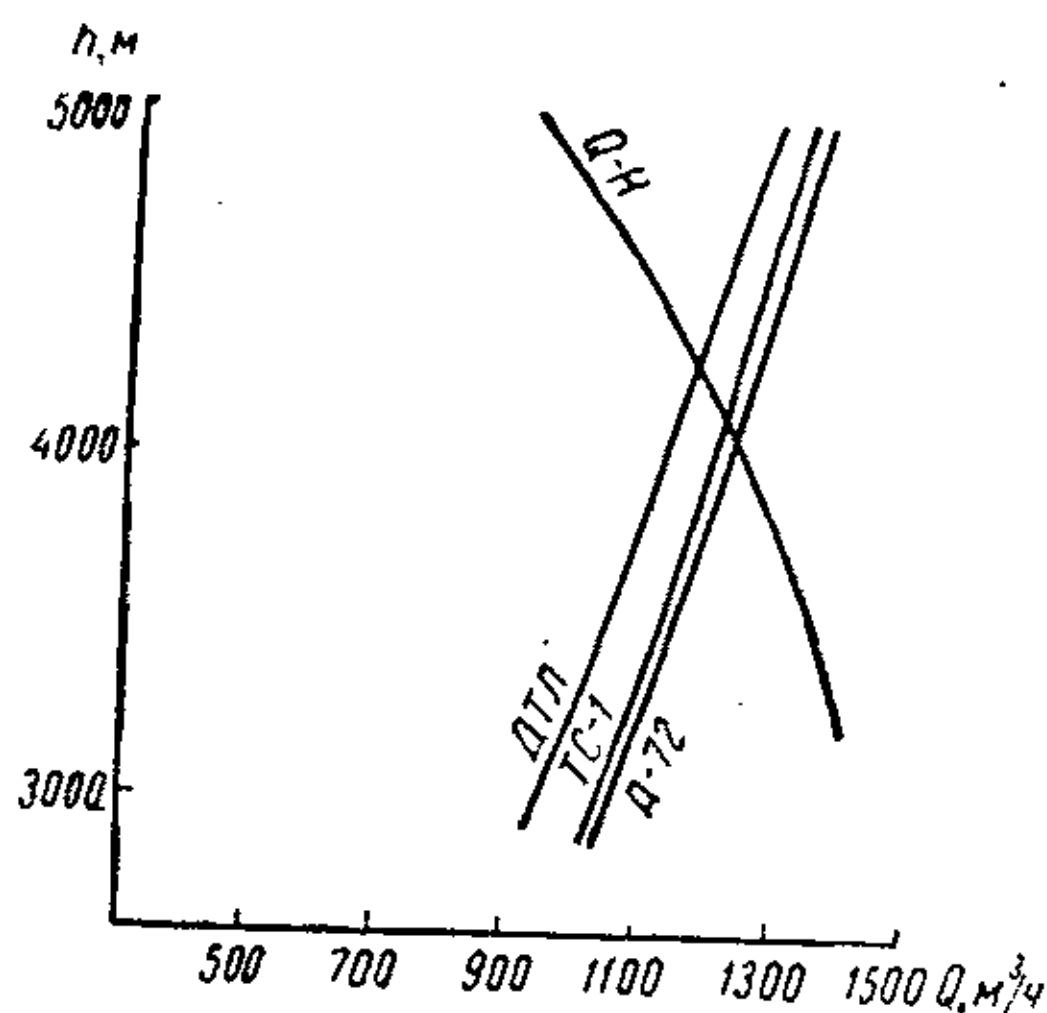


Рис. 26. Совмещенная характеристика трубопровода и 6 насосных станций.

Подходящими являются насосы марки 14 Н-12-2 с характеристикой $Q = 1100 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 370 \text{ м ст. жидк.}$ На каждой станции устанавливаем два насоса последовательно и один резервный. На головной станции располагаем подпорные насосы марки 14 НДсН с характеристикой $Q = 1100 \text{ м}^3/\text{ч}$; $H = 30 \div 40 \text{ м ст. жидк.}$ Так как вязкость перекачиваемых нефтепродуктов мала, то пересчет характеристик насосов не производим.

13. Для определения действительной производительности трубопровода по каждому из перекачиваемых нефтепродуктов строим совмещенную характеристику трубопровода и насосных станций. Для построения характеристики трубопровода задаемся расходами и по формулам (1.11)–(1.19) вычисляем интересующие нас параметры. По данным вычислений построена совмещенная характеристика (рис. 26). По совмещенной характеристике трубопровода и насосных станций определяем действительные расходы нефтепродуктов:

$$q_{\text{ДПН}} = 1180 \text{ м}^3/\text{ч}; \quad q_{\text{ТС-1}} = 1220 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$q_{\text{А-72}} = 1235 \text{ м}^3/\text{ч},$$

14. Определяем количество дней перекачки каждого нефтепродукта по формуле (5.10):

$$N_{\text{ДТЛ}} = \frac{4,75 \cdot 10^6}{1180 \cdot 24} = 168 \text{ дней};$$

$$N_{\text{ТС-1}} = \frac{2,96 \cdot 10^6}{1220 \cdot 24} = 101 \text{ день};$$

$$N_{\text{А-72}} = \frac{2,45 \cdot 10^6}{1235 \cdot 24} = 73 \text{ дня},$$

Сумма дней перекачки:

$$168 + 101 + 73 = 342 < 350.$$

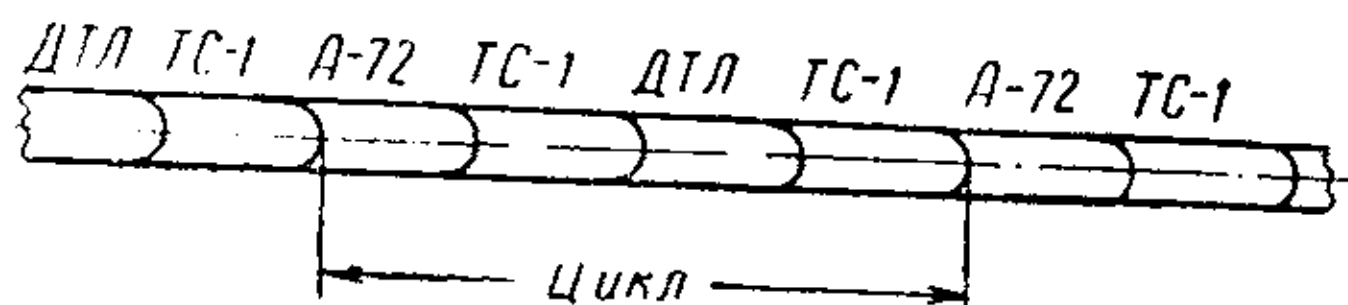


Рис. 27. Цикл перекачки нефтепродуктов.

15. Определяем действительные скорости нефтепродуктов:

$$w_{\text{ДТЛ}} = \frac{4 \cdot 0,328}{3,14 \cdot 0,513^2} = 1,588 \text{ м/сек};$$

$$w_{\text{ТС-1}} = \frac{4 \cdot 1220}{3,14 \cdot 0,513^2 \cdot 3600} = 1,636 \text{ м/сек};$$

$$w_{\text{А-72}} = \frac{4 \cdot 1235}{3,14 \cdot 0,513^2 \cdot 3600} = 1,66 \text{ м/сек}.$$

16. Определяем допустимые концентрации продуктов друг в друге [14]: реактивного топлива в бензине 3%, в дизельном топливе летнем 1%; бензина А-72 в реактивном топливе ТС-1 0% и в дизельном летнем топливе 0%; дизельного топлива летнего в бензине А-72 0,5% и в реактивном топливе 1%. В связи с этим применяем следующую последовательность перекачки (рис. 27).

Таким образом, за один цикл имеет место один контакт бензина и реактивного топлива и два контакта дизельного топлива с реактивным.

К о н т а к т Т С - 1 и Д Т Л

17. Определяем среднюю скорость этих двух нефтепродуктов:

$$w_{\text{ср}} = \frac{1,588 + 1,636}{2} = 1,612 \text{ м/сек}.$$

18. По формуле (5.3) вычисляем среднюю вязкость двух нефтепродуктов:

$$\nu_{\text{ср}} = \frac{3 \cdot 1,78 + 8,42}{4} = 3,44 \text{ сст}.$$

19. Вычисляем среднее значение числа Рейнольдса:

$$Re_{op} = \frac{1,612 \cdot 0,513}{3,44 \cdot 10^{-6}} = 2,4 \cdot 10^5.$$

20. По формуле (5.26) определяем коэффициент турбулентной диффузии:

$$D_T = 3,44 \cdot 10^{-6} (3000 + 60,7 \cdot 240000^{0,545}) = 0,188 \text{ м}^2/\text{сек}.$$

21. Вычисляем диффузионный параметр Пекле:

$$Pe_d = \frac{1,612 \cdot 9 \cdot 10^5}{0,188} = 7,715 \cdot 10^6.$$

22. Объем трубопровода

$$V_{tr} = \frac{3,14 \cdot 0,513^2 \cdot 9 \cdot 10^5}{4} = 1,86 \cdot 10^5 \text{ м}^3.$$

23. Принимаем, что головной и конечный пункты трубопровода оборудованы резервуарами РВС-5000 для всех нефтепродуктов. По формуле (4.4) вычисляем параметры ξ_A и ξ_B :

$$\xi_A = \xi_B = \frac{4750 \cdot \sqrt{7,715 \cdot 10^6}}{2 \cdot 1,86 \cdot 10^5} = 35,5.$$

где $V_{pA} = V_{pB} = 5000 \cdot 0,95 = 4750 \text{ м}^3$; $\eta = 0,95$ — коэффициент наполнения резервуара.

24. По параметрам ξ_A и ξ_B и допустимым концентрациям $K_{BrA} = 1\%$ (дизельного топлива в реактивном ТС-1) и $K_{ArB} = 1\%$ (реактивного топлива ТС-1 в дизельном) определяем мгновенные концентрации отсечки K_{A1} и K_{A2} и параметры z_1 и z_2 по графику (см. рис. 25). При $K_{BrA} = 1\%$ и $\xi_A = 35,5$ находим, что $K_{A1} = 42\%$ и $z_1 = -0,13$. При $K_{ArB} = 1\%$ и $\xi_B = 35,5$ величина $K_{A2} = 55\%$ и $z_2 = 0,13$. Так как $K_{A1} < K_{A2}$, то вся образовавшаяся в трубопроводе смесь может быть принята в емкости с товарными продуктами, причем переключение с одного резервуара на другой необходимо производить между мгновенными концентрациями K_{A1} и K_{A2} , т. е. в интервале от 42 до 55%.

К о н т а к т А - 72 и Т С - 1

25. Определяем среднюю скорость:

$$w_{cp} = \frac{1,636 + 1,66}{2} = 1,648 \text{ м/сек}.$$

26. Находим среднюю вязкость по формуле (5.3):

$$\nu_{cp} = \frac{2 \cdot 0,855 + 1,78}{4} = 1,086 \text{ сст}.$$

27. Вычисляем среднее значение числа Re :

$$Re = \frac{1,648 \cdot 0,513}{1,086 \cdot 10^{-6}} = 7,8 \cdot 10^5.$$

28. По формуле (5.25) определяем коэффициент турбулентной диффузии:

$$D_T = 1,086 \cdot 10^{-6} (3000 + 60,7 \cdot 780000^{0,545}) = 0,11 \text{ м}^2/\text{сек}.$$

29. Вычисляем диффузионный параметр Пекле:

$$Pe_d = \frac{1,648 \cdot 9 \cdot 10^5}{0,11} = 13,5 \cdot 10^6.$$

30. По формуле (5.4) вычисляем параметры ξ_A и ξ_B :

$$\xi_A = \xi_B = \frac{4750 \cdot \sqrt{13,5 \cdot 10^6}}{2 \cdot 1,86 \cdot 10^5} = 47.$$

31. По допустимым концентрациям $K_{BrA} = 0\%$ (бензин в реактивном топливе) и $K_{ArB} = 3\%$ (ТС-1 в бензине) и параметрам ξ_A и ξ_B по графику (см. рис. 25) определяем мгновенные концентрации K_{A_1} и K_{A_2} и параметры z_1 и z_2 . Так как в реактивном топливе ТС-1 наличие бензина не допускается, то при подходе зоны смеси к конечному пункту трубопровода производят отключение резервуара с реактивным топливом. Переключение задвижек производят в тот момент, когда контролирующие приборы, имеющие порог чувствительности 1—2%, укажут на подход смеси, следовательно, $K_{A_1} = 99—98\%$. Из формулы (5.5) находим значение параметра z_1 , соответствующее этой мгновенной концентрации:

$$0,98 = 0,5 [1 + \operatorname{erf}(z_1)]$$

по таблицам интеграла вероятности находим, что $\operatorname{erf}(z_1) = 0,96$ при $z_1 = 1,452$. При $K_{ArB} = 3\%$ и $\xi_B = 47$ находим, что $K_{A_2} = (98—99\%)$ и $z_2 = 1,44$. Из сопоставления мгновенных концентраций K_{A_1} и K_{A_2} следует, что вся образовавшаяся в трубопроводе смесь может быть принята в резервуар с бензином.

Таким образом, при последовательной перекачке этой группы нефтепродуктов и при заданных максимально допустимых концентрациях, отдельных резервуаров для приема смеси сооружать не требуется.

32. По формуле (5.13) вычисляем убытки за счет смешения нефтепродуктов при последовательной перекачке. По ценнику нефтепродуктов для заданного пояса. Находим, что 1 т бензина А-72 стоит 72 руб., 1 т дизельного топлива летнего — 32 руб., 1 т реактивного топлива ТС-1 — 42 руб. Тогда $u_{A-72-ТС-1} = 2 \cdot 30 \cdot 4750 (0 \cdot 0,745 - 0,03 \cdot 0,809) = -6910$ руб. При контакте реактивного топлива с бензином вся смесь идет в резервуар с бензином и, следовательно, убытков нет. $u_{ТС-1-ДТЛ} = 2 \cdot 10 \cdot 4750 (0,01 \cdot 0,809 - 0,01 \cdot 0,843) = -32,3$ руб. И в этом случае убытков нет.

33. Ёмкость головной станции трубопровода принимаем равной трехсуточной производительности трубопровода по формуле (5.18):
 $V_r = 3q_{\text{ср}} = 3 \cdot 28\,200 = 84\,600 \text{ м}^3$.

Количество резервуаров типа РВС-5000, которые должны быть установлены на головной станции,

$$n_{\text{рез}} = \frac{84600}{5000 \cdot 0.95} = 18.$$

Ёмкость конечного пункта должна быть такой же.

34. Оптимальное число циклов находим по формуле (5.19):

$$C = \frac{Q_{\text{ДТЛ}} (N_{\text{ТС-1}} + N_{\text{А-72}}) + Q_{\text{ТС-1}} (N_{\text{ДТЛ}} + N_{\text{А-72}}) + Q_{\text{А-72}} (N_{\text{ДТЛ}} + N_{\text{ТС-1}})}{3 (Q_{\text{ДТЛ}} + Q_{\text{ТС-1}} + Q_{\text{А-72}})}$$

$$= \frac{4.75 (101 + 73) + 2.96 (168 + 73) + 2.15 (168 + 101)}{3 (4.75 + 2.96 + 2.15)} = 71.3.$$

Принимаем 72 цикла.

Пример 2. Определить диаметр трубопровода, число насосных станций, ёмкости на головном и конечном пунктах, объём смеси и ее реализацию при последовательной перекачке бензина А-66 и тракторного керосина. Производительность трубопровода $3 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год}$ (бензина — 70%, керосина — 30%). Длина трубопровода 400 км. Разность геофизических отметок $\Delta z = -100 \text{ м}$. Трубопровод зарыт на глубину 1 м до оси. Характеристика нефтепродуктов: плотность $\rho_{20\text{А-66}} = 0.735 \text{ т/м}^3$; $\rho_{20\text{кер}} = 0.818 \text{ т/м}^3$; вязкость $\nu_0 = 0.81 \text{ сст}$, $\nu_{20} = 0.68 \text{ сст}$ для А-66; $\nu_0 = 4.3 \text{ сст}$, $\nu_{20} = 2.1 \text{ сст}$ для керосина. Максимально допустимые концентрации керосина в бензине — 1%, бензина в тракторном керосине — 3%.

Решение. 1. Среднегодовая температура грунта на глубине заложения трубопровода равна 4.5°С . Плотность нефтепродуктов при среднегодовой температуре грунта по формуле (1.2) $\rho_{\text{А-66}} = 0.748 \text{ т/м}^3$, $\rho_{\text{кер}} = 0.830 \text{ т/м}^3$. Коэффициенты крутизны вискограммы по формуле (1.8): $\alpha_{\text{А-66}} = 0.00875 \frac{1}{^\circ\text{С}}$; $\alpha_{\text{кер}} = 0.0358 \frac{1}{^\circ\text{С}}$. Вязкость нефтепродуктов при среднегодовой температуре по формуле (1.8):

$$\nu_{\text{А-66}} = 0.81 e^{-0.00875 \cdot 4.5} = 0.778 \text{ сст};$$

$$\nu_{\text{кер}} = 4.3 e^{-0.0358 \cdot 4.5} = 3.66 \text{ сст}.$$

3. Определяем объёмы перекачиваемых нефтепродуктов:

$$Q_{\text{А-66}} = \frac{3 \cdot 10^6 \cdot 0.7}{0.748} = 2.805 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год}.$$

$$Q_{\text{кер}} = \frac{3 \cdot 10^6 \cdot 0.3}{0.830} = 1.084 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{год}.$$

3. По формуле (5.9) находим среднюю суммарную производительность трубопровода:

$$q_{\text{ср}} = \frac{2,805 + 1,084}{3,50} \cdot 10^5 = 1110 \text{ м}^3/\text{сутки} = 463 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,129 \text{ м}^3/\text{сек}.$$

4. Заданная скоростью перекачки нефтепродуктов $w = 1,5 \text{ м/сек}$ и определяем диаметр трубопровода:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,129}{3,14 \cdot 1,5}} = 0,331 \text{ м}.$$

Принимаем ближайший стандартный диаметр трубопровода 325 X 10 мм и уточняем скорость перекачки нефтепродуктов:

$$w = \frac{4 \cdot 0,129}{3,14 \cdot 0,305^2} = 1,763 \text{ м/сек}.$$

5. Гидравлический расчет трубопровода производим по критерию. Определяем число Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{1,763 \cdot 0,305}{3,65 \cdot 10^{-6}} = 1,47 \cdot 10^5.$$

6. Абсолютную шероховатость нефтепроводных труб принимаем равной 0,2 мм и вычисляем относительную шероховатость труб:

$$\varepsilon = \frac{2 \cdot 0,2}{305} = 0,00131.$$

Находим первое переходное число:

$$\text{Re}_1 = \frac{59,5}{0,00131^{0,25}} = 119000.$$

Определяем второе переходное число:

$$\text{Re}_2 = \frac{665 - 765 \lg 0,00131}{0,00131} = 2,193 \cdot 10^6.$$

Так как $\text{Re}_1 < \text{Re} < \text{Re}_2$, то мы получаем зону смешанного трения и коэффициент гидравлического сопротивления определяем по формуле Исаева:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1,8 \lg \left[\frac{6,8}{1,47 \cdot 10^5} + \left(\frac{0,15}{3,7 \cdot 305} \right)^{1,11} \right] = 7,23;$$

$$\lambda = 0,0191.$$

7. Вычисляем потери на трение в трубопроводе по формуле (1.9);

$$h_{\tau} = 0,0191 \cdot \frac{4 \cdot 10^5}{0,305} \cdot \frac{1,763^2}{2 \cdot 9,81} = 3970 \text{ м}.$$

8. Суммарные потери на трение

$$H = 3970 + 0.01 \cdot 3970 - 100 = 3910 \text{ м.}$$

9. Максимально допустимое давление, развиваемое насосной станцией, принимаем равным 62 кг/см^2 . Подпор на следующей станции должен быть не менее 2 кг/см^2 . По формуле (1.20) находим напор, который должна развивать насосная станция:

$$H_{\text{ст}} = \frac{62 - 2}{0.830} 10 = 722 \text{ м.}$$

10. Найдем число насосных станций на трубопроводе:

$$n_{\text{ст}} = \frac{3910}{722} = 5.42.$$

Принимаем к сооружению 5 станций.

11. По известному расходу и развиваемому напору по каталогу подбираем насосы. Наиболее подходящими являются насосы марки 10Н-8-4 со следующей характеристикой:

$Q = 500 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 7.40 \text{ м ст. жидк.}$. Устанавливаем один рабочий и один резервный насосы. На головной станции располагаем подпорные насосы марки СНДВН с характеристикой: $Q = 500 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 28 \text{ м ст. жидк.}$. Так как вязкость перекачиваемых нефтепродуктов мала, то пересчет характеристик насосов не производим.

12. Для определения действительной производительности трубопровода для каждого из перекачиваемых нефтепродуктов строим совмещенную характеристику всех насосных станций и трубопровода. Для построения характеристики трубопровода задаемся расходами и вычисляем необходимые параметры. По данным вычислений строим совмещенный график насосных станций и трубопровода для каждого из перекачиваемых нефтепродуктов (рис. 28). По совмещенной характеристике определяем действительные расходы бензина $q_{\text{А-66}} = 492 \text{ м}^3/\text{ч}$ и тракторного керосина $q_{\text{кер}} = 468 \text{ м}^3/\text{ч}$.

13. По формуле (5.10) определяем количество дней перекачки каждого нефтепродукта:

$$N_{\text{А-66}} = \frac{2.805 \cdot 10^6}{492 \cdot 24} = 238 \text{ дней};$$

$$N_{\text{кер}} = \frac{1.084 \cdot 10^6}{468 \cdot 24} = 97 \text{ дней.}$$

Сумма дней перекачки

$$N_{\text{А-66}} + N_{\text{кер}} = 238 + 97 = 335 < 350.$$

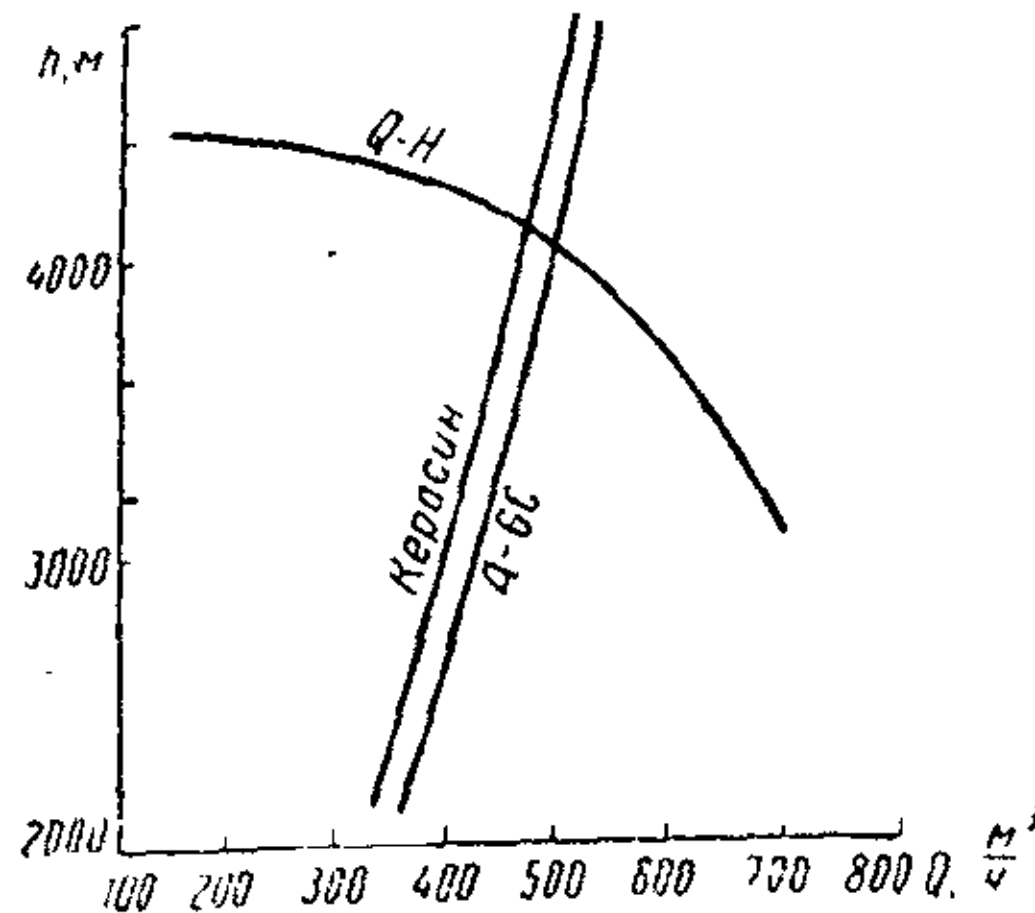


Рис. 28. Совмещенная характеристика трубопровода и 5 насосных станций.

14. Определяем действительные скорости нефтепродуктов:

$$w_{A-66} = \frac{4 \cdot 492}{3,14 \cdot 0,305^2 \cdot 3600} = 1,87 \text{ м/сек};$$

$$w_{кер} = \frac{4 \cdot 468}{3,14 \cdot 0,305^2 \cdot 3600} = 1,78 \text{ м/сек}.$$

15. Средняя скорость нефтепродуктов:

$$w_{ср} = \frac{1,87 + 1,78}{2} = 1,825 \text{ м/сек}.$$

16. Средняя расчетная вязкость по формуле (5.3)

$$\nu_{ср} = \frac{3 \cdot 0,778 + 3,66}{4} = 1,498 \text{ см}^2/\text{сек}$$

17. Определяем среднее число Рейнольдса:

$$Re_{ср} = \frac{1,825 \cdot 0,305}{1,498 \cdot 10^{-6}} = 3,72 \cdot 10^5.$$

18. Коэффициент турбулентной диффузии по формуле (52.6)

$$D_t = 1,498 \cdot 10^{-6} (3000 + 60,7 \cdot 372000^{0,545}) = 0,1042 \text{ м/сек}.$$

19. Находим диффузионный параметр Пекле:

$$Pe_d = \frac{1,825 \cdot 4 \cdot 10^5}{0,1042} = 7 \cdot 10^6.$$

20. Вычисляем объем трубопровода:

$$V_{тр} = \frac{3,14 \cdot 0,305^2 \cdot 4 \cdot 10^5}{4} = 29250 \text{ м}^3.$$

21. Принимаем, что головной и конечный пункты трубопровода оборудованы резервуарами РВС-3000 для бензина и керосина. По формуле (5.4) вычисляем параметры ξ_A и ξ_B :

$$\xi_A = \xi_B = \frac{2850 \cdot \sqrt{7 \cdot 10^6}}{2 \cdot 29250} = 129,$$

где $V_{рА} = V_{рБ} = 3000 \cdot 0,95 = 2850 \text{ м}^3$; $\eta = 0,95$ — коэффициент наполнения резервуара.

22. Допустимая концентрация бензина в керосине $K_{АрБ} = 3\%$ и керосина в бензине $K_{БрА} = 1\%$. Перекачка осуществляется в порядке «бензин — керосин». По графику (см. рис. 25) находим значения мгновенных концентраций K_{A_1} и K_{A_2} и параметры z_1 и z_2 . При $K_{БрА} = 1\%$ находим, что $K_{A_1} = 3,8\%$ и $z_1 = -1,25$. При $K_{АрБ} = 3\%$, $K_{A_2} = (98 \div 100)\%$ и $z_2 = 1,452$. Значение z_2 определяется по формуле (5.5). Так как $K_{A_1} < K_{A_2}$, то вся смесь принимается непосредственно в резервуары с основными продуктами.

Переключение задвижек необходимо производить в интервале концентраций $K_{A_1} \div K_{A_2} = (4 \div 100)\%$.

23. По формуле (5.13) вычисляем убытки за счет смешения нефтепродуктов при последовательной перекачке. По ценнику определяем стоимости нефтепродуктов для данного пояса. Находим, что тонна бензина А-66 стоит 65 руб., а тонна керосина — 30 руб. Следовательно, $\Delta S = S_{A-66} - S_{кер} = 35$ руб. Тогда

$$u = 2 \cdot 35 \cdot 2850 (0,03 \cdot 0,748 - 0,01 \cdot 0,830) = 2821 \text{ руб.}$$

24. Вычисляем величину B по формуле (5.12):

$$B = \frac{1}{175} (2,805 \cdot 97 + 1,084 \cdot 238) \cdot 10^6 = 3,03 \cdot 10^6.$$

25. Принимаем стоимость сооружения одного кубического метра емкости равной 5 руб., отчисления на амортизацию и текущий ремонт равными 7,2%. По формуле (5.11) определяем оптимальное число циклов:

$$Ц_0 = \sqrt{\frac{3,03 \cdot 10^6 \cdot 5 \cdot 0,072}{2821}} = 19,3.$$

Принимаем 20 циклов в год.

26. По формуле (5.14) вычисляем оптимальную емкость, которая должна быть на головном и конечном пунктах трубопровода:

$$V_r = \frac{3,03 \cdot 10^6}{20} = 151500 \text{ м}^3.$$

27. Вычисляем дополнительные эксплуатационные расходы, связанные с последовательной перекачкой, по формуле (5.21):

$$\mathcal{E} = 2 \sqrt{3,03 \cdot 10^6 \cdot 2821 \cdot 4 \cdot 0,072} = 102000 \text{ руб.}$$

28. Себестоимость перекачки возрастет на величину, определяемую по формуле (5.22):

$$S = \frac{102 \cdot 10^3}{3 \cdot 10^6 \cdot 400} = 0,000085 \text{ руб/т} \cdot \text{км} = 0,0085 \text{ коп/т} \cdot \text{км.}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Абдурашитов С. А., Тупиченков А. А. Трубопроводы для сжиженных газов. Изд-во «Недра», 1965.
2. Абрамзон Л. С. О подборе эжектора для слива нефтепродуктов. Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов, № 12, 1965.
3. Абрамзон Л. С., Илембитов М. С., Шпидерман В. Я. Эжекторная выкачка нефтепродуктов с высокой упругостью паров. Гостоптехиздат, 1961.
4. Альтшуль А. Д. Местные гидравлические сопротивления при движении вязких жидкостей. Гостоптехиздат, 1962.
5. Григорян Г. М., Черныкин В. И. Подогрев нефтяных продуктов. Гостоптехиздат, 1947.
6. Губин В. Е., Федоров Т. А. Определение времени самотечного слива и налива железнодорожных цистерн. Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов, № 2, 1967.
7. Илембитов М. С., Губин В. Е. Слив нефтепродуктов из железнодорожных цистерн через нулевой резервуар. Нефть и газ, № 1, 1965.
8. Сектемиров Г. А. Справочник инженера нефтебаз. Гостоптехиздат, 1962.
9. Фролов К. Д. Определение числа циклов при последовательной перекачке в зависимости от наличия резервуарной емкости. НИИтранснефть, вып. IV. Изд-во «Недра», 1965.
10. Фролов К. Д., Голубев Б. Н. Число циклов при последовательной перекачке. Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов, № 1, 1964.

11. Х о б л е р Т. Теплопередача и теплообменники. Госхимиздат, 1961.

12. Ч е р н и к и н В. И. Перекачка вязких и застывающих нефтей. Гостоптехиздат, 1958.

13. Ч е р н и к и н В. И. Сооружение и эксплуатация нефтебаз. Гостоптехиздат, 1955.

14. Я б л о н с к и й В. С., Н о в о с е л о в В. Ф., Г а л е е в В. Б., З а к и р о в Г. З. Проектирование, эксплуатация и ремонт нефтепродуктопроводов. Изд-во «Недра», 1965.