

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ
КАЗАХСТАН КАСПИЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ТЕХНОЛОГИЙ И ИНЖИНИРИНГА им. Ш. ЕСЕНОВА**

БЕКБАУЛИЕВА А.А.

ПЕРЕКАЧКА ВЫСОКОВЯЗКИХ И ЗАСТЫВАЮЩИХ НЕФТЕЙ

Ақтау, 2011 г.

УДК 621.6.01 (072)

ББК 33.361

Б 42

РЕЦЕНЗЕНТЫ:

Руководитель службы проектирования строительства скважин ТОО «ПРОЕКТНЫЙ ИНСТИТУТ ОРТИМУМ», д.т.н., профессор Кулиев Ю.М.

Заведующий отделом проектирования строительства скважин ТОО «Научно-производственный центр», профессор, к.т.н. Мурзабеков Т.К.

Д.т.н., профессор Айткулов А.У.

Бекбаулиева А.А.

Б 42 Перекачка вязких и застывающих нефтей»: Учебное пособие. г.Актау, 2011 г., - 71 с.

ISBN 978-601-7276-71-3

Рассматриваются способы трубопроводного высоковязких нефтей.

Учебное пособие предназначено для студентов высших и средних технических учебных заведений.

ББК 33.361

Печатается по решению Учебно-Методического Совета Каспийского Государственного Университета Технологий и Инжиниринга им.Ш.Есенова.

ISBN 978-601-7276-71-3

© КГУТИИ им.Ш.Есенова,2011

ПРЕДИСЛОВИЕ

С каждым годом в нашей стране и за рубежом увеличивается добыча нефтей, имеющих высокие вязкость и температуру застывания. Кроме того, вследствие углубления отбора легких фракций при переработке нефти повышается вязкость нефтяных остатков. Как и другие массовые грузы, их наиболее экономично транспортировать по трубопроводам.

Добыча и перекачка парафинистых и высокопарафинистых нефтей до сих пор остается сложной технической и технологической задачей. Как правило при естественных температурах перекачки, парафинистые нефти представляют собой гетерогенную структурированную систему с ярко выраженными неньютоновскими свойствами. Неньютоновское поведение нефтей характеризуется аномалиями вязкости, наличием свойств пластичности и тиксотропности.

Многочисленные реологические исследования выявляют высокую степень тиксотропности парафинистых нефтей и позволяют оценить влияние тиксотропности на режимы работы нефтепроводов.

В данном обзоре рассматриваются вопросы совершенствования процесса транспортирования парафинистых нефтей по магистральным и нефтепромысловым трубопроводам.

ГЛАВА 1

Реологические свойства высоковязких и высокозастывающих нефтей

Реологическими называются свойства жидкостей, от которых зависит характер их течения.

До сих пор мы говорили только о *ньютоновских жидкостях*. К ним относятся вода, светлые нефтепродукты, нефти с низким содержанием парафина и смол, парафинистых нефти при высокой температуре. Объединяет их в один класс ньютоновских жидкостей одинаковый вид зависимости напряжения сдвига t (напряжение сил трения на поверхности соприкосновения слоев жидкости) от градиента скорости по радиусу $\frac{d\omega}{dr}$ (скорости сдвига).

Графическое изображение этой зависимости называется *кривой течения жидкости* (рис. 1.1).

Для ньютоновских жидкостей кривая течения имеет вид прямой, выходящей под углом из начала координат, и описывается уравнением Ньютона

$$\tau = \mu \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|, \quad (1.1)$$

где коэффициент пропорциональности μ , характеризующий угол наклона кривой течения, есть ни что иное, как динамическая вязкость жидкости.

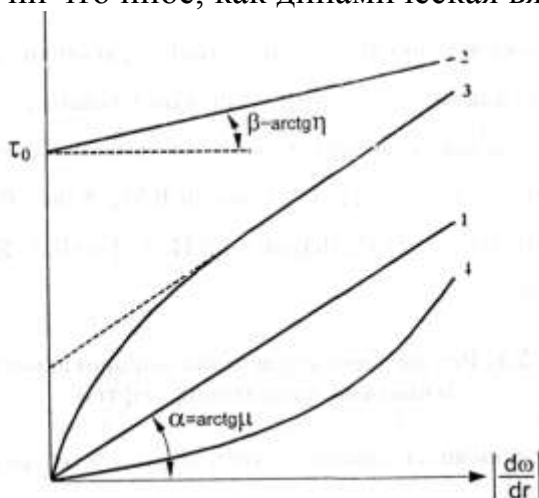


Рис.1.1. Зависимость напряжения сдвига от скорости для различных жидкостей
1 – ньютоновских; 2 – пластичных (бингамовских);
3 – псевдопластичных; 4 – дилатантных

Модуль скорости сдвига в данном уравнении появляется из-за того, что отсчет текущего радиуса r ведется от оси трубы и поэтому величина $\frac{d\omega}{dr} < 0$, тогда как r – величина только положительная.

Пользуясь этими зависимостями легко получить характер распределения касательных напряжений по сечению трубопровода: $\tau = 0$ на оси и $\tau = \tau_{\max}$ на стенке трубы. Для характеристики реологических свойств ньютоновских

жидкостей достаточно знать их вязкость, плотность и температуру застывания (замерзания).

Значительно большое количество жидкостей отнесено к классу *ньютоновских*. В него объединены все те жидкости, кривая течения которых отличается от кривой 1.

Ньютоновские жидкости, в свою очередь, делятся на:

- пластичные (или бингамовские);
- псевдопластичные;
- дилатантные.

Кривые их течения обозначены индексами соответственно 2,3,4.

Как видно из рисунка, течение бингамовских жидкостей начинается только после создания определенного направления τ_0 , называемый начальным напряжением сдвига. При меньших, чем τ_0 , напряжениях такие жидкости ведут себя, как твердые тела, а при больших – как ньютоновская жидкость, для которой напряжения сдвига равна $\tau - \tau_0$. из характера кривой течения нетрудно видеть, что для бингамовского пластика зависимость напряжения от скорости сдвига, описывается уравнением

$$\tau = \tau_0 + \eta \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|. \quad (1.2)$$

Это уравнение Шведова-Бингама. Здесь η – так называемая пластическая вязкость (аналог динамической вязкости при $\tau_0 \neq 0$).

Для псевдопластичных и дилатантных жидкостей в широком диапазоне изменения скорости сдвига можно применить степенную зависимость напряжения от скорости сдвига

$$\tau = -K \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|^{n-1} \left| \frac{d\omega}{dr} \right| \text{ или } \tau = K \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|^n, \quad (1.3)$$

где K и n – постоянные для данной жидкости коэффициенты. Коэффициент K называется *характеристикой консистентности*, а n – *индексом течения*.

Из характера кривых течения нетрудно видеть, что для псевдопластиков $n < 1$, а для дилатантных жидкостей $n > 1$. Кроме того, видно, что уравнение кривой течения ньютоновских жидкостей представляет собой частный случай уравнения (2.3) когда $K = \mu$, а $n = 1$. Отсюда становится ясным физический смысл коэффициентов: K – коэффициент, характеризующий вязкость жидкости; n - показатель степени, характеризующий меру отклонения поведения жидкости от ньютоновского.

Обобщает все вышеназванные зависимости реологическая модель Балкин-Гершеля

$$\tau = \tau_0 + K \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|^n \quad (1.4)$$

Кривые течения 2 и 3 характерны для парафинистых нефтей и нефтепродуктов при температурах, близких к температуре их застывания или замерзания. При высоких температурах они ведут себя как ньютоновские жидкости. Так исследования реологического поведения полочного мазута М-100 и ряда вязких масел показало, что они сохраняют ньютоновское поведение

при следующих температурах: мазут – выше $+35^{\circ}\text{C}$, трансмиссионные масла летнее и зимнее, авиационное масло МС – 20 – выше $+10^{\circ}\text{C}$, цилиндрическое 52, компрессорное масло КС-19 и автомобильное АС – 10 – выше 0°C .

Изменение характера кривых течения при изменении температуры связано с происходящими в жидкостях внутренними преобразованиями. При высоких температурах парафин полностью растворен в жидкости и не оказывает влияние на ее реологическое, поведение. При снижении температуры - он начинает выкристаллизовываться из жидкости. Этот процесс идет сначала на молекулярном уровне и заключается в упорядочении расположения молекул растворенного вещества. Затем появляются очень мелкие кристаллики парафина. При приближении температуры к температуре застывания t_3 число и размеры кристалликов настолько увеличиваются, что они образуют пространственную решетку по всему объему жидкости.

Итак, для характеристики реологических параметров неньютоновских нефтей надо дополнительно знать величины начального напряжения сдвига, пластическую вязкость, характеристики консистенности и индекса течения

Во многих случаях бывает целесообразно рассматривать неньютоновскую жидкость как условную ньютоновскую с динамической вязкостью равной эффективной вязкости

$$\mu_{\text{э}} = \frac{\tau}{\left| \frac{d\omega}{dr} \right|} = \frac{\tau_0}{\left| \frac{d\omega}{dr} \right|} + K \cdot \left| \frac{d\omega}{dr} \right|^{n-1} \quad (1.5)$$

С геометрической точки зрения эффективная вязкость (рис. 1.1) равна тангенсу угла наклона α_3 линии, проведенной из начала координат в точку на кривой течения, соответствующую расчетному градиенту скорости сдвига $(d\omega/dv)$. Благодаря этому приему, многие расчеты трубопроводов можно вести по формулам, справедливым для ньютоновских жидкостей.

ГЛАВА 2

Способы перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей

Трубопроводный транспорт высоковязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов затруднен из-за их повышенной вязкости, высокой температуры застывания и других реологических особенностей. Высокая величина коэффициента гидравлического сопротивления при температуре окружающей среды вызывает необходимость сооружения большого числа насосных станций, что экономически не всегда целесообразно. По этому наряду с обычной изотермической перекачкой применяют и другие методы транспорта таких нефтей:

1. Гидроперекачку.
2. Перекачку с предварительным улучшением реологических свойств (путем механического воздействия, с помощью добавления жидких разбавителей, газонасыщения, присадок, термообработки).

3. Перекачку с подогревом.

Поясним причину уменьшения гидравлического сопротивления при их применении. Для жидкости, заполняющей трубопровод диаметром D и длиной L , условие равномерного движения под действием перепада давления ΔP имеет вид

$$\Delta P \cdot \frac{\pi D^2}{4} - \tau_w \cdot \pi \cdot D \cdot L = 0,$$

где τ_w – касательные напряжения на стенке.

Откуда

$$\Delta P = \tau_w \cdot \frac{4L}{D},$$

т.е. связь между ΔP и τ_w – прямопропорциональная.

Из уравнения кривой течения

$$\tau_w = \mu_{\text{Э}} \left. \frac{d\omega}{dr} \right|_{r=R}$$

видно, что касательные напряжения на стенке прямопропорциональны величине эффективной вязкости жидкости, контактирующей со стенкой трубопровода. В способе гидроперекачки вместо высоковязкой нефти со стенкой контактирует вода. А в способах перекачки с предварительным улучшением реологических свойств и с подогревом эффективная вязкость высоковязких нефтей понижена.

2.1. Гидроперекачка

Гидроперекачкой называют совместную перекачку высоковязких нефтей с водой. Известно несколько способов гидроперекачки:

1. Перекачка нефти внутри водяного кольца.
2. Перекачка водонефтяной смеси в виде эмульсии тапа «нефть в воде» (н/в).
3. Перекачка нефти и воды без вмешательства в формирование структуры потока.

Первый способ заключается в том, что в трубопровод одновременно закачивают воду и вязкую нефть, так, чтобы последняя двигалась внутри водяного кольца. Создание подобного кольца достигается различными путями – применением винтовой нарезки заводского изготовления (аналог: ствол нарезного оружия) или приваренных по спирали металлических полос (проволоки) необходимых размеров и с заданным шагом (рис. 2.1 а), подачей воды через кольцевые муфты с тангенциальными отверстиями, расположенными перпендикулярно потоку нефти (рис. 2.1 б), прокладкой нефтепровода с перфорированными стенками внутри трубопровода большего диаметра и прокачкой воды между ними (рис. 2.1 в).

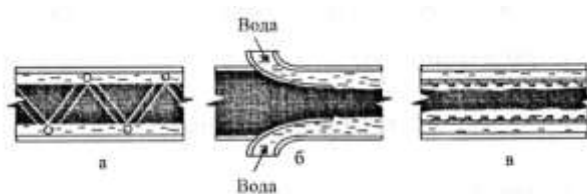


Рис.2.1. Гидроперекачка нефти внутри водяного кольца
а – с применением винтовой нарезки; б – с применением кольцевых муфт;
в – с использованием перфорированного трубопровода

Сущность *другого способа* гидротранспорта состоит в том, что высоковязкая нефть и вода смешиваются перед перекачкой в такой пропорции, чтобы образовалась эмульсия типа «нефть в воде». Частицы нефти окружены водяной пленкой и поэтому контакта нефти с внутренней поверхностью трубы не происходит (рис. 2.2 а).

Для стабилизации эмульсий и придания стенкам трубопровода гидрофильных свойств, т.е. способности удерживать на своей поверхности воду, в них добавляют поверхностно-активные вещества (ПАВ). Устойчивость эмульсии типа «нефть в воде» зависит от характеристики и концентрации ПАВ, температуры, режима течения, соотношения воды и нефти в потоке.

Уменьшение объема воды в смеси ухудшает устойчивость эмульсии. При увеличении объема транспортируемой воды устойчивость эмульсии повышается, но возрастают энергозатраты на перекачку балласта (воды). В результате экспериментов было установлено, что минимальное количество воды должно составлять около 30 % от общего объема транспортируемой смеси.

Недостатком данного способа гидроперекачки является опасность инверсии фаз, т.е. превращения эмульсии типа «нефть в воде» в эмульсию типа «вода в нефти» (рис. 2.2 б), при изменении скорости или температуры перекачки. Транспортирование водонефтяных эмульсий по трубопроводам с промежуточными насосными станциями также нежелательно, поскольку в насосах происходит диспергирование фаз и также эмульсии затем трудно разрушить.



Рис.2.2. Гидроперекачка в виде эмульсии
а – типа «нефть в воде»; б – типа «вода в нефти»

Третий способ гидроперекачки - это перекачка нефти и воды без вмешательства в формирование структуры потока (рис. 2.3).

Обычно его иллюстрируют так: нефть и вода, движущиеся в трубопроводе имеют плоскую границу раздела. За счет того, что часть периметра трубы контактирует с менее вязкой водой увеличивается производительность трубопровода или при том же расходе нефти уменьшается перепад давления. На самом деле совместное течение нефти и воды без искусственного

вмешательства характеризуется несколькими структурными формами течения, переходящими одна в другую по мере изменения скорости.

Каждая структурная форма течения устанавливается самопроизвольно как только достигаются условия для ее существования.

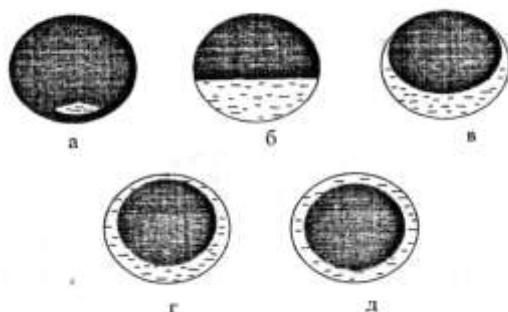


Рис.2.3. Структурные формы водонефтяного потока при послойной перекачки нефти и воды:

а – линзовая; б – раздельная с плоской границей; в – раздельная с криволинейной границей; г – кольцевая эксцентричная; д – кольцевая концентричная

Любопытна связь структурных форм водонефтяного потока с величиной гидравлического уклона. Согласно экспериментальным исследованиям Ф.М. Галина, она такова (рис. 2.4).

Смена структурных форм происходит тогда, когда у системы есть возможность за счет внутренних изменений занять положение с меньшей внутренней энергией (2-й закон термодинамики).

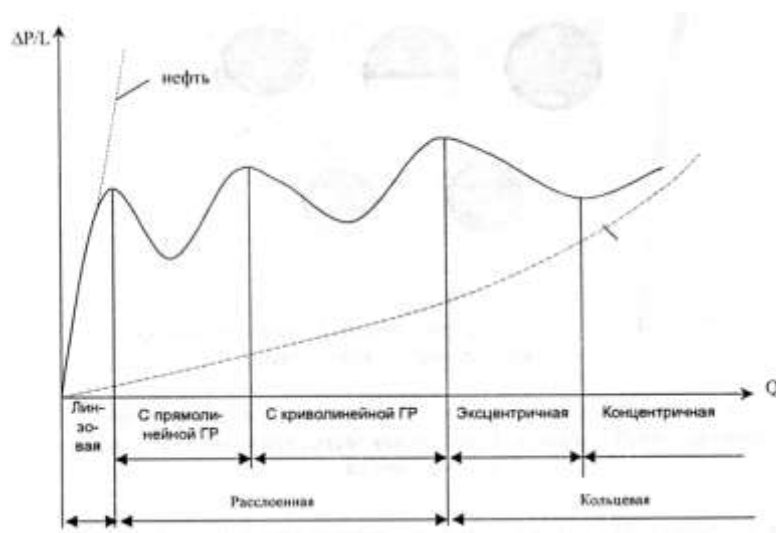


Рис.2.4. Зависимость гидравлического уклона от расхода при перекачке смеси нефти и воды

2.2. Перекачка с предварительным улучшением реологических свойств нефтей за счет механического воздействия

Сущность данного метода перекачки состоит в том, что высокопарафинистую нефть охлаждают до образования в ней парафинистой структуры, а затем механическим путем разрушают последнюю. Содержащиеся в нефти смолы и асфальтены обволакивают «осколки парафиновой структуры, препятствуя их повторному соединению. Обычных скоростей перекачки достаточно, чтобы полученная суспензия парафина в нефти сравнительно длительное время сохраняла необходимую подвижность.

Разрушение парафиновых структур может выполняться с помощью специальных мешалок, путем виброобработки, с помощью диафрагм и т.д.

Устройства для виброобработки нефтей (рис. 2.5) состоят из сита, которое контактирует с нефтью, вибратора, приводящего сито в колебательное движение, 11 трубопроводов. В отдельных случаях вибратор может воздействовать на трубопровод без применения сит.

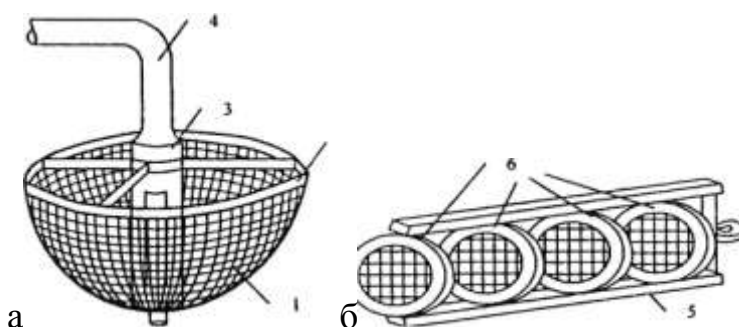


Рис.2.5. Устройства для выработки высокопарафинистой нефти
а) – в резервуарах и земляных амбарах; б) – в трубопроводе
1 – сито; 2 – пояс; 3 – вибратор; 4 – трубопровод для откачки суспензии;
5 – каркас; 6 – кольца с сетками

Устройство для откачки вязких высокопарафинистых нефтей из резервуаров (земляных амбаров) состоит (рис. 2.5 а) из сита 1 в виде полусферы, которое жестко, с помощью пояса 2 укрепляется на вибраторе 3. Вибратор 3 трубопроводом 4 соединяется с насосом для откачки нефти.

Виброобработка производится виброситом с размером ячеек от 1,5 до 8 мм в течение 1... 5 минут при частоте колебаний 20. ..250 Гц. Объясняется это тем, что при частотах колебаний менее 20 Гц разрушение структуры парафина в нефти до мелкодисперсного состояния не происходит, а при частотах свыше 250 Гц вибросито вырывает застывшую нефть кусками и разбрасывает по поверхности не успевая разрушить структуру в ней. Устройство работает следующим образом. Включают вибратор 3 и при температуре нефти на 5...10 градусов ниже температуры застывания погружают его в нефть. Нефть проходит через ячейки вибросита, парафинистая структура в ней разрушается и

образующаяся суспензия через отверстия в корпусе вибратора попадает во всасывающий трубопровод.

Разрушение парафиновой структуры нефти можно производить и непосредственно в трубопроводе. Для этой цели используется устройство (рис. 2.5 б), состоящее из каркаса 1, внутри которого укреплены кольца с сетками (плоскими или вогнутыми) 2. Размеры ячеек и частота виброобработки та же, что и в устройстве, рассмотренном ранее. Разрушение формирующейся структуры происходит в результате возвратно-поступательного движения каркаса вдоль направления движения потока.

Об эффективности данного метода улучшения реологических параметров парафинистых нефтей говорит следующий факт: вязкость мангышлакской нефти при температуре на 5... 10 градусов меньше $T_{заст.}$ после обработки ее виброситами при градиентах скорости сдвига 2800...3200 c^{-1} уменьшилась с 18...20 до 0,5...1 Па·с.

Однако с течением времени структура парафина в нефти восстанавливается (в зависимости от состава нефти для этого требуется от нескольких часов до нескольких суток). Установлено, что высокопарафинистые нефти, не содержащие асфальтенов практически не изменяют своих свойств после механического разрушения, т.к. решетка парафина после прекращения ее разрушения восстанавливается очень быстро. По мере увеличения содержания асфальтенов в высокопарафинистой нефти продолжительность восстановления структуры увеличивается. Это связано с тем, что молекулы асфальтенов адсорбируются на поверхности кристаллов парафина и препятствуют образованию прочной парафинистой структуры. Вместе с тем превышение некоторого оптимального содержания асфальтенов в нефти настолько загущает ее, что вязкость снова начинает расти.

Метод виброобработки используется в незначительных масштабах, т.к. установки малопродуктивны. Основная область его применения – это откачка застывшей нефти из резервуаров, земляных амбаров и технологических трубопроводов.

2.3. Перекачка высоковязких нефтей в смеси с жидкими углеводородными разбавителями

Одним из эффективных и доступных способов улучшения реологических свойств высоковязких нефтей и нефтепродуктов является применение углеводородных разбавителей-конденсатов и маловязких нефтей.

Использование разбавителей позволяет довольно существенно снизить вязкость и температуру застывания нефти. Во-первых, понижается концентрация парафина в смеси, т.к. часть его растворяется легкими фракциями разбавителя. Во-вторых, если в мало вязкой жидкости, используемой в качестве разбавителя, содержатся асфальто-смолистые вещества, последние, адсорбируясь на поверхности кристаллов парафина, препятствуют образованию прочной структурной решетки.

Оценим влияние добавления маловязкого разбавителя на работу нефтепровода. для определения вязкости смеси нефти с разбавителями весьма удобна формула М.М. Кусакова

$$v_{CM} = v_H \cdot e^{-ak}, \quad (2.1)$$

где a – коэффициент, определяемый в результате лабораторных исследований свойств смесей нефти с разбавителем;

k – его концентрация.

Потери напора H_H при перекачке вязкой нефти равны

$$H_H = \beta \cdot \frac{Q_H^{2-m} \cdot v_H^m \cdot L}{D^{5-m}}.$$

где Q_H – расход вязкой нефти.

Для разбавленной нефти

$$H_{CM} = \beta \cdot \frac{Q_{CM}^{2-m} \cdot v_{CM}^m \cdot L}{D^{5-m}}.$$

Если наложить условие, что $H_{CM} = H_H$, то в трубопроводе устанавливается расход

$$Q_{CM} = Q_H \cdot e^{\frac{amk}{2-m}}, \quad (2.2)$$

Расход смеси Q_{CM} складывается из нового расхода высоковязкой нефти Q_H^2 и расход разбивается Q_P , т.е.

$$Q_{CM} = Q_H^2 + Q_P.$$

Поделив обе половины данного уравнения на Q_{CM} и принимая во внимание, что по определению $Q_P / Q_{CM} = K$, получим

$$Q_{CM} = \frac{Q_H^2}{1-K}. \quad (2.3)$$

Решая совместно (2.2) и (2.3), находим новый расход нефти в трубопроводе после ее разбавления

$$Q_H^2 = Q_H \cdot (1-K) e^{\frac{amk}{2-m}}, \quad (2.4)$$

т.е. расход нефти изменяется в $(1-K) e^{\frac{amk}{2-m}}$ раз.

Чтобы разбавлением добиться увеличения производительности трубопровода по нефти должно выполняться условие

$$a > \frac{2-m}{m \cdot K} \cdot |\ln(1-K)|. \quad (2.5)$$

При ламинарном режиме перекачки увеличение производительности составит $(1-K) \cdot e^{ak}$, а при турбулентном ($m = 0,25$), $(1-K) \cdot e^{0,143 \cdot ak}$. То есть при ламинарном режиме перекачки эффект увеличения производительности (если он есть) выше в число раз

$$\frac{(1-K) \cdot e^{ak}}{(1-K) \cdot e^{0,143ak}} = e^{0,857ak}.$$

Если необходимость в увеличении производительности трубопровода по нефти нет ($Q_H^2 = Q_H$), то с помощью разбавления можно уменьшить потери напора на трение.

Подставляя в формулу Лейбензона параметры смеси, будем иметь

$$H_{\text{см}} = \beta \left(\frac{Q_H}{1-K} \right)^{2-m} \cdot \frac{v_H^m \cdot e^{-amk} \cdot L}{D^{5-m}} = H_H \cdot \frac{e^{amk}}{(1-K)^{2-m}}. \quad (2.6)$$

Таким образом, при разбавлении высоковязкой нефти потери напора на трение уменьшаются в $e^{amk}/(1-K)^{2-m}$ раз. Максимальный эффект будет иметь место при ламинарном режиме перекачки. Чем более развит турбулентный режим, тем снижение потерь напора меньше.

Теоретически при $m = 0$ положительный эффект от разбавления отсутствует. Однако высоковязкие нефти в зоне квадратичного трения турбулентного режима не перекачиваются.

Перекачка высоковязких нефтей в смеси с разбавителями распространяется достаточно широко. Так, в нашей стране на самарской базе смешения часто высокопарафинистой мангышлакской нефти смешиваются с маловязкими нефтями Поволжья и закачивается в нефтепровод «Дружба».

Разбавление высоковязких нефтей и нефтепродуктов бензинами и керосинами для облегчения перекачки практически не осуществляется, т.к. их доставка на месторождения требует больших капитальных и эксплуатационных затрат. Для мазутов и гудронов такие разбавители также нецелесообразны поскольку на конечных пунктах нужны установки по разгонке смеси.

Целесообразнее всего в качестве разбавителей использовать маловязкие нефти. Если на месторождении добывается нефти разных свойств высоковязкие, высокопарафинистые и маловязкие, то разбавляя вязкие нефти маловязкими, можно добиться резкого снижения вязкости и температуры застывания смеси и, таким образом, облегчить их перекачку.

В общем случае выбор типа разбавителя производится путем сравнения для конкурирующих вариантов суммарных затрат на получение, доставку и смешение разбавителя, а также транспортировку смеси. Кроме того следует учитывать, что смешением высокопарафинистых нефтей с маловязкими можно получить смеси заранее определенного состава и тем самым стабилизировать работу нефтепровода и установок нефтеперерабатывающих заводов, увеличить выход продуктов переработки нефти.

Интересен также такой факт: на реологические свойства нефтяной смеси оказывает влияние температура смешиваемых компонентов. Гомогенная смесь получается если смешение производится при температуре на 3...5 градусов выше температуры застывания вязкого компонента. При неблагоприятных условиях смешения эффективность разбавителя в значительной степени уменьшается и может произойти даже расслоение смеси.

2.4. Перекачка термически обработанных нефтей

Термообработкой нефти называется ее тепловая обработка, предусматривающая нагрев нефти выше температуры плавления парафинов и последующее охлаждение с заданной скоростью для улучшения реологических параметров.

Первые опыты по термообработке парафинистых нефтей и нефтепродуктов в нашей стране были выполнены еще в 30-х годах. Так, термическая обработка нефти Ромашкинского месторождения позволила снизить ее вязкость более чем в 2 раза и уменьшить температуру застывания на 20 °С.

Исследования позволили выявить ряд закономерностей, связанных с термической обработкой нефтей:

1. Термообработка позволяет улучшить реологические свойства только парафинистых нефтей, содержащих асфальтосмолистые вещества.

2. Термообработка высокозастывающих парафинистых нефтей при температуре подогрева меньшей, чем температура плавления парафинов, резко ухудшает реологические свойства нефти.

3. Для парафинистых нефтей существует оптимальная температура подогрева, при которой эффект термообработки наибольший. Эта температура всегда выше температуры плавления парафинов, находящихся в нефти.

4. Чем больше в нефти отношение содержания парафинов к содержанию асфальтосмолистых веществ, тем меньше эффект термообработки.

5. На свойства термически обработанных нефтей большое влияние оказывают способ (в статике или динамике) и скорость охлаждения нефти.

Уже из данного перечня закономерностей, присущих термообработке, ясно, что достигаемое улучшение реологических свойств нефтей связано с видоизменением структуры парафина в процессе его кристаллизации, благодаря присутствию асфальтосмолистых веществ. Научное объяснение эффекта термообработки таково.

В обычных условиях при естественном охлаждении парафинистых нефтей образуется кристаллическая парафиновая структура, придающая нефти свойства твердого тела. Прочность структуры оказывается тем больше, чем выше концентрация парафина и чем меньше размеры образующихся кристаллов. Осуществляя нагрев нефти до температуры, превышающей температуру плавления парафинов, мы добиваемся их полного растворения. При последующем охлаждении нефти происходит кристаллизация парафинов. На величину, число и форму кристаллов парафина в нефти оказывает влияние соотношение скорости возникновения центров кристаллизации парафина и скорости роста уже выделившихся кристаллов. Асфальто-смолистые вещества, адсорбируясь на кристаллах парафина, снижают поверхностное натяжение на границе с ним. В результате процесс выделения парафина на поверхности уже существующих кристаллов становится энергетически более выгодным, чем образование новых центров кристаллизации. Это приводит к тому, что в термообработанной нефти образуются достаточно крупные кристаллы парафина. Одновременно из-за наличия на поверхности этих кристаллов адсорбированных асфальтенов и смол силы коагуляционного сцепления между ними значительно ослабляются, что препятствует образованию прочной парафиновой структуры.

Степень улучшения реологических параметров термообработанной нефти зависит от температуры ее нагрева и условий последующего охлаждения.

Существование *оптимальной температуры термообработки* (подогрева) связано со следующим. На поверхности кристаллов парафина адсорбированы асфальто-смолистые вещества, находящиеся в нефти. При малой температуре подогрева нефти часть кристаллов парафина растворяется и освобожденные асфальто-смолистые вещества адсорбируются на поверхности нерастворившихся кристаллов парафина. Последующее охлаждение приводит к тому, что выпадающие из раствора мелкие кристаллы парафина образуют прочную структуру, повышающую эффективную вязкость и температуру застывания нефти. При повышении температуры подогрева нефти увеличивается количество растворяющихся кристаллов парафина и соответственно высвобождаемых асфальтосмолистых веществ. Однако поскольку число нерастворившихся кристаллов тугоплавких парафинов уменьшилось, то последние адсорбируют все меньше асфальтосмолистых веществ. При последующем охлаждении не адсорбированные асфальто-смолистые вещества способствуют образованию крупных кристаллов парафина, что положительно сказывается на реологических свойствах нефти. Наибольший эффект термообработки дает, когда все кристаллы парафина растворяются при нагревании. Однако дальнейший перегрев нефти приводит к необратимому разрушению содержащихся в ней асфальтосмолистых веществ и эффект термообработки снижается.

Поскольку у разных нефтей состав парафинов различен, то оптимальную температуру термообработки определяют экспериментально для каждой парафинистой нефти.

На рис. 2.6 показано влияние температуры термообработки на реологические параметры жетыбайской нефти.

Из него видно, что при температуре термообработки $t_{т.о.}$ около $50\text{ }^{\circ}\text{C}$ температура застывания этой нефти не только не снижается, а, наоборот, возрастает. Дальнейшее увеличение температуры термообработки ведет к снижению $t_{заст.}$ начиная со значений $t_{т.о.} \leq 110^{\circ}\text{C}$ температура застывания термообработанной нефти снова растет.

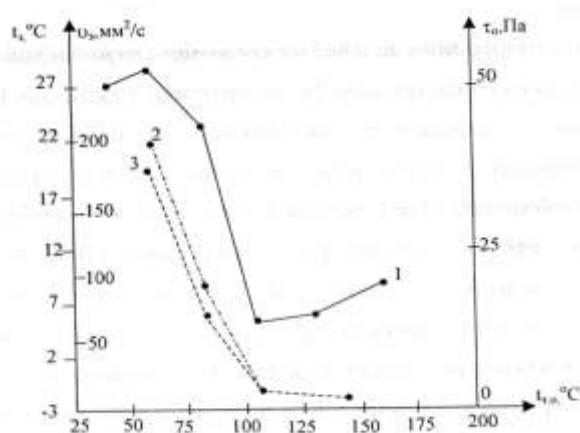


Рис.2.6. Влияние температуры термообработки на реологические параметры жетыбайской нефти:

1 – температура застывания; 2 – эффективная кинематическая вязкость; 3 – начальное напряжение сдвига

Здесь же показан характер зависимости эффективной вязкости $VЭ$ и начального напряжения сдвига τ_0 жетыбайской нефти от температуры термообработки. Видно, что резкое уменьшение $VЭ$ и τ_0 имеет место лишь при $t_{т.о} \leq 90^\circ\text{C}$, дальнейшее увеличение последней практически не дает эффекта.

На этом основании оптимальной температурой термообработки жетыбайской нефти является 90°C .

Скорость охлаждения нефти влияет на процесс роста кристаллов парафина. При оптимальной температуре охлаждения образуются крупные конгломераты парафино-смолистых веществ, которые неравномерно распространяются по всему объему. В нефти, не подвергавшейся термообработке или термообработанной при неоптимальных температурах и охлажденной с неоптимальной скоростью кристаллы парафина мельче, число их больше, они более равномерно распределены по всему объему нефти и в отсутствие движения могут соединяться между собой, образуя достаточно прочную структурную решетку, в ячейках которой располагается жидкая нефть.

На рис. 2.7 показан характер зависимости температуры застывания и начального напряжения сдвига усинской и возейской нефтей от скорости их охлаждения при термообработке. Видно, что оптимальной для этих нефтей является скорость охлаждения $10\text{...}15^\circ\text{C}/\text{ч}$.

На результаты термообработки оказывает влияние также *состояние нефти в процессе охлаждения*. Если нефть охлаждать в движении (например, подогретую до оптимальной температуры нефть сразу закачивать в трубопровод), то ее реологические свойства хотя и улучшаются, но значительно меньше, чем при охлаждении в покое. В то же время охлаждение в динамике дешевле. Вместе с тем, исходя из того, что охлаждение в статических условиях призвано повлиять на структуру кристаллизующегося парафина, можно принять комбинированный метод охлаждения: от оптимальной температуры термообработки (90°C) до $40\text{...}60^\circ\text{C}$ нефть можно охлаждать в движении (почти весь парафин еще растворен), а начиная с $40\text{...}60^\circ\text{C}$ до эксплуатационной - с заданным темпом в статических условиях.

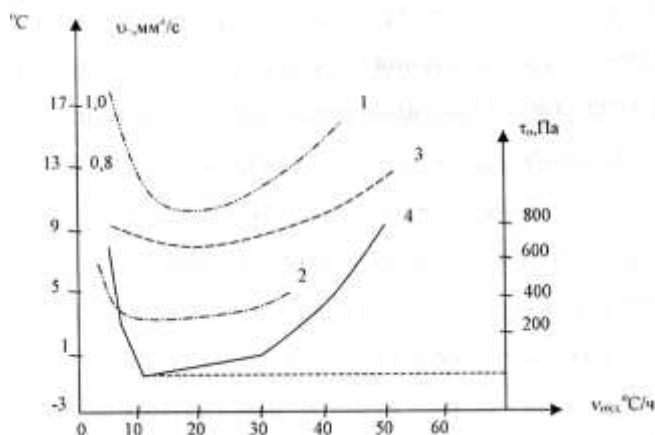


Рис.2.7. Изменение реологических параметров высоко-копарафинистых нефтей в зависимости от скорости охлаждения:

1 – температура застывания узеньской нефти; 2 – температура застывания жетыбайской нефти; 3 – ее эффективная кинематическая вязкость; 4 – начальное напряжение сдвига

Необходимо отметить, что реологические параметры термообработанной нефти с течением времени ухудшаются и в конце концов достигают значений, которые нефть имела до термообработки. Характер изменения эффективной вязкости озексуатской и жетыбайской нефти после термообработки показан на рис. 2.8. Озексуатская нефть восстанавливает свои свойства за 3 суток, а жетыбайская - за 45. Так что не всегда достаточно термически обработать нефть один раз для решения проблемы ее трубопроводного транспорта

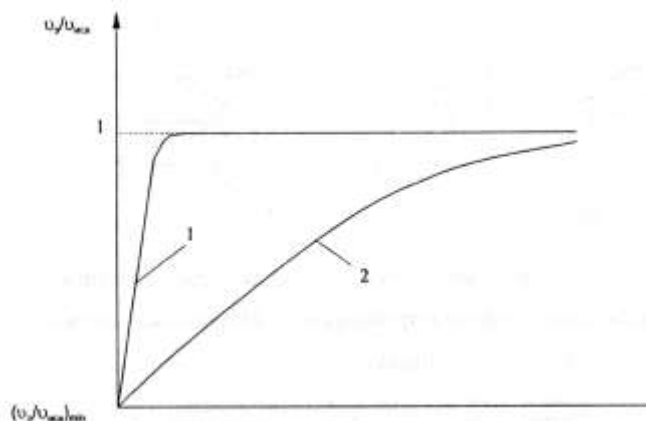


Рис. 2.8. Восстановление эффективной вязкости озексуатской (1) и мангышлакской (2) нефтей во времени после термообработки

2.5. Перекачка высокозастывающих парафинистых нефтей с депрессорными присадками

Применение депрессорных присадок (депрессаторов) - веществ, уменьшающие температуру застывания, вязкость и предельное напряжение сдвига высокозастывающих парафинистых нефтей - один из перспективных способов их транспорта.

Депрессорные присадки уже давно применяются для снижения температуры застывания масел. Однако для нефтей эти присадки оказались малоэффективны.

Типичным природным депрессатором являются асфальто-смолистые вещества, содержащиеся в нефти. Поэтому одним из способов улучшения реологических свойств высокопарафинистых нефтей является добавка к ним продуктов, богатых асфальто-смолистыми веществами - гудрона, битума и др.

Значительно больший эффект улучшения реологических свойств достигается при применении специально полученных присадок. Для высокопарафинистых нефтей эффективными депрессаторами являются присадки ДН-1 и ВЭС-503, представляющие собой полимерные поверхностно-активные вещества. За рубежом получили распространение присадки типа «Paramins», разработанные фирмой «Эссо Кемикл». Их добавляют к нефтям в

количестве 0,02...0,15 % масс. По внешнему виду они представляют собой парафинообразную массу, приобретающую подвижность лишь при 50...60 °С.

Полимерные присадки вводятся в нефть при температуре 60...70 °С, когда основная масса твердых парафинов находится в растворенном состоянии. Если это сделать при температурах ниже температуры кристаллизации парафина, то эффект от обработки нефти присадкой будет низким. Однако последующий нагрев нефти до температуры выше температуры плавления парафинов вновь повышает эффективность депрессатора.

Замечено, что на эффективность действия присадок существенно влияют также интенсивность перемешивания и темп охлаждения нефти. Если охлаждение обработанной депрессатором нефти происходит при турбулентном режиме течения ее реологические свойства несколько хуже, чем при охлаждении в ламинарном режиме. Влияние условий охлаждения связано, по-видимому, с эффектом термообработки, а не с действием присадки.

Механизм действия присадок (депрессаторов) в настоящее время не совсем ясен. Предполагается, что молекулы присадок адсорбируются на поверхности выпадающих из нефти кристаллов парафина, мешая их росту. В результате образуется текучая суспензия кристаллов парафина в нефти.

Положительный опыт применения депрессаторной присадки ДПП-1 накоплен в АО «Северные магистральные нефтепроводы». Благодаря ее введению в диапазоне температур перекачки предельное направление сдвига уменьшается в 10 раз, пластическая вязкость в 1,8...2,2 раза, а температура застывания снижается с +6...8 до -8...-12 °С. В целом по своему воздействию на перекачиваемую нефть ДПП-1 превосходит зарубежные аналоги, но стоит значительно дешевле.

Уменьшение затрат на обработку присадкой достигается тем, что она вводится в еще неостывшую нефть, поступающую с установок ее подготовки в НГДУ.

Применение присадки ДПП-1 в зимний период позволило увеличить пропускную способность отдельных участков нефтепровода до 87,5 %. При этом одновременно произошло уменьшение перепада давления на перекачку.

Положительно сказались применение присадки и на величине давления, необходимого для возобновления перекачки после остановок нефтепровода. Так, до обработки присадкой, пуск трубопровода после остановки зимой на 2...3 суток происходил при значении пускового давления, в 1,8...2 раза превышающем рабочее давление при стационарной перекачке, а выход его та же прежний режим составлял 1...2 суток. Пуск же нефтепровода, заполненного нефтью, обработанной присадкой, при той же длительности простоя происходит при давлении, практически равном рабочему давлению стационарного режима, а выход трубопровода на режим происходит всего за 2...3 ч. Это говорит о том, что высокозастывающая нефть, обработанная депрессаторной присадкой, становится ньютоновской жидкостью, длительное время сохраняет эффект обработки и при остановке нефтепровода жней не образуется кристаллическая решетка.

При введении присадок в нефть, в основном, стараются обеспечить их равномерное распределение по всему объему. Однако при этом расход присадок велик и затраты на них значительны. Известны разработки, когда к целям удешевления транспортировки высокопарафинистой нефти присадкой обрабатывают не всю нефть, а только кольцевой пристанный слой, устойчивость которого необходимо поддерживать.

2.6. Перекачка нефти с подогревом

Наиболее распространенным способом трубопроводного транспорта высоковязких и высокозастывающих нефтей в настоящее время является их перекачка с подогревом. Поэтому мы рассмотрим ее наиболее подробно.

Существует несколько вариантов перекачки высокозастывающих нефтей с подогревом. Для коротких (чаще нефтебазовых) трубопроводов используют методы электроподогрева:

- путем пропуска электрического тока по телу трубы;
- применением электронагревательных элементов в виде специальных кабелей и лент.

Прямой электроподогрев трубы заключается в подсоединении источника переменного тока напряжением не выше 50 В к изолированному участку трубопровода. При прохождении по нему электрического тока согласно эффекту Джоуля выделяется тепло и происходит равномерный нагрев стенок трубопровода и находящегося в нем продукта. В качестве источника питания, как правило, применяются однофазные трансформаторы. С учетом требований техники безопасности и незначительного сопротивления труб напряжение источника питания составляет 12...36 В. Максимальная длина трубопровода, обогреваемого от одного источника питания, равна 1200 м. При большей длине обогреваемый трубопровод разбивается на несколько самостоятельных участков и питание подводится к каждому из них в отдельности. В этом случае стоимость электрической системы подогрева значительно возрастает за счет большого числа пунктов питания и длины соединительных проводов. Использование данного метода на магистральных трубопроводах сдерживается и по техническим причинам: нагреваемый участок должен быть электрически изолирован от грунта, чтобы предотвратить большие утечки тока.

Более распространены электронагревательные элементы в виде кабелей и лент. Кабели высокого сопротивления имеют термостойкую электроизоляцию и защиту от механических повреждений. Монтируются в основном с наружной поверхности трубы. Энергопотребление нагревательного кабеля составляет около 100 Вт на 1 м трубы. Прокладка нагреваемого кабеля внутри трубы более эффективна, чем снаружи, так как все тепло идет на разогрев нефти. Недостатком греющих кабелей является неравномерность нагрева трубы по периметру, что приводит к необходимости поддерживать на кабеле высокую температуру. Мощность, потребляемая греющим кабелем, достигает 4000 кВт, а обогреваемая длина 13,2 км.

Большее распространение для подогрева труб получили электронагревательные ленты шириной 25...80 мм, с длиной активной части от 3 до 40 м и толщиной 1,5 мм. Лента наматывается на трубопровод и его фасонные части. Для сокращения теплопотерь трубопровод с гибкой лентой покрывается тепловой изоляцией.

Для магистральных трубопроводов наибольшее распространение получил способ «горячей» перекачки, предусматривающий нагрев нефти перед ее закачкой в трубопровод и периодический подогрев нефти по мере ее остывания в процессе движения. Принципиальная схема такой перекачки следующая (рис. 2.11).

Нефть с промысла по трубопроводу 1 подается в резервуарный парк 2 головной перекачивающей станции. Резервуары оборудованы подогревательными устройствами, с помощью которых поддерживается температура нефти, позволяющая выкачать ее подпорными насосами 3.

Они прокачивают нефть через дополнительные подогреватели и подают на прием магистральных насосов 5. Магистральными насосами нефть закачивается в магистральный трубопровод 6.

По мере движения в магистральном трубопроводе нефть за счет теплообмена с окружающей средой остывает. Поэтому по трассе трубопровода через каждые 25...100 км устанавливаются пункты подогрева 7. Далее нефть попадает на промежуточную насосную станцию 8, где также установлены подогреватели и все повторяется снова. В конце концов нефть закачивается в резервуары 9 конечного пункта, также оборудованные системой подогрева.

Так как данный способ перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов получил наибольшее распространение, мы уделим ему больше внимания.

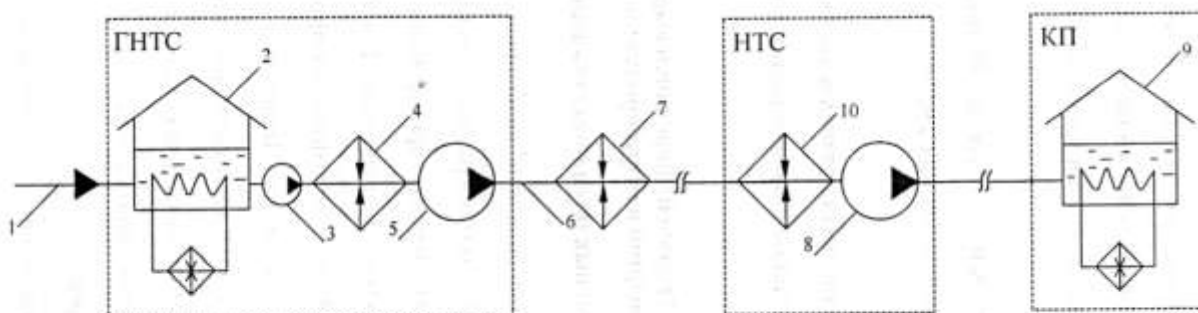


Рис. 2.11. Принципиальная технологическая схема «горячей» перекачки

1- подводный трубопровод; 2,9- резервуары; 3- подводный насос;
4,7,10- дополнительные подогреватели (печи подогрева);5,8- основные насосы;

ГНТС- головная насосно-тепловая станция;
НТС- насосно-тепловая станция; КП- конечный пункт

ГЛАВА 3

Техника, технология и расчет «горячей» перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов

3.1. Оборудование насосных и тепловых станций

Оборудование насосных станций «горячего» трубопровода такое же, как и обычного. Это объясняется тем, что температура транспортируемой жидкости (нефти или нефтепродукта), с одной стороны, достаточно высока, чтобы среда была текучей, а с другой - не превышает 100 °С.

Для «горячей» перекачки высоковязких нефтей и нефтепродуктов применяют поршневые и центробежные насосы. Поршневые насосы имеют большую высоту всасывания (6...7,5 м), достаточно высокий коэффициент полезного действия при перекачке высоковязких жидкостей и постоянную подачу. Однако они конструктивно сложны, дороги, малопроизводительны, их подача неравномерна.

Наиболее широко применяются поршневые насосы марки НТ-45. Этот насос имеет 3 цилиндра двойного действия, подачу - 160м³/ч при 75 об/мин; давление нагнетания при нормальной эксплуатации 6,0 МПа; максимальное рабочее давление, которое насос может выдержать кратковременно (до 40 мин) - 7,5 МПа. Насос приводится в действие от электродвигателя или двигателя внутреннего сгорания. Он используется для проталкивания застывшей нефти в трубопроводе.

Преимущественное распространение на магистральных трубопроводах получили центробежные насосы, к.п.д. которых при перекачке подогретых жидкостей составляет 75...80%. Как и при транспортировке обычных нефтей при «горячей» перекачке наилучшей схемой технологической обвязки насосных станций является последовательная установка 2...3 рабочих и одного резервного агрегатов.

Известно, что с увеличением вязкости перекачиваемой жидкости напор и к.п.д. центробежного насоса снижаются, а потребляемая мощность возрастает. Поэтому центробежный насос лучше устанавливать после теплообменных агрегатов. Однако такое расположение в ряде случаев оказывается неосуществимым, т.к. гидравлическое сопротивление коммуникаций на всасывающей линии оказывается очень большим. В результате насосу не хватает подпора, и он начинает работать с кавитацией. В связи с этим на крупных нефтепроводах подпорные и основные насосы устанавливаются перед теплообменными аппаратами и перекачивают охлажденную нефть повышенной вязкости.

При перекачке жидкостей повышенной вязкости насос не может обеспечить паспортную подачу и напор, которые указываются для случая работы насоса на воде. Чтобы получить характеристику насоса при работе на вязкой нефти или нефтепродукте, производится пересчет характеристик.

Подогрев нефти перед закачкой в трубопровод можно производить как в резервуарах, так и в специальных теплообменных аппаратах. Однако подогрев в резервуарах производится только до температуры, обеспечивающей выкачку нефти с заданной производительностью. Дело в том, что нагрев нефти в резервуарах до начальной температуры перекачки нецелесообразен из-за больших потерь тепла в окружающую среду и увеличения потерь легких (наиболее ценных) фракций нефти. Нефть в резервуарах нагревается с помощью трубчатых теплообменников. В качестве теплоносителя используется водяной пар, иногда горячая вода или горячая нефть. Применяются стационарные (змеевиковые или секционные) подогреватели, располагающиеся над днищем резервуара с уклоном по ходу теплоносителя для удаления конденсата и обеспечивающие общий подогрев всей массы нефти в резервуаре.

Разогретая в резервуарах нефть забирается подпорными насосами и подается в дополнительные подогреватели (если позволяет величина подпора) или в основные насосы, которые прокачивают нефть через подогреватели в магистральный трубопровод. С точки зрения безопасности эксплуатации подогревателей и повышения эффективности работы основных насосов их надо устанавливать после подогревателей. На промежуточных насосно-тепловых станциях при перекачке по системе «из насоса в насос» подогреватели должны устанавливаться только на всасывающих линиях. В этом случае нефть поступает в насосы с высокой температурой, т.е. к.п.д. насосов будет высоким.

Через подогреватели можно пропускать весь поток транспортируемой нефти или только часть ее. В первом случае вся нефть нагревается до заданной температуры перекачки T_n , во втором - часть нефти нагревается до значительно более высокой температуры, а на входе в трубопровод смешивается с холодным потоком. Во втором случае существует опасность разгонки нефти. Чтобы ее предотвратить в подогревателях надо поддерживать повышенное давление, что требует установки перед ними специальных насосов, а это не экономично.

На магистральных «горячих» трубопроводах применяются паровые и огневые подогреватели. Среди паровых наибольшее распространение получили многоходовые теплообменники с плавающей головкой. Они удобны в эксплуатации, компактны, доступны для осмотра и ремонта. Для улучшения теплообмена и удобства обслуживания нефть пропускают через трубки, а пар - через межтрубное пространство. Обнаружение нефти в конденсате указывает на выход подогревателя из строя. В этом случае его останавливают, прекратив поступление нефти. После слива ее остатков подогреватель продувают паром и отключают от паровой линии.

В последние годы на «горячих» магистральных трубопроводах начали применяться огневые подогреватели. Такими подогревателями, в частности, оборудован крупнейший в мире «горячий» нефтепровод Узень-Гурьев-Куйбышев. Принципиальная схема радиантно-конвекционной печи Г9ПО2В показана на рис. 3.1.

Все пространство печи, смонтированной в металлическом каркасе 1, разделено на 2 зоны: радиантную I и конвекционную II. Радиантная зона в свою

очередь поделена на две части стенкой 2 из огнеупорного кирпича, размещенной вдоль оси печи. В нижней части печи установлены по шесть форсунок 3 с воздушным распылением топлива. Топливом на нефтепроводе Узень-Гурьев-Куйбышев является транспортируемая нефть. Однако форсунки позволяют сжигать и газообразное топливо.

В радиантной зоне печи на кронштейнах уложены трубы змеевика 4, по которому течет нефть. Нагрев нефти в этой зоне осуществляется в основном за счет лучистой энергии факела. Продукты сгорания проходят затем в конвективную зону, где передача тепла текущей по трубкам нефти осуществляется за счет конвекции. Из конвективной зоны печи продукты сгорания через дымовую трубу 5 выбрасываются в атмосферу.

Регулирование тяги в печи осуществляется с помощью шиберов 6. Стены печи покрыты изнутри огнеупорной обмуровкой, а снаружи тепловой изоляцией.

Высота печи без дымовой трубы достигает 10,5 м. Пропускная способность - 600 м³/ч. Нефть нагревается с 30 до 65 °С. Максимальное рабочее давление нефти на входе в змеевик не должно превышать 6,5 МПа. Теплопроизводительность печи составляет 10500 кВт, а к.п.д. достигает 0,77 (фактически 0,5), что свидетельствует о ее высокой тепловой эффективности.

Рассмотрим теперь методы расчета «горячей» перекачки. Для определения потерь напора в «горячем» трубопроводе надо знать температуру нефти в любом его сечении.

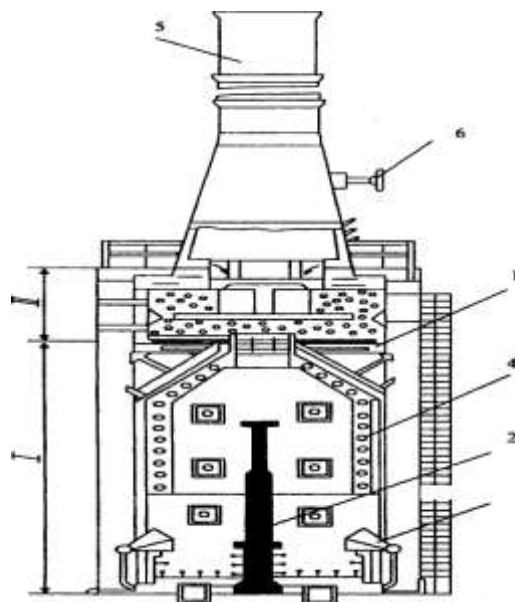


Рис. 3.1. Принципиальная схема радиантно-конвекционной печи Г9ПОВ:
1 - металлический каркас; 2 - разделительная стенка; 3 - форсунки; 4 - трубы змеевика для нефти; 5 - дымовая труба; 6 - шибер;
I - радиантная зона; II - конвекционная зона

3.2. Тепловой режим магистральных трубопроводов при перекачке высоковязких и высокозастывающих нефтей

Подогретая нефть, двигаясь по трубопроводу, отдаст тепло в окружающую среду и постепенно остывает. Выделим на расстоянии x от начала трубопровода участок длиной dx и составим для него уравнение теплового баланса (рис. 3.1).

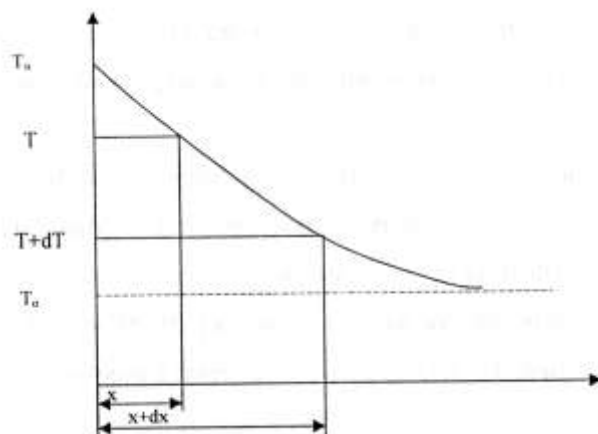


Рис. 3.1. Схема к выводу закона изменения температуры нефти по длине трубопровода

При движении нефти через рассматриваемый участок она охладится на dT и потеряет в единицу времени количество тепла (изменение теплосодержания)

$$dq_1 = - M \cdot c_p \cdot dT,$$

где M - массовый расход;

c_p - теплоемкость нефти.

Знак «минус» учитывает, что температура нефти по мере удаления от пункта подогрева уменьшается ($dT < 0$).

Изменение температуры нефти в трубопроводе происходит по следующим причинам:

- отдача тепла в окружающую среду

$$dq_2 = K\pi D \cdot (T - T_0) \cdot dx;$$

- нагрев нефти вследствие выделения тепла трения

$$dq_3 = - Mgi \cdot dx;$$

- нагрев нефти вследствие выделения из нее кристаллов парафина

$$dq_4 = \frac{M\varepsilon\chi}{T_{нп} - T_{кп}} dT,$$

где K - полный коэффициент теплопередачи от нефти в окружающую среду;

D - внутренний диаметр отложений в трубопроводе;

T - температура нефти в сечении x ;

T_0 - температура окружающей среды;

i - средний гидравлический уклон;

ε - массовая доля парафина в нефти;

χ - теплота кристаллизации парафина;

$T_{нп}$, $T_{кп}$ - температуры соответственно начала и конца выпадения парафина.

Соответственно уравнение теплового баланса для нефти, находящейся в участке трубы длиной dx , примет вид

$$- Mc_p dT = K\pi D \cdot (T - T_0) dx - Mgidx + \frac{M\varepsilon\chi}{T_{нп} - T_{кп}} dT \quad (3.1)$$

Разделяя переменные, получим

$$dx = \frac{-M \cdot \left(c_p + \frac{\varepsilon \cdot \chi}{T_{нп} - T_{кп}} \right)}{K\pi D \cdot (T - T_0) - Mgi} dT. \quad (3.2)$$

Интегрируя левую часть уравнения (3.2) от 0 до x , а правую от T_n до $T(x)$, после ряда преобразований получим

$$T(x) = T_0 + \gamma + (T_n - T_0 - \gamma) e^{-ax}, \quad (3.3)$$

где γ , a – расчетные коэффициенты

$$\gamma = \frac{Mgi}{K\pi D}; \quad a = \frac{K\pi D}{M \left(c_p + \frac{\varepsilon\chi}{T_{нп} - T_{кп}} \right)}.$$

Из формулы (3.3) как частный случай ($\gamma = 0$, $\varepsilon = 0$) получается формула Шухова.

Характер изменения температуры нефти в трубопроводе при различных сочетаниях ε и γ приведен на рис. 3.2.

Из рис. 3.2 видно, что вследствие выделения тепла трения температура нефти несколько превышает температуру окружающей среды. Чем больше в нефти парафина, тем медленнее она остывает.

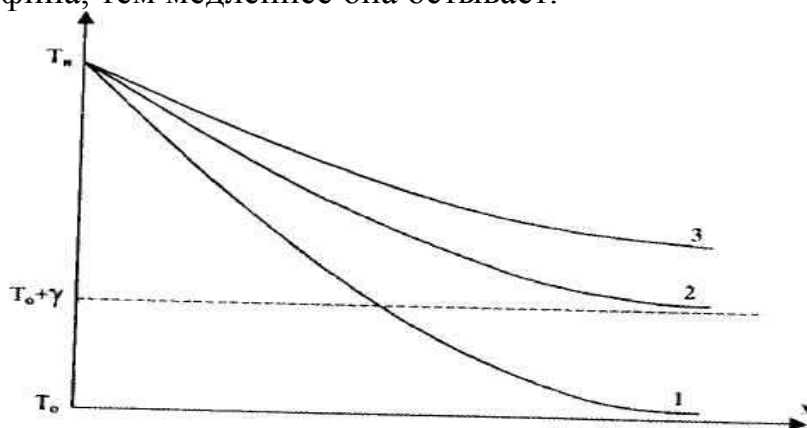


Рис. 3.2. Характер изменения температуры нефти по длине трубопровода при различных значениях γ и ε ;
1 - по формуле Шухова ($\varepsilon = 0$; $\gamma = 0$); **2** - по формуле (2.14) при $\varepsilon = 0$ и $\gamma \neq 0$;
3 - по формуле (2.14) при $\varepsilon \neq 0$ и $\gamma \neq 0$.

Полный коэффициент теплопередачи, входящий в формулу (3.3), определяется из уравнения

$$\frac{1}{KD} = \frac{1}{\alpha_1 D} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{i+1}}{D_i} + \frac{1}{\alpha_2 D_{uz}} \quad (3.4)$$

где λ_i, D_i, D_{i+1} - коэффициент теплопроводности, внутренний и наружный диаметры i - того слоя (отложений, трубы, изоляции);

α_1 - внутренний коэффициент теплоотдачи, характеризующий теплоперенос от нефти к внутренней поверхности отложений;

α_2 - внешний коэффициент теплоотдачи, характеризующий теплоперенос от внешней поверхности изоляции в окружающую среду;

$D_{из}$ - наружный диаметр изоляции.

Внутренний коэффициент теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_n}{D} Nu$$

где λ_n - коэффициент теплопроводности нефти.

Величина числа Нуссельта определяется по экспериментальным формулам в зависимости от режима перекачки, например, по Михсеvu: - при ламинарном режиме ($Re < 2000$)

$$Nu = 0,17 \cdot Re^{0,33} \cdot Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,1} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

- при турбулентном режиме ($Re > 10000$)

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

$Re, Pr < Gr$ — числа Рейнольдса, Прандтля и Грасгофа

$$Re = \frac{\omega D}{\nu}; Pr = \frac{\nu \rho c_p}{\lambda_n}; Gr = \frac{D^3 g \beta_t (T - T_w)}{\nu^2}$$

β - коэффициент температурного расширения;

T_w - средняя температура стенки трубопровода.

В переходной области $2000 < Re < 10000$ величина коэффициента α , определяется интерполяцией.

Внешний коэффициент теплоотдачи определяется по формуле Аронса-Кутателадзе

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{ep}}{D_{из} \cdot \ln \left(\frac{4H_n}{D_{из}} + \frac{1}{Nu_0} \right)} \quad (3.5)$$

где H_n - приведенная глубина заложения трубопровода,

$$H_n = H + H_{сн} \cdot \frac{\lambda_{ep}}{\lambda_{сн}}$$

H - фактическая глубина заложения;

$H_{сн}$ - высота снежного покрова;

$\lambda_{гр}, \lambda_{сн}$ - коэффициент теплопроводности соответственно грунта и снега;

Nu - число Нуссельта при теплоотдаче в воздух;

α_0 - коэффициент теплоотдачи от поверхности грунта в воздух, $\alpha_0 \approx 11,63$ Вт/(м · град).

При $H/D_{из} > 2$ вторым слагаемым под знаком логарифма можно пренебречь. Данное равенство выполняется в случае, когда $D_{из} > 600$ мм.

Для трубопроводов без специальной тепловой изоляции прокладываемых в грунтах малой влажности, при турбулентном режиме течения с малой погрешностью можно принять $K \approx \alpha_2$.

Из вышеприведенных формул видно, что при проектировании «горячих» трубопроводов дополнительно надо располагать данными о коэффициенте теплопроводности грунта, а также о теплоемкости и коэффициенте теплопроводности нефти.

3.3. Смешанный режим движения в «горячих» трубопроводах

В большинстве «горячих» трубопроводов при начальной температуре нефть течет в турбулентном режиме. Однако по мере удаления от пункта подогрева нефть остывает, ее вязкость возрастает, турбулентные пульсации молей жидкости ослабевают и на некотором удалении от пункта подогрева число Рейнольдса может стать равным критическому $Re_{кр}$, при котором турбулентный режим течения переходит в ламинарный.

Происходящую смену режима течения в «горячем» трубопроводе необходимо учитывать при гидравлическом расчете. Для этого надо знать протяженность участков с турбулентным и ламинарным режимами течения.

В соответствии с формулой (3.3) длина участка с турбулентным течением равна

$$l_T = \frac{Mc_p^*}{K_T \pi D} \cdot \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma_T}{T_{кр} - T_0 - \gamma_T}$$

где c_p – обобщенная теплоемкость нефти.

K_T, γ_T – соответственно полный коэффициент теплопередачи и коэффициент γ при турбулентном режиме течения нефти.

Аналогично можно выразить длину участка с ламинарным течением

$$l_L = \frac{Mc_p^*}{K_L \pi D} \cdot \ln \frac{T_{кр} - T_0 - \gamma_L}{T_k - T_0 - \gamma_L}$$

где T_k – температура нефти на входе в пункт подогрева.

Соответственно расстояние между пунктами подогрева равно

$$l_{ТС} = l_T + l_L = \frac{Mc_p^*}{\pi D} \cdot \left(\frac{1}{K_T} \cdot \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma_T}{T_{кр} - T_0 - \gamma_T} + \frac{1}{K_L} \cdot \ln \frac{T_{кр} - T_0 - \gamma_L}{T_k - T_0 - \gamma_L} \right)$$

Во всех трех формулах присутствует неизвестная пока критическая температура $T_{кр}$. Выразим ее.

По определению

$$Re = \frac{4Q_{кр}}{\pi D v_{кр}} \cdot \frac{\rho_{кр}}{\rho_{кр}} = \frac{4M}{\pi D \mu_{кр}}$$

Отсюда динамическая вязкость нефти, соответствующая смене режима ее течения равна

$$\mu_{кр} = \frac{4M}{\pi D Re_{кр}} \quad (3.6)$$

С другой стороны аналогично формуле Филонова-Рейнольдса можем записать

$$\mu_{кр} = \mu_* e^{-u_\mu (T_{кр} - T_*)} \quad (3.7)$$

где μ_* - динамическая вязкость нефти при известной температуре T_* ;
 u_μ - крутизна вискограммы для динамической вязкости.

Решая (3.6) и (3.7) совместно, находим

$$T_{кр} = T_* + \frac{1}{u_\mu} \cdot \ln \frac{\pi D Re_{кр} \cdot \mu_*}{4M} \quad (3.8)$$

Возможны два частных случая. При $T_{кр} < T_k$ в трубопроводе имеет место только турбулентный режим течения и расстояние между пунктами подогрева $l_{тс}$ равно

$$L_{тс} = \frac{Mc_p^*}{K_T \pi D} \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma_T}{T_k - T_0 - \gamma_T}$$

а при $T_n \leq T_{кр}$ режим течения в трубопроводе только ламинарный и расстояние между пунктами подогрева находится по формуле

$$L_{тс} = \frac{Mc_p^*}{K_l \pi D} \cdot \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma_l}{T_k - T_0 - \gamma_l}$$

3.4. Потери напора и гидравлический уклон в «горячем» трубопроводе

Поскольку в «горячих» трубопроводах в результате изменения температуры по длине непрерывно изменяется вязкость нефти, то пользоваться формулами по расчету потерь напора, полученными для случая изотермической перекачки, можно лишь на бесконечно малом участке длиной dx (где температуру нефти можно считать постоянной), то есть

$$dh_\tau = \beta \cdot \frac{Q^{2-m} v^m(x)}{D^{5-m}} \cdot \Delta_r(x) \cdot dx \quad (3.9)$$

где $v(x)$ - кинематическая вязкость нефти на расстоянии x от пункта подогрева;
 $\Delta_r(x)$ - поправка на неизотермичность потока в радиальном направлении в том же сечении.

Интегрируя левую часть данного выражения от 0 до h_τ , а правую - от 0 до x , получим

$$h_\tau = \frac{\beta Q^{2-m}}{D^{5-m}} \cdot \int_0^x v^m(x) \cdot \Delta_r(x) \cdot dx = \beta \frac{Q^{2-m} x}{D^{5-m}} \cdot \frac{1}{x} \int_0^x v^m(x) \cdot \Delta_r(x) \cdot dx \quad (3.10)$$

Интеграл в правой части данного выражения, деленный на x , есть среднеинтегральная вязкость нефти в степени m на участке длиной x , т.е.

$$v_{-p}^m = \frac{1}{x} \int_0^x v^m(x) \cdot \Delta_r(x) \cdot dx \quad (3.11)$$

Следовательно, мы можем переписать (3.10) в виде

$$h_\tau = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot v_{cp}^m \cdot x}{D^{5-m}}$$

что совпадает с уравнением для расчета потерь напора при изотермической перекачке нефти с температурой T_{cp} .

Таким образом, задача определения потерь напора в «горячем» трубопроводе сводится к вычислению среднеинтегральной вязкости нефти.

Примем для простоты $D_r(x) = \text{Ц.} = \text{const}$ по всей длине участка с одним режимом течения. Тогда, используя формулу Филонова-Рейнольдса, можем переписать (3.11) в виде

$$v_{cp}^m = \frac{\Delta_r}{x} \cdot \int_0^x v_0^m \cdot e^{-um[T(x)-T_0]} \cdot dx$$

Величина $T(x)$ описывается формулой (3.3). Однако для простоты примем, что $\gamma \approx 0$. Такое допущение возможно по двум причинам. Во-первых, величина u , как правило, невелика. А во-вторых, допущение о том, что $\gamma \approx 0$, идет в запас расчета величины h_t . Соответственно получим

$$v_{cp}^m = \frac{v_0^m \cdot \Delta_r}{x} \cdot \int_0^x e^{-um(T_n - T_0)e^{-ax}} \cdot dx \quad (3.12)$$

Чтобы решить данный интеграл сделаем замену переменной, обозначив $e^{-ax} = y$. Тогда $x = -\frac{1}{a} \cdot \ln y$ и $dx = -\frac{1}{a} \cdot \frac{dy}{y}$.

$$\text{С учетом этого } \int_0^x e^{-um(T - T_0)e^{-ax}} \cdot dx = -\frac{1}{a} \int_1^{e^{-ax}} e^{-um(T - T_0)y} \cdot \frac{dy}{y} \quad (3.13)$$

Полученный интеграл является табличным - это интегральная показательная функция, или функция Эйлера E_i . Подставляя пределы интегрирования находим

$$v_{cp}^m = \frac{v_0^m \cdot \Delta_r}{ax} \cdot \{E_i[-um(T_n - T_0)] - E_i[-um(T(x) - T_0)]\} \quad (3.14)$$

Выражая по через кинематическую вязкость нефти при начальной температуре $v_0 = v_n \cdot e^{-um(T_0 - T_n)}$ и принимая во внимание, что произведение ax есть число Шухова $Ш_y$ для участка трубопровода длиной x , после подстановки (3.15) в (3.10) получаем

$$h_\tau = h_\tau(T_n) \cdot \Delta_r \cdot \Delta_l \quad (3.15)$$

где $h_\tau(T_n)$ — потери напора при изотермической перекачке нефти с температурой T_n ;

D_1 - поправка на неизотермичность потока по длине трубопровода

$$\Delta_l = \frac{e^{um(T_n - T_0)}}{Ш_y} \{E_i[-um(T_n - T_0)] - E_i[-um(T(x) - T_0)]\} \quad (3.16)$$

Если в трубопроводе имеет место только один режим течения, то в формулу (3.16) вместо $T(x)$ надо подставить T_k . Если же режим течения смешанный, то общие потери напора на участке между пунктами подогрева находятся как сумма потерь на участках с турбулентным и ламинарным режимами, что дает

$$h_\tau = i(T_n) \cdot (l_T \Delta_r \Delta_{l_\tau} + l_\lambda \Delta_r \Delta_{l_\tau}) \quad (3.17)$$

где $i(T_n)$ - гидравлический уклон при изотермическом течении нефти с температурой T_n ;

$\Delta_{r_t}, \Delta_{r_l}$ - поправки на неизотермичность потока по радиусу соответственно при турбулентном и ламинарном режимах,

$$\Delta_{r_t} \approx 1, \Delta_{r_l} \approx 0,9;$$

$\Delta_{l_t}, \Delta_{l_l}$ — поправки на неизотермичность потока по длине при этих же режимах

$$\Delta_{l_t} = \frac{e^{um(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_{y_t}} \{E_i[-um(T_n - T_0)] - E_i[-um(T_{кр} - T_0)]\}; \quad (3.18)$$

$$\Delta_{l_l} = \frac{e^{um(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_{y_l}} \{E_i[-um(T_n - T_0)] - E_i[-u(T_{кр} - T_0)]\};$$

$\text{Шу}_t, \text{Шу}_l$ - числа Шухова для участков соответственно с турбулентным и ламинарным течением, $\text{Шу}_t = a_t \ell_t$ и $\text{Шу}_l = a_l \ell_l$.

С учетом местных сопротивлений потери напора между пунктами подогрева составят $h = (1,01 \dots 1,02)h_t$.

Характер изменения напора и температуры нефти между перекачивающими станциями горизонтального «горячего» трубопровода показан на рис.3.3. Пусть напор на выходе из насосной станции (без учета подпора) равен $H_{ст}$. На каждом перегоне между пунктами подогрева ТС он уменьшается на величину h . Поскольку нефть, движущаяся в трубопроводе, постепенно остывает, гидравлический уклон с удалением от ТС становится все больше. После нагрева нефти на следующем пункте подогрева характер изменения напора по длине трубопровода повторяется.

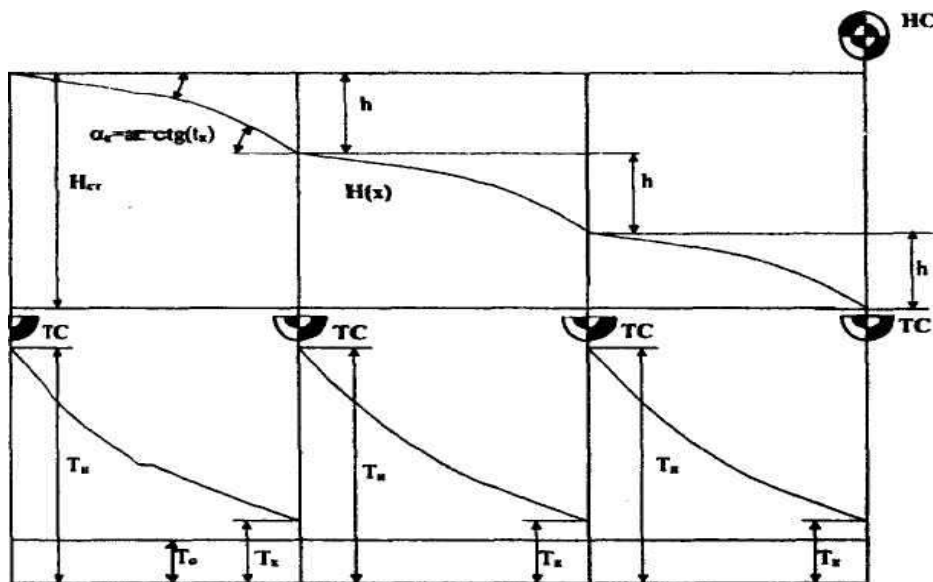


Рис.3.3. Характер изменения напора и температуры нефти между перекачивающими станциями «горячего» трубопровода

Как определить гидравлический уклон в «горячем» трубопроводе?

По определению, это потери напора на единице длины, т.е.

$$i(x) = \frac{dh(x)}{dx}$$

Следовательно, гидравлический уклон численно равен первой производной от потерь напора по x . Геометрический смысл производной, как известно из курса высшей математики, это тангенс угла наклона касательной к кривой $H(x)$. Следовательно, для определения гидравлического уклона в «горячем» трубопроводе надо провести касательную к кривой $H(x)$ в интересующем течении и найти тангенс угла ее наклона.

3.5. Характеристика «горячего» трубопровода

Характеристика «горячего» трубопровода на участке между пунктами подогрева описывается традиционным уравнением

$$H = (1,01 \dots 1,02) h_r + \Delta z.$$

Что мы можем сказать о ней? То, что на графике в координатах « $H - Q$ » она должна находиться между характеристиками данного трубопровода, построенными для случая изотермической перекачки с температурами T_0 и T_n .

Численные расчеты выявили несколько неожиданную картину: оказалось, что на кривой « $H - Q$ » «горячего» трубопровода имеются местные максимум и минимум (рис. 3.4). В.И. Черников, впервые исследовавший эту характеристику, дал следующее объяснение ее поведению.

При малых расходах температура закачиваемой в трубопровод нефти быстро снижается до T_0 . В результате средняя температура на перегоне между пунктами подогрева близка к температуре окружающей среды. Соответственно, характеристика «горячего» трубопровода практически совпадает с характеристикой при изотермической перекачке при $T_0 \sim \text{const}$. С увеличением расхода средняя температура нефти на перегоне между пунктами подогрева возрастает и отклонение между характеристиками увеличивается. При некотором расходе Q_L , потери напора в «горячем» трубопроводе достигают наибольшей величины.

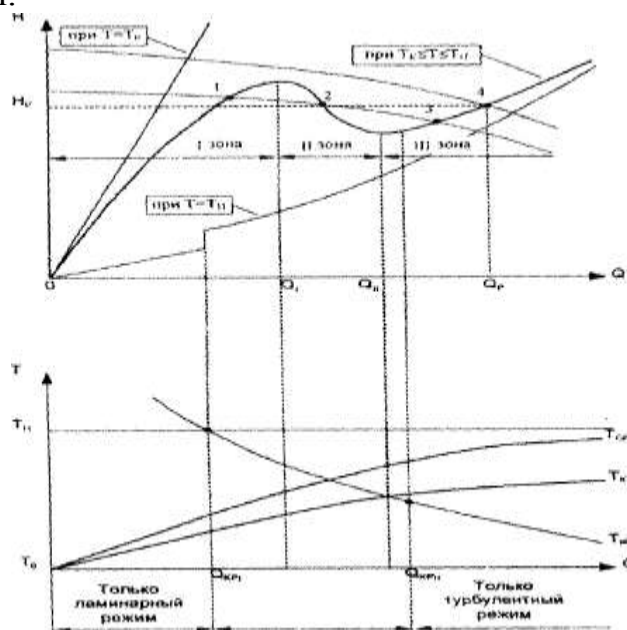


Рис. 3.4. Характеристика «горячего» трубопровода

Дальнейшее увеличение расхода приводит к уменьшению потерь на трение. Это явление объясняется тем, что, начиная с расхода Q_I , происходит заметное увеличение средней температуры T_{cp} нефти. Поскольку эти температуры соответствуют крутопадающей ветви вискограммы, то увеличение расхода сверх Q_I приводит к значительному уменьшению средней Вязкости нефти. В результате в формуле Лейбензона величина произведения $Q^{2-m} \cdot v_{cp}^m$ с увеличением расхода уменьшается.

Такое поведение характеристики «горячего» трубопровода сохраняется только до величины расхода равного Q_{II} . Дело в том, что хотя с увеличением расхода средняя температура нефти на перегоне продолжает расти, но при $Q > Q_{II}$ темп роста T_{cp} замедляется. Кроме того, в этой области температур вязкостно-температурная характеристика нефти выполаживается. В связи с этим увеличение расхода сверх Q_{II} не приводит к столь значительному уменьшению средней вязкости нефти, как при $Q_I < Q < Q_{II}$. Поэтому при $Q > Q_{II}$ величина произведения $Q^{2-m} \cdot v_{cp}^m$ растет пропорционально увеличению расхода и соответственно потери напора также увеличиваются. Так как при больших расходах средняя температура нефти на перегоне приближается к начальной T_n , то характеристика «горячего» трубопровода стремится к изотермической при $T_n = \text{const}$.

В зависимости от расхода в трубопроводе имеют место различные режимы течения. Критические значения расходов определяются следующим образом.

Расход $Q_{крI}$, при котором во всем трубопроводе будет иметь место только ламинарный режим, найдем из условия, что $T_n = T_{кр}$. Принимая во внимание, что $T_{кр}$ описывается формулой (1), после простых преобразований получим

$$Q_{крI} = \frac{\pi D Re_{кр} v \cdot (T_n)}{4}$$

то есть это расход, соответствующий скачку потерь напора при смене ламинарного режима турбулентным в случае изотермической перекачки нефти с температурой $T_n = \text{const}$.

Расход, при котором во всем трубопроводе будет иметь место только турбулентный режим перекачки, найдем из условия, что $T_k = T_{кр}$. Заменяя величину T_k формулой (3.3), а величину $T_{кр}$ формулой (3.8), получим

$$T_0 + \gamma_T + (T_n - T_0 - \gamma_T) \exp\left(-\frac{K_T \pi D \cdot l_{TC}}{Q_{крIII} \cdot \rho_{cp}}\right) = T_* + \frac{1}{u_\mu} \ln \frac{\pi D Re_{кр} \cdot \mu_*}{4 \rho \cdot Q_{крIII}}$$

Данное уравнение решается относительно методом последовательных приближений.

При $Q_{крI} < Q < Q_{крII}$ в трубопроводе имеет место смешанный режим течения.

На характеристике «горячего» трубопровода резкий переход из ламинарного режима в турбулентный отсутствует. Это объясняется тем, что при изотермической перекачке переход из одного режима в другой с увеличением расхода происходит сразу по всей длине трубопровода, а при «горя-1» перекачке, в общем случае оба режима имеют место в трубопроводе

повременно. С увеличением расхода возрастает длина участка с турбулентным течением и сокращается длина участка с течением ламинарным.

Расходами Q_I и Q_{II} весь диапазон возможных производительностей делится на три зоны (I, II и III). Зона I никак не может быть рабочей поскольку расходы перекачки в ней очень малы, нефть имеет низкую температуру и поэтому произведенные затраты на ее подогрев практически бесполезны.

В какой же из двух - II или III зоне должна находиться рабочая точка? Для ответа на этот вопрос проследим как изменяется положение характеристики «горячего» трубопровода в зависимости от различных факторов, именно:

- 1) вязкости нефти;
- 2) полного коэффициента теплопередачи;
- 3) начальной температуры нефти;
- 4) температуры окружающей среды.

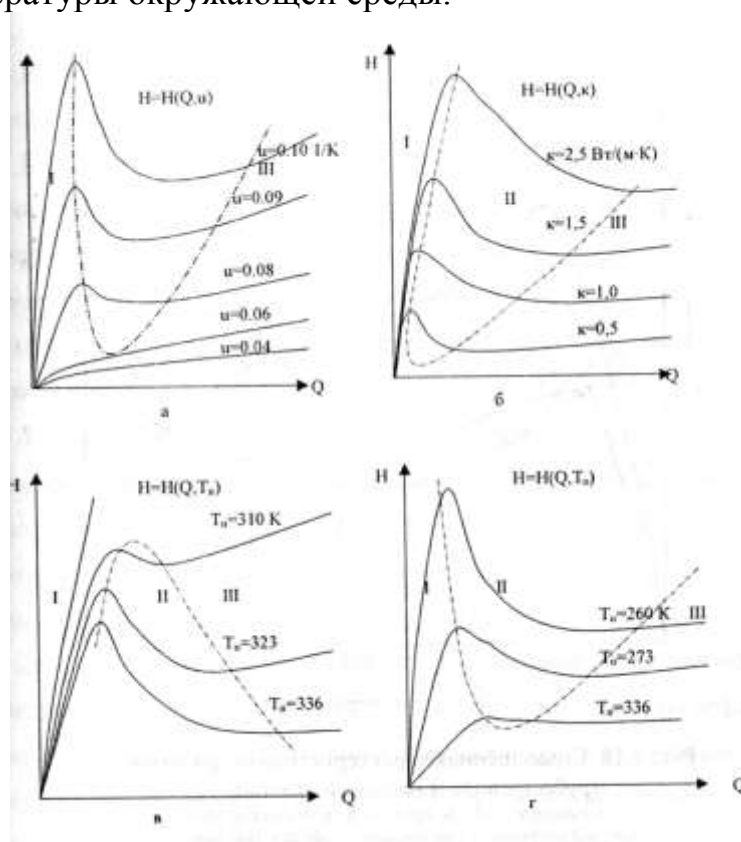
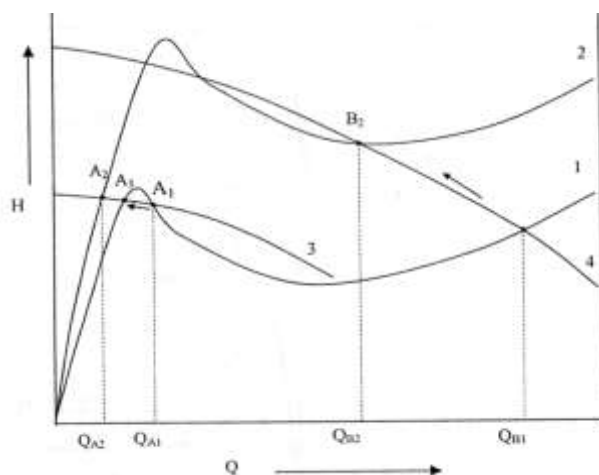


Рис. 3.5. Влияние различных параметров на положение характеристики «горячего» трубопровода

Как видно из рис. 3.5, любое ухудшение условий перекачки, а именно:

- 1) переход на перекачку нефти большей вязкости (увеличение крутизны вискограммы);
- 2) длительные дожди или таяние снегов (увеличение полного коэффициента теплопередачи);
- 3) уменьшение начальной температуры нефти (вследствие отказа части печей подогрева);

4) уменьшение температуры окружающей среды (резкое похолодание) приводят к тому, что характеристика трубопровода занимает более высокое положение.



**Рис. 3.6. Совмещенная характеристика «горячего» трубопровода и насосной станции
1,3- характеристики при проектной работе во II-й зоне;
2, 4 - характеристики при проектной работе в III-й зоне**

Чем это грозит? Проследим это на совмещенной характеристике «горячего» трубопровода и насосной станции (рис. 3.6).

Пусть первоначально характеристика трубопровода занимала положение 1, а после ухудшения условий перекачки заняла положение 2. Если характеристика насосных станций занимает положение 3, то при этом рабочая точка перемещается из A_1 в A_2 , т.е. в зону малых расходов, где работа трубопровода опасна, т.к. из-за низких температур перекачки любая остановка трубопровода грозит его «замораживанием». При восстановлении прежнего положения характеристики трубопровода рабочей станет точка A_3 . Чтобы попасть назад в т. A_1 надо либо включить дополнительные насосы для преодоления пикового напора на характеристике трубопровода, либо понизить величину пикового напора подкачкой маловязкой нефти или увеличением начальной температуры высоковязкой нефти.

Как видно, работа «горячего» нефтепровода во II зоне его характеристики является неустойчивой, т.к. существует постоянная опасность самопроизвольного перехода рабочей точки в I область. При этом если и не произойдет «замораживание» трубопровода, то для восстановления производительности придется приложить много усилий.

Иначе дело обстоит, если характеристика насосных станций занимает положение 4. В этом случае первоначально рабочей является т. B_1 а после ухудшения условий перекачки т. B_2 . Как только характеристика трубопровода вернется в первоначальное положение, рабочая точка автоматически переместится из т. B_2 в т. B_1 . Таким образом, при работе «горячего» трубопровода в III зоне характеристики никаких проблем с его эксплуатацией не возникает. Все «горячие» трубопроводы работают с расходами $Q > Q_{II}$.

В связи с вышесказанным рассмотренные области характеристики «горячего» трубопровода получили следующие названия: I - зона малых расходов; II - зона неустойчивой работы трубопровода; III - рабочая зона.

Вернемся теперь к рис. 3.5, иллюстрирующем влияние различных факторов на положение характеристики «горячего» трубопровода.

Из рис. 3.5, а видно, что с увеличением коэффициента крутизны вискограммы зона его неустойчивой работы увеличивается, охватывая больший диапазон расходов. В связи с этим эксплуатация «горячих» трубопроводов, транспортирующих высоковязкие нефти, сопряжена с большими трудностями, чем таких же трубопроводов при перекачке нефтей средней вязкости.

Из рис. 3.5, б следует, что зона неустойчивой работы существует всех значениях полного коэффициента теплопередачи. С увеличением K она охватывает все больший диапазон расходов. Отсюда можно сделать вывод, что в летнее время вследствие уменьшения K устойчивость работы нефтепровода повышается. В весеннее и осеннее время происходит обратное явление: вследствие увлажнения фунта величина полного коэффициента теплопередачи увеличивается и устойчивость работы нефтепровода понижается. Поэтому в периоды сильных и продолжительных дождей обслуживающий персонал должен быть особенно внимателен и быстро реагировать на изменения режима работы нефтепровода. В подобных случаях во избежание остановки «горячих» трубопроводов целесообразно пегить на перекачку менее вязкой нефти или повысить начальную температуру высоковязкой нефти. Это приведет к увеличению расхода и сделает эту трубопровода более устойчивой.

С повышением начальной температуры нефти (рис. 3.5, в), как и следовало ожидать, потери напора на трение резко уменьшаются. Наоборот, значительное понижение T_n немедленно приводит к переходу рабочей точки в I зону характеристики, т.е. практически означает его остановку. Наиболее чувствительна к изменению T_n рабочая III зона характеристики. С повышением T_n диапазон расходов, соответствующий зоне неустойчивой работы, увеличивается. При сравнительно низких температурах подогрева на неустойчивой работы на характеристике «горячего» нефтепровода исчезает и его работа становится устойчивой во всем диапазоне расходов.

С понижением температуры окружающей среды (рис. 3.5, г) происходит сравнительно небольшое увеличение потерь напора на трение рабочей зоне характеристики и чрезвычайно сильное в области малых расходов (I и начало II зоны). Это объясняется сильным охлаждением медленно движущейся нефти на перегонах между пунктами подогрева, в результате чего она приобретает температуру окружающей среды. Поэтому с наступлением зимних холодов, особенно при продолжительных сильных морозах «горячие» нефтепроводы необходимо эксплуатировать при максимальных расходах, не допуская остановок. С понижением T_0 область расходов, соответствующая II зона, увеличивается. При достаточно высоких T_0 эта зона исчезает и нефтепровод работает устойчиво при любых расходах. Это явление характерно для летнего периода работы.

Если по тем или иным причинам «горячие» нефтепровод перешел на работу во II зону, его можно перевести в III рабочую зону следующими способами:

а) увеличить температуру подогрева нефти T_n , не снижая расход;

б) увеличить напор насосов;

в) перейти на перекачку менее вязкой нефти без снижения расхода и начальной температуры нефти.

Когда нельзя обеспечить непрерывную перекачку по «горячие» нефтепроводам с достаточно высокими расходами прибегают к их циклической эксплуатации. Ее сущность заключается в том, что некоторое число дней трубопровод эксплуатируют с которая обеспечивает нормальный тепловой режим и гидравлические потери в пределах возможностей насосной станции, а некоторое число дней перекачку по трубопроводу не производят. Применение циклической перекачки требует увеличения резервуарной емкости на головных сооружениях, вытеснения высоковязкой нефти из трубопровода при длительных остановках маловязкой жидкости и ряда других мер. Но в ряде случаев это экономически выгоднее, чем строить или насосные станции.

3.6. Определение числа и расстановка станций на «горячем» трубопроводе

Расчетное число пунктов подогрева равно отношению полной длины трубопровода L к расчетному расстоянию между ними l'_{TC} , т.е. $N'_{TC} = L/l'_{TC}$.

Если принять для простоты

$K_{л} > K_{т} = K$ (что идет в запас расчета), то

$$l'_{TC} = \frac{M \cdot c_p^*}{K \pi D} \cdot \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma}{T_k - T_0 - \gamma}$$

и соответственно

$$N'_{TC} = \frac{K \pi D \cdot L}{M \cdot c_p^* \cdot \ln \frac{T_n - T_0 - \gamma}{T_k - T_0 - \gamma}} \quad (3.19)$$

Из данного выражения следует, что расчетное число пунктов подогрева при прочих равных условиях прямопропорционально полному коэффициенту теплопередачи и площади поверхности трубопровода πDL , а также обратнопропорционально массовому расходу нефти M .

Расчетное число насосных станций n' находится как отношение полной потерь напора к напору одной станции, т.е.

$$n' = \frac{h N'_{TC} + \Delta z + h_{ом} - h_{п}}{H_{ст}} \quad (3.20)$$

Алгоритм расчета n' следующий:

- 1) определяют расчетное число пунктов подогрева;
- 2) находят критическую температуру нефти $T_{кр}$, при проектном расходе;
- 3) вычисляют протяженность участков с турбулентным l_t и ламинарным l_l режимами течения нефти;

4) определяют потери напора на этих участках и в целом на перегоне между пунктами подогрева;

5) находят n .

Найденное число насосных и тепловых станций округляется до целых чисел ($N_{ТС}$ и n соответственно). Округление числа станций лучше производить в большую сторону, т.к. это ведет к повышению надежности работы «горячих» трубопроводов в особых случаях (остановка станций, пуск трубопровода и др.).

Теперь рассмотрим, как выполнить расстановку насосных и тепловых станций по трассе «горячего» трубопровода.

Пусть по расчету получено, что $n = 4$ и $N_{ТС} = 8$. Поскольку изменение температуры нефти не зависит от профиля трассы, то пункты подогрева предварительно распределяем по трассе равномерно, через равные расстояния (рис. 3.7).

При расстановке насосных станций мы могли бы воспользоваться методом Шухова, заменив гидравлический треугольник фигурой с параболическим характером изменения напора. Однако построить точно такую фигуру мы не можем, т.к. не знаем мест расположения насосных станций, а значит протяженности участков с турбулентным и ламинарным течением.

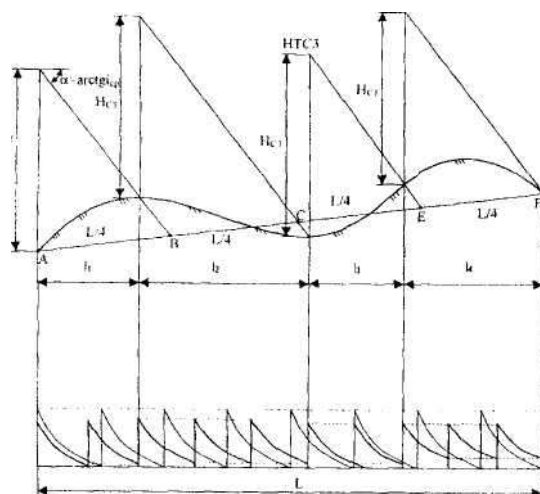


Рис. 3.7. Расстановка насосных станций и пунктов подогрева по трассе «горячего» трубопровода с использованием величины среднего гидравлического уклона

Таким образом, решение задачи расстановки насосных станций необходимо производить методом последовательных приближений. Однако и после этой трудоемкой работы нам придется заняться уточнением размещения пунктов подогрева. Дело в том, что их по возможности стараются совмещать с насосными станциями, чтобы уменьшить затраты в социально-культурную сферу. А после перемещения пунктов подогрева ждётся соответственно уточнять начальную и конечные температуры нефти, чтобы напора станций хватило на ведение перекачки. Стоило ли столько мучиться, определяя местоположение насосных станций?

Профессор Новоселов В.Ф. предложил упростить расстановку насосных станций, применив понятие среднего гидравлического уклона $i_{ср}$, который

получается соединением концов параболы падения напора. Определяется он по формуле

$$i_{cp} = \frac{nH_{CT} - \Delta z}{L}$$

В горизонтальном или проложенном по слабопересеченной местности трубопроводе применение l_{cp} не приводит к погрешностям в определении мест расположения насосных станций.

Основываясь на предложении В.Ф. Новоселова, соединим начальную А и конечную F точки трубопровода прямой линией и разделим ее на число насосных станций (в нашем случае 4). В начальной точке трубопровода откладываем напор станции H_{CT} . Соединив полученную точку с точкой В, в месте пересечения с профилем получаем место расположения насосной станции № 2. Аналогично находим месторасположение остальных насосных станций.

Как видно, совпадают места расположения только головной насосной станции и первого пункта подогрева. Их объединяем в насосно-тепловую станцию НТС1. Аналогично и другие насосные станции целесообразно объединить с пунктами подогрева.

Как произвести расстановку остальных пунктов подогрева? Простейшее решение - распределить равномерно пункты подогрева на каждом перегоне между насосными станциями.

Для каждого перегона между насосными станциями справедливо уравнение баланса напоров

$$H_{CT} = h_i n_{ТС_{ii}} + \Delta z_i$$

где $n_{ТС_{ii}}$ - число пунктов подогрева на i -том перегоне.

Отсюда потери напора на участке между пунктами подогрева равны

$$h_i = \frac{H_{CT} - \Delta z_i}{n_{ТС_{ii}}}$$

а расстояние между пунктами подогрева

$$l_{TC} = \frac{l_i}{n_{ТС_{ii}}}$$

где l_i - длина i -ого перегона между насосными станциями.

Для уточнения температур T_n и T_k для каждого участка между пунктами подогрева необходимо решить систему уравнений

$$\begin{cases} i(T_n) \cdot [l_{T_{ii}}(T_n; T_{кр}) \cdot \Delta_{r_{T_{ii}}} \cdot \Delta_{l_{T_{ii}}}(T_n; T_{кр}) + l_{l_{T_{ii}}}(T_{кр}; T_k) \Delta_{r_{l_{T_{ii}}}} \cdot \Delta_{l_{l_{T_{ii}}}}(T_{кр}; T_k)] = h_i \\ l_{T_{ii}}(T_n; T_{кр}) + l_{l_{T_{ii}}}(T_{кр}; T_k) = l_{ТС_{ii}} \end{cases}$$

Найденные значения T_n и T_k должны удовлетворять неравенствам

$$T_n \geq J[T_n] \text{ и } T_k \leq i[T_k]$$

где $J[T_n]$, $i[T_k]$ — соответственно максимально допустимая начальная и минимально допустимая конечная температуры нефти в трубопроводе.

Из рис. 3.7 видно, что, если превышать первоначальное значение T_n нельзя, такой метод приводит к некоторому увеличению числа пунктов подогрева.

3.7. Оптимальные параметры «горячих» трубопроводов

В задачу оптимизации параметров «горячих» трубопроводов входит определение не только наивыгоднейшего диаметра, толщины стенки трубопровода, числа насосных станций (как при изотермической перекачке), но и оптимальных температур перекачки T_n и T_k , толщины тепловой изоляции числа пунктов подогрева. Таким образом, оптимизируемых параметров значительно больше, а, следовательно, и задача оптимизации решается значительно сложнее.

Обычно для УГОЙ цели выражают функцию приведенных затрат на осуществление «горячей» перекачки

$$\Pi = \Pi(D_n, \delta, n, N, T_n, T_k, \delta_{uz})$$

затем дифференцируют ее по каждому из оптимизируемых параметров, приравнявая производную нулю, и получают систему

$$\begin{cases} \frac{d\Pi}{dD_n} = 0 \\ \frac{d\Pi}{d\delta} = 0, \\ \dots\dots\dots \\ \frac{d\Pi}{d\delta_{uz}} = 0 \end{cases}$$

в которой число неизвестных равно числу уравнений и, следовательно, задача разрешима.

Можно исследовать функцию приведенных затрат на минимум и простым перебором вариантов.

В обоих случаях эта задача очень сложна и без ЭВМ не решается. Мало того, даже решив задачу, можно не получить результата. Так если число насосных станций выразить в виде отношения полных потерь напора к напору насосной станции, то наверняка после оптимизации оно получится дробным. То же самое будет и с числом пунктов подогрева. Оптимальные начальная и конечная температуры нефти могут выйти за разумные пределы. Так начальная температура нефти не должна превышать температуры начала ее коксования, а конечная — не может быть ниже температуры застывания нефти. По условиям нанесения тепловой изоляции ее толщина не должна быть меньше 50 мм. Если же оптимизацию выполнять чисто академически, то оптимальной может оказаться и $\delta_T < 50$ мм. Чтобы этого не было в оптимизационный расчет надо вводить ограничения, которые довольно трудно реализовать.

По этой причине многие авторы решали частные оптимизационные задачи: определение оптимальных начальной и конечной температур нефти при заданном полном коэффициенте теплопередачи или, наоборот, определение оптимальной толщины тепловой изоляции при заданных T_n и T_k . Рассмотрим эти частные случаи.

3.7.1. Оптимальная температура подогрева

Рассмотрим частный случай оптимизации величин T_n и T_k для уже Построенного «горячего» трубопровода, диаметр которого известен, а насосные и тепловые станции расставлены по трассе. Наиболее общее решение задачи об оптимизации температурного режима перекачки в этом случае получено В.С. Яблонским.

Так как все капитальные вложения уже сделаны, оптимизация T_n и T_k выполняется из условия минимизации эксплуатационных расходов, связанных с температурным режимом перекачки, а именно платы за энергию, потребляемую на перекачку и подогрев нефти.

Стоимость энергии, затрачиваемой в единицу времени на перекачку, равна:

$$S_m = \sigma_m \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot h}{\eta_m}$$

где σ_m - стоимость единицы механической энергии;

h - полные потери напора на участке между пунктами подогрева;

η_m - к.н.д. насосных агрегатов.

Стоимость тепловой энергии, затрачиваемой в единицу времени на подогрев нефти, составляет

$$S_T = \sigma_T \frac{Q \cdot \rho \cdot c_{cp} \cdot (T_n - T_k)}{\eta_T}$$

где S_T - стоимость единицы тепловой энергии;

η_T - к.п.д. нагревательных устройств.

Профессор Яблонский В.С. выразил полные потери напора h как сумму потерь напора на турбулентном и ламинарном участках течения нефти между пунктами подогрева, определил производную, приравнял ее нулю и получил в итоге условие для определения оптимальных T_n и T_k вида

$$\underbrace{\frac{\sigma_m M g i_n}{\eta_m}}_{\text{Стоимость энергии, затрачиваемой на перекачку}} + \underbrace{K_n \pi D \cdot (T_n - T_0) \cdot \frac{\sigma_T}{\eta_T}}_{\text{Стоимость энергии, затрачиваемой на подогрев нефти}} = \underbrace{\frac{\sigma_m M g i_k}{\eta_k}}_{\text{Стоимость энергии, затрачиваемой на перекачку}} + \underbrace{K_k \pi D \cdot (T_k - T_0) \cdot \frac{\sigma_T}{\eta_T}}_{\text{Стоимость энергии, затрачиваемой на подогрев нефти}}$$

$$\boxed{\begin{array}{l} \text{На первой единице} \\ \text{длины} \\ \text{трубопровода} \end{array}} \quad (3.21) \quad \boxed{\begin{array}{l} \text{На} \quad \text{последней} \\ \text{единице} \quad \text{длины} \\ \text{трубопровода} \end{array}}$$

где i_n , K_n - соответственно гидравлический уклон и полный коэффициент теплопередачи на начальном участке трубопровода;

i_k , K_k - то же для конечного участка.

На основании полученного аналитического решения оптимальная температура подогрева сравнительно просто определяется следующим графо-аналитическим методом (рис. 3.8). Строится график зависимости от температуры T функции

$$S = \frac{\sigma_M Mg}{\eta_M} i(T) + K\pi D(T - T_0) \cdot \frac{\sigma_T}{\eta_T}. \quad (3.22)$$

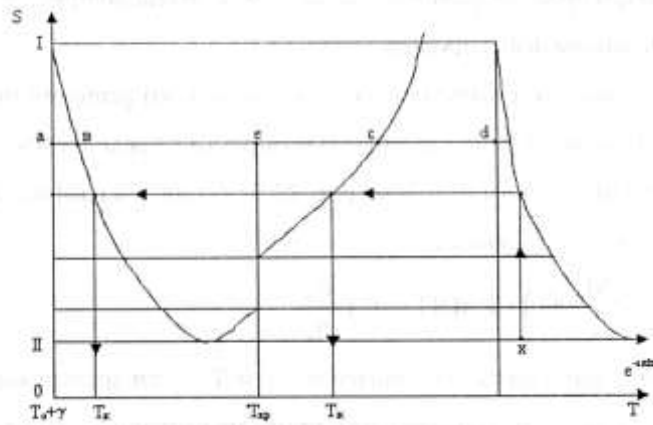


Рис.3.8. Графическое нахождение оптимальной температуры подогрева нефти

Нетрудно видеть, что значения T_H и T_K , удовлетворяющие уравнению (2.33), лежат на горизонталях, проведенных при $S = \text{const}$. Видно также, что таких пар можно подобрать сколько угодно. Какое же их сочетание является искомым? Из бесчисленного множества парных значений T_H и T_K отвечающих на графике условию $S(T_H) = S(T_K)$, надо выбрать пару, связанную между собой законом температуры по длине трубопровода.

В качестве аргумента для вспомогательного графика целесообразно выбрать величину $e^{-\text{алтс}}$. При ламинарном режиме все просто

$$e^{-\text{алтс}} = \frac{T_k - T_0 - \lambda_l}{T_H - T_0 - \lambda_l}. \quad (3.23)$$

При турбулентном режиме немного сложнее

$$e^{-\text{алтс}} = \left(\frac{T_k - T_0 - \lambda_T}{T_H - T_0 - \lambda_T} \right)^{\frac{K_l}{K_m}}. \quad (3.24)$$

При смешанном режиме течения вывод продемонстрируем полностью.

Для турбулентного участка

$$e^{-\text{ал}(\text{лст} - \text{лл})} = \left(\frac{T_{кр} - T_0 - \lambda_T}{T_H - T_0 - \lambda_T} \right)^{\frac{K_l}{K_m}}.$$

а для ламинарного

$$e^{-\text{ал} \text{лл}} = \frac{T_k - T_0 - \lambda_l}{T_{кр} - T_0 - \lambda_l}.$$

Перемножив соответственно левые и правые части данных выражений получаем

$$e^{-\text{ал} \text{лст}} = \left(\frac{T_k - T_0 - \lambda_l}{T_{кр} - T_0 - \lambda_l} \right) \cdot \left(\frac{T_{кр} - T_0 - \lambda_T}{T_H - T_0 - \lambda_T} \right)^{\frac{K_l}{K_m}} \quad (3.25)$$

Но откуда нам взять искомые величины T_H и T_K ? Ответ на этот вопрос таков. Если с учетом погрешности построений пренебречь разницей между

величинами $g_{\text{л}}$ и $g_{\text{т}}$, то соотношение разностей температур можно, заменить соотношениями длин отрезков, взятых с основного графика. Так, для горизонтали $аи$ отношение $(T_{\text{н}} - T_{\text{о}} - \gamma)/(T_{\text{к}} - T_{\text{о}} - \gamma)$ с точностью до погрешности построений равно соотношению длин отрезков $ас$ и $аб$.

Пользуясь этим методом для каждой из проведенных горизонталей, по формулам (3.23) и (3.25) вычисляем $e^{-\alpha_{\text{л}} l_{\text{ст}}}$ в масштабе откладываем на продолжении этих линий. Соединив полученные точки, будем иметь кривую, являющуюся ключом к решению поставленной задачи.

Далее все просто. Для перегона между пунктами подогрева вычисляется величина $e^{-\alpha_{\text{л}} l_{\text{ст}}}$ и откладывается на вспомогательном графике. Восстанавливая из нее перпендикуляр до вспомогательной кривой и провод горизонтальную линию через точку их пересечения, на кривой $S(T)$ находим точки, соответствующие оптимальным величинам $T_{\text{н}}$ и $T_{\text{к}}$.

3.7.2. Применение тепловой изоляции

Одним из методов уменьшения затрат на подогрев перекачиваемой нефти является применение тепловой изоляции. В результате этого величина полного коэффициента теплопередачи уменьшается и, следовательно, при прочих равных условиях требуется меньшее число пунктов подогрева.

При использовании тепловой изоляции вначале выбирают материал и конструкцию тепловой изоляции, а затем переходят к определению ее толщины.

Материалы, применяемые для тепловой изоляции, должны обладать следующими свойствами:

- 1) малым коэффициентом теплопроводности;
- 2) низкой влагоемкостью и гигроскопичностью;
- 3) малой плотностью;
- 4) негорючестью;
- 5) биологической инертностью по отношению к плесени, паразитам и грызунам;
- 6) термостойкостью;
- 7) способностью многократно издерживать охлаждение и нагрев;
- 8) прочностью;
- 9) долговечностью. Кроме того, материал тепловой изоляции должен быть дешев и недефицитен.

Этим требованиям в основном удовлетворяют пенополиуретан, пенополистирол, минеральная вата, стекловолокно, вермикулит, газобетон и другие материалы.

Наибольшее распространение при изоляции «горячих» магистральных трубопроводов в нашей стране и за рубежом получили пенополиуретаны (ППУ). Пенополиуретан стоек к нефти и ко всем видам нефтепродуктов, надежно работает в интервале температур от 80 до 400 К, обладает высокими

теплоизоляционными свойствами и механической прочностью, малой водо- и паропроницаемостью, повышенной адгезией к различным материалам.

Для образования ППУ необходим ряд компонентов. Основные из них - это эфир изоциановой кислоты (два типа: МДИ или ТДИ) и многоатомные спирты. При смешении этих двух компонентов в результате экзотермической реакции получают уретан. Чтобы получить ППУ необходимы агенты, непосредственно не участвующие в реакции, но способствующие образованию пор и приданию им правильной формы. Для порообразования используют низкокипящие жидкости, испаряющиеся при температуре изотермической реакции с образованием CO_2 . Реакция образования ППУ протекает при обильном выделении CO_2 , вследствие чего получающаяся масса вспенивается, расширяясь в 20...30 раз, а затем затвердевает.

Под агентами, контролирующими форму пор, подразумеваются добавки, благодаря которым не менее 90 % пор закрыты, что повышает изоляционные свойства ППУ.

Соответствующая ППУ конструкция тепловой изоляции представляет собой концентрическую оболочку теплоизоляционного материала, покрытую защитным кожухом из полиэтилена, рубероида, бризола, экструдированного пластика, листовой стали или алюминия.

Как уже отмечалось, применение тепловой изоляции на магистральных трубопроводах позволяет сократить число пунктов подогрева и, следовательно, снизить затраты на их сооружение и эксплуатацию. Причем, чем толще тепловая изоляция, тем меньше число таких станций. Однако с увеличением толщины изоляции растут затраты уже на ее сооружение и эксплуатацию. Таким образом, для определения толщины тепловой изоляции требуется решить технико-экономическую задачу.

Рассмотрим стационарный режим эксплуатации «горячего» теплоизолированного трубопровода (расход Q начальная и конечная температура перекачиваемой жидкости не изменяются во времени). Для определения толщины тепловой изоляции надо выразить через нее стоимость сооружения и эксплуатации как теплоизоляционного покрытия, так и пунктов подогрева.

Величина полного коэффициента теплопередачи для теплоизолированного трубопровода без внутренних отложений описывается формулой (3.4).

Для подземных магистральных трубопроводов в общем случае a_2 находится с учетом сопротивления теплопереходу на границе «грунт-воздух» по формуле (3.5).

Тогда

$$\frac{1}{\alpha_2 D_{uz}} = \frac{D_{uz} \cdot \left[\ln \frac{4H}{D_{uz}} + \frac{\lambda_2 p}{\alpha_0 H} \right]}{2\lambda_2 p \cdot D_{uz}} = \frac{1}{2\lambda_2 p} \cdot \left[\ln \frac{4H}{D_{uz}} + \frac{\lambda_2 p}{\alpha_0 H} \right]. \quad (3.26)$$

Для подземных магистральных трубопроводов с малой погрешностью двумя первыми слагаемыми в правой части (3.4) можно пренебречь. Тогда с учетом (3.26) его можно представить в виде

$$\frac{1}{KD} \approx \Gamma + E \ln D_{из} \quad (3.27)$$

где $\Gamma = \frac{1}{2\alpha_0 H} + \frac{1}{2\lambda_{2p}} \ln 4H - \frac{1}{2\lambda_{из}} \ln D_{из}$, $E = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{из}} - \frac{1}{\lambda_{2p}} \right)$.

С учетом данного выражения требуемое число пунктов подогрева составит

$$N_{ТС} = \frac{\pi L}{M c_p^* \cdot \ln \frac{T_H - T_0 - \gamma}{T_K - T_0 - \gamma}} \cdot \frac{1}{\Gamma + E \cdot \ln D_{из}}. \quad (3.28)$$

Выразим величины капитальных и эксплуатационных расходов на подогрев.

Стоимость пункта подогрева пропорциональна площади поверхности нагрева тепловых установок F_T и равна

$$K_{1ТС} = s_T F_T, \quad (3.29)$$

где s_T — стоимость 1 м поверхности нагрева с учетом стоимости вспомогательного оборудования и зданий тепловых установок. Общая поверхность нагрева тепловых установок составляет

$$F_T = \frac{Q_T}{q_1 \eta_T} \cdot \Delta p = |Q_T = M c_p^* (T_H - T_K)| = \frac{M \cdot c_p^* (T_H - T_K)}{q_1 \eta_T} \cdot \Delta p,$$

где Q_T - затраты тепла на нагрев перекачиваемой нефти на каждом пункте подогрева;

q_1 - теплоотдача 1 м² поверхности тепловой установки;

η_T - к.п.д. тепловых установок;

Δp - коэффициент их резерва.

Нетрудно видеть, что величина $K_{1ТС}$ не зависит от диаметра тепловой изоляции.

Эксплуатационные расходы по одному пункту подогрева складываются из амортизационных отчислений $\xi_{ТС} K_{1ТС}$, а также заработной платы персонала и расходов на топливо, воду, смазку

$$\mathcal{E}_{1ТС} = \xi_{ТС} K_{1ТС} + A_1, \quad (3.30)$$

где $x_{ТС}$ - норматив амортизационных отчислений для пунктов подогрева;

A_1 - эксплуатационные расходы по одному пункту подогрева, независимые от $D_{из}$.

Общие приведенные затраты в пункты подогрева составят

$$\Pi_{ТС} = N_{ТС} \cdot \mathcal{E}_{1ТС}, \quad (3.31)$$

где $\Pi_{1ТС}$ - приведенные годовые затраты в один пункт подогрева,

$$\Pi_{1ТС} = (\epsilon_H + \xi_{ТС}) K_{1ТС} + A_1.$$

Составим теперь функцию приведенных затрат для тепловой изоляции. Капиталовложения на ее сооружение пропорциональны весу затраченного материала и равны

$$K_{из} = s_{из} \cdot \rho_{из} \frac{\pi}{4} (D_{из}^2 - D_n^2) L = A_2 D_{из}^2 - A_3, \quad (3.32)$$

где $s_{из}$, $\rho_{из}$ - соответственно стоимость единицы массы и плотность тепловой изоляции;

A_2, A_3 - расчетные коэффициенты,

$$A_2 = \sigma_{из} \cdot \rho_{из} \frac{\pi}{4} \cdot L; \quad A_3 = A_2 D_H.$$

Эксплуатационные расходы на содержание тепловой изоляции трубопровода складываются из отчислений на ее амортизацию и текущий ремонт $\xi_{из} K_{из}$, а также затрат, независящих от толщины тепловой изоляции A_4 , т.е. равны

$$\mathcal{E}_{из} = \xi_{из} K_{из} + A_4. \quad (3.33)$$

Следовательно, приведенные годовые затраты на тепловую изоляцию составляют

$$\Pi_{из} = (\epsilon_H + \xi_{из}) \cdot K_{из} + A_4. \quad (3.34)$$

Таким образом, целевая функция суммарных приведенных годовых затрат в пункты подогрева и тепловую изоляцию может быть записана в виде

$$\Pi = \frac{S_1}{\Gamma + E \cdot \ln D_{из}} + S_2 \cdot D_{из}^2 + S_3 \quad (3.35)$$

где S_1, S_2, S_3 - расчетные коэффициенты

$$S_1 = \frac{\pi L \Pi_{1TC}}{M c_p^* \cdot \ln \frac{T_H - T_O - \gamma}{T_K - T_{из} - \gamma}}; \quad S_2 = A_2 (\epsilon_H + \xi_{из}); \quad S_3 = A_4 - A_3 (\epsilon_H + \xi_{из});$$

Для определения оптимального диаметра тепловой изоляции продифференцируем полученное выражение по $D_{из}$ и приравняем результат нулю

$$\frac{d\Pi}{dD_{из}} = \frac{S_1}{(\Gamma + E \cdot \ln D_{из})^2} \cdot \left(-E \cdot \frac{1}{D_{из}} \right) + 2S_2 D_{из} = 0$$

Откуда

$$D_{из} = (\Gamma + E \ln D_{из}) = \sqrt{\frac{S_1 E}{2S_2}}. \quad (3.36)$$

3.7.3. Общий случай определения оптимальных параметров «горячей» перекачки по теплоизолированному трубопроводу

При оптимизации температурного режима перекачки, толщины тепловой изоляции, числа пунктов подогрева и насосных станций необходимо учитывать следующие ограничения:

- 1) число пунктов подогрева N_{TC} и насосных станций n должно быть целым;
- 2) толщина тепловой изоляции не должна быть меньше минимально допустимой (по технологическим соображениям) величины, т.е. $\delta_{из} \geq [\delta_{из}]$;
- 3) начальная и конечная температуры нефти не должны выходить за пределы допустимых значений, то есть $T_H \leq [T_H]$ и $T_K \geq [T_K]$;

Ранее рассмотренные подходы к оптимизации отдельных параметров «горячей» перекачки этих ограничений не учитывают. Поэтому нами был предложен следующий алгоритм одновременной оптимизации всех параметров «горячих» теплоизолированных трубопроводов.

Из имеющегося опыта проектирования «горячих» трубопроводов известно, что нефтеперекачивающие станции на них удалены друг от друга на расстояние от 50 до 150 км. Это позволяет назначить пределы варьирования числа НПС от $n_{\min} \equiv \frac{L}{150}$ до $n_{\max} \equiv \frac{L}{50}$. Найденные значения округляем до ближайших целых $n_{\min} \leq n'_{\min}$ и $n_{\max} \geq n'_{\max}$. Соответственно расстояние между НПС будет находиться в пределах

$$\text{от } l_{\min} = \frac{L}{n_{\max}} \text{ до } l_{\max} = \frac{L}{n_{\min}}.$$

Полагая число пунктов подогрева кратным числу нефтеперекачивающих станций, можем найти $N = \varphi_N \cdot n$, где φ_N - средний коэффициент кратности числа пунктов подогрева числу НПС, $\varphi_N \geq 1$ и принимает только целые значения.

Таким образом, первое ограничение непосредственно вносится в алгоритм расчета.

При заданной производительности трубопровода выбор насосов и определение их количества на НПС не представляет труда. Следовательно, напор насосной станции H_{CT} известен. Согласно уравнению баланса напоров, он полностью расходуется на преодоление трения и разности нивелирных высот на перегоне между станциями. Так как точная величина Dz_{CT} нам неизвестна, примем в расчете ее определенное значение $\frac{\Delta z}{L} \cdot l$. Тогда уравнение баланса напоров для участка трубопровода между пунктами подогрева примет вид

$$\frac{H_{CT}}{\varphi_N} = (1,01 \dots 1,02) \cdot h_r(T_H) \cdot \Delta r \cdot \Delta l \cdot (T_H; T_K) + \frac{\Delta z}{L} \cdot \frac{1}{\varphi_N}. \quad (3.37)$$

В нем 2 неизвестные: T_H и T_K . В качестве дополнительного условия используем уравнение Шухова

$$T_K = T_0 + \gamma + (T_H - T_0 - \gamma) \cdot e^{-\frac{K\pi D l}{Mc_p^* \varphi_N}}.$$

Перед нами 2 уравнения с 3-мя неизвестными: T_H , T_K и K . Последняя величина зависит от толщины тепловой изоляции. Задаваясь ей с учетом второго ограничения, а также величинами l и φ_N , можем решить эти два уравнения методом последовательных приближений относительно T_H и T_K . Таких пар связанных друг с другом начальной и конечной температур мы получим столько, сколько зададим вариантов величины T_H . Те пары, в которых T_H и T_K не удовлетворяют наложенным ограничениям, отбрасываем. То есть сразу учитываем третье ограничение.

Таким образом, расчет будет выполнен по числу вариантов

$$N_V = N_n \cdot N_{\varphi_N} \cdot N_{D_{\text{из}}} \cdot N_{T_H}$$

где N_n , N_{φ_N} , $N_{D_{\text{из}}}$, N_{T_H} - число рассматриваемых вариантов по числу насосных станций, коэффициенту кратности, толщине тепловой изоляции и начальной температуре (подогрева) в отдельности.

Для каждого варианта вычисляются суммарные приведенные затраты на насосные станции, пункты подогрева и тепловую изоляцию трубопровода.

Оптимальные параметры для заданного диаметра трубопровода (соответствуют минимальным приведенным затратам. Число вариантов расчета можно уменьшить, введя упрощающее допущение. В чем оно состоит? Многочисленные расчеты показывают, что с достаточной точностью гидравлический расчет «горячей» перекачки можно выполнять по «формулам, справедливым для изотермического течения, но при этом вязкость, плотность и расход нефти надо брать при средней температуре перекачки ($T_{cp} = \frac{1}{2} T_H + \frac{2}{3} T_K$; справедливо при $Ш_y = 3$). Поэтому примем, что

$$h_{\tau}(T_H) \cdot \Delta r \cdot \Delta l \cdot (T_H; T_{II}) \approx h_{\tau}(T_{cp}).$$

Учитывая, что при последующей расстановке насосных станций и пунктов подогрева температуры T_H и T_K будут корректироваться, погрешность такого допущения практически сводится к нулю.

Оно даст нам существенное упрощение оптимизационного расчета. В этом случае уравнение баланса напоров имеет вид

$$\frac{H_{CT}}{\varphi_N} = (1,01...1,02) \cdot h_{\tau}(T_{cp}) + \frac{\Delta z}{L} \cdot \frac{1}{\varphi_N}. \quad (3.38)$$

В нем лишь одна неизвестная - T_{cp} , которую легко определить. Засдаваясь T_H , соответствующее значение T_K найдем, как $T_K = \frac{1}{2} \cdot (3 \cdot T_{cp} - T_H)$.

Поскольку в каждом варианте T_H и T_K нам известны, то из формулы для расчетного числа пунктов подогрева на теплоизолированном трубопроводе легко выразить требуемый наружный диаметр теплоизоляционного покрытия

$$D_{из} = \exp \left[\frac{1}{E} \left(\frac{\pi l}{\varphi_N M c_p^* \cdot \ln \frac{T_H - T_o}{T_H - T_o}} - \Gamma \right) \right]. \quad (3.39)$$

т.е. число анализируемых вариантов уменьшается в $N_{Диз}$ раз.

Для выбора оптимального диаметра «горячего» трубопровода нужно сначала для каждого из них установить оптимальные T_H , T_K , n , φ_N и $D_{из}$, затем приплюсовать приведенные затраты на линейную часть и выбрать вариант с наименьшими затратами.

3.8. Нестационарность режимов при эксплуатации «горячих» трубопроводов

Эксплуатация «горячих» трубопроводов сопряжена со значительными трудностями.

При выводе формулы Шухова, потерь напора в «горячем» трубопроводе определении толщины тепловой изоляции и решении других задач, мы полагали режим перекачки стационарным, т.е. расход, температурный режим и др. параметры постоянным, неизменными во времени. На самом деле значительную часть времени «горячие» нефтепроводы работают в нестационарном тепловом и гидравлическом режимах.

Одной из причин нестационарности является сезонное изменение температуры грунта, окружающего трубопровод. При сохранении неизменной начальной температуры нефти характер изменения ее конечной температуры такой же, как и температуры фунта (сдвиг по фазе равен нулю), но амплитуда колебаний T_k меньше, чем у T_0 . Изменение температурного режима, в свою очередь, приводит к изменению расхода в трубопроводе, т.е. к гидравлической нестационарности.

Другая причина нестационарности связана с остановками перекачки. Такие остановки могут быть плановыми (при циклической эксплуатации «горячего» трубопровода, при проведении плановых ремонтов и т.д.) и внеплановыми (аварии, прекращение энергоснабжения, переполнение резервуарной емкости в конце нефтепровода и др.). В обоих случаях нефть и остановленном трубопроводе и грунт вокруг него постепенно остывают. При последующем пуске «горячего» трубопровода происходит вытеснение остывшего продукта разогретым (аналог последовательной перекачки) и увеличение расхода в трубопроводе. Однако даже после завершения замены остывшей нефти на разогретую выход трубопровода на стационарный режим не произойдет. Расчеты показывают, что только через несколько суток (около 10) температура перекачиваемой жидкости становится близкой к стационарной величине (80...90% от температуры стенки). Все это время одновременно с прогревом трубопровода идет процесс прогрева окружающего грунта. При этом следует иметь в виду, что прогревается не весь массив грунта, окружающего трубопровод, а только кольцо грунта толщиной 10...20 см вокруг трубы. Для поддержания примерно постоянного температурного режима перекачки достаточно, чтобы вокруг трубы был прогрет небольшой слой фунта. Однако этот режим очень далек от стационарного. Трубопровод в таком состоянии нельзя останавливать на значительное время, не опасаясь его «замораживания». По этой же причине нельзя снижать температуру подогрева и расход перекачиваемой жидкости.

Для полного прогрева фунта вокруг трубопровода требуется 2000...3000 часов. Так что стационарного режима работы «горячих» трубопроводы практически не достигают. Можно говорить лишь об условно стационарном режиме.

3.9. Особые режимы «горячих» трубопроводов

Наиболее сложными и ответственными операциями при эксплуатации «горячих» трубопроводов являются заполнение трубопроводов, их остановка и последующий пуск.

3.9.1. Заполнение трубопровода высоковязкой нефтью

Заполнение вновь построенного трубопровода горячей высоковязкой нефтью - одна из самых ответственных операций при эксплуатации «горячих» трубопроводов. Перед началом закачки высоковязкой нефти трубопровод

заполнен холодной водой после опрессовки. Если вытеснять воду горячей высоковязкой нефтью, для которой предназначен трубопровод, нефть будет быстро (особенно в месте контакта с холодной водой) остывать, вследствие чего, вязкость ее сильно повысится или она застынет и закупорит нефтепровод.

Вновь построенный трубопровод, предназначенный для перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей или нефтепродуктов с предварительным подогревом, можно пустить в работу двумя способами:

1. После предварительного прогрева трубопровода и окружающего грунта маловязким низкозастывающим нефтепродуктом или водой.

2. Без предварительного прогрева.

Магистральные трубопроводы пускают в эксплуатацию, как правило, с предварительным подогревом. Наиболее целесообразно прогревать систему трубопровод-грунт водой, т.к. это требует в 3...4 раза меньше времени, чем при прогреве системы нефтью или нефтепродуктами (у воды больше теплоемкость, выше скорость течения). Другое дело, если достаточного количества воды нет - тогда выбирать не приходится.

Прогрев системы труба-грунт производится до такого состояния, при котором напора, развиваемого насосами, будет достаточно, чтобы высоковязкая нефть дошла до следующей насосной станции.

При прогреве трубопровода необходимо стремиться поддерживать температуру греющей жидкости на выходе из тепловой станции равной или, если позволяют теплообменники, несколько большей, чем начальная температура нефти. Это дает возможность проверить технологическое оборудование на термические напряжения и своевременно устранить возможные неисправности на стадии прогрева.

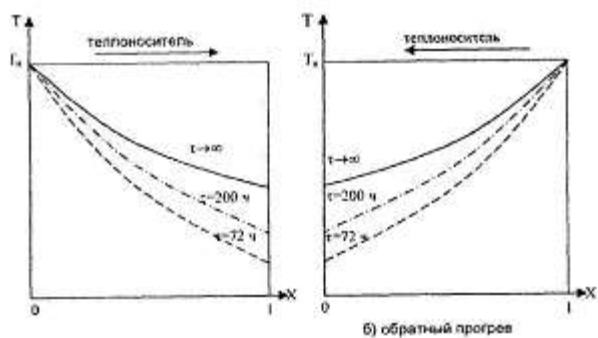
Применяют различные способы прогрева системы трубопровод-грунт:

1. Прямой прогрев.
2. Обратный прогрев.
3. Челночный прогрев.
4. Встречный прогрев.

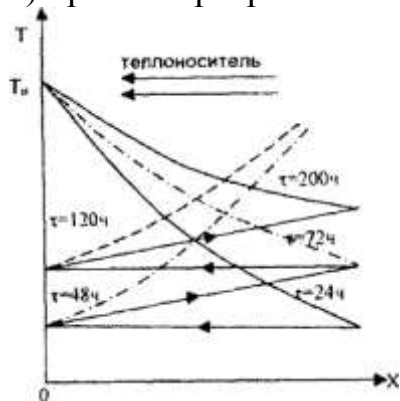
При прямом прогреве (рис. 3.9, а) нагретая до необходимой температуры маловязкая жидкость закачивается в трубопровод насосами головной перекачивающей станции. Температура трубы и окружающего ее грунта постепенно повышается. В результате новые порции маловязкой жидкости приходят на конечный пункт со все более высокой температурой. По истечении некоторого времени температура системы трубопровод-грунт станет достаточной для закачки высоковязкой нефти в трубопровод без опасения его «замораживания».

При таком способе прогрева требуется значительное количество маловязкой жидкости на головной перекачивающей станции.

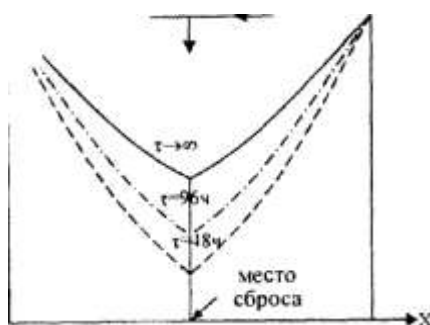
Обратный прогрев (рис. 3.9, б) применяют в тех случаях, когда и начале трубопровода отсутствуют источники воды или другой маловязкой жидкости, а также тогда, когда технологическая обвязка насосных станций позволяет вести перекачку с конечного пункта на головную станцию.



а) прямой прогрев



в) челночный прогрев



г) встречный прогрев

Рис. 3.9. Изменение температуры теплоносителя по даине участка трубопровода и во времени при различных способах прогрева

В этом случае конечные участки трубопровода будут иметь, более высокую температуру, чем начальные. При последующей закачке в трубопровод горячей высоковязкой жидкости могут возникнуть значительные термические перенапряжения, способные привести к авариям на технологических трубопроводах перекачивающих станций (обвязка теплообменных аппаратов и насосов) и на линейно части трубопровода.

Подобное явление наблюдалось, при пуске нефтепровода Гурьев-Куйбышев. Его прогревали водой, которую закачивали со стороны Куйбышева. Все системы и обвязки в результате температурных расширений при обратном прогреве приняли вполне определенное положение. Когда в трубу начали закачивать горячую мангышлакскую нефть со стороны Гурьева вся система в результате прогрева в прямом направлении начала занимать новое положение. При перемещении участков трубопровода некоторые врезки подводов к огневым подогревателям и насосным станциями были порваны. Заполнение трубопроводу прекратили. За время ликвидации аварий (их было несколько) нефть в трубопроводе остыла, и произошло его «замораживание». Выталкивания застывшей нефти в земляные амбары заняло значительное время.

Повторный пуск трубопровода в эксплуатацию был произведен летом при относительно высоких температурах грунта, окружающего трубопровод, и прошел нормально.

Объем греющей жидкости и темп прогрева системы при обратном прогреве примерно такие же, как и при прямом прогреве.

Челночный прогрев (рис. 3.9, в) заключается в том, что греющую жидкость закачивают сначала в прямом, затем в обратном направлении, снова в прямом и т.д. Поэтому он требует наименьшего объема теплоносителя. Начальный объем греющей жидкости составляла около двум объемам прогреваемого участка трубопровода (между тепловым или насосными станциями).

Время челночного прогрева больше, чем прямого, *за счет обратных перекачек*. Однако при этом средняя по длине температура системы получается значительно выше, чем при прямом прогреве.

Сущность *встречного прогрева* (рис. 3.9, г) заключается в том, что греющую жидкость закачивают одновременно с двух сторон - с начала и с конца прогреваемого участка трубопровода. Где-то около его середины изводят сброс греющей жидкости. Если это вода, то ее можно сбрасывать на грунт, в водоем и т.п. Иначе надо сооружать специальную резервуарную емкость.

Выбор того или иного способа прогрева системы «труба-грунт» должен быть обоснован технико-экономическими расчетами и технической возможностью его осуществления, например, все способы за исключением прямого прогрева, осуществимы только в том случае, если технологическая обвязка насосных агрегатов и оборудование позволяют вести обратную перекачку.

Экономическое сравнение вариантов проводят по стоимости прогрева, которая складывается из стоимости топлива для теплообменников, затрат на электроэнергию для привода насосов, стоимости греющей жидкости, а также затрат на ее доставку, хранение, восстановление качества после использования. Необходимо также учитывать сроки прогрева трубопровода каждым из способов и ущерб, который может быть причинен сбросом греющей жидкости по трассе трубопровода или возможной аварией из-за недостаточного прогрева системы труба-грунт.

Вопросы прогрева трубопроводов перед пуском в эксплуатацию исследованы П.И. Тугуновым и Н.А. Гаррис. В табл. 3.1 приведены результаты расчетов по применению различных способов прогрева участка трубопровода длиной 80 км и диаметром 426 мм. При этом показатели прямого прогрева приняты за единицу. Как видно, минимальные время прогрева и стоимость потребляемой электроэнергии характерны для встречного прогрева, а наименьшие объем теплоносителя и стоимость его подогрева будут при челночном прогреве. Наихудшим является обратный прогрев: он самый длительный, требует наибольшего объема теплоносителя и самый дорогой. Поэтому обратный прогрев следует при изменять только тогда, когда применение других способов прогрева исключено.

Таблица 3.1

Эффективность различных способов прогрева ($L = 80$ км, $D = 426 \times 8$ мм), (стоимость теплоносителя - 5 руб./м³, стоимость электроэнергии — 0,03 руб./кВт-ч)

Способы прогрева	Время прогрева	Объем теплоносителя	Стоимость прогрева		
			Потребляемом электроэнергии	теплоносителя	подогрева
Прямой	1	1	1	1	1
Встречный	0,46	0,92	0,46	0,92	0,81
Челночный	1,16	0,58	1,17	0,59	0,73
Обратный	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5

При всех выбранных способах прогрева последним этапом, завершающим прогрев трубопровода, должен быть прямой прогрев, (т.е. прокачка теплоносителя в прямом направлении), за которым следует вытеснение греющей жидкости непосредственно разогретой высоковязкой нефтью.

Существуют и другие способы пуска трубопроводов в эксплуатацию, когда предварительный прогрев системы «труба - грунт» не производится. Так, известен способ пуска нефтепроводов с применением разбавителя или депрессорных присадок, снижающих вязкость первой порции нефти, с помощью которой производится предварительный прогрев нефтепровода.

После испытаний работы трубопровода на воде и дизельном топливе в него закачали мазут марки 40 с расходом 60 м³/ч и начальной температурой 333 К. На конечный пункт мазут пришел с температурой 313 К.

При заполнении трубопровода высоковязкой нефтью необходимо обеспечивать такую подачу, при которой к моменту полного вытеснения теплоносителя из трубы потери на трение не превышали бы возможностей насосных станций. Оптимальная подача и температура подогрева вязкой нефти должны определяться на основании технико-экономических расчетов. При заполнении трубы высоковязкой жидкостью подачу нельзя снижать ниже минимальной. В период пуска не должны допускаться даже кратковременные остановки перекачки, т.к. все это может привести к «замораживанию» трубопровода.

Характер изменения потерь напора (давления на выходе станций) и конечной температуры вязкой жидкости при пуске изображен на рис. 3.10. В процессе заполнения трубопровода высоковязкой нефтью происходит увеличение площади ее контакта со стенкой и потери напора на трение постепенно возрастают. В момент t_3 достижения фронтом заполняющей жидкости конечную сечения трубопровода потери напора (давление на выходе станций) достигают максимума. При дальнейшей перекачке новые порции нефти приходят на конечный пункт со все более высокой температурой, т.к. система «трубопровод-фунт» постепенно прогревается. В результате этого потери напора на трение уменьшаются. Величины $T_k(t)$ и $H_T(t)$, изменяясь во

времени, постепенно приближаются к своим значениям $T_{k\infty}$ и $H_{t\infty}$, при стационарных условиях перекачки.

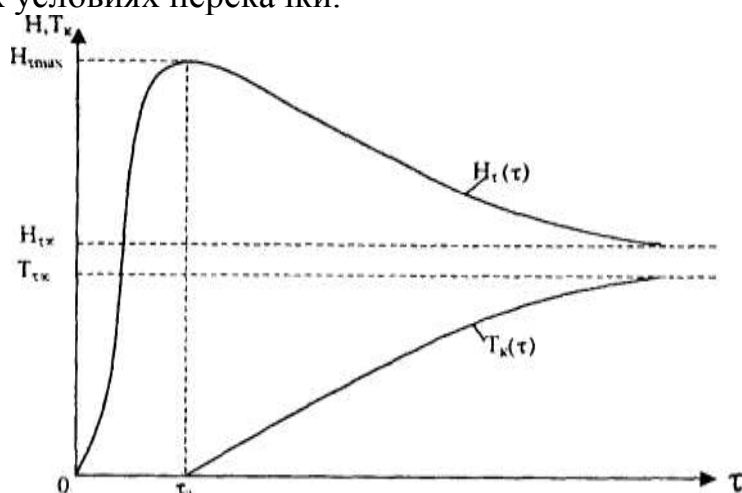


Рис. 3.10. Изменение потерь на трение и температуры нефти в конечном сечении трубопровода при его заполнении высоковязкой жидкостью в процессе пуска

3.9.2. Остановки перекачки

При эксплуатации «горячего» нефтепровода неминуемы ее остановки. Они могут быть вызваны аварией на одном из участков, необходимостью выполнения ремонтных работ, перебоями в подаче нефти на головную нефтеперекачивающую станцию и др. причинами.

Остановки перекачки могут быть связаны и с характером эксплуатации «горячего» нефтепровода. Трубопроводы проектируются для работы в течение не менее 30 лет. Так как в первые и, наоборот, последние годы разработки месторождений объемы добычи нефти обычно меньше, чем при полном развитии промыслов, то в это время нефтепроводы работают с пониженной производительностью. При «горячей» перекачке па производительность не может быть меньше некоторой минимальной величины. Отсюда вытекает необходимость циклической эксплуатации «горячих» трубопроводов, при которой часть времени нефтепровод работает с полной загрузкой, а на остальное время перекачка прекращается. В данном случае под *циклом* понимается период времени, включающий длительность одного интервала непрерывной перекачки и одного интервала простоя.

Чем больше число циклов перекачки, тем меньше должна быть вместимость резервуаров для накапливания нефти на головных сооружениях и конечном пункте нефтепровода, а значит потребуются меньше затрат на них. С другой стороны, больше будут затраты, связанные с повторным пуском нефтепровода (вытеснение остывшей нефти и прогрев системы труба-грунт). При уменьшении числа циклов картина обратная. Оптимальным является число циклов, соответствующее минимуму суммарных затрат.

При остановках перекачки высоковязкая нефть, оставленная в трубопроводе, постепенно остывает, вязкость ее повышается, а потери напора

при возобновлении перекачки резко возрастают. Они максимальны в момент пуска трубопровода (рис. 3.11), когда весь он заполнен остывшей нефтью.

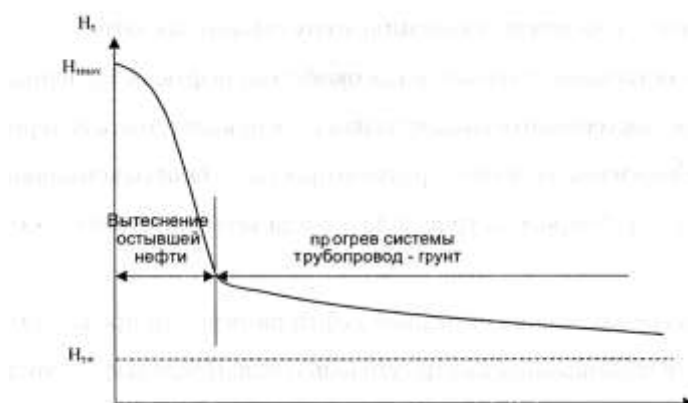


Рис. 3.11. Изменение потерь на трение во времени при возобновлении перекачки после остановки

По мере замещения остывшей нефти разогретым продуктом потери на трение в трубопроводе быстро уменьшаются. После вытеснения из трубы всей остывшей нефти темп снижения потерь напора на трение снижается, а само уменьшение N_T связано с прогревом системы «труба-грунт» горячей нефтью. По мере снижения величины N_T происходит ее асимптотическое приближение к потерям напора при стационарном режиме перекачки.

Продолжительность остановки «горячего» нефтепровода должна быть такой, чтобы максимальные потери напора при пуске не превышали напора, развиваемого насосными агрегатами, и давления, которое может выдержать труба. В противном случае произойдет «замораживание» трубопровода, ликвидация которого связана со значительными потерями нефти и большими денежными затратами.

Время, по истечении которого возобновление перекачки высоковязкой нефти происходит без осложнений, т.е. потери на трение не превышают возможностей насосной станции, называется **безопасным временем остановки «горячего» трубопровода**. Для расчета безопасного времени остановки «горячих» трубопроводов используются зависимости, полученные П.И. Тугуновым.

Если фактическое время остановки превышает безопасное, то вязкая нефть должна быть вытеснена из трубопровода маловязкой жидкостью (нефтью, нефтепродуктом, водой).

3.9.3. Замещение высоковязких нефтей в трубопроводах

Для ускорения процесса вытеснения высоковязкой нефти из трубопровода целесообразно обеспечить максимально возможный расход вытесняющей жидкости. Ограничением в этом случае являются максимально допустимый из условия прочности нефтепровода и оборудования напор на выходе насосной станции.

Рассмотрим сначала качественный характер вытеснения высоковязкой жидкости маловязкой с помощью центробежных насосов (рис. 3.12). Пока мы ограничиваем развиваемый напор величиной расход, с которым происходит вытеснение (рис. 3.12, а), не остается постоянным. Это связано: характером изменения положения рабочей точки на совмещенной характеристике трубопровода и насосной станции (рис. 3.12, б).

При дальнейшем увеличении длины участка, занятой жидкостью, потери напора в трубопроводе уменьшаются, а величины расхода продолжает возрастать, достигая максимальной величины полного вытеснения высоковязкой нефти.

Определим время вытеснения высоковязкой жидкости трубопровода длиной l . Для *первого этапа* уравнение баланс запишем в виде

$$\rho_1 g h_{\max} = \rho_1 g f_1^* Q^2 x + \rho_2 g f_2^* Q^2 (l-x) + \rho_{cp} g \Delta z, \quad (3.40)$$

где ρ_1 , ρ_2 , ρ_{cp} — плотность соответственно вытесняющей вытесняемой жидкости, а также их полусумма;

f_1^* , f_2^* - гидравлический уклон при единичном расходе, определяемый по формуле Дарси-Вейсбаха, $f_1^* = \frac{8\lambda}{\pi^2 g D^5}$;

x - длина участка, заполненного вытесняющей жидкости.

Из (3.40) получаем, что расход вытесняемой жидкости равен

$$Q = \sqrt{\frac{\rho_1 h_{\max} - \rho_{cp} \Delta z}{\rho_1 f_1^* \cdot x + \rho_2 f_2^* \cdot (l-x)}} = \frac{1}{\sqrt{M_1 + N_1 x}}. \quad (3.41)$$

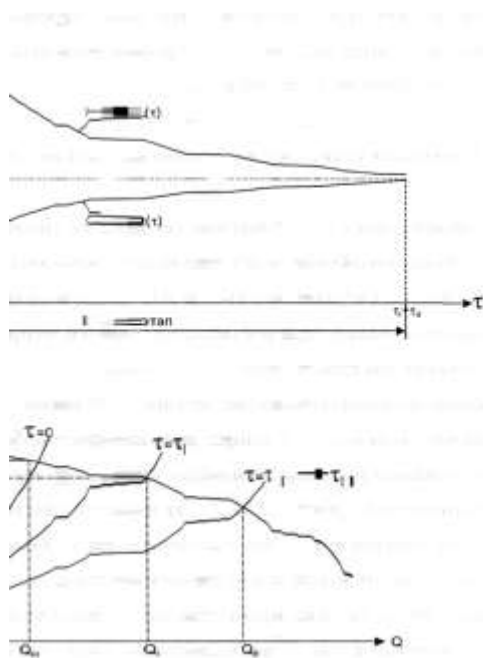


Рис. 3.12. Изменение параметров при вытеснении высоковязкой жидкости маловязкой

Для определения продолжительности первого этапа вытеснения воспользуемся уравнением неразрывности

$$Q dt = F dx,$$

где F — площадь сечения трубопровода, $F = \pi D^2/4$.

Отсюда с учетом (3.41) получаем

$$d\tau = F \sqrt{M_1 + N_1 x} dx \quad (3.42)$$

Продолжительность первого этапа вытеснения найдем, интегрируя левую часть уравнения (3.42) от 0 до τ_1 , а правую от 0 до x_1 , что дает

$$\tau_1 = F \int_0^{x_1} \sqrt{M_1 + N_1 x} \cdot dx. \quad (3.43)$$

Для решения этого интеграла прибегнем к замене переменной, обозначив $t = \sqrt{M_1 + N_1 x}$. Отсюда

$$x = (t^2 - M_1)/N_1 \quad \text{и} \quad dx = \frac{2t}{N_1} dt.$$

Новый нижний предел интегрирования t_1 равен

$$t_1 = \sqrt{M_1 + N_1 \cdot 0} = \sqrt{M_1}.$$

а новый верхний предел $t_2 = \sqrt{M_1 + N_1 \cdot x_1}$.

Итак, формула (3.43) принимает вид

$$\tau_1 = \frac{2F}{N_1} \int_{\sqrt{M_1}}^{\sqrt{M_1 + N_1 x_1}} t^2 dt = \frac{2F}{3N_1} \left[(M_1 + N_1 x_1)^{1.5} - M_1^{1.5} \right] \quad (3.44)$$

Величину x_1 найдем из условия, что в момент окончания 1-го этапа вытеснения напора насосной станции точно равен максимально допустимому напору, т.е.

$$H_{\max} = A - B \cdot Q_1^2.$$

Откуда
$$Q_1 = \sqrt{\frac{A - h_{\max}}{B}}. \quad (3.45)$$

С другой стороны, согласно формуле (3.41), в момент времени $\tau = \tau_1$

$$Q_1 = \frac{1}{\sqrt{M_1 + N_1 x_1}}. \quad (3.46)$$

Так как левые части данных выражений равны, то следовательно равны и

правые, т.е.
$$\frac{A - h_{\max}}{B} = \frac{1}{M_1 + N_1 x_1}$$

$$x_1 = \frac{1}{N_1} \left(\frac{B}{A - h_{\max}} - M_1 \right). \quad (3.47)$$

Подставляя данное выражение в формулу (3.44), получим

$$\tau_1 = \frac{2F}{3N_1} \cdot \left[\left(\frac{B}{A - h_{\max}} \right)^{1.5} - M_1^{1.5} \right]. \quad (3.48)$$

Второй этап вытеснения осуществляется уже с переменным напором. Поэтому уравнение баланса давлений (3.41) примет вид

$$\rho_1 g (A - B \cdot Q^2) = \rho_1 g f^*_1 Q^2 x + \rho_2 g f^*_2 Q^2 \cdot (1 - x) + \rho_{cp} g \Delta z, \quad (3.49)$$

Отсюда величина расхода в трубопроводе, соответствующая удалению границы раздела от насосной станции на расстояние x , равна

$$Q = \sqrt{\frac{\rho_1 \cdot A - \rho_{cp} \cdot \Delta z}{\rho_1 \cdot (B + f_1 x) - \rho_2 f_2 \cdot (1 - x)}} = \frac{1}{\sqrt{M_2 + N_2 \cdot x}}. \quad (3.50)$$

Решая аналогично, находим продолжительность 2-ю этана вытеснения

$$\tau_{II} = F \int_{x_1}^l (M_2 + N_2 \cdot x)^{0.5} dx = \frac{2F}{N_2} \int_{\sqrt{M_2+N_2x_1}}^{\sqrt{M_2+N_2l}} t^2 dt = \frac{2F}{3N_2} [(M_2 + N_2 \cdot l)^{1.5} - (M_2 + N_2 \cdot x)^{1.5}] \quad (3.51)$$

Общее время вытеснения высоковязкой нефти из трубопровода равно сумме продолжительностей обоих этапов

$$\tau_{\text{выт}} = \tau_I + \tau_{II} \quad (3.52)$$

В формулах (3.48), (3.51) величины коэффициентов k вычисляются для среднего расхода во время каждого этапа.

3.10 Расчет различных способов подогрева нефтепродуктов в емкостях

Количества тепла, необходимого для подогрева заданной массы нефтепродукта от начальной T_H до конечной T_K температуры, складывается из тепла:

- идущего на подогрев всей массы нефтепродукта G ,

$$Q_1 = Gc_p(T_K - T_H); \quad (3.53)$$

- расходуемого на расплавление застывшей части нефтепродукта

$$Q_2 = G_T \cdot \aleph \quad (3.54)$$

- теряемого в окружающую среду

$$Q_3 = K \cdot F \cdot \Delta T \cdot \tau, \quad (3.55)$$

где G_T – масса нефтепродукта в застывшем состоянии;

\aleph - скрытая теплота плавления нефтепродукта;

K – коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в окружающую среду; F – поверхность охлаждения;

ΔT – средняя разность температур между нефтепродуктом и окружающей средой;

τ - время разогрева нефтепродукта.

Среднее количество тепла, которое должен сообщить подогреватель нагреваемой среде в единицу времени,

$$Q_T = \frac{1}{\tau} (Q_1 + Q_2 + Q_3) \quad (3.56)$$

Количество разогреваемого нефтепродукта G и его удельная теплоемкость C_p , как правило, известны. За начальную температуру чаще всего выбирают вероятную температуру нефтепродукта в конце периода хранения. Конечную температуру в процессе подогрева определяют по формуле (3.53), или на основании опыта эксплуатации. Для большинства вязких или высокозастывающих нефтепродуктов и при хранении не рекомендуется допускать образования твердой (застывшей) корки на стенках емкости. В этом случае $G_T = 0$ и $Q_2 = 0$.

Если продолжительность охлаждения была значительной и стенках образовалась застывшая корка нефтепродукта, связь между временем образования корки нефтепродукта и ее толщиной определяют по выражению

$$\tau_{заст} = \frac{g\rho}{4(T_3 - T_0)} \cdot \left[(d^2 - d_j^2) \cdot \left(\frac{1}{\alpha_2 D_H} + \frac{1}{4\lambda_H} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{i+1}}{d_i} \right) - \frac{d^2}{2\lambda_H} \ln \frac{d}{d_0} \right], \quad (3.57)$$

где $T_{заст}$ – температура застывания нефтепродукта;

d – внутренний диаметр емкости;

d_0 – внутренний диаметр образовавшейся корки отложений;

λ_1 – коэффициент теплопроводности материала стенки емкости, изоляции ит.д.;

D_{i+1} , d_i – наружные и внутренние диаметры емкости, тепло- и гидроизоляции и т.д. (кроме отложений)

Если емкость не имеет тепловой изоляции, то, пренебрегая рядом слагаемых вследствие их малости, получаем упрощенную формулу

$$\tau_{заст} = \frac{\aleph \cdot g \cdot \pi}{T_3 - T_0} \cdot \left[\frac{X \cdot d}{\alpha_2 \cdot D_H} - X^2 \cdot \left(\frac{1}{\alpha_2 D_H} + \frac{1}{2\lambda_H} \right) \right], \quad (3.58)$$

где X – толщина отложений.

Толщину застывшей части нефтепродукта в зависимости от времени охлаждения $\tau_{заст}$ определяют из формул (3.58) или (3.59), а затем по этим данным рассчитывают G_T и Q_2 .

Средняя разность температур между нефтепродуктом и окружающей средой $\Delta T = T - T_0$, где T_0 – температура окружающей среды или принимая равной температуре воздуха; T – переменная температура нефтепродукта, изменяющаяся от T_H до T_K .

Расчет теплообменных аппаратов может проводиться по двум вариантам: либо для определения поверхности нагрева теплообменника, либо для установления возможности использования данного теплообменного аппарата в данных конкретных условиях, т.е. возможности получения заданной температуры нагрева. В первом случае (при проектировании теплообменника) должны быть известны температуры теплоносителя и нефтепродукта, во втором – задан тип теплообменного аппарата и площадь его поверхности

нагрева, а также температура теплоносителя и начальная температура нефтепродукта.

При расчете теплообменных аппаратов основным уравнением является следующее:

$$Q_T = K_T \cdot F_T \cdot \Delta T_{CP}, \quad (3.59)$$

где Q_T – количество тепла, переданного теплоносителем через теплообменный аппарат нагреваемой среде в единицу времени;

K_T – коэффициент теплоотдачи теплообменного аппарата (от теплоносителя к нагреваемой среде);

F_T – поверхность нагрева теплообменного аппарата;

ΔT_{CP} – среднелогарифмическая разность температур теплоносителя и нагреваемой среды.

3.10.1 Расчет трубчатых подогревателей

Для подогрева нефтепродуктов часто применяют трубчатые подогреватели различных конструкций. Диаметр трубок теплообменного аппарата должен быть не менее 20 мм. Наиболее дешевый теплообменник получается при длине трубок 5...7 м. В связи с этим предварительно выбирают основные размеры теплообменника, а затем проводят расчет отдельных коэффициентов.

При использовании в качестве теплоносителя водяного пара коэффициент теплоотдачи от пара к внутренней стенке трубы $\alpha_{1П} = 3500...11600$ Вт/(м²*К). При выборе других теплоносителей эту величину рассчитывают по критериальным уравнениям. Коэффициент теплоотдачи $\alpha_{2П}$ от наружной поверхности трубок теплообменника в нагреваемую среду при свободной конвекции, а при вынужденном движении нагреваемой среды – по формулам вынужденной конвекции:

- для ламинарного режима (при $Re_{П} < 2 \cdot 10^3$)

$$Nu_{П} = 0,15 \cdot Re_{П}^{0,33} \cdot Pr_{П}^{0,43} \cdot Gr_{П}^{0,1} \cdot (Pr_{П} / Pr_{СТ})^{0,25} \quad (3.60)$$

или

$$Nu_{П} = 0,54 \cdot (Gr \cdot Pr)_{CP}^{0,25}; \quad (3.61)$$

- для турбулентного режима при продольном обтекании греющих труб (при $Re_{П} > 10^4$)

$$Nu_{П} = 0,021 \cdot Re_{П}^{0,8} \cdot Pr_{П}^{0,43} \cdot \varepsilon_{\ell} \cdot (Pr_{П} / Pr_{СТ})^{0,25}; \quad (3.62)$$

- для других случаев вынужденного движения жидкости ($Re_{П} > 10^3$)

$$Nu_{II} = C_1 \cdot Re_{II}^{n_1} \cdot Pr_{II}^{0,36} \cdot (Pr_{II}/Pr_{CT})^{0,25}, \quad (3.63)$$

где C_1, n_1 – постоянные коэффициенты, зависящие от условий обтекания труб (при $Re_{II} > 10^3$, $C_1 = 0,56$, $n_1 = 0,5$ для поперечного обтекания одиночной трубы, «коридорного» и «шахматного» пучка труб).

Постоянные коэффициенты в формуле (3.64):

поперечное обтекание:	C_1	n_1
одиночной трубы	0,28	0,6
«коридорного» пучка труб	0,22	0,65
«шахматного» пучка труб	0,4	0,6

В формуле (3.61)...(3.64) определяющим размером является диаметр трубы теплообменного аппарата, определяющей температуры – температура нефтепродукта T_n , стенки трубы T_{CT} и средняя температура T_{CP} , равная $0,5(T_n + T_{пар})$, где T_n – температура нефтепродукта; $T_{пар}$ – температура пара. Формулы (3.61)...(3.63) применимы для каналов, имеющих различную форму поперечного сечения. В этом случае за определяющий размер принимается эквивалентный диаметр $d_3 = 4F/\Pi$, где F – площадь поперечного сечения канала; Π – периметр, обтекаемый потоком. Например, для теплообменного аппарата типа «труба в трубе» при $\Pi = \pi(D+d)$ $F = 0,25\pi(D^2 - d^2)$, $d_3 = D - d_n$, где D – внутренний диаметр наружной трубы; d_n – наружный диаметр внутренней трубы.

Коэффициент ε_1 в формуле (3.62) учитывает изменение среднего коэффициента теплоотдачи по длине трубы. Если $l/d > 50$, то $\varepsilon_1 = 1$; при $l/d < 50$ необходимо учитывать влияние начального участка (табл. 3.2).

Среднелогарифмический температурный напор определяют по формуле

$$\Delta T_{CP} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}, \quad (3.64)$$

где ΔT_1 – наибольшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой, $\Delta T_1 = T_T'$;

ΔT_2 – наименьшая разность температур между теплоносителем и нагреваемой средой, $\Delta T_2 = T_T'' - T_K$; T_T' ,

T_T'' – температура теплоносителя соответственно на входе и на выходе из теплообменника.

Если в качестве теплоносителя применяют насыщенный водяной пар, имеющий низкие параметры, то конденсация его в теплообменном аппарате происходит при постоянной температуре, т.е. $T_T' = T_T''$.

Таблица 3.2

Зависимость ε_ℓ от ℓ/d и Re_π

Re_π	Отношение длины труб l к диаметру d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$2 \cdot 10^3$	1,90	1,70	1,44	1,28	1,18	1,13	1,07	1,03	1
$1 \cdot 10^4$	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

При отношении $\Delta T_1/\Delta T_2 \leq 2$ среднелогарифмический напор может быть заменен среднеарифметической суммой

$$\Delta T_{CP} = 0.5 \cdot (\Delta T_1 + \Delta T_2). \quad (3.65)$$

Зная количество тепла, которое должно быть выделено теплообменным аппаратом в единицу времени, коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к нагреваемой среде и температурный напор, из формулы (3.59) определяют поверхность нагрева теплообменника или при известной поверхности нагрева температуру нагрева нефтепродукта. При теоретических расчетах очень трудно учесть влияние накипи и грязи, которые резко снижают коэффициент теплопередачи теплообменного аппарата, поэтому найденную величину поверхности нагрева обычно увеличивают. Это увеличение из-за обмена уменьшения коэффициента теплопередачи редко превышает 40 %.

Расход теплоносителя, необходимого для подогрева данного количества нефтепродукта, определяют по формуле

$$G_T = \frac{Q_T}{i_n - i_k}, \quad (3.66)$$

где i_n – удельная энтальпия на входе в теплообменный аппарат, $i_n = C'_P \cdot T'_K$;

i_k – удельная энтальпия теплоносителя на выходе из подогревателя,

$$i_k = C''_P \cdot T''_K;$$

$C'_P \cdot C''_P$ – удельная теплоемкость теплоносителя соответственно на входе в подогреватель и на выходе из него.

Справочные данные о термодинамических свойствах некоторых теплоносителей приведены в табл.3.3.

Таблица 3.3

Термодинамические свойства кипящей воды и сухого насыщенного водяного пара

Абсолютное давление $p_{абс}$, МПа	Температура насыщения t_n , °С	Удельный объем, м ³ /кг		Удельная энтальпия, кДж/кг		Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
		кипящей воды	Сухого насыщенного пара	кипящей воды	Сухого насыщенного пара	
0,10	99,6	0,00104	1,70	417,5	2675	2258
0,12	104,8	0,00105	1,43	439,3	2683	2244
0,14	109,3	0,00105	1,24	458,4	2690	2232
0,16	113,3	0,00105	1,09	475,41	2696	2221
0,18	116,9	0,00106	0,978	490,7	2702	2211
0,20	120,2	0,00106	0,886	504,7	2707	2202
0,22	123,3	0,00106	0,810	517,7	2711	2193
0,24	126,1	0,00107	0,747	529,9	2715	2185
0,26	128,7	0,00107	0,693	541,2	2719	2178
0,28	131,2	0,00107	0,646	551,7	2722	2171
0,30	133,5	0,00107	0,606	561,7	2726	2164
0,35	138,9	0,00108	0,524	584,4	2732	2148
0,40	143,6	0,00108	0,462	604,6	2739	2134
0,45	147,9	0,00109	0,414	623,0	2744	2121
0,50	151,8	0,00109	0,375	640,1	2749	2109
0,60	158,8	0,00110	0,316	670,6	2757	2086

Таблица 3.4

Основные размеры секций подогревателей для резервуаров

Тип подогревательного элемента	Длина, м		Поверхность нагрева	Масса, кг
	Общая	Между осями коллекторов		
ПЭ-1	2,44	2	1,70	50,9
ПЭ-2	2,94	2,5	2,06	60,5
ПЭ-3	3,44	3	2,42	70,5
ПЭ-4	4,44	4	3,14	90,1
ПЭ-5	5,44	5	3,86	109,3
ПЭ-6	6,44	6	4,58	129,3

При известной площади подогревателя и выбранном диаметре труб определяют полную длину змеевикового подогревателя

$$\ell = \frac{F_T}{\pi d} \quad (3.67)$$

Если подогреватель секционный, подбирают необходимое число секций (табл.3.4). Секция подогревателя включает четыре трубы, приваренные к двум коллекторам. Длина равна 0,45 м для всех типов подогревателей. Трубы для подогревателей диаметром 60 мм с толщиной стенки 3,75 мм рассчитаны на

давление 0,4 МПа при подогреве масел и нефтей, 0,6 МПа при подогреве темных нефтепродуктов и моторных топлив.

Если трубчатый подогреватель имеет змеевиковую конструкцию, необходимо учитывать конденсацию пара по длине трубы, так как наличие конденсата резко увеличивает гидравлические потери в трубках подогревателя. В связи с этим полученная по формуле (3.67) длина подогревателя должна быть меньше предельно допустимой ℓ_{np} , полученной в результате совместного решения уравнений теплопередачи и гидравлических сопротивлений,

$$\ell_{np} = 0,0086d \sqrt{\frac{C_2(P_1^2 - P_2^2)}{\lambda_{cm}} \cdot \left(\frac{i_{п} - i_{к}}{K_T \cdot \Delta T_{CP}}\right)^2}, \quad (3.68)$$

где d – внутренний диаметр трубы подогревателя;

$C_2=11/\text{м}^2$ – постоянный коэффициент;

λ_{cm} – коэффициент гидравлического сопротивления в трубках при движении пароводяной смеси;

P_1, P_2 – давления;

$i_{п}, i_{к}$ – удельная энергия пара на входе в подогреватель и конденсата на выходе из него;

K_T – коэффициент теплопередачи от пара к нефтепродукту.

При $\ell > \ell_{np}$ подогреватель сооружают из нескольких параллельных секций.

Число секций $n = \ell / \ell_{np}$.

Расчет трубчатых подогревателей для транспортных емкостей аналогичен расчету теплообменных аппаратов для стационарных емкостей. При интенсификации теплообмена (виброподогрев, перемешивание винтами и т.д.) необходимо пользоваться специальными методиками.

3.10.2. Расчет циркуляционного подогрева

При этом способе нефтепродукт нагревается в теплообменном аппарате до высокой температуры, а затем насосом под высоким давлением подается в емкость. Горячая струя размывает застывший нефтепродукт, перемешивается с ним и нагревает его. Подогретый нефтепродукт из емкостей откачивается насосом, одна часть его может сливаться в хранилище, а другая – подаваться в теплообменник для подогрева и последующей закачки в емкость для размыва. Этот процесс продолжается до полного опорожнения емкости. Таким образом, установка для циркуляционного подогрева должна быть укомплектована теплообменным аппаратом с поверхностью нагрева F и насосом, имеющим подачу Q . В этом случае целью расчета является определением продолжительности разогрева до заданной температуры слива T_n . Время разогрева

$$\tau = \frac{G \cdot c_p}{(Q - Q') \cdot c_p + K \cdot F} \cdot \ln \frac{(Q - Q') \cdot c_p \cdot T_T + K \cdot F \cdot T_0 - T_K [(Q - Q') \cdot c_p + K \cdot F]}{(Q - Q') \cdot c_p \cdot T_T + K \cdot F \cdot T_0 - T_n [(Q - Q') \cdot c_p + K \cdot F]}, \quad (3.69)$$

где G, c_n – соответственно масса нефтепродукта в емкости и его удельная теплоемкость;

Q' – количество нефтепродукта, отводимого из емкости при T_n ;

K – коэффициент теплопередачи от нефтепродукта в емкости в окружающую среду;

T_T – температура нефтепродукта на выходе из теплообменника; T_0 – температура окружающей среды.

Если $Q'=0$, т.е. весь нефтепродукт разогревается в емкости, а затем сливается, также справедливо формула (3.69).

3.10.3. Расчет электроподогревателей

Электроподогревателей в основном используют для разогрева нефтепродуктов, в которых недопустимо даже наличие следов воды. Электрогрелки чаще всего применяют для разогрева нефтепродуктов в железнодорожных цистернах. Для более равномерного подогрева нефтепродукта в цистерне обычно используют два-три нагревательных прибора, которые располагаются у торцов цистерны и сливного прибора. Количество тепла Q_T , которое должен сообщить электроподогреватель нефтепродукту, определяют по формулам (3.54)...(3.57). Зная необходимое количество тепла, рассчитывают мощность одной электрогрелки: $Q_1=Q_T/z$, где z – число электроподогревателей, устанавливаемых в емкости. При мощности электрогрелки до 10 кВт применяют однофазный ток, а при большей – трехфазный. Силу тока J находят по известной мощности и выбранному напряжению:

- для однофазного тока

$$J=Q_1/U; \quad (3.70)$$

- для трехфазного тока

$$J=Q_1/3U_\phi, \quad (3.71)$$

где U – напряжение питающей сети (127, 220 и 380В);

U_ϕ – фазовое напряжение.

При соединении проводов «треугольником» $U_\phi=U$, а при соединении «звездой»

$$U_\phi = U / \sqrt{3}. \quad (3.72)$$

Сопротивление электроподогревателя

$$R = Q_1 / I^2. \quad (3.73)$$

Если все проводники в электроподогревателе соединены параллельно, то при r параллельных проводниках сопротивления электрогрелки

$$R = r_1 / r, \quad (3.74)$$

где r_1 – сопротивление одного параллельного проводника,

$$r_1 = r_{T^*} \cdot \frac{\ell}{f}; \quad (3.75)$$

где r_{T^*} – удельное сопротивление материала проводника при температуре нагрева T_H ,

$$r_{T^*} = r_{293} \cdot (1 + \alpha_p \cdot T_H); \quad (3.76)$$

где r_{293} – удельное сопротивление материала проводника при 293К;

α_p – коэффициент линейного расширения материала проводника;

ℓ – параллельно соединенных проводников, имеющих площадь поперечного сечения f .

Количество тепла, которое передается с поверхности нагрева электронагревателя нефтепродукту, выражается на основании закона Джоуля-Ленца и на основании уравнения теплообмена

$$Q_1 = \alpha F (T_{II} - T_{CP}) = I^2 \cdot R \quad (3.77)$$

где α – осредненный по длине коэффициент теплоотдачи от поверхности греющего проводника к нефтепродукту: на основании опыта эксплуатации электрогрелок было установлено, что $\alpha \approx 110 \dots 170$ Вт/(м²*К);

$T_{II} - T_{CP}$ – средняя разность температур поверхностей проводника и нефтепродукта (обычно T_{II} принимается на 10...20К ниже температуры коксования и воспламенения нагреваемого нефтепродукта и всегда ниже максимально допустимой рабочей температуры для данного материала проводника);

$T_{CP} = 0,5(T_H + T_K)$, где T_H, T_K – температуры нефтепродукта в начале и конце процесса подогрева;

F – поверхность нагрева всех проводников электрогрелки

$$F = n \ell \pi d. \quad (3.78)$$

Если для нагревателя применяют проволоку, то из формулы (3.77) находят ее диаметр

$$d = 10 \cdot \sqrt[3]{\frac{4 \cdot I^2 \cdot r_{T^*}}{\alpha \cdot (T_{II} - T_{CP}) \cdot \pi^2 \cdot n^2}}, \quad (3.79)$$

Если для нагревателя применяют прямоугольную ленту с отношением сторон $b/a_1=m_1$, которое обычно колеблется в пределах 3...12, то из формулы (3.7) получаем

$$a_1 = 10 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,5I^2 r_{T*}}{\alpha(T_{II} - T_{CP}) \cdot n^2 \cdot m_1 \cdot (m_1 + 1)}} \quad (3.80)$$

Наиболее распространенными материалами для электрогрелок являются нихром, железо и некоторые другие.

Найденное сечение проводника f проверяется на допустимую плотность тока

$$j = J / f, \quad (3.81)$$

которая для нихрома не должна превышать 10^7 A/m^2 , а для других материалов – $12 \cdot 10^6 \text{ A/m}^2$.

Сопротивление ветвей подогревателя определяют на основании закона Ома $R=U_{\phi}/J$, а необходимую длину проводника L - по формулам (3.75) и (3.76). Зная длину проводника площадь его сечения число проводников в одной фазе можно рассчитать размеры электрогрелки.

3.10.4. Расчет электроподогрева трубопроводов с помощью гибких электронагревательных лент

С целью расчета является подбор типа электронагревательной ленты. Критерий выбора – необходимая линейная мощность электроподогрева $q_{л}(\text{Вт/м})$.

Величина $q_{л}$ находятся в зависимости от конкретной технологической задачи.

При решении задачи *вытеснения нефтепродукта, застывающего в трубе*, необходимо нагреть его пристенный слой до температуры $T_{н}$, при которой давления P , развиваемого насосом, будет достаточно для преодоления начального напряжения сдвига $\tau_{н}$, определяемого по формуле

$$\tau_{н} = \frac{Pd}{4L} \quad (3.82)$$

где d, L – внутренний диаметр и длина опорожняемого трубопровода.

Если задано время нагрева $\tau_{нагр}$, то необходимая величина $q_{л}$ равна

$$q_L = \frac{2\pi\lambda_1(T_H - T_0)}{\frac{2 \cdot Fo^{0,5}}{\sqrt{\frac{\pi \cdot \lambda_3 \cdot Cp_3 \cdot \rho_3}{\lambda_1 \cdot Cp_1 \cdot \rho_1} + 1}} + \frac{0,5 \cdot Fo}{\left(\sqrt{\frac{\lambda_3 \cdot Cp_3 \cdot \rho_3}{\lambda_1 \cdot Cp_1 \cdot \rho_1} + 1}\right)^2}}, \quad (3.83)$$

где λ_1, λ_3 – коэффициенты теплопроводности соответственно нефтепродукта и теплоизоляции, Вт/(м град);

Cp_1, Cp_3 – их массовая теплоемкость, Дж/(кг град);

ρ_3, ρ_3 – плотность соответственно нефтепродукта и теплоизоляции, кг/м³;

T_0 – температура окружающей среды К;

Fo – число Фурье

$$Fo = \frac{4\lambda_1 \cdot \tau_{нагр}}{Cp_1 \cdot \rho_1 \cdot d^2} \quad (3.85)$$

Можно решать и обратную задачу: определение необходимого времени нагрева пристенного слоя нефтепродукта на величину $\Delta T = T_H - T_0$ при заданной линейной мощности электроподогрева

$$\tau_{нагр} = \left(\frac{\pi d \cdot (T_H - T_0) \left(\sqrt{\lambda_1 \cdot Cp_1 \cdot \rho_1} + \sqrt{\lambda_3 \cdot Cp_3 \cdot \rho_3} \right)}{q_L} \right)$$

При необходимости *разогрева нефтепродукта по всему сечению трубопровода*

$$q_L = q_p \cdot K_{\Pi} + \frac{(C_{p1} \cdot m_1 + C_{p2} \cdot m_2) \cdot (T_H - T_0)}{\tau_{нагр}} \quad (3.86)$$

где q_p – удельные тепловые потери за время разогрева, Вт/м;

K_{Π} – коэффициент, учитывающий дополнительные потери тепла через опоры и арматуру, для трубопроводов, расположенных на открытых площадках, $K_{\Pi} = 1,4$; в закрытых помещениях – $K_{\Pi} = 1,3$;

m_1, m_2 – масса соответственно нефтепродукта в 1 п.м. трубопровода и единицы длины трубопровода, кг

Если электроподогрев осуществляется с целью поддержания постоянной температуры нефтепродукта в трубопроводе, то

$$q_L = \frac{\pi \cdot (T_H - T_0)}{\frac{1}{2\lambda_3} \cdot \ln \frac{D_{из}}{D_H} + \frac{1}{\alpha_2^* \cdot D_{из}}}, \quad (3.87)$$

где $D_{из}$ – наружный диаметр изоляции;

α_2^* – внешний коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³ град).

Для горизонтальных трубопроводов

$$\alpha_2^* = 1.66 \cdot \sqrt[3]{T_H - T_O} \quad (3.88)$$

а для вертикальных

$$\alpha_2^* = 1.82 \cdot \sqrt[3]{T_H - T_O} \quad (389)$$

По рассчитанной величине q_L в соответствии с табл.3.5 выбирается тип электронагревательной ленты.

Таблица 3.5

Техническая характеристика гибких электронагревательных лент

Параметры электронагревательных лент	Величина параметров для лент типа		
	ЭНГЛ-180	ЭНГЛ-180ХЛ2	ЭНГЛВ-180
Номинальное напряжение, В	220	36 и 220	220 и 80
Удельная мощность, Вт/м	40..10	40...100	30...100
Номинальная мощность, кВт	0,17..2,10	0,11...2,10	0,14...2,10
Длина, м	2,55...33,12	1,7...33,12	2,48
Масса, кг	0,54...8,26	0,38...8,06	0,43...7,78

При намотке электронагревательных лент на трубопровод по спирали с шагом h_L их суммарная длина должна быть

$$\ell_{LC} = L \cdot \sqrt{1 + \left(\frac{\pi D_H}{h_L} \right)^2} \quad (3.90)$$

а необходимое число лент

$$n_L = \ell_{LC} / \ell_L \quad (3.791)$$

где ℓ_L – длина одной электронагревательной ленты.

Рекомендуемая литература

1. Агапкин В.М., Кривошей Б.Л., Юфин В.А. Тепловой и гидравлический расчеты трубопроводов для нефти и нефтепродуктов. - М: Не-цра, 1981 г.
2. Губин В.Е., Губин В.В. Трубопроводный транспорт нефти и нефтепродуктов. - М: Недра, 1982 г.
3. Новоселов В.Ф., Коршак А.А. Трубопроводный транспорт нефти и газа. Перекачка вязких и застывающих нефтей. Специальные методы перекачки. Уфа: Изд. Уфим. нефт. ин-та, 198 г.
4. Тугунов П.И. Нестационарные режимы перекачки нефтей и нефтепродуктов. - М: Недра, 198 г.
5. Тугунов П.И., Новоселов В.Ф. Транспортирование вязких нефтей [нефтепродуктов по трубопроводам. - М: Недра, 1973 г.
6. Трубопроводный транспорт нефти и газа / Алиев Р.А., Белоусов В.Д., Немудрое А.Г. и др. - М: Недра, 1988 г.

Содержание

Предисловие.....	3
Глава 1. Реологические свойства высоковязких и высокозастывающих нефтей.....	4
Глава 2. Способы перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей.....	6
2.1. Гидроперекачка.....	7
2.2. Перекачка с предварительным улучшением реологических свойств нефтей за счет механического воздействия.....	10
2.3. Перекачка высоковязких нефтей в смеси с жидкими углеводородными разбавителями.....	11
2.4. Перекачка термически обработанных нефтей.....	13
2.5. Перекачка высокозастывающих парафинистых нефтей с депрессорными присадками.....	17
2.6. Перекачка нефти с подогревом.....	19
Глава 3. Техника, технология и расчет «горячей» перекачки высоковязких и высокозастывающих нефтей и нефтепродуктов.....	21
3.1. Оборудование насосных и тепловых станций.....	21
3.2. Тепловой режим магистральных трубопроводов при перекачке высоковязких и высокозастывающих нефтей.....	24
3.3. Смешанный режим движения в «горячих» трубопроводах.....	27
3.4. Потери напора и гидравлический уклон в «горячем» трубопроводе.....	28
3.5. Характеристика «горячего» трубопровода.....	31
3.6. Определение числа и расстановка станций на «горячем» трубопроводе.....	36
3.7. Оптимальные параметры «горячих» трубопроводов.....	39
3.7.1. Оптимальная температура подогрева.....	40
3.7.2. Применение тепловой изоляции.....	42
3.7.3. Общий случай определения оптимальных параметров «горячей» перекачки по теплоизолированному трубопроводу.....	45
3.8. Нестационарность режимов при эксплуатации «горячих» трубопроводов.....	47
3.9. Особые режимы «горячих» трубопроводов.....	48
3.9.1. Заполнение трубопровода высоковязкой нефтью.....	48
3.9.2. Остановки перекачки.....	53
3.9.3. Замещение высоковязких нефтей в трубопроводах.....	54
3.10. Расчет различных способов подогрева нефтепродуктов в емкостях.....	57
3.10.1. Расчет трубчатых подогревателей.....	59
3.10.2. Расчет циркуляционного подогрева.....	63
3.10.3. Расчет электроподогревателей.....	64
3.10.4. Расчет электроподогрева трубопроводов с помощью гибких электронагревательных лент.....	66
Литература.....	69

Формат 60x84 1\12
Объем 71 стр., 5,9 печатных листа
Тираж 20 экз.
Отпечатано
В Редакционно- издательском отделе
КГУТиИ им.Ш.Есенова
г.Актау, 32мкр.