

Казанский Федеральный Университет
Кафедра высоковязких нефтей и природных битумов
Kazan Federal University,
Department of high-viscosity oils and natural bitumen
Российское газовое общество
Russian Gas Society

Оценка метода последовательной перекачки нефтепродуктов
Evaluation of the method of sequential pumping of petroleum products

Диаките Альфа Умар, Diakité Alfa Umar

Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich

магистрант кафедры высоковязких нефтей и природных битумов
кандидат технических наук, доцент кафедры высоковязких нефтей и природных битумов,
Член Экспертного совета РГО, и.о. руководителя группы «Водородная и альтернативная,
Казань, Россия

E-mail: z.djamalov@mail.ru, kemalov@mail.ru

Аннотация: Метод последовательной перекачки заключается в том, что различные по качеству углеводородные жидкости отдельными партиями определенных объемов перекачиваются по одному трубопроводу. При последовательной перекачке достигается максимальное использование пропускной способности трубопровода, а другие виды транспорта освобождаются от параллельных перевозок нефтепродуктов. Однако в месте контакта последовательно движущихся жидкостей образуется смесь. Исходными данными для расчета нефтепродуктопровода являются данные о годовом объеме и свойствах нефтепродуктов, предназначенных к транспорту, дальности перекачки, допустимых концентрациях нефтепродуктов друг в друге, а также профиль трассы. При гидравлическом расчете нефтепродуктопроводов сохраняется то же правило, что и при расчете нефте- и газопроводов: он выполняется для наиболее неблагоприятных условий.

Abstract: The method of sequential pumping consists in the fact that hydrocarbon liquids of different quality are pumped through one pipeline in separate batches of certain volumes. With sequential pumping, maximum utilization of the

pipeline capacity is achieved, and other modes of transport are exempt from parallel transportation of petroleum products. However, a mixture is formed at the point of contact of successively moving liquids. The initial data for calculating the oil product pipeline are data on the annual volume and properties of petroleum products intended for transport, the pumping range, permissible concentrations of petroleum products in each other, as well as the profile of the route. In the hydraulic calculation of oil product pipelines, the same rule is maintained as in the calculation of oil and gas pipelines: it is performed for the most unfavorable conditions.

Ключевые слова: характеристика магистральной трассы Уфа-Самара, свойства перекачиваемых нефтепродуктов, расчет параметров последовательной перекачки нефтепродуктов, контроль последовательной перекачки, смеси по изменению плотности, диэлектрической постоянной, скорости распространения ультразвука, оптической плотности, вязкости, индикаторов.

Keywords: characteristics of the Ufa-Samara trunk highway, properties of pumped petroleum products, calculation of parameters of sequential pumping of petroleum products, control of sequential pumping, mixtures by changing density, dielectric constant, ultrasound propagation velocity, optical density, viscosity, indicators.

Введение (Introduction)

Доставка вязких нефтей по магистральным трубопроводам требует использования разных ухищрений для обеспечения нормальных условий перекачки, поскольку температура застывания их высока и возникает опасность застывания в трубе. Среди специальных способов перекачки таких нефтей, можно выделить следующие:

- предварительный подогрев нефти,
- смешение вязких нефтей с маловязкими и дальнейшая совместная перекачка,
- термическая обработка высокозастывающих парафинистых нефтей и последующая их перекачка,
- гидротранспорт вязких нефтей,
- применение депрессорных присадок.

Технология горячей перекачки, заключающаяся в снижении вязкости и уменьшении гидравлического сопротивления при подогреве нефти,

используется на действующих трубопроводах. Однако, возможно застывание нефти в трубе при остановке перекачки, и, кроме того, затраты на эксплуатацию горячих трубопроводов часто экономически нецелесообразны.

Перекачка высоковязких нефтей в смеси с маловязкими разбавителями бывает затруднена из-за отсутствия последних в местах добычи нефти. Тем не менее, при определенных условиях транспортирование разбавителя к месторождению высоковязкой нефти может быть экономически оправдано. При термической обработке нефтей нагрев их до температуры 90 °С способствует растворению содержащихся в них твердых парафинов. Дальнейшее охлаждение по заданному режиму обеспечивает построение крупнокристаллической, не связанной пространственной сеткой структуры парафинов. Это приводит к понижению температуры застывания нефти и снижению ее вязкости при определенной температуре. Однако использование этого метода связано с дополнительными затратами на пункты термической обработки, значительной выдержкой по времени при программируемом охлаждении нефти, а также с тем, что не все нефти поддаются термообработке (например, смолистые нефти).

Метод последовательной перекачки заключается в том, что различные по качеству углеводородные жидкости отдельными партиями определенных объемов перекачиваются по одному трубопроводу. При последовательной перекачке достигается максимальное использование пропускной способности трубопровода, а другие виды транспорта освобождаются от параллельных перевозок нефтепродуктов. Однако в месте контакта последовательно движущихся жидкостей образуется смесь.

Исходными данными для расчета нефтепродуктопровода являются данные о годовом объеме и свойствах нефтепродуктов, предназначенных к транспорту, дальности перекачки, допустимых концентрациях нефтепродуктов друг в друге, а также профиль трассы. При гидравлическом расчете нефтепродуктопроводов сохраняется то же правило, что и при расчете нефте- и газопроводов: он выполняется для наиболее неблагоприятных условий. В дипломной работе рассмотрен технологический расчёт нефтепродуктопровода

Уфа-Самара и выполнена расстановка станций по трассе нефтепродуктопровода. Этот расчет является актуальным, так как возможно нефтепродукты Башкирии будут перекачивать в Самару и затем на экспорт.

Расчетный метод определения температуры застывания

Ввиду трудоемкости прямого экспериментального определения указанных показателей для потоков углеводородных смесей при разработке проектов возникает необходимость прогнозирования температуры застывания. Особенно актуально это становится в связи с ускоренным вводом в разработку месторождений, залежи которых мало изучены, а добываемое сырье является парафинистым (например, ачимовские залежи).

Следует отметить, что задача расчета температуры застывания достаточно сложна, поскольку при понижении температуры смеси жидких углеводородов ведут себя иначе, чем другие индивидуальные жидкости, например вода и т.п. Последние имеют определенную температуру, при которой они переходят из жидкого состояния в твердое. Смеси разнообразнейших углеводородных соединений с различной температурой плавления при охлаждении выделяют в твердую фазу какую-либо из составных частей, чаще всего парафин (церезин), который образует кристаллическую решетку по всей массе углеводородной смеси и лишает ее подвижности, хотя значительная часть углеводородов при этом находится в свободном текучем состоянии. Поэтому термин «температура застывания» по отношению к углеводородным смесям характеризует образование геля, который при определенных условиях охлаждения и определенной температуре становится достаточно прочным, чтобы прекратить текучесть всей углеводородной смеси. Следовательно «температура застывания» не является физической характеристикой углеводородной смеси /i/, что усложняет ее прогнозирование.

В настоящей работе была поставлена задача выявить факторы, дающие возможность прогнозирования температуры застывания на основе состава и свойств сырья. Известен /i/ метод прогнозирования температур застывания (T_3 , °С) жидких углеводородов по уравнению:

$$(t_3 + 273.15)^{n_3} = \sum [n_i \times (t_{3i} + 273.15)^{n_3}], \quad (1)$$

где n_3 – показатели степени, которые в общем случае подбираются эмпирически;

v_i - объемные доли компонентов и псевдокомпонентов (узких фракций),

t_{3i} - температуры застывания компонентов и узких фракций.

Для того, чтобы в практических расчетах использовать формулу (1) необходимо по экспериментальным данным определить показатели степени n_3 . Ранее для конденсатов и нефтей севера Тюменской области и продуктов их промышленной подготовки и переработки определено значение указанной степени равной 8 для определения температуры застывания. Однако проведенный детальный анализ большого объема результатов исследований составов и физико-химических свойств нефтей и конденсатов месторождений севера Тюменской области (особенно парафинистых конденсатов ачимовских залежей) и продуктов их промышленной подготовки и первичной переработки показал, что величина n_3 не является константой, а изменяется в зависимости от фракционного состава углеводородного продукта, особенно его наиболее тяжелой части. Поэтому для усовершенствования изложенного в /i/ метода была поставлена задача математического описания указанной зависимости показателя степени уравнения (1), корреляция для которого, как показал анализ, может быть в первом приближении получена от фракционного состава углеводородного продукта. При этом были использованы два различных методических подхода к получению корреляционных уравнений.

Наиболее простой и часто используемый способ математической обработки экспериментальных данных основан на использовании полиномов.

В первом варианте корреляционная зависимость была найдена именно по этому принципу. Для решения поставленной задачи по имеющимся экспериментальным данным для 18 проб конденсатов, нефтей и продуктов их переработки (в том числе 8 конденсатов ачимовских залежей, 4 конденсатов валанжинских залежей и 6 нефтей) с помощью соответствующей математической обработки были определены значения показателей степеней

уравнений (1), при которых расчетные и экспериментальные значения температур застывания анализируемых продуктов становятся равными. Приняв рассчитанные таким образом показатели степени в качестве «экспериментальных», провели математическую обработку полученного массива для получения корреляционных уравнений. Построив зависимости «экспериментальных» показателей степени от температур выкипания 90, 95 и 98% масс. углеводородных продуктов (T₉₀, T₉₅, T₉₈), получили полиномиальные уравнения для расчетов показателей степеней.

Найденное уравнение расчета показателя степени для определения температуры застывания выглядит следующим образом:

$$n_3 = A T_x^4 + B T_x^3 + C T_x^2 + D T_x + E \quad (2)$$

где T_x – температура выкипания 90, 95 и 98% (масс.) исследуемого сырья, °С;
 при T₉₀ = [205;510]: A = -2,163·10⁻⁹, B = 3,9·10⁻⁶, C = -2,65·10⁻³, D = =7,85·10⁻¹, E = -71,2.
 при T₉₅ = [245;560]: A = -8,85·10⁻¹⁰, B = 2,1·10⁻⁶, C = -1,83·10⁻³, D = =6,74·10⁻¹, E = -74,9.
 при T₉₈ = [285;560]: A = -4,79·10⁻¹⁰, B = 1,4·10⁻⁶, C = -1,45·10⁻³, D = =6,33·10⁻¹, E = -83,1.

В скобках указаны допустимые диапазоны соответствующих температур выкипания. При иных значениях T₉₀, T₉₅, T₉₈ следует применять показатель степени n₃ = 8.

Представленные зависимости, несмотря на их сугубо эмпирический характер, логически не противоречивы. Так, повышение показателя степени уравнений (1) с ростом температуры выкипания 90 – 98% (что эквивалентно увеличению количества тугоплавких парафинов в продукте) характеризует упрочнение парафиновой структуры (косвенной характеристикой которой является температура застывания). Обратный ход кривой показателя степени для определения температуры застывания (при температурах выкипания 90 – 98% свыше 300 - 400°С) можно объяснить значительным увеличением в продукте смол и асфальтенов, являющихся природными депрессорами, способствующими снижению прочности парафиновой структуры.

Представленные корреляционные зависимости позволили для ряда

нефтеконденсатных продуктов северных месторождений Тюменской области значительно улучшить результаты прогнозирования их температуры застывания. Так, для ачимовских конденсатов при использовании постоянных значений показателей степени отклонение прогнозируемых величин от фактически определяемых нередко достигали 20°C и более, а при использовании описанной в настоящей работе методики (т.е. переменных значений показателей степени) они в большинстве случаев существенно ниже.

Полученные уравнения по определению температур застывания на основе полиномов хотя и повысили точность прогноза низкотемпературных свойств, однако носят сугубо эмпирический характер, т.е. коэффициенты уравнений не имеют физического смысла. Кроме того, общеизвестно, что полиномы имеют строго ограниченную область применения, и экстраполяция с их помощью может привести к непредсказуемым последствиям. Поэтому была дополнительно предпринята попытка получить уравнение, имеющее хотя бы приблизительный физический смысл.

После проведенного системного анализа экспериментальных данных и закономерности кристаллизации парафинов пришли к следующему выводу. Показатель степени уравнения (1) косвенно характеризуют скорость прироста массы кристаллизующихся парафинов при охлаждении углеводородного продукта, от которой в свою очередь зависит темп достижения порогового содержания микрокристаллов парафинов для их визуальной идентификации (температура помутнения) и прочность образующейся парафиновой структуры при дальнейшем выпадении парафинов (температура застывания). Чем выше показатели степени, тем более интенсивен процесс кристаллизации парафинов при прочих равных условиях (характеристиках узких фракций углеводородных продуктов различного состава).

На основании изложенного было высказано предположение, что корреляционные уравнения для определения показателя степени уравнения (1) для прогноза температуры застывания можно представить как функции фракционного состава и плотности. Подобные зависимости используются при расчете цетановых чисел дизельных топлив.

Выбрав для корреляции низкотемпературных свойств и фракционного состава углеводородных продуктов температуры выкипания 20, 50 и 90% массовых, получили следующее уравнение для расчета показателя степени при определении температуры застывания:

$$n_3 = (A_1 \rho^2 + A_2 \rho + A_3) T_{20} + (B_1 \rho^2 + B_2 \rho + B_3) T_{50} + (C_1 \rho^2 + C_2 \rho + C_3) T_{90} \quad (3)$$

где T_{20} , T_{50} , T_{90} – температура выкипания 20, 50 и 90 % (масс.) углеводородного продукта, °С,

ρ – плотность углеводородного продукта, кг/м³

В этом уравнении коэффициенты имеют следующие значения:

Для расчета температуры застывания

При $\rho \leq 800$ кг/м³

$$A_1 = -2,61 \cdot 10^{-6}, \quad B_1 = -4,23 \cdot 10^{-6}, \quad C_1 = -4,17 \cdot 10^{-6},$$

$$A_2 = 4,159 \cdot 10^{-3}, \quad B_2 = 6,763 \cdot 10^{-3}, \quad C_2 = 6,483 \cdot 10^{-3},$$

$$A_3 = -1,450, \quad B_3 = -2,795, \quad C_3 = -2,5.$$

При $\rho > 800$ кг/м³

$$A_1 = 0, \quad B_1 = 0, \quad C_1 = 0,$$

$$A_2 = -4,8 \cdot 10^{-3}, \quad B_2 = -2,6 \cdot 10^{-5}, \quad C_2 = -1,14 \cdot 10^{-4},$$

$$A_3 = 2,47 \cdot 10^{-1}, \quad B_3 = -7 \cdot 10^{-2}, \quad C_3 = -1,1 \cdot 10^{-1}.$$

Для количественной оценки достигнутого повышения точности прогноза низкотемпературных свойств с помощью полученных уравнений (2) и (3) было выполнено сравнение температуры застывания, рассчитанных по уравнениям (1) с использованием показателей степени, найденных различными методами (включая ранее использовавшиеся постоянные значения) с экспериментальными данными.

В таблице 1 приведена разность между рассчитанными температуры застывания от соответствующих экспериментальных данных для продуктов, сгруппированных по классам: валанжинские конденсаты; ачимовские конденсаты; парафинистые нефти.

Для пояснения представленных таблиц следует уточнить использованные в них сокращения:

- при $n_3 = 8$ – в уравнении (2.1) подставляются постоянные значения показателей степени равное 8;
- при T_{90}, T_{95}, T_{98} – расчет показателей степени производится по уравнениям (2.2);
- по плотности – расчет показателей степени производится по уравнению (2.3).

Анализ представленных данных в таблице 1 позволяет сделать следующие выводы:

1. для ачимовских конденсатов применение новых методик значительно повышает точность расчетов температур застывания;
2. для конденсатов валанжинских залежей применение полученных в настоящей работе уравнений также повышает точность, но в меньшей степени;
3. для нефтей применение полученных в настоящей работе уравнений практически не влияет на точность расчетов температуры застывания.

Таблица 1 – Сравнение расчетных и экспериментальных температур застывания

	Плотность при 20 °С, кг/м ³	Эксперимент	Разность экспериментальных и расчетных температур, °С				
			При $n=8$	При $T=90^{\circ}\text{C}$	При $T=95^{\circ}\text{C}$	При $T=98^{\circ}\text{C}$	по плотности
Валанжинские залежи							
1. С-Уренгой. Скважина 1023. Конденсат.	757	-51	-7	-6	-5	-4	8
2. В-Тарко-Сале. Скважина 916. Конденсат.	750	-30	-13	-2	-2	-2	4
3. Тарко-Сале. Р-916. Конденсат.	766	-30	-14	-6	-6	-7	0
4. Ямбург. УКПГ-1В. Отстабилизированный конденсат. Магистральный конденсатопровод.	720	-69	3	1	2	4	6
Ачимовские залежи							
1. Уренгойское	780	-1	-12	-1	-1	-1	-2

месторождение, скважина 774. Конденсат.							
2. Ново-Уренгойское месторождение. Пилотная установка. Товарный конденсат.	797	4	-16	-6	-5	-4	-5
3. Ново-Уренгойское месторождение. Пилотная установка. Конденсат из дегазатора 1 ступени.	784	6	-20	-9	-8	-7	-9
4. Ново-Уренгойское месторождение. Пилотная установка. Конденсат из низкотемпературного сепаратора.	761	3	-24	-10	-10	-9	-10
5. В-Уренгойское месторождение. Скважина Р-336. Стабильный Конденсат.	802	-6	-5	5	6	7	4
6. Ново-Уренгойское месторождение. Пилотная установка. Конденсат из	786	-13	-10	3	3	3	3
входного сепаратора.							
7. Ново-Уренгойское месторождение. Пилотная установка РВС-200. Конденсат.	759	-11	-20	-5	-5	-5	-3
8. В-Уренгой. Роспан. Выветриватель.	778	-6	-10	3	3	3	5

Нефтяные залежи

1. Уренгойское месторождение. Скважина 201354. Нефть.	828	17	-8	-11	-9	-7	-7
2. Уренгойское месторождение. Низконапорный коллектор. Входной сепаратор.	826	7	-3	0	0	0	-8
3. Уренгойское месторождение. Товарная Нефть. Каскадная разгонка.	819	8	-5	-3	-2	-4	-11
4. Уренгойское месторождение. ЦПС-2. Стабильная Нефть. НК Входной сепаратор.	825	10	-2	-7	-8	-7	-5
5. СЗСК. Продукт. УМТ Кубовый продукт К-1.	864	23	-1	-5	-7	-10	-3
6. Ямбургское месторождение.	848	16	-4	-1	-1	0	3

Таким образом, основным результатом разработки новых методов расчета температуры застывания углеводородных продуктов является значительное повышение точности этих расчетов для конденсатов ачимовских залежей, что собственно и ставилось в качестве основной цели выполнения изложенных в настоящей статье исследований. Для конденсатов нижнемеловых залежей применение новых методик также повышает точность расчетов, хотя и в несколько меньшей степени, а для нефтей практически не влияет на точность. Тем не менее с целью унификации расчетной процедуры целесообразно применение единой методики для всех типов конденсатов, нефти и продуктов их переработки. На основе результатов вышеописанного расчетного анализа на данном этапе считаем целесообразным в качестве унифицированной методики рекомендовать расчет показателей степени для определения температуры застывания по уравнению (2). Применение же корреляции по плотности и фракционному составу уравнение (3) пока целесообразно только для ачимовских конденсатов – для использования же ее в качестве

унифицированной методики для всех конденсатов и нефтей Севера Тюменской области необходима доработка расчетной методики.

1. Характеристика трассы Уфа-Самара

Трасса проектируемого нефтепродуктопровода проходит по территории Башкирии, Самарской и Оренбургской областей. Протяженность составляет 416,7 км. Рельеф представлен на рисунке 1.1.

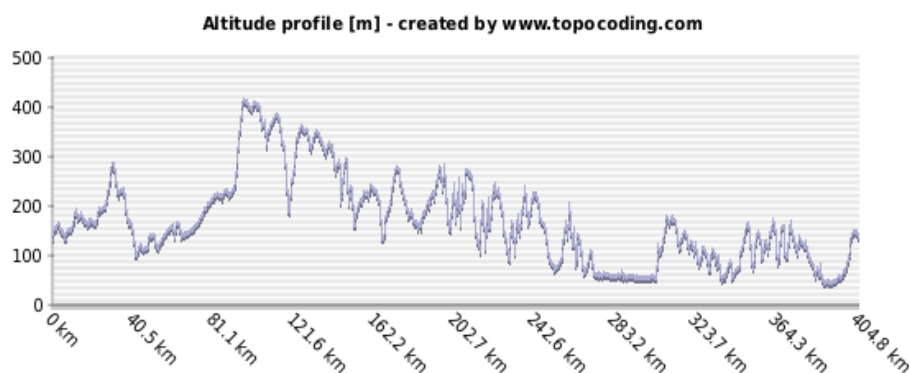


Рисунок 1.1 - Рельеф Уфа-Самара

Самарская область расположена почти в центре европейской части России (площадь 53,6 тыс. кв. км.) на левом и правом берегах в среднем течении Волги. Реки Волга и Самара делят её по рельефу на три части - Правобережье, Север и Юг левобережья. Правобережье занято Приволжской возвышенностью и Жигулевскими горами, пересеченными оврагами, балками и речными долинами. Значительную часть в Жигулях и на Самарской Луке занимают карстовые формы рельефа, представляющие собой глубокие воронки и провалы.

Левобережье области или Заволжье, занимающее 90% площади, низменный район, полого поднимающийся на Востоке. Река Самара делит левобережье на две части (Северную и Южную). Север Левобережья в свою очередь делится рекой Кондурчой на расположенную вдоль Волги плоскую равнину низкого Заволжья на Западе и высокого Заволжья на Востоке. Максимальная высота его в отрогах Бугульминско-Белебеевской

возвышенности - 317 метров над уровнем моря. По правым берегам рек Сок и Кондурча проходят Сокские горы и Кинельские горы.

Юг Левобережья или Сыртовое Заволжье имеет сыртовый пологоволнистый (долино-балочный) тип рельефа. На юго-востоке в пределы области заходят отроги возвышенности общего Сырта. Самарская область имеет богатые плодородные черноземные почвы (73% почвенного покрова области).

Самарская область имеет резко континентальный климат, со среднегодовой температурой воздуха +3,8 градусов по Цельсию, средней температурой января -13,9 градуса, средней температурой июля +20,1 градуса.

Оренбургская область отличается разнообразием рельефа. Западная ее часть расположена в пределах юго-восточной окраины Восточно-Европейской равнины. Здесь находятся возвышенности Бугульминско-Белебеевская и Общий Сырт, с юга заходит Прикаспийская низменность. Восток области расположен в пределах южных отрогов Уральских гор, Зауральского и Тургайского плато. Абсолютные высоты поверхности колеблются от 39 м. в долине реки Урал при пересечении ее с южной границей области до 667 м. — на хребте Накас. Действительно, если смотреть с запада области, то до города Сорочинск преобладает равнинный рельеф с холмами. Степь без единого дерева протягивается на многие километры. А вот уже восточнее Сорочинска, ближе к городу Оренбург, холмы превращаются в предгорья величественных Уральских гор. Увеличивается высота, дороги становятся более извилистыми.

Климат области континентальный, с жарким, сопровождающимся суховеями летом и холодной зимой с устойчивым снежным покровом. Абсолютная амплитуда колебаний между крайними значениями температур велика и достигает 85°C. Зима отличается постоянством отрицательных температур и суровыми морозами, достигающими -40°C...-49°C. Лето солнечное и жаркое, в дневные часы, особенно в июле, температура нередко поднимается до +35°C...+40°C.

По характеру рельефа, истории геологического и структурного развития территории в Башкортостане выделяются три крупные геоморфологические

области:

- 1) Равнины Южного Приуралья, объединяющие равнинный рельеф восточной окраины Русской платформы и Предуральского краевого прогиба;
- 2) Горы Южного Урала, сформированные на складчато-глыбовом основании;
- 3) Равнины Южного Зауралья, сформированные также на складчато-глыбовом основании.

Рельеф Западного Башкортостана отражает, как бы повторяя, формы поверхности кристаллического фундамента. Татарскому своду на западе в рельефе соответствует Бугульминско-Белебеевская возвышенность. В зоне Башкирского свода на севере возвышается

Уфимское плато. С Оренбургским сводом на юго-западе связана возвышенность Общего Сырта. Прибельская равнина соответствует прогибу и Бирской седловине кристаллического фундамента Русской платформы.

Восточная часть Башкортостана представлена горным рельефом, который соответствует геосинклинальной области, а в Зауралье расположена холмистая равнина.

Климат в республике Башкирия умеренно-континентальный. Зимы здесь довольно холодные со средними январскими температурами от -17 до -14 °С. Лето теплое, причем преобладает солнечная погода, порой даже очень сухая и жаркая. Средняя июльская температура колеблется от $+16$ до $+20$ °С. В год выпадает от 300-600 миллиметров осадков. Солнце в республике сияет 1800-2000 часов в год. По погодным условиям территорию Башкортостана условно можно поделить на западную и горную часть, а также на Башкирское Зауралье.

Исходные данные :

$$L=416,7 \text{ км};$$

$$G_{дт}= 3,12 \text{ млн.т};$$

$$G_{Б}= 4,68 \text{ млн.т};$$

$$T_p= 273 \text{ К};$$

$$\Delta Z= -64 \text{ м};$$

$$\rho_{293 \text{ дт}}= 840 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{293Б} = 730 \text{ кг/м}^3;$$

$$\vartheta 273 \text{ Б} = 0,95 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\vartheta 293 \text{ Б} = 0,75 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\vartheta 273 \text{ ДТ} = 11 \text{ мм}^2/\text{с};$$

$$\vartheta 293 \text{ ДТ} = 6 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Свойства перекачиваемых нефтепродуктов

Изучение дизельного топлива без присадки ДДП Clariant

Свойства дизельного топлива без присадки ДДП Clariant:

Расчетная плотность ρ_T , кг/м³, при температуре $T=T_P=273\text{К}$ [1]

определим по формуле (2.1)

$$\rho_T = \rho_{293} + \xi \cdot (293 - T), \quad (1.1)$$

где ρ_{293} – плотность нефти при 293К;

ξ - температурная поправка, кг/(м³·К).

Температурная поправка:

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot \rho_{293}, \quad (1.2)$$

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot 840 = 0,7204 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}),$$

$$\rho_T = 840 + 0,7204 \cdot (293 - 273) = 854,408 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Расчетная кинематическая вязкость ν_T , м²/с, определяется по формуле Вальтера (ASTM):

$$\lg \lg(\nu_T + 0,8) = A_v + B_v \lg T, \quad (1.3)$$

$$A_v = \lg \lg(\nu_1 + 0,8) - B_v \lg T_1, \quad (1.4)$$

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(\nu_2 + 0,8)}{\lg(\nu_1 + 0,8)} \right]}{\lg T_2 - \lg T_1}, \quad (1.5)$$

где A_v , B_v - постоянные коэффициенты.

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(6 + 0,8)}{\lg(11 + 0,8)} \right]}{\lg 293 - \lg 273} = -3,57,$$

$$A_v = \lg \lg(11 + 0,8) - (-3,57) \lg 273 = 8,738,$$

$$v_T = 10^{10(A_v + B_v \lg T)} - 0,8, \quad (1.6)$$

$$v_T = 10^{10(8,738 - 3,57 \lg 273)} - 0,8 = 11 \frac{\text{мм}^2}{\text{с}}.$$

Коэффициент теплопроводности по формуле (1.7)

$$\lambda_T = \frac{156,6}{\rho_{20}} \cdot (1 - 0,00047 \cdot T), \quad (1.7)$$

где ρ_{20} - плотность при 20°C , кг/м³;

T-температура, К.

$$\lambda_T = \frac{156,6}{840} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 273) = 0,162 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Удельная теплоемкость:

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{\rho_{20}}} \cdot (762 + 3,39 \cdot T), \quad (1.8)$$

где ρ_{20} - плотность при 20°C , кг/м³;

T-температура, К.

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{840}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 273) = 1837,5 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Свойства бензина

Температурная поправка по формуле (1.2):

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot 730 = 0,86505 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}).$$

Расчетная плотность при температуре T=T_P=273 по формуле (1.1):

$$\rho_T = 730 + 0,865 \cdot (293 - 273) = 747,301 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Расчетная кинематическая вязкость определяется по формуле Вальтера (ASTM) по формуле (1.6):

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(0,75 + 0,8)}{\lg(0,95 + 0,8)} \right]}{\lg 293 - \lg 273} = -3,457,$$

$$A_v = \lg \lg(0,95 + 0,8) - (-3,457) \lg 273 = 7,809,$$

$$v_T = 10^{10(7,809 - 3,457 \lg 273)} - 0,8 = 0,95 \frac{\text{мм}^2}{\text{с}}.$$

Коэффициент теплопроводности

$$\lambda_T = \frac{156,6}{730} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 273) = 0,187 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Удельная теплоемкость

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{730}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 273) = 1971,1 \text{ Дж/(кг·К)}.$$

Изучение дизельного топлива с присадкой ДДП Clariant

Свойства дизельного топлива без присадки ДДП Clariant:

Расчетная плотность ρ_T , кг/м³, при температуре $T = T_P = 273 \text{ К}$ [1] определим по формуле (1.1)

$$\rho_T = \rho_{293} + \xi \cdot (293 - T), \quad (1.1)$$

где ρ_{293} – плотность нефти при 293К;

ξ - температурная поправка, кг/(м³·К).

Температурная поправка:

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot \rho_{293}, \quad (1.2)$$

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot 840 = 0,7204 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{К)},$$

$$\rho_T = 840 + 0,7204 \cdot (293 - 273) = 854,408 \text{ кг/м}^3.$$

Расчетная кинематическая вязкость v_T , м²/с, определяется по

формуле Вальтера (ASTM):

$$\lg \lg(v_T + 0,8) = A_v + B_v \lg T, \quad (1.3)$$

$$A_v = \lg \lg(v_1 + 0,8) - B_v \lg T_1, \quad (1.4)$$

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(v_2 + 0,8)}{\lg(v_1 + 0,8)} \right]}{\lg T_2 - \lg T_1}, \quad (1.5)$$

где A_v, B_v - постоянные коэффициенты.

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(6 + 0,8)}{\lg(11 + 0,8)} \right]}{\lg 293 - \lg 273} = -3,57,$$

$$A_v = \lg \lg(11 + 0,8) - (-3,57) \lg 273 = 8,738,$$

$$v_T = 10^{10(A_v + B_v \lg T)} - 0,8, \quad (1.6)$$

$$v_T = 10^{10(8,738 - 3,57 \lg 273)} - 0,8 = 11 \frac{\text{мм}^2}{\text{с}}.$$

Коэффициент теплопроводности по формуле (1.7)

$$\lambda T = \frac{156,6}{\rho_{20}} \cdot (1 - 0,00047 \cdot T), \quad (1.7)$$

где ρ_{20} - плотность при 20°C , кг/м³;

T-температура, К.

$$\lambda T = \frac{156,6}{840} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 273) = 0,162 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Удельная теплоемкость:

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{\rho_{20}}} \cdot (762 + 3,39 \cdot T), \quad (1.8)$$

где ρ_{20} - плотность при 20°C , кг/м³;

T-температура, К.

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{840}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 273) = 1837,5 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Свойства бензина:

Температурная поправка по формуле (1.2):

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot 730 = 0,86505 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}).$$

Расчетная плотность при температуре $T = T_P = 273$ по формуле (1.1):

$$\rho_T = 730 + 0,865 \cdot (293 - 273) = 747,301 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Расчетная кинематическая вязкость определяется по формуле Вальтера (ASTM) по формуле (1.6):

$$B_v = \frac{\lg \left[\frac{\lg(0,75 + 0,8)}{\lg(0,95 + 0,8)} \right]}{\lg 293 - \lg 273} = -3,457,$$

$$A_v = \lg \lg(0,95 + 0,8) - (-3,457) \lg 273 = 7,809,$$

$$\nu_T = 10^{10(7,809 - 3,457 \lg 273)} - 0,8 = 0,95 \frac{\text{мм}^2}{\text{с}}.$$

Коэффициент теплопроводности

$$\lambda_T = \frac{156,6}{730} \cdot (1 - 0,00047 \cdot 273) = 0,187 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Удельная теплоемкость

$$C = \frac{31,56}{\sqrt{730}} \cdot (762 + 3,39 \cdot 273) = 1971,1 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Расчет параметров последовательной перекачки нефтепродуктов

Расчетная часовая производительность нефтепродуктопровода при $\rho = \rho_T$:

$$Q_{\text{ч}} = \frac{1}{8400} \cdot \sum_{i=1}^s \frac{G_{\text{год}i}}{\rho_i}, \quad (1)$$

где $G_{\text{год}i}$ – годовая (массовая) производительность i -го нефтепродукта, млн. т/год;

ρ_i – расчетная плотность i -го нефтепродукта, кг/м³.

$$Q_{г} = \frac{1}{8400} \cdot \left(\frac{4,68 \cdot 10^9}{747,301} + \frac{3,12 \cdot 10^9}{854,408} \right) = 1180,26 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Выбор насосного оборудования НПС и расчет рабочего давления:

В соответствии с расчетной часовой производительности нефтепровода подбираем основное оборудование нефтеперекачивающей станции (подпорные и магистральные насосы). Количество магистральных насосов НМ 1250-260 равно 3, количество подпорных насосов НПВ 1250-60 равно 1.

Задаваясь значениями диаметров колес, определим напоры, развиваемые насосами при расчетной производительности перекачки по формуле (2)

$$h = a - b \cdot Q^2, (2)$$

Для магистральных насосов при $D_2=418$ мм:

$$h_M = 291,9 - 3,9043 \cdot 10^{-5} \cdot 1180,26^2 = 237,51 \text{ м}.$$

Для подпорного насоса при $D_2=475$ мм:

$$h_{II} = 61,2 - 9,3754 \cdot 10^{-6} \cdot 1180,26^2 = 48,14 \text{ м}.$$

Определим *рабочее давление* по формуле (3.3) при условии, что число последовательно соединенных насосов равно трем, число подпорных насосов равно одному.

$$p = \rho \cdot g(h_{II} + m_M \cdot h_M) \cdot 10^{-6} \leq p_{\text{доп}}, (3)$$

где $p_{\text{доп}}$ - допустимое давление, $p_{\text{доп}}=6,4$ МПа;

g - ускорение свободного падения, $g = 9,81 \text{ м}^2/\text{с}$;

h_{II} , h_M – напоры, развиваемые подпорным и магистральным насосами, м;

m_M - число последовательно включенных магистральных насосов.

$$P = 854,408 \cdot 9,81 \cdot (48,14 + 3 \cdot 237,51) \cdot 10^{-6} = 6,37 \text{ МПа},$$

где g – ускорение свободного падения, $\text{м}^2/\text{с}$;

h_{II} , h_M – напоры, развиваемые подпорным и магистральным насосами, м;

mm – число работающих магистральных насосов на перекачивающей станции, шт.

$$P = 6,37 \leq P_{доп} = 6,4 \text{ МПа} - \text{условие выполняется.}$$

Расчетный напор НПС принимается равным

$$H_{ст} = m \cdot hM, \quad (3.4)$$

$$H_{ст} = 3 \cdot 237,51 = 712,53 \text{ м.}$$

Определение диаметра и толщины стенки трубопровода

$$D_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_q}{3600 \cdot \pi \cdot W_0}}, \quad (3.5)$$

где w_0 – рекомендуемая ориентировочная скорость перекачки $w_0 = 2 \text{ м/с}$.

$$D_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot 1180,26}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2}} = 0,457 \text{ м.}$$

По значению D_0 принимаем ближайший стандартный наружный диаметр $D_n = 530 \text{ мм}$.

Выбираем марку стали 17ГС Выксунский металлургический завод по ТУ 14-3-1573-99 с $\sigma_B = 510 \text{ МПа}$, $\sigma_T = 350 \text{ МПа}$, $k_1 = 1,4$.

Определим расчетное сопротивление металла трубы

$$R_1 = \frac{\sigma_B \cdot m}{k_1 \cdot k_H}, \quad (3.6)$$

где $\sigma_B = 510 \text{ МПа}$ – временное сопротивление стали на разрыв, МПа ($\sigma_B = R_{1n}$);

$m = 0,99$ – коэффициент условий работы;

$k_1 = 1,4$ – коэффициент надежности по материалу;

$k_H = 1,1$ – коэффициент надежности по назначению.

$$R_1 = \frac{510 \cdot 0,99}{1,4 \cdot 1,1} = 327,86 \text{ МПа.}$$

Вычислим **толщину стенки трубопровода** по формуле (3.7)

$$\delta_0 = \frac{n \cdot P \cdot D_H}{2 \cdot (R_1 + n \cdot P)} \quad (3.7)$$

где P – рабочее давление в трубопроводе, МПа;

R₁ – расчетное сопротивление металла трубы, МПа;

n – коэффициент надежности по нагрузке (n=1,1) [2].

$$\delta_0 = \frac{1,1 \cdot 6,37 \cdot 530}{2 \cdot (327,86 + 1,1 \cdot 6,37)} = 5,54 \text{ мм.}$$

Вычисленное **значение толщины стенки трубопровода** δ₀ округляется в большую сторону до стандартной величины δ из рассматриваемого сортамента труб. Принимаем δ = 7 мм.

Внутренний диаметр трубопровода

$$D = 530 - 2 \cdot 7 = 516 \text{ мм.}$$

Гидравлический расчет выполняем по наиболее вязкому нефтепродукту (дизельное топливо ν = 11 $\frac{\text{мм}^2}{\text{с}}$, ρ_T = 854,408 кг/м³) при расчетном расходе

$$Q = \frac{1180,26}{3600} = 0,33 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Средняя скорость потока:

$$W = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2}, \quad (3.8)$$

где D – внутренний диаметр, м.

$$W = \frac{4 \cdot 1180,26}{3,14 \cdot (0,516)^2 \cdot 3600} = 1,57 \text{ м/с.}$$

Потери напора на трение:

$$h_\tau = \lambda \frac{L_p}{D} \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (3.9)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления;

L_p – расчетная длина нефтепровода (равна полной длине трубопровода при отсутствии перевальных точек), м.

Число Рейнольдса определим по формуле (3.10)

$$Re = \frac{W \cdot D}{\nu}, \quad (3.10)$$

$$Re = \frac{1,57 \cdot 0,516}{11 \cdot 10^{-6}} = 73580$$

Значения переходных чисел Рейнольдса Re_1 и Re_2 :

$$Re_1 = \frac{10}{\bar{k}}, \quad (3.11)$$

$$Re_2 = \frac{500}{\bar{k}}, \quad (3.12)$$

$$\bar{k} = \frac{k_{\text{Э}}}{D}, \quad (3.13)$$

где \bar{k} – относительная шероховатость трубы;

$k_{\text{Э}}$ – эквивалентная (абсолютная) шероховатость стенки трубы, зависящая от материала и способа изготовления трубы, а также от ее состояния, $k_{\text{Э}}=0,2$ мм.

$$\bar{k} = \frac{0,2}{516} = 3,87 \cdot 10^{-4}$$

$$Re_1 = \frac{10}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 25800$$

$$Re_2 = \frac{500}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 1290000$$

Так как $25800 < 73580 < 1290000$

$Re_1 < Re < Re_2$ - зона смешанного трения, то **коэффициент гидравлического сопротивления** определяется по формуле Альтшуля:

$$\lambda = 0,11 \cdot (68 / Re + \bar{k})^{0,25}, \quad (3.14)$$

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{73580} + 3,87 \cdot 10^{-4} \right)^{0,25} = 0,02$$

$$h_{\tau} = 0,02 \cdot \frac{416,7 \cdot 10^3}{0,516} \cdot \frac{1,57^2}{2 \cdot 9,81} = 2120 \text{ м.}$$

Суммарные потери напора в трубопроводе определяют по формуле (3.15)

$$H = 1,02 \cdot h_{\tau} + \Delta Z + N_{\text{Э}} \cdot h_{\text{ост}}, \quad (3.15)$$

где 1,02 – коэффициент, учитывающий надбавку на местные сопротивления в линейной части нефтепровода;

ΔZ – разность геодезических отметок;

$N_{\text{Э}}=1$ – число эксплуатационных участков (назначается согласно протяженности эксплуатационного участка в пределах 400...600 км);

$h_{\text{ост}}$ – остаточный напор в конце эксплуатационного участка, $h_{\text{ост}}=40$ м.

$$H = 1,02 \cdot 2120 + 64 + 1 \cdot 40 = 2138,4 \text{ м}$$

Величина гидравлического уклона магистрали:

$$i = \frac{h_{\tau}}{L_p}, \quad (3.16)$$

$$i = \frac{2120}{416,7 \cdot 10^3} = 5,09 \cdot 10^{-3}.$$

На основании уравнения баланса напоров, **необходимое число перекачивающих станций** составит:

$$n_0 = \frac{H - N_{\text{Э}} \cdot h_{\text{П}}}{H_{\text{ст}}}, \quad (3.17)$$

$$n_0 = \frac{2138,4 - 1 \cdot 48,14}{712,53} = 2,93$$

Округляем до $n=3$.

Рассчитаем **полные потери напора при перекачке каждого из нефтепродуктов** в диапазоне расходов от 700 до 1400 м³/ч.

Полные потери напора при перекачке бензина при $Q = 700$ м³/ч:

Средняя скорость потока по формуле (3.8)

$$W = \frac{4 \cdot 700}{3,14 \cdot (0,516)^2 \cdot 3600} = 0,93 \text{ м/с.}$$

Число Рейнольдса по формуле (3.10)

$$Re = \frac{0,93 \cdot 0,516}{0,95 \cdot 10^{-6}} = 505137$$

Значения переходных чисел Рейнольдса Re_1 и Re_2 по формулам (3.11)-(3.12)

$$Re_1 = \frac{10}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 25800$$

$$Re_2 = \frac{500}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 1290000$$

Так как $25800 < 549875 < 1290000$

$Re_1 < Re < Re_2$ - зона смешанного трения, то коэффициент гидравлического сопротивления определяется по формуле Альтшуля (3.14)

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{505137} + 3,87 \cdot 10^{-4} \right)^{0,25} = 0,0166$$

Потери напора на трение по формуле (3.9)

$$h_\tau = 0,0166 \cdot \frac{416,7 \cdot 10^3}{0,516} \cdot \frac{0,93^2}{2 \cdot 9,81} = 590,95 \text{ м.}$$

Суммарные потери напора в трубопроводе по формуле (3.15)

$$H = 1,02 \cdot 590,95 - 64 + 1 \cdot 40 = 578,77 \text{ м.}$$

Суммарный напор станций при $Q = 700$ м³/ч по формуле (3.2)

$$h_M = 291,9 - 3,9043 \times 10^{-5} \times 700^2 = 272,769 \text{ м,}$$

$$h_{II} = 61,2 - 9,3754 \times 10^{-6} \times 700^2 = 56,61 \text{ м.}$$

Суммарный напор станций:

$$H = n \cdot m \cdot h_M + h_{\Pi}, \quad (3.18)$$

$$H = 3 \cdot 3 \cdot 272,769 + 56,61 = 2511,53 \text{ м.}$$

Аналогично для диапазона расходов 700-1400 м³/ч. Результаты сведем в таблицу 1.1.

Таблица 1.1 – Данные для построения совмещенной характеристики нефтепродуктопровода и насосных станций

Расход, м ³ /ч	Полные потери напора при перекачке, м			Суммарный напор станций, м		
	ДТ	ДТ + ДДП	Бензин	n=2 ДТ	n=1 ДТ + ДДП	n=3 (Бензин)
700	815,45		580,19	1693,22	874,91	2511,53
800	1043,89		758,71	1656,67	855,93	2457,41
900	1297,32		960,15	1615,26	834,43	2396,08
1000	1575,44		1184,48	1568,97	810,39	2327,54
1200	2204,87		1701,86	1461,77	754,73	2168,80
1300	2555,82		1994,90	1400,86	723,11	2078,61
1400	2930,75		2310,83	1335,08	688,95	1981,21

Строим совмещенную характеристику нефтепродуктопровода и насосных станций при n=2, n=3 для дизельного топлива и бензина (рисунок 3.1).

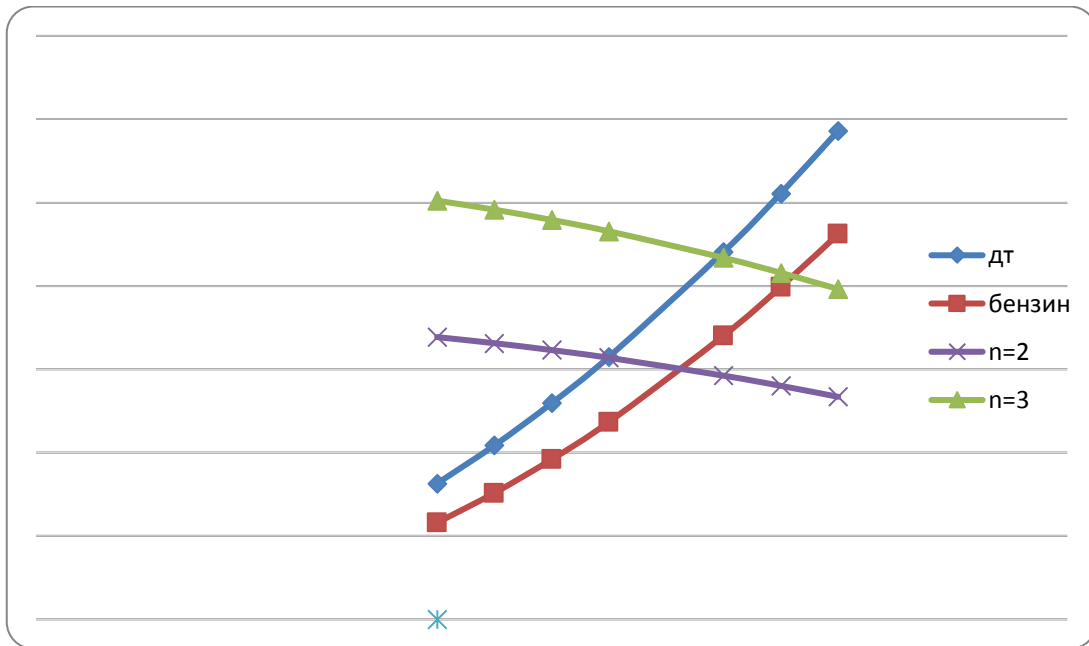


Рисунок 3.1- Совмещенная характеристика нефтепродуктопровода и насосных станций

При $n=3$: $Q_{дт}=1200$ м³/ч, $Q_{б}=1315$ м³/ч;

при $n=2$: $Q_{дт}=1005$ м³/ч, $Q_{б}=1110$ м³/ч.

Определим число дней перекачки каждого нефтепродукта при $n=3$:

$$N_i = \frac{G_{\text{год}i}}{24 \cdot \rho_i \cdot Q_{\text{час}i}}, \quad (3.19)$$

где $G_{\text{год}i}$ – годовая (массовая) производительность i -го нефтепродукта, млн. т/год;

ρ_i – расчетная плотность i -го нефтепродукта, кг/м³;

$Q_{\text{час}i}$ – производительность перекачки i -го нефтепродукта, м³/ч.

$$N_{дт} = \frac{3,12 \cdot 10^9}{24 \cdot 854,408 \cdot 1200} = 126,79 \text{ сут,}$$

$$N_{б} = \frac{4,68 \cdot 10^9}{24 \cdot 747,301 \cdot 1315} = 198,43 \text{ сут,}$$

$$\sum N_i = 126,79 + 198,43 = 325,22 < 350 \text{ сут.}$$

Неравенство выполняется.

Число дней перекачки каждого нефтепродукта при $n=2$ по формуле (1.19)

$$N_{\text{ДГ}} = \frac{3,12 \cdot 10^9}{24 \cdot 854,408 \cdot 1005} = 152,25 \text{ сут,}$$

$$N_{\text{Б}} = \frac{4,68 \cdot 10^9}{24 \cdot 747,301 \cdot 1110} = 236,92 \text{ сут,}$$

$$\sum N_i = 152,25 + 236,92 = 389,17 > 350 \text{ сут.}$$

Неравенство не выполняется.

Таким образом искомое количество насосных станций $n=3$.

Уточним **число насосных станций для дизельного топлива** для $Q_{\text{ДГ}}=1200$ м³/ч

Средняя скорость потока по формуле (3.8)

$$W = \frac{4 \cdot 1200}{3,14 \cdot (0,516)^2 \cdot 3600} = 1,59 \text{ м/с.}$$

Число Рейнольдса по формуле (3.10)

$$Re = \frac{1,59 \cdot 0,516}{11 \cdot 10^{-6}} = 74811$$

Значения переходных чисел Рейнольдса Re_1 и Re_2 по формулам (3.11)-(3.12)

$$Re_1 = \frac{10}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 25800$$

$$Re_2 = \frac{500}{3,87 \cdot 10^{-4}} = 1290000$$

Так как $25800 < 74811 < 1290000$

$Re_1 < Re < Re_2$ - зона смешанного трения, то коэффициент гидравлического сопротивления определяется по формуле Альтшуля (3.14)

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{74811} + 3,87 \cdot 10^{-4} \right)^{0,25} = 0,0209$$

Потери напора на трение по формуле (3.9)

$$h_{\tau} = 0,0209 \cdot \frac{416,7 \cdot 10^3}{0,516} \cdot \frac{1,59^2}{2 \cdot 9,81} = 2185,16 \text{ м.}$$

Суммарные потери напора в трубопроводе по формуле (3.15)

$$H = 1,02 \cdot 2185,17 - 64 + 1 \cdot 40 = 2204,87 \text{ м.}$$

Суммарный напор станций при $Q_{дт}=1200$ м³/ч по формуле (3.2)

$$h_M = 291,9 - 3,9043 \times 10^{-5} \times 1200^2 = 235,68 \text{ м,}$$

$$h_{II} = 61,2 - 9,3754 \times 10^{-6} \times 1200^2 = 47,7 \text{ м.}$$

Расчетный напор НПС определяем по формуле (3.4)

$$H_{CT} = 3 \cdot 235,68 = 707,04 \text{ м.}$$

Необходимое число НПС определяем по формуле (3.17)

$$n_0 = \frac{2204,87 - 1 \cdot 47,7}{707,04} = 3$$

Определение количества смеси, образующейся в контакте бензина и дизельного топлива:

Средние скорости перекачки нефтепродуктов по формуле (3.8)

$$W_{дт} = \frac{4 \cdot 1200}{3,14 \cdot (0,516)^2 \cdot 3600} = 1,6 \text{ м/с,}$$

$$W_B = \frac{4 \cdot 1315}{3,14 \cdot (0,516)^2 \cdot 3600} = 1,75 \text{ м/с.}$$

Соответствующие числа Рейнольдса по формуле (3.10)

$$Re_{дт} = \frac{1,6 \cdot 0,516}{8,814 \cdot 10^{-6}} = 93669$$

$$Re_B = \frac{1,75 \cdot 0,516}{0,873 \cdot 10^{-6}} = 1034364$$

Сравнивая их с переходными числами Рейнольдса, видим, что нефтепродукты перекачиваются в зоне смешанного трения турбулентного режима.

Коэффициент гидравлического сопротивления по формуле (3.14)

$$\lambda_{ДТ} = 0,11 \cdot \left(\frac{68}{93669} + 3,87 \cdot 10^{-4} \right)^{0,25} = 0,02,$$

$$\lambda_{Б} = 0,11 \cdot \left(\frac{68}{1034364} + 3,87 \cdot 10^{-4} \right)^{0,25} = 0,016.$$

Геометрический объем нефтепродуктопровода:

$$V_{Тр} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{4}, \quad (3.20)$$

$$V_{Тр} = \frac{3,14 \cdot 0,516^2 \cdot 416700}{4} = 87094,87 \text{ м}^3.$$

Объем смеси:

$$V_{см} = 1000 \cdot (\lambda_{ДТ}^{1,8} + \lambda_{Б}^{1,8}) \cdot (D/L)^{0,43} \cdot V_{Тр}, \quad (3.21)$$

$$V_{см} = 1000 \cdot (0,02^{1,8} + 0,016^{1,8}) \cdot (0,516/416700)^{0,43} \cdot 87094,87 = 366,67 \text{ м}^3.$$

Предельно допустимая концентрация дизельного топлива в бензине:

$$\theta_{д} = \frac{([t_{кк}] - t_{кк}) \cdot ([t_{кк}] + t_{кк} - 248)}{28 \cdot (\rho_{д} - 753)}, \quad (3.22)$$

где $[t_{кк}]$ - температура конца кипения бензина, установленная ГОСТом, °С;

$t_{кк}$ - фактическая температура конца кипения бензина, °С;

$\rho_{д}$ - плотность дизельного топлива при температуре 20°С, кг/м³.

$$\theta_{д} = \frac{(185 - 180) \cdot (185 + 180 - 248)}{28 \cdot (840 - 753)} = 0,24\%.$$

Предельно допустимая концентрация бензина в дизельном топливе:

$$\theta_{Б} = \frac{1135}{t_{Б} + 55} \cdot \lg \frac{t_{Б}}{[t_{Б}]}, \quad (3.23)$$

где $[t_B]$ - температура вспышки дизельного топлива, установленная ГОСТом, °С;
 t_B - фактическая температура вспышки дизельного топлива, °С.

$$\theta_B = \frac{1135}{40 + 55} \cdot \lg \frac{40}{35} = 0,69\%.$$

Минимальный объем чистого нефтепродукта, необходимый для приема половины объема смеси

$$V_{\text{min}} = 0,0858 \cdot \frac{V_{\text{см}}}{\theta_{\Pi}}, \quad (3.24)$$

где θ_{Π} - допустимая концентрация примеси.

$$V_{\text{minДГП}} = 0,0858 \cdot \frac{366,67}{0,0069} = 4559 \text{ м}^3.$$

$$V_{\text{minБП}} = 0,0858 \cdot \frac{366,67}{0,0024} = 13108 \text{ м}^3.$$

Минимально необходимые объемы партий чистых нефтепродуктов в цикле:

$$V_{\text{minДГ}} = 2 \cdot 4559 = 9118 \text{ м}^3,$$

$$V_{\text{minБ}} = 2 \cdot 13108 = 26216 \text{ м}^3.$$

Максимально возможное число циклов перекачки:

$$\Pi_i = \frac{\varepsilon_i \cdot G_{\text{год}i}}{\rho_i \cdot \sum_{j=1}^k V_{\text{min}ij}}, \quad (3.25)$$

где ε_i - доля i -го нефтепродукта, которая доходит до конечного пункта трубопровода;

$V_{\text{min}ij}$ - минимально требуемый объем j -ой партии i -го нефтепродукта.

$$\Pi_{\text{ДГ}} = \frac{1 \cdot 3,12 \cdot 10^9}{854,408 \cdot 9118} = 400 \text{ 1/год},$$

$$\Pi_{\text{Б}} = \frac{1 \cdot 4,68 \cdot 10^9}{747,301 \cdot 26216} = 239 \text{ 1/год}.$$

Принимаем число циклов $\Pi=239$.

Уточним *объем каждого нефтепродукта*:

$$V_i = \frac{\varepsilon \cdot G_{\text{год}i}}{\rho_i \cdot \Pi}, \quad (3.26)$$

$$V_{\text{ДТ}} = \frac{1 \cdot 3,12 \cdot 10^9}{854,408 \cdot 239} = 15279 \text{ м}^3,$$

$$V_{\text{Б}} = \frac{1 \cdot 4,68 \cdot 10^9}{747,301 \cdot 239} = 26203 \text{ м}^3.$$

Контроль последовательной перекачки

Успех последовательной перекачки достигается при условии тщательного контроля над технологическим процессом. Правильно организованный контроль позволяет диспетчеру достаточно точно знать местонахождение партий нефтепродуктов и зоны смеси, организовывать сбросы на попутные нефтебазы и наливные пункты, подготовиться к приему и распределению смеси на конечном пункте трубопровода.

Для контроля над последовательной перекачкой разработан ряд методов, основанных на фиксации изменения одного из физических параметров последовательно перекачиваемых жидкостей (плотности, диэлектрической проницаемости, скорости прохождения ультразвука и др.) или на слежении за движением какого-либо индикатора (радиоактивных изотопов, флуоресцентных красителей и т. д.).

Контроль смеси по изменению плотности

Данный метод контроля смеси применяют в том случае, когда разность плотностей контактирующих жидкостей достаточно велика.

В основу определения концентраций положены уравнения сохранения массы и объема

$$\begin{cases} \rho_A \cdot V_A + \rho_B \cdot V_B = \rho_{\text{см}} \cdot V_{\text{см}}; & (4.1) \\ V_A + V_B = V_{\text{см}}, & (4.2) \end{cases}$$

где ρ_A , ρ_B , $\rho_{\text{см}}$ — плотности нефтепродуктов А и Б, а также их смеси; V_A , V_B , $V_{\text{см}}$ — объемы данных жидкостей.

Поделив обе половины данных уравнений на $V_{см}$ и учитывая, что по определению $V_A / V_{см} = K_A$ и $V_B / V_{см} = K_B$, можем переписать их в виде

$$\begin{cases} \rho_A \cdot K_A + \rho_B \cdot K_B = \rho_{см}; & (4.3) \\ K_A + K_B = 1, & (4.4) \end{cases}$$

где K_A, K_B — объемные концентрации в смеси нефтепродуктов А и Б.

Решая данную систему уравнений, получаем

$$K_A = \frac{\rho_{см} - \rho_B}{\rho_A - \rho_B}, \quad (1.5)$$

$$K_B = \frac{\rho_{см} - \rho_A}{\rho_B - \rho_A}. \quad (1.6)$$

Таким образом, если непрерывно измерять $\rho_{см}$, то при заданных величинах ρ_A и ρ_B нетрудно найти мгновенные концентрации чистых жидкостей в рассматриваемом сечении. Для непрерывного (автоматического) измерения плотности перекачиваемой жидкости создан ряд приборов. Одним из первых был поплавковый плотномер конструкции НИИТранснефть.

Плотномер рекомендовали устанавливать на байпасе перед перекачивающей станцией или конечным пунктом. Перед прибором размещается фильтр, из которого очищенная жидкость по двум патрубкам 10 поступает в плотномер.

С изменением плотности жидкости, проходящей через плотномер, изменяется величина архимедовой силы, действующей на поплавок. В результате поплавок 2 вместе с петлей 3 и плунжером 6 получает вертикальное перемещение. Для того чтобы это перемещение находилось в определенных пределах, служит узел стабилизации положения поплавка, действие которого также основано на использовании архимедовой силы.

Предположим, что плотность смеси стала меньше и поплавок опускается.

Контроль смеси по изменению плотности не всегда приемлем, так как нередко производится последовательная перекачка нефтепродуктов близкой плотности.

Контроль смеси по величине диэлектрической постоянной

Диэлектрические постоянные нефтепродуктов различаются. У бензинов она составляет от 1,829 до 1,942; у керосина - от 1,989 до 2,088; у дизтоплива - от 2,054 до 2,097.

Грозненским филиалом ВНИИКАнефтегаза разработан прибор СК-2, позволяющий контролировать прохождение смеси, используя принцип регистрации изменения диэлектрической проницаемости перекачиваемой жидкости.

Контроль смеси по скорости распространения ультразвука

Скорость распространения ультразвука в различных нефтях и нефтепродуктах существенно различна (в дизтопливе - от 1375 до 1390 м/с, в керосине - от 1320 до 1335 м/с, в бензине - от 1175 до 1190 м/с), что и позволило создать соответствующие приборы контроля за последовательной перекачкой (например, УКП-2).

Контроль смеси по оптической плотности

Спектрофотометрический метод измерения концентрации нефтепродуктов для различных парных сочетаний последовательно перекачиваемых нефтепродуктов (бензин - бензин, бензин - дизтопливо, дизтопливо - дизтопливо) основан на различии оптических плотностей разных марок нефтепродуктов, измеренных в ультрафиолетовой области спектра.

Контроль смеси по вязкости

Кинематическая вязкость последовательно перекачиваемых нефтепродуктов нередко различается в несколько раз. Поэтому данный метод контроля в определенных случаях весьма эффективен. При этом измерение кинематической вязкости производится с помощью автоматических вискозиметров (шариковых, ротационных или капиллярных).

Действие шариковых вискозиметров основано на измерении времени

перемещения специального шарика в калиброванной трубке под действием восходящего потока анализируемой жидкости, ротационных - на измерении крутящего момента, передаваемого анализируемой жидкостью чувствительному элементу и являющегося функцией ее вязкости, вибрационных - на измерении частоты или амплитуды вынужденных колебаний тела определенного объема и массы (вибратора), связанного с анализируемой жидкостью, капиллярных - на измерении перепада давления при движении исследуемой жидкости с заданным расходом по калиброванной трубке (капилляру) известных размеров.

В последнем случае динамическая вязкость находится из формулы для перепада давления на капилляре

$$\Delta P_k = \rho \cdot g \cdot h_{\text{тр}} = \frac{128 \cdot Q_k \cdot \vartheta \cdot l_k}{\pi \cdot D_k^4}, (7)$$

где $h_{\text{тр}}$ - потери напора на трение при ламинарном режиме;

Q - расход анализируемой жидкости через капилляр диаметром D и длиной.

Легко найти, что

$$\mu = \frac{\pi \cdot \Delta P_k \cdot D_k^4}{128 \cdot Q_k \cdot l_k}. (4.8)$$

Контроль смеси с помощью индикаторов

Сущность индикаторного метода заключается в том, что в зону контакта двух последовательно перекачиваемых жидкостей помещается вещество-индикатор, которое распределяется по длине зоны смеси в соответствии с законами распределения примеси.

По мере продвижения по трубопроводу зона распространения индикатора увеличивается в обе стороны, совпадая по размерам с зоной смеси перекачиваемых жидкостей.

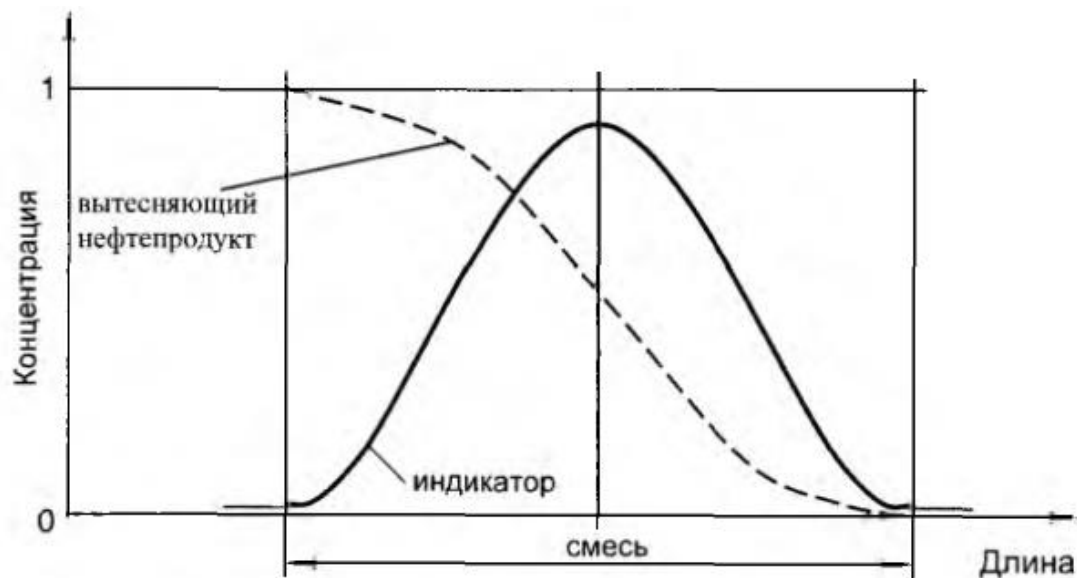


Рисунок 4.7 – Распределение примеси по длине смеси

Между законами продольного распространения индикаторов и образования смеси существует достаточно строгая связь, позволяющая по концентрации вещества-индикатора находить концентрации последовательно перекачиваемых жидкостей.

В качестве веществ-индикаторов могут применяться радиоактивные изотопы, красители, галлоидированные углеводороды и др.

К индикаторам предъявляется ряд общих требований: они не должны вступать в химическую реакцию с нефтепродуктами, выпадать в осадок, оседать на внутренней стенке трубопровода, вредно воздействовать на эксплуатационный персонал; должны быть дешевыми, применение их для контроля не должно вызвать усложнения и значительного удорожания перекачки [3].

Заключение (Conclusion)

Рассмотрен технологический расчёт нефтепродуктопровода и выполнена расстановка станций по трассе нефтепродуктопровода.

Применение метода контроля смеси по оптической плотности является более точным, поэтому лучше применять этот метод. Методы контроля по скорости распространения ультразвука и по диэлектрической проницаемости менее точны. Методы контроля по плотности также имеет лучше не применять, потому что часто производят последовательную перекачку нефтепродуктов близких по плотности.

Список литературы (References):

1. Ахметов, С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов / С.А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672с
2. Химическая энциклопедия: в 5 т. Т.1. – М.: Советская энциклопедия, 1988. - с.871
3. Рыбак Б.М. Анализ нефти и нефтепродуктов. –М.: Государственное научно- техническое издательство нефтяной и горно-топливной литературы, 1962. – 887с.
4. Касперович А.Г., Новопашин В.Ф., Магарил Р.З., Пестов А.К. Промысловая подготовка и переработка газоконденсатов: Учебное пособие. Тюмень: ТюмГНГУ, 1999. – 80с.
5. Ахмадиев, А.Г. Эффективность действия депрессорных присадок на свойства высокопарафинистой нефти. / А.Г.Ахмадиев, М.А.Сафин, Е.В.Родионова // Нефтяное хозяйство. – 2002. - №3. – С.83 – 84.
6. Рябов, И.В. Пожаровзрывоопасные свойства веществ и материалов, применяемых в химической промышленности. Справочник / И.В. Рябов. – М.: Химия, 1977. – 565 с.
7. НПБ 105 – 95. Определение категорий помещений и зданий по взрывопожарной опасности. – М.: Стройиздат, 1996. – 10 с.
8. ПУЭ. Правила устройства электроустановок. – М.: Энергоиздат, 1987. –

648 с.

9. ГОСТ 12.1.005-88.ССБТ. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны. – М.: Изд-во стандартов, 1989. – 3 с.
 10. СНиП 23-05-95. Естественное и искусственное освещение. – М.: Минстрой России, 1995. – 36с.
 11. ГОСТ 17677-82. Светильники. Общие требования, общие технические условия. – М.: Изд-во стандартов, 1982. – 3 с.
 12. СНиП 2.04.05-91. Отопление, вентиляция и кондиционирование. – М.: Стройиздат, 1992. – 15 с.
 13. Центробежные вентиляторы: справочник / под ред. Т.С. Соломахова, К.Б. Чебышева. – М.: Машиностроение, 1980. – 176 с.
 14. Рысин, С.А. Справочник по вентиляторам / С.А.Рысин. – М.: Государственное издательство по строительству и архитектуре, 1954. – 248 с.
 15. Захаров, Л.М. Техника безопасности в химических лабораториях / Л.М.Захаров. – Л.: Химия, 1985. – 184 с.
 16. Метрологическая проработка НИРС / сост. И.А. Дюдина, Казан. хим. технол. ин-т. – Казань, 1982. – 25 с.
 17. Методические указания к экономическому обоснованию дипломных работ / сост. О.И. Барышева [и др.], Казан. хим. технол. ин-т. – Казань, 1990. – 19 с.
 18. Деточенко А.В., Михеев А.Л., Волков М.М. Спутник газовика: Справочник.- М.: Недра, 1978.-331 с.
 19. СП 36.13330.2012 (актуализированная редакция СНиП 2.05.06-85*)
Магистральные трубопроводы.
 20. Коршак А.А., Нечваль А.М. Проектирование и эксплуатация газонефтепроводов: Учебник
-