

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

БУХАРСКИЙ ИНЖЕНЕРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

УДК 665.6.7

МАГОМЕДОВ ФЕЙЗУДИН НАЗИРУЛАКОВИЧ

**ИНТЕНСИФИКАЦИЯ РЕКТИФИКАЦИИ ЖИДКИХ
УГЛЕВОДОРОДОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ НЕТРАДИЦИОННОГО
ОТПАРЫВАЮЩЕГО АГЕНТА**

5А 321401 –“Химические и нефтегазохимические технологии”

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание академической степени
магистр

**Научный руководитель
к.т.н. Абдурахмонов О.Р.**

Бухара – 2015

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
Глава 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ РЕКТИФИКАЦИИ ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ	11
1.1. Теоретическое описание перегонки жидких смесей	13
1.2. Особенности ректификационных колонн и их контактных устройств	19
1.3. Сравнительный анализ и технические особенности перегонки нефтегазоконденсатного сырья	23
Выводы по главе 1	27
Глава 2. ИССЛЕДОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИИ СЫРЬЯ И НЕКОТОРЫХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ДИСТИЛЛЯТНЫХ ФРАКЦИЙ	28
2.1. Определение плотности и вязкости нефти, газового конденсата, их смесей и дистиллятных фракций	29
2.2. Определение средней температуры кипения углеводородов	43
2.3. Экспериментальное исследование фракционного состава дистиллятных фракций	46
2.4. Исследование точек кипения углеводородов	48
Выводы по главе 2	50
Глава 3. ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕНА ПРИ ПЕРЕГОНКЕ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНОГО СЫРЬЯ	51
3.1. Диффузия компонентов нефтегазоконденсатного сырья в газах и в жидкости при ректификации	51
3.2. Массоотдача в процессе ректификации с использованием углеводородных отпаривающих агентов	55
3.3. Определение коэффициента массопередачи и степени его интенсификации при ректификации нефтегазоконденсатного сырья ...	63
3.4. Рекомендации по промышленной адаптации предлагаемого метода перегонки нефтегазоконденсатной смеси в укрепляющей колонне ...	65

3.4.1. Основные преимущества предлагаемого метод интенсификации..	65
3.4.2. Описание принципиальной схемы подвода углеводородного отпаривающего агента к промышленной ректификационной колонне ...	66
3.4.3. Материально-тепловые балансы процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне	68
3.4.4. Расчет ожидаемой экономии расхода от исключения применения водяного пара в укрепляющей части колонны	72
Выводы по главе 3	73
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	78
ЛИТЕРАТУРА	80
ПРИЛОЖЕНИЯ	86

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. Расширение ассортимента выпускаемых продукции и улучшения их качества в нефтеперерабатывающих заводах, сопровождается, модернизацией, техническим и технологическим перевооружением предприятий, внедряются энергосберегающие методы производства. Выше указанные стратегические направления развития производства в нефтеперерабатывающих заводах соответствуют комплексам мероприятий Антикризисной программы, приведенной в книге Президента страны: «В первую очередь, это дальнейшее ускоренное проведение модернизации, технического и технологического перевооружения предприятий, широкое внедрение современных гибких технологий. Это, прежде всего, касается базовых отраслей экономики, экспортоориентированных и локализуемых производств. Ставится задача ускорения реализации принятых отраслевых программ модернизации, технического и технологического перевооружения производства, перехода на международные стандарты качества, что позволит обеспечить устойчивые позиции, как на внешнем, так и на внутреннем рынках» [1].

Согласно выше приведенным директивам намечается осуществить ряд крупных проектов в нефтегазовой сфере. В частности, создание совместных предприятий по производству 1,3 млн тонн синтетических жидких топлив и 500 тысяч тонн полиэтилена и полипропилена из добываемых в республике газа для отечественных и зарубежных производителей

Эти и другие предприятия, построенные в Узбекистане за годы независимости, а также намечаемые в ближайшей перспективе строительства современных предприятий в нефтегазовой отрасли, вносят значительный вклад в развитие экономики страны, увеличение выпуска импортозамещающей и экспортоориентированной продукции, создание

новых рабочих мест и являются ярким свидетельством мощного потенциала страны, которой по силам возведение крупных промышленных объектов.

Перегонкой нефтегазоконденсатное сырье разделяется на дистиллятные фракции, которые являются основой различных видов моторных топлив. Интенсивность процесса ректификации (сложной перегонки) происходящий в ректификационной колонне зависит от эффективности массообмена между паровой и жидкой фаз. Увеличение скорости массообмена можно достичь увеличением контактной поверхности между фазами, совершенствованием гидродинамической обстановки в аппарате, с применением различных отпаривающих агентов. В настоящее время в качестве отпаривающего агента используется водяной пар. Подача водяного пара в ректификационные и стриппинг-колонны, в качестве отпаривающего агента, при перегонке углеводородного сырья влечет такие негативные последствия как:

- отделение водяного конденсата, образованного в процессе конденсации углеводородных паров, от полученных фракций требует специальных аппаратов, проведения технологических процессов очистки и дополнительных энергетических затрат;

- водяной пар и его конденсат, находясь в составе смеси углеводородов, снижают интенсивность тепломассообменных процессов и эффективность технологических показателей оборудования для их осуществления;

- образуемый водяной конденсат способствует усилению коррозии контактирующих поверхностей аппаратов;

- в составе водяного конденсата присутствуют остатки нефтепродуктов, сернистые и других химические соединения, требующие дополнительных расходов, связанных с их удалением и утилизацией. В свою очередь эти примеси усугубляют экологические проблемы производства.

- значительные энергетические и технологические затраты производства перегретого водяного пара;

Применение различных методов перегонки достигается повышения эффективности производства нефтепродуктов. Высокоэффективным и прогрессивным является метод сухой перегонки. Он основан на исключение перегретого водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента. Применение данного метода первичной перегонки нефтегазоконденсатного сырья наряду с пресечением выше указанных недостатков способствует улучшению качества дистиллятных фракций за счет исключения обводнения нефтепродуктов (особенно авиакеросина и дизельного топлива) и необходимость их последующей осушки, а также снижению нагрузки колонн по парам, что приводит к уменьшению диаметра аппарата и уносу жидкости между тарелками.

В настоящее время в научных работах крупных ученых сделаны выводы о перспективности применения альтернативных водяному пару отпаривающих агентов, таких как азот, окись и двуокись углерода, а также инертные газы [2,18,20,27,42-44]. Многими исследователями и специалистами данной отрасли предложены технологические и конструктивные решения проблемы сокращения водяного пара как отпаривающего агента и теплоносителя в процессе перегонки [20,26,27,30,31].

Таким образом, обоснование перспективности использования высокоэффективного отпаривающего агента (например, углеводородных паров) в место традиционного (перегретого водяного пара) при ректификации нефтегазоконденсатного сырья и определение особенностей процесса массообмена является актуальной научно-технической проблемой.

Степень изученности проблемы. Существующие литературные материалы и другие теоретические результаты исследований не дают

достаточную возможность для всестороннего анализа процесса ректификации с применением альтернативного отпаривающего агента. В настоящее время в научных работах некоторых крупных ученых приводятся о перспективности применения альтернативных водяному пару отпаривающих агентов, таких как азот, окис и двуокис углерода, а также инертные газы [18-20,26,27]. Также множеством исследователями и специалистами данной отрасли приводятся технологические и конструктивные решения проблемы сокращения водяного пара как отпаривающего агента в процессе перегонки [30,31]. Конструктивные решения проблемы снижения применения водяного пара относятся в основном к изменению конструкции и параметров ректификационной колонны и контактных устройств. В литературных материалах также нет достаточного научного материала относительно интенсификации массообменного процесса при применении альтернативных отпаривающих агентов.

Целью диссертационной работы является повышение эффективности ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне с применением углеводородного отпаривающего агента.

Задачи исследования:

- литературный обзор применения водяного пара в качестве отпаривающего агента при ректификации нефтегазоконденсатного сырья;
- определение основных физико-химических и теплофизических свойств нефти, газового конденсата и их смесей, а также дистиллятных фракций и количества светлых дистиллятных фракций путем фракционирования нефти, газового конденсата и их смесей;
- исследование основных массообменных показателей процесса перегонки сырья с использованием углеводородных отпаривающих агентов;

- оставление материальных балансов процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне при применении паров легкой нефти в качестве отпаривающего агента;

- разработка оптимальной технологической схемы и рекомендаций для промышленного испытания предлагаемого метода интенсификации процесса ректификации в укрепляющей колонне;

Объект и предмет исследования. Объектами исследования являются местные нефть, газовый конденсат и их смеси, а также дистилятных фракций.

Предметом исследования является повышение эффективности процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне с применением альтернативного отпаривающего агента (легкой нефти) в место водяного пара.

Методы исследований. Для выполнения данной исследовательской работы применены методы исследований теоретических основ химической технологии и процессов и аппаратов переработки нефти и газа. Для изучения фракционного состава углеводородного сырья и дистилятных фракций применен аппарат для разгонки жидких углеводородов в лабораторных условиях. К выполнению работы привлечены методология анализа сложных массообменных процессов происходящих при перегонке. При изучении массообменных параметров процесса ректификации использованы методы компьютерного исследования. В процессе обработки полученных данных широко использована компьютерная техника и программы, обеспечившие расчеты сложных массообменных процессов. Определение физико-химических и теплофизических параметров углеводородного сырья и дистилятных фракций по стандартным методикам, также по расчетным уравнениям. Измерения технологических параметров осуществлены лабораторными измерительными приборами.

На защиту выносятся следующие результаты:

- результаты исследований некоторых теплофизических и физико-химических свойств углеводородов и дистиллятных фракций;
- результаты экспериментального изучения процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне с применением углеводородных паров;
- результаты исследования массообменного процесса при ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне;
- составление материально-тепловых балансов укрепляющей колонны при ректификации углеводородного сырья с использованием углеводородного отпаривающего агента;
- конструктивно-техническое оформление подвода углеводородного отпаривающего агента в отпарные секции ректификационной колонны;

Новизна работы.

В результате проведенных исследований получены следующие результаты:

- определен положительный эффект процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья с применением паров легкой нефти вместо перегретого водяного пара;
- установлен характер изменения коэффициентов массоотдачи и массопередачи при ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне с использованием паров легкой нефти вместо водяного пара;
- определены влияния отпаривающего агента на выход дистиллятных фракций.

Значимость результатов исследования состоит в следующем:

- впервые показана возможность интенсификации массообмена при отпаривании дистиллятных фракций парами легкой нефти вместо водяного пара. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в паровой фазе при

отпаривании дистиллятных фракций парами легкой нефти показывает увеличение этого параметра в среднем 2,8 раза.

Практическая значимость диссертационной работы заключается в том, что применение углеводородного отпаривающего агента способствует интенсификации процесса ректификации, увеличению выхода светлых фракций и повышению эффективности эксплуатационных параметров оборудования. Позволяет улучшить свойства и технические показатели разделения дистиллятных фракций.

Апробация работы. Сформулированные в диссертации положения были изложены и обсуждены на: Научно-практической конференции на тему «Инженерные и технологические научно-практические проблемы современного производства» (г.Бухара, 7-10 апреля 2015 г.) В сборнике тезисов профессоров-учителей, старших научных сотрудников-соискателей и магистров научно-практической конференции на тему «Инженерные и технологические научно-практические проблемы современного производства» (г.Бухара, 7-10 апреля 2015 г., 3 тезиса)[53,54,55] В ежемесячном научном журнале «Научная жизнь» (г.Москва №5, 2014 г., 2 статьи)[56,57].

Структура и объем диссертации. Диссертационная работа изложена на 80 страницах компьютерного текста, включает 27 таблиц, 6 рисунков, состоит из 3 глав, заключения списка использованной литературы из 44 библиографических наименований и приложения.

ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ РЕКТИФИКАЦИИ ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Современный нефтеперерабатывающий комплекс характеризуется высокоэффективными технологическими процессами, воплощающими в себе совершенные способы переработки нефтегазоконденсатного сырья. Особое внимание уделено техническому оснащению предприятий, обеспечивающие высокие технико-экономические показатели производства. В нефтеперерабатывающих заводах, в зависимости от производимой продукции, в процессе перегонки эксплуатируются высокопроизводительные ректификационные установки различных конструкций и технологических параметров. Процессы перегонки нефти осуществляют на так называемых атмосферных трубчатых (АТ) и вакуумных трубчатых (ВТ) или атмосферно-вакуумных трубчатых (АВТ) установках [2,5,14,15,18-20].

Современные процессы перегонки нефти являются комбинированными с процессами обезвоживания и обессоливания, вторичной перегонки и стабилизации бензиновой фракции: ЭЛОУ–АТ, ЭЛОУ–АВТ, вторичная перегонка и т.д.

Диапазон мощностей применяемых в настоящее время установок перегонки нефти широк – от 0,5 до 10 млн т нефти в год. Во второй половине прошлого века проектировались и строились установки мощностью с 1,5; 2 и 3 млн т/год нефти, а далее началось широкое распространение ввода в эксплуатацию высокопроизводительных установок АВТ мощностью 6 млн т/год и более.

Технология и аппаратное оформление первичной перегонки нефти имеет целый ряд принципиальных особенностей, обусловленных природой сырья и требованиями к получаемым продуктам, а также своеобразностью проводимых процессов. Нефть как сырье для перегонки обладает

следующими свойствами: имеет непрерывный характер выкипания, невысокую термическую стабильность тяжелых фракций и остатков, содержащих значительное количество сложных малолетучих и практически нелетучих смолистоасфальтеновых и серо-, азот- и металлорганических соединений, резко ухудшающих эксплуатационные свойства нефтепродуктов и затрудняющих последующую их переработку [18,19,21-28].

Поскольку температура термической стабильности тяжелых фракций примерно соответствует температурной границе деления нефти между дизельным топливом и мазутом по кривой истинной температуре кипения (ИТК), первичную перегонку нефти до мазута проводят обычно при атмосферном давлении, а перегонку мазута – в вакууме. Выбор температурной границы деления нефти при атмосферном давлении между дизельным топливом и мазутом определяется не только термической стабильностью тяжелых фракций нефти, но и технико-экономическими показателями процесса разделения в целом. В некоторых случаях температурная граница деления нефти определяется требованиями к качеству остатка. Так, при перегонке нефти с получением котельного топлива температурная граница деления проходит около 300 °С, т. е. примерно половина фракции дизельного топлива отбирается с мазутом для получения котельного топлива низкой вязкости. Однако такой вариант в настоящее время не является основным. В последние годы для расширения ресурсов дизельного топлива, а также сырья каталитического крекинга – наиболее важного и освоенного процесса, углубляющего переработку нефти, – на установках АТ и АВТ осуществляется все более глубокий отбор дизельной фракции и вакуумного газойля соответственно. При этом для углубленной перегонки топливных фракций применяется отпаривающего агента [2,5,12,18-20,23,29].

При производстве моторных топлив одним из основных процессов переработки нефтегазоконденсатного сырья является его перегонка. Она основана на сложном массообменном процессе, механизма его протекания и расчет параметров базируется на сложные фундаментальные научные законы.

1.1. Теоретическое описание перегонки жидких смесей

Процессы массообмена, происходящие при ректификации углеводородов, связаны с переходом компонентов из одной фазы в другую. Движущей силой этих процессов является разность концентраций или градиент концентраций, а скорость процесса определяется скоростью перехода вещества из одной фазы в другую [3-10,12-15,39-44]. Массообменные процессы обратимы, т.е. направление переноса компонентов смеси может изменяться в зависимости от рабочих условий (давления, температуры) и свойств разделяемой смеси. Перенос вещества прекращается при достижении состояния равновесия между фазами.

В результате массообмена концентрация каждого компонента в обеих фазах изменится и, в конце концов, наступит состояние равновесия. Состояние равновесия следует понимать так, что обмен между фазами не прекращается, однако скорости перехода компонентов из одной фазы в другую выравниваются. В состоянии равновесия между концентрациями любого компонента смеси в обеих фазах имеется определенная зависимость. Так, если в фазе L концентрация какого-то компонента x^* , а в фазе G – концентрация y^* , то в состоянии равновесия [3-9,12-15]

$$y^*=f_1(x), \quad (1.1)$$

соответственно

$$x^*=f_2(y). \quad (1.2)$$

Соотношение между фактической концентрацией и равновесной позволяет судить о направлении процесса. Если фактическая концентрация компонента в фазе G больше равновесной ($y \gg y^*$), то данный компонент будет переходить из фазы G в фазу L . Если имеет место обратное соотношение, то переход вещества происходит из фазы L в фазу G . В зависимости от процесса и участвующих в нем веществ определяется конкретный вид уравнений (1.1) и (1.2).

Нефть, газовый конденсат и их фракции являются многокомпонентными смесями, состоящими из большого числа компонентов. Поэтому обычно нефть и нефтепродукты рассматривают состоящими из некоторого числа (обычно 10 и более) узких по температурам кипения фракций, отождествляемых с индивидуальными компонентами. В координатах $x^* - y^*$ каждому такому компоненту (фракции) отвечает своя кривая равновесия.

Согласно закону конвективной диффузии, количество вещества M , переданного в единицу времени из фазы к поверхности раздела фаз, пропорционально поверхности фазового контакта dF и разности концентраций в потоке C_ϕ и на границе раздела фаз C_{cp} , т. е.

$$dM = \beta(C_\phi - C_{cp}) \cdot dF, \quad (1.3)$$

где β – коэффициент массоотдачи.

При ректификации нефтегазоконденсатных смесей скорость переноса вещества из одной фазы в другую dM пропорциональна движущей силе процесса ΔC , характеризующей степень отклонения системы пар – жидкость от состояния равновесия, и поверхности контакта фаз dF . Следовательно

$$dM = k \cdot \Delta C \cdot dF, \quad (1.4)$$

где k – коэффициент массопередачи; ΔC – движущая сила процесса.

Сутью коэффициента массопередачи является характеристика величины массы вещества, переходящего из одной фазы в другую в единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе

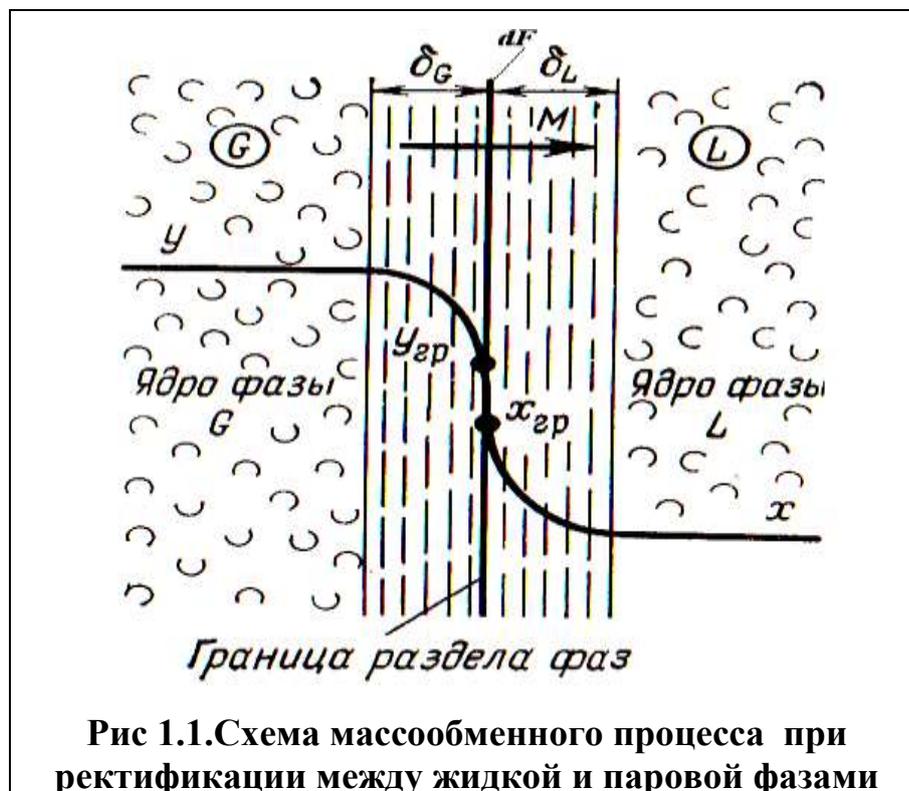
процесса, равной единице. Однако независимо от этого $\Delta C = C^* - C$, где C – фактическая концентрация в ядре потока одной из фаз, а C^* – равновесная концентрация в той же фазе. Из сопоставления уравнений (1.3) и (1.4) нетрудно установить, что размерности коэффициентов массопередачи и массоотдачи одинаковы.

Иногда используют объемный коэффициент массопередачи, относя количество переданной массы к единице объема ректификационной колонны или контактной ее зоны. В этом случае уравнение массопередачи при ректификации можно записать в следующем виде:

$$dM = k_v \cdot \Delta C \cdot dV = k \cdot a \cdot \Delta C \cdot dV, \quad (1.5)$$

где a – поверхность контакта фаз в единице рабочего объема колонны или ее контактной зоны, m^2/m^3 ; k_v – объемный коэффициент массопередачи, равный

$$k_v = k \cdot a. \quad (1.6)$$



В соответствии со схемой, приведенной на рис. 1.1, процесс массопередачи из фазы L в фазу G можно представить следующими уравнениями массопередачи [3-8;13-16]:

$$dM = k_y \cdot (y - y^*) \cdot dF, \text{ или } y - y^* = dM / (k_y \cdot dF), \quad (1.7)$$

конвективной диффузии со стороны фазы G к границе раздела фаз и от границы раздела в фазу L

$$\begin{cases} dM = \beta_y (y - y_{zp}) \cdot dF \\ dM = \beta_x (x_{zp} - x) \cdot dF \end{cases},$$

или

$$y - y_{zp} = dM / (\beta_y \cdot dF), \quad (1.8)$$

$$x_{zp} - x = dM / (\beta_x \cdot dF). \quad (1.9)$$

Уравнение равновесия между фазами представим в виде прямой

$$y^* = a + m \cdot x, \quad (1.10)$$

где m – тангенс угла наклона равновесной линии. Поскольку на границе раздела фаз имеет место состояние равновесия, то

$$y_{zp} = a + m \cdot x_{zp}. \quad (1.11)$$

Из уравнений (1.10) и (1.11) получим

$$m \cdot (x_{zp} - x) = y_{zp} - y^*. \quad (1.12)$$

С учетом этого выражения, умножив обе части уравнения (1.9) на m , получим

$$y_{zp} - y^* = m \cdot (x_{zp} - x) = (m \cdot dM) / (\beta_x \cdot dF). \quad (1.13)$$

Сложив, левые и правые части уравнений (1.8) и (1.13), получим

$$y - y^* = (1/\beta_y + m/\beta_x) \cdot dM/dF. \quad (1.14)$$

Сопоставив между собой уравнения (1.7) и (1.14), получим следующую зависимость между коэффициентом массопередачи k_y и коэффициентами массоотдачи β_y и β_x :

$$1/k_y = 1/\beta_y + m/\beta_x. \quad (1.15)$$

Первое слагаемое $1/\beta_y$ соответствует сопротивлению массопереносу в фазе G , а второе m/β_x – сопротивлению массопереносу в фазе L . Таким образом, полученный результат можно сформулировать так: общее сопротивление массопереносу между фазами равно сумме фазовых сопротивлений массопереносу.

Если обе части уравнения (1.15) разделить на m , то нетрудно установить, что

$$m \cdot k_y = k_x, \quad (1.16)$$

где k_x – коэффициент массопередачи при представлении движущей силы через концентрации компонента в жидкой фазе L .

С учетом этого получим также другую запись закона аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу

$$1/k_x = 1/\beta_x + 1/(m \cdot \beta_y). \quad (1.17)$$

Коэффициент массоотдачи представляет собой массу вещества, переданную через единицу поверхности в единицу времени при разности концентраций в ядре потока и на границе раздела фаз, равной единице. Коэффициент массоотдачи определяется гидродинамическими и физико-химическими факторами, а также геометрией и размерами системы. Обычно общий вид подобных уравнений следующий:

$$Nu_D = A \cdot Re^m \cdot Pr_D^n. \quad (1.18)$$

В нем $Nu_D = \beta l/D$ – диффузионный критерий Нуссельта; $Re = wl\rho/\mu = wl/\nu$ – критерий Рейнольдса; $Pr_D = \mu/\rho D = \nu/D$ – диффузионный критерий Прандтля.

Величины коэффициента A и показателей степени m и n определяются в результате обработки экспериментальных данных.

В процессе перегонки происходит частичное испарение исходной смеси с целью получения одного из продуктов, например, обогащенного низкокипящим компонентом (НКК). Различают постепенное, однократное и

многократное испарение смесей. Образующийся при перегонке отгон, продукт, обогащенный НКК, в дальнейшем подвергают конденсации. Процесс постепенного испарения осуществляют так, что образовавшаяся в процессе испарения паровая фаза непрерывно удаляется из системы в момент ее образования. При этом принимают, что сосуществующие в системе фазы находятся в состоянии равновесия.

Процессы однократного испарения (ОИ) осуществляют таким образом, чтобы образовавшаяся в системе паровая фаза оставалась в ней до наступления состояния равновесия. Многократный процесс испарения или конденсации состоит в повторении несколько раз процессов ОИ с целью более полного разделения исходной смеси.

В нефте- и газопереработке приходится разделять сложные и многокомпонентные углеводородные смеси. При разделении таких смесей ОИ любой компонент будет распределяться в определенном соотношении между паровой и жидкой фазами. Материальный баланс процесса ОИ для любого компонента запишется в виде

$$x_{i,F} = e \cdot y_i + (1 - e) \cdot x_i. \quad (1.19)$$

Образовавшаяся паровая фаза состава y_i находится в равновесии с жидким остатком состава x_i . Тогда уравнение (1.19) можно записать в следующем виде:

$$x_{i,F} = e \cdot K_i \cdot x_i + (1 - e) \cdot x_i, \quad (1.20)$$

откуда

$$x_i = \frac{x_{i,F}}{1 + e \cdot (K_i - 1)}. \quad (1.21)$$

Просуммировав концентрации по всем компонентам, получим

$$\sum_i x_i = \sum_i \frac{x_{i,F}}{1 + e \cdot (K_i - 1)} = 1. \quad (1.22)$$

Из уравнения (1.22) методом последовательных приближений можно определить долю отгона e при заданных температуре и давлении. При полном испарении смеси $e=1$ и

$$\sum_i \frac{x_{i,F}}{K_i} = 1. \quad (1.23)$$

Уравнение (1.23) является уравнением изотермы паровой фазы и позволяет определить температуру начала конденсации паров при заданном давлении p [5,8,14,17].

Если в уравнении (1.19) выразить x_i через y_i , согласно уравнению равновесия, то

$$x_{i,F} = e \cdot y_i + (1 - e) \cdot \frac{y_i}{K_i}, \quad \text{или} \quad y_i = \frac{K_i \cdot x_{i,F}}{1 + e \cdot (K_i - 1)}. \quad (1.23)$$

Сложив составы всех компонентов паровой фазы, получим

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{K_i \cdot x_{i,F}}{1 + e \cdot (K_i - 1)} = 1. \quad (1.24)$$

Полученное уравнение также можно использовать для определения доли отгона смеси e . Оно дает большую точность, чем уравнение (1.22) при малых долях отгона. Из уравнения (1.25) можно найти температуру кипения смеси при $e=0$, которое является уравнением изотермы жидкой фазы

$$\sum_i K_i \cdot x_{i,F} = 1. \quad (1.26)$$

1.2. Особенности ректификационных колонн и их контактных устройств

В блоке перегонки ректификационная колонна является ключевым аппаратом, где происходит основной процесс – разделение углеводородной смеси на дистиллятные фракции. Подбор конструкции колонны и

контактных устройств в основном обеспечивают эффективное проведение процесса ректификации.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, которые имеют концентрационную и отгонную секции, или неполными: укрепляющая колонна не имеет отгонной секции, а отгонная колонна – концентрационной секции. В концентрационной колонне сырье вводится под нижнюю тарелку, а в отгонной – на верхнюю.

Кроме того, различают простые и сложные колонны. В простой колонне сырье разделяется на два продукта. В сложной колонне число отбираемых продуктов больше двух. Они могут выводиться в виде дополнительных боковых пагонов. Применяемые в нефте- и газопереработке ректификационные колонны подразделяются:

а) по назначению для: атмосферной и вакуумной перегонки нефти и мазута; вторичной перегонки бензина; стабилизации нефти, газоконденсатов, нестабильных бензинов; фракционирования нефтяных, нефтяных и природных газов; отгонки растворителей в процессах очистки масел; разделения продуктов термодеструктивных и каталитических процессов переработки нефтяного сырья и газов и т.д.;

б) по способу межступенчатой передачи жидкости: с переточными устройствами (с одним, двумя или более); без проточных устройств провального типа;

в) по способу организации контакта парогазовой и жидкой фаз: тарельчатые; насадочные; роторные.

По величине давления колонны ректификации, применяемые на промышленных установках перегонки нефтяного сырья, можно подразделить на следующие типы:

а) атмосферные, работающие при давлении несколько выше атмосферного (0,1-0,2 МПа), применяемые при перегонке

стабилизированных или отбензиненных нефтей на топливные фракции и мазут;

б) вакуумные (глубоковакуумные), работающие под вакуумом (или глубоким вакууме) при остаточном давлении в зоне питания (100 и 30 Па соответственно), предназначенные для фракционирования мазута на вакуумный (глубоковакуумный) газойль или узкие масляные фракции и гудрон;

в) колонны, работающие под повышенным давлением (1-4 МПа), применяемые при стабилизации или отбензинивании нефтей, стабилизации газовых бензинов, бензинов перегонки нефти и вторичных процессов и фракционировании нефтезаводских или попутных нефтяных газов.

Повышение или понижение давления в ректификационной колонне сопровождается, как правило, соответствующим повышением или понижением температурного режима.

Температурный режим, наряду с давлением, является одним из наиболее значимых параметров процесса, изменением которого регулируется качество продуктов ректификации. Важнейшими точками регулирования являются температуры поступающего сырья и выводимых из колонны продуктов ректификации.

Как показала практика эксплуатации промышленных установок, перегонка нефти при атмосферном давлении осуществляется при температуре в зоне питания ректификационной колонны 320–360°C.

Для контакта потоков пара низкокипящего компонента и жидкости в процессах ректификации применяются вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа в основном классифицируются в зависимости типа контактных устройств. По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты.

Исходя из того, что в нефте- и газопереработке применяют главным образом тарельчатые колонные аппараты, мы сочли целесообразным более

детально остановиться на рассмотрении контактных устройств данной конструкции. В тарельчатых аппаратах межфазный контакт происходит в надтарелочной жидкости. В ректификационных колоннах применяются тарелки различных конструкций (колпачковые, клапанные, струйные, провальные и т.п.), существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным. При выборе конструкции контактного устройства учитывают как их гидродинамические и массообменные характеристики, так и экономические показатели работы колонны при использовании того или иного типа контактных устройств.

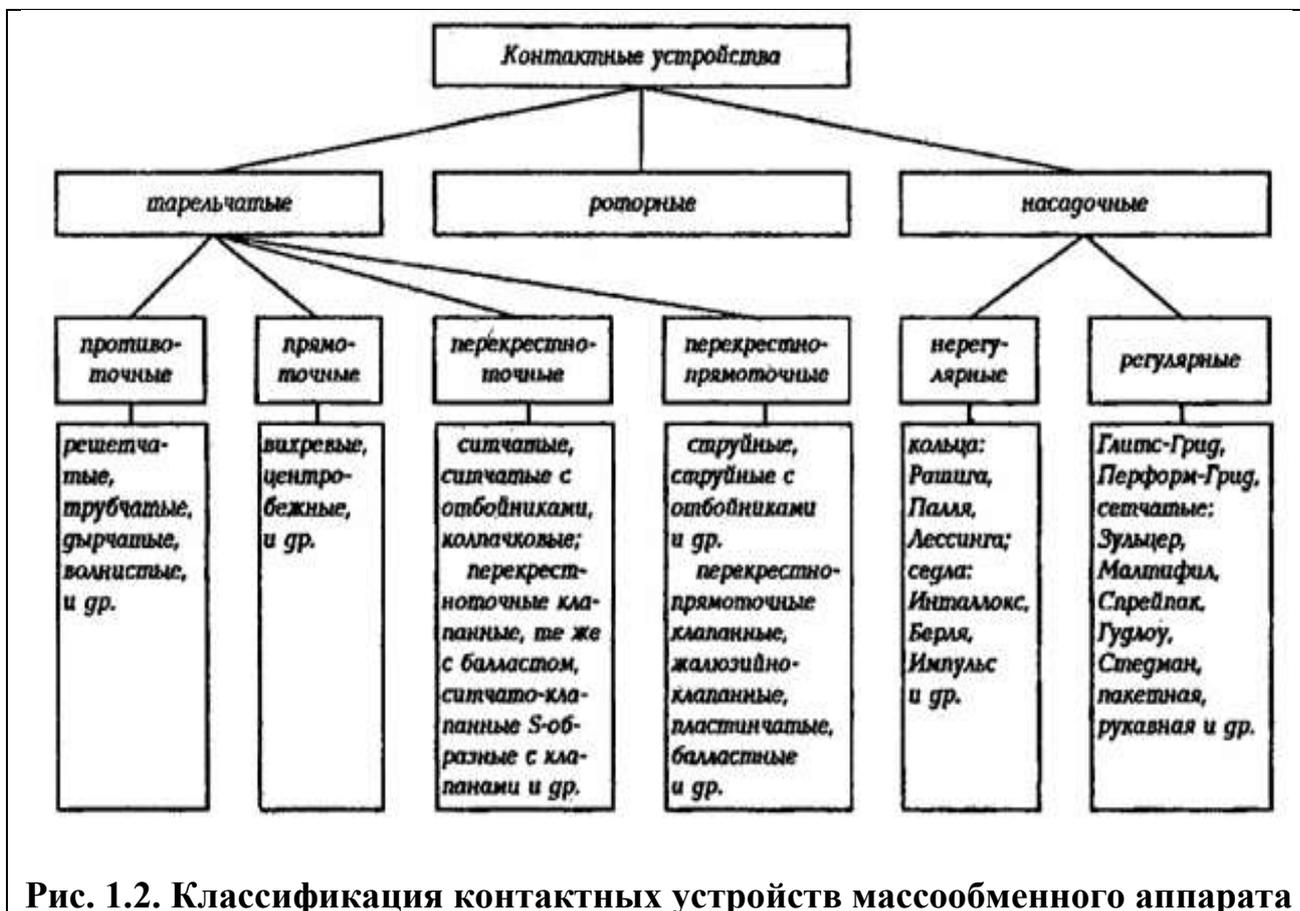


Рис. 1.2. Классификация контактных устройств массообменного аппарата

В соответствии с классификацией тарельчатые контактных устройств (рис. 1.2) они подразделяются:

– по способу организации относительного движения контактирующих потоков жидкости и пара различают контактные устройства с противоточным, прямоточным и перекрестноточным движением фаз

– по регулируемости сечения контактирующих фаз. На тарелке с нерегулируемым и регулируемым сечениями [2,5,12,22,39].

Независимо от схемы движения потоков в пределах отдельного контактного устройства (контактной ступени) в целом по аппарату, как правило, осуществляется противоток пара и жидкости.

1.3. Сравнительный анализ и технические особенности перегонки нефтегазоконденсатного сырья

Промышленная переработка смесей нефти и газового конденсата на современном НПЗ осуществляется путем сложной многоступенчатой физической и химической переработки на отдельных или комбинированных технологических установках, предназначенных для получения ассортимента нефтепродуктов.

Выбор конкретной схемы и рабочих параметров процессов перегонки определяется технико-экономическими и технологическими расчетами с учетом заданных требований по ассортименту и четкости разделения, термостабильности сырья и продуктов, возможности использования доступных и дешевых хладагентов, теплоносителей и т.п.

Четкость погоноразделения - основной показатель эффективности работы ректификационных колонн – характеризует их разделительную способность. Применительно к ректификации нефтяных смесей она обычно характеризуется групповой чистотой отбираемых фракций, а также отбором фракций от потенциала.

В настоящее время перегонка нефтегазоконденсатного сырья на современных атмосферных установках и на атмосферных секциях

комбинированных установок осуществляется различными способами. Основные из них следующие: однократное испарение в одной ректификационной колонне; перегонка с предварительным испарением легких фракций в испарителе (эвапораторе); двукратное испарение в двух последовательно расположенных колоннах. По этим схемам эксплуатируется большое число мощных технологических установок АВТ индивидуальных и комбинированных.

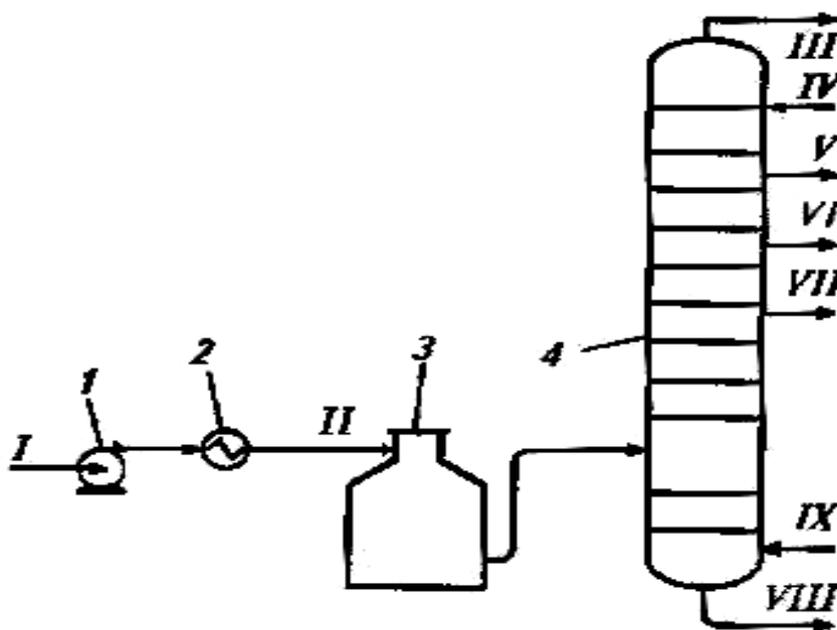


Рис. 1.3. Перегонка нефтегазоконденсатного сырья по схеме однократной перегонки в одной ректификационной колонне: 1 – насос; 2 – теплообменник; 3 – печь; 4 – ректификационная колонна; I – сырье; II – нагретое сырье; III – парогазовая смесь; IV – орошение; V–VII – компоненты светлых нефте-продуктов; VIII – мазут; IX – водяной пар

Имеются разновидности в аппаратном оформлении однотипных установок — разное число тарелок, разные системы орошения, подвода и отвода тепла, неодинаковое число получаемых боковых фракций и т. д.

1) Перегонка нефтегазоконденсатного сырья по схеме однократной перегонки в одной ректификационной колонне проводится следующим образом (рис. 1.3).

Сырая нефть, нагретая горячими потоками в теплообменнике 2, направляется в печь 3 и затем – в ректификационную колонну 4, где происходит однократное ее испарение и разделение на требуемые фракции. В случае обессоленной нефти электродегидраторы в схемах установок отсутствуют.

Схему однократного испарения в одной ректификационной колонне применять нецелесообразно. Она рассчитана на переработку стабилизированных нефтей с содержанием бензиновых фракций до 10% (масс.). Переработка нефтегазоконденсатных смесей, с высоким содержанием растворенного газа и низкокипящих фракций, по этой схеме затруднительна, так как повышается давление на питательном насосе до печи, наблюдается нестабильность температурного режима и давления в основной колонне из-за колебаний состава сырья, невозможность конденсации легких бензиновых фракций, насыщенных газообразными компонентами, при низком давлении в воздушных конденсаторах. Повышение же давления в колонне снижает четкость фракционирования.

2) Перегонка нефтегазоконденсатного сырья по схеме с предварительным испарением легких фракций в испарителе.

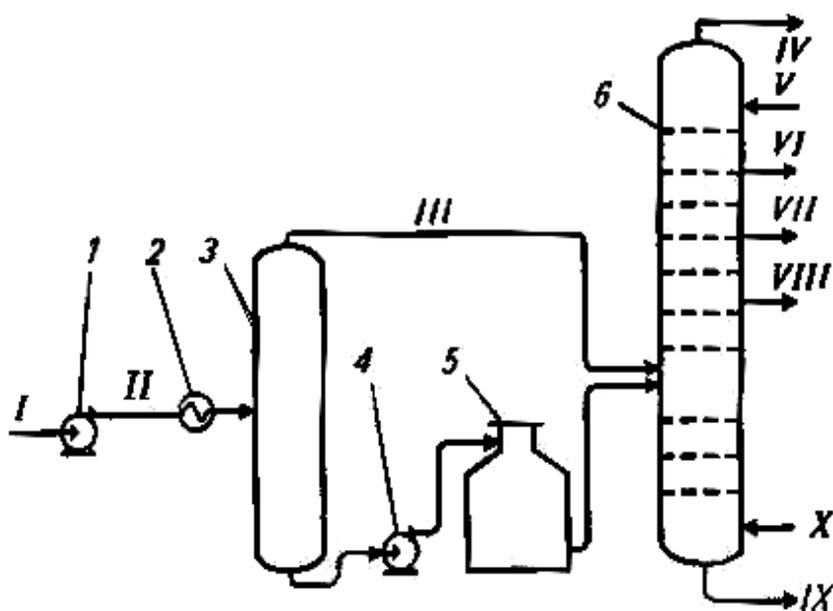


Рис. 1.4. Перегонка нефтегазоконденсатного сырья по схеме с предварительным испарением легких фракций в испарителе: 1,4 – насосы; 2 – теплообменник сырой нефти; 3 – испаритель (эвапоратор); 5 – печь; 6 – ректификационная колонна; I – сырье; II – нагретое сырье; III – парогазовая смесь; IV – смесь водяных и бензиновых паров; V – орошение; VI–VIII – компоненты светлых нефтепродуктов; IX – мазут; X – водяной пар

На некоторых нефтеперерабатывающих заводах ранее использовались установки первичной перегонки с предварительным испарением легких фракций в пустотелой колонне предварительного испарения (испарителе, эвапораторе). Перегонка нефтегазоконденсатного сырья по схеме с предварительным испарением показана на рис. 1.4.

Сырье забирается насосом 1 и прокачивается через теплообменник 2 и поступает в испаритель 3. Испаритель представляет собой пустотелую цилиндрическую колонну, в которой отделяются легкие компоненты.

Количество продуктов в паровой фазе зависит от степени предварительного подогрева нефти. С низа испарителя 3 поток полуотбензиненной нефти прокачивается насосом 4 через трубчатую печь 5 и вводится в ректификационную колонну 6.

Легкие фракции, отделившиеся в испарителе, также подаются в колонну 6 и вместе с более высококипящими фракциями подвергаются ректификации.

В результате предварительного испарения легких фракций разгружается трубчатая печь и снижается давление в ней. При этом не требуются самостоятельные конденсационные устройства для охлаждения паров, выходящих из первой колонны при двухколонной схеме, отпадает необходимость в сложных дополнительных аппаратах, насосах, снижаются энергетические затраты. Такая схема приемлема лишь для переработки

стабильных малосернистых нефтей, не содержащих большого количества растворенных газов – не более 1 – 1,5 % (мас.) на нефть.

Выводы по главе 1

Из краткого анализа современного состояния теории и практики перегонки жидкостей следует, что в литературных источниках широко приведены теоретические основы процесса ректификации бинарных и многокомпонентных жидкостей, устройства ректификационных аппаратов, возможные пути интенсификации данного процесса, специфические особенности и недостатки применения водяного пара при ректификации углеводородного сырья.

ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИИ СЫРЬЯ И НЕКОТОРЫХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ДИСТИЛЛЯТНЫХ ФРАКЦИЙ

Углеводородный газ состоит в основном из пропана и бутана. Пропан-бутановая фракция используется как сырье газодистилляционной установки для выделения из нее индивидуальных углеводородов, получения бытового топлива. В зависимости от технологического режима и аппаратного оформления первичной перегонки нефти пропан-бутановая фракция может получаться в сжиженном или газообразном состоянии. Бензиновая фракция н.к.–180 °С используется как сырье установки вторичной перегонки бензинов (вторичной ректификации). Керосиновая фракция 120–240 °С после очистки или облагораживания используется как реактивное топливо; фракция 150–300 °С – как осветительный керосин или компонент дизельного топлива. Фракция дизельного топлива 180–350 °С после очистки используется в качестве дизельного топлива; возможно получение компонентов легкого (зимнего) и тяжелого (летнего) дизельного топлива соответствующего фракционного состава, например 180–240 и 240–350 °С. Фракция 200–220 °С парафинистых нефтей может использоваться как сырье для производства жидких парафинов. Атмосферный газойль 330–360 °С – затемненный продукт, получается на установке АВТ, работающей по топливному варианту; используется в смеси с вакуумным газойлем в качестве сырья установки каталитического крекинга. Мазут – остаток первичной перегонки нефти; облегченный мазут (>330 °С) может использоваться в качестве котельного топлива, утяжеленный мазут (>360 °С) – как сырье для последующей переработки на масляные фракции до гудрона. В настоящее время мазут может использоваться также как сырье установок каталитического крекинга или гидрокрекинга, ранее применялся в качестве сырья установок термического крекинга [18-20].

Физические константы индивидуальных углеводородов общеизвестны как по значению величин, так и по методам их определения. Лабораторно-экспериментальное определение физико-химических характеристик газовых конденсатов и их фракций является трудоемкой работой. Результаты исследований физико-химических свойств газовых конденсатов приведены во многих работах [35-44].

Нефтегазоконденсатное сырье и его продукты переработки представляют собой природную смесь жидких углеводородов трех гомологических рядов: парафиновых, нафтеновых и ароматических.

Наибольшей плотностью обладает высокоароматизированное нефтегазоконденсатное сырье и наименьшей – парафиновое. В работах [35,37] приведены номограммы для определения молекулярной массы нефтей, газовых конденсатов и их фракций при известных значениях плотности, показателя преломления, содержании нафтеновых и ароматических углеводородов.

Характеризующие свойства углеводородов входят в формулы для расчетов нефтезаводской аппаратуры и технологических процессов, происходящих в них, а также для контроля параметров режима и показателей качества продукции.

В большинстве случаев из-за сложности состава используются средние значения физико-химических характеристик нефтегазоконденсатного сырья. Чем точнее определяются эти свойства (экспериментально или по эмпирическим формулам), тем точнее результаты технологических расчетов.

2.1. Определение плотности и вязкости нефти, газового конденсата, их смесей и дистиллятных фракций

Плотность имеет большое значение для характеристики физико-химических и теплофизических свойств нефтегазоконденсатного сырья и нефтепродуктов. Она позволяет вычислить как термодинамические свойства веществ, так и переносные коэффициенты – вязкость, теплопроводность и т.д. [34-38].

В практике нефтепереработки принято использовать безразмерную величину относительной плотности нефти (нефтепродукта), которая равна отношению плотности нефти (нефтепродукта) при 20 °С к плотности воды при 4 °С. Относительная плотность обозначается ρ_4^{20} . Поскольку плотность воды при этой температуре равна единице, числовые значения относительной и абсолютной плотности совпадают.

В некоторых зарубежных странах за стандартную принята одинаковая температура нефтегазоконденсатного сырья, нефтепродуктов и воды, равная 60 °F, что соответствует 15,5 °С. В этом случае относительная плотность обозначается ρ_{15}^{15} .

Взаимный пересчет значений ρ_4^{20} и ρ_{15}^{15} производится по формулам

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 0,0035/\rho_4^{20} \quad (2.1)$$

или

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5\alpha, \quad (2.2)$$

где α – поправка на изменение плотности при изменении температуры на один градус. Значения средней температурной поправки α для нефтепродуктов приводятся в справочной литературе.

Пересчитать ее можно также по формуле [18,35,37]

$$\rho_{15}^{15} = 0,994 \cdot \rho_4^{20} + 0,0093. \quad (2.3)$$

Для расчетов с высокой точностью термической зависимости плотности жидкофазных углеводородов и нефтяных фракций в широком диапазоне температур авторами [18,26,27] предложена формула

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} \cdot \tau^{\left(\alpha_0 + \alpha_1/\tau + \alpha_2 \cdot \tau + \alpha_3 \cdot \rho_4^{20} + \alpha_4 \cdot (\rho_4^{20})^2\right)}, \quad (2.4)$$

где $\tau = T/293,16$; T – в К; $\alpha_0 = -3,424$; $\alpha_1 = 0,127$; $\alpha_2 = -0,0681$; $\alpha_3 = 7,8042$; $\alpha_4 = -4,9641$.

$$\text{Формула ГрозНИИ: } (\rho_4^{20})_{yf} = \rho_o (t_{cp} / 100)^n, \quad (2.5)$$

где $\rho_o = 0,65 + 0,09(\rho_4^{20})_n$; $n = 0,13 - 0,0011 \cdot t_{zn}$.

$$\text{Формула БашНИИНП: } (\rho_4^{20})_{yf} = \sqrt{2,841(n_D^{20})_{yf} - 3,468}, \quad (2.6)$$

где $(\rho_4^{20})_{yf}$ и $(\rho_4^{20})_n$ – относительная плотность узкой фракции и нефти, из которой она выделена; t_{cp} – средняя температура кипения узкой фракции, °С; t_{zn} – температура застывания нефти, °С; $(n_D^{20})_{yf}$ – коэффициент рефракции узкой фракции.

Недостатком формулы ГрозНИИ является то, что она применима только для фракции, выделенной из этой же нефти, так как в формуле используются плотность и температура застывания этой нефти. Этот недостаток отсутствует в формуле БашНИИНП. Ею можно пользоваться для любых нефтепродуктов как прямогонного, так и деструктивного происхождения.

Для узких фракций вместо средней молекулярной температуры кипения в формулу подставляют температуру 50 % -ного отгона.

Можно рассчитать зависимость плотности от показателя преломления по уравнению:

$$\rho_4^{20} = -2,09066 + 1,9937 \cdot n_4^{20}. \quad (2.7)$$

Существует распространенная запись зависимости плотности от температуры, которая имеет вид [18]

$$\rho_t = \rho_{20} - (T - 293,15), \quad (2.8)$$

где ρ_{20} – средняя температурная поправка плотности, кг/м³град. Она является тангенсом угла наклона прямой плотности к оси температуры и характеризует изменение температуры на один градус.

Для углеводородных и других газов за стандартные условия принимают давление 0,1 МПа (760 мм рт. ст.) и температуру 0 °С. Обычно определяют относительную плотность, т. е. отношение плотности газа к плотности воздуха (1,293 кг/м³). Плотность любого газа при стандартных условиях может быть найдена как частное от деления его молекулярной массы на объем 1 кмоль, т. е. 22,4 м³. Плотность газа (ρ_r , кг/м³) при условиях (давлении P , МПа; температуре T , К), отличных от стандартных, можно определить по формуле

$$\rho_r = 1,18MP/T, \quad (2.9)$$

где M – молекулярная масса газа.

Плотность нефтей и нефтепродуктов уменьшается с повышением температуры. Эта зависимость имеет линейный характер и хорошо описывается формулой Д.И.Менделеева

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} - \alpha(t - 20), \quad (2.10)$$

где ρ_4^t – относительная плотность нефтепродукта при заданной температуре t ; ρ_4^{20} – относительная плотность нефтепродукта при стандартной температуре (20 °С); t – температура, при которой определяется плотность нефтепродукта, °С; α – средняя температурная поправка плотности для нефтепродуктов (по справочнику).

В более широком интервале температуры, т. е. до 300 °С, зависимость плотности (кг/м³) от температуры рассчитывается по уравнению А.К.Мановяна

$$\rho_4^t = 1000\rho_4^{20} - 0,58 \cdot (t - 20)/\rho_4^{20} - (t - 1200 \cdot (\rho_4^{20} - 0,68)) \cdot (t - 20)/1000. \quad (2.11)$$

Все нефтепродукты представляют собой смеси углеводородов различных групп. Допуская аддитивность их объемов, среднюю плотность нефтепродукта находят по правилу смешения:

$$\rho_{cp} = (\rho_1 V_1 + \rho_2 V_2 + \dots + \rho_n V_n) / (V_1 + V_2 + \dots + V_n), \quad (2.12)$$

или

$$\rho_{cp} = (m_1 + m_2 + \dots + m_n) / (m_1 / \rho_1 + m_2 / \rho_2 + \dots + m_n / \rho_n) \quad (2.13)$$

где $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ – относительные плотности компонентов смеси; V_1, V_2, \dots, V_n – соответственно их объемы; m_1, m_2, \dots, m_n – соответственно их массы.

Выбор того или иного из множества методов определения плотности нефтепродуктов зависит от его вязкости, требуемой точности определения и отводимого для анализа времени. Для быстрого определения плотности можно использовать различные эмпирические формулы.

Плотность перегретого водяного пара в интервале температуры среды 200 – 300 °С составляла от 0,460 до 0,379 кг/м³ [17].

Таблица 2.1

Физико-химические свойства газовых конденсатов и их фракций [23]

	Месторождения	Молекулярная масса	Плотность	Содержание ароматических углеводородов, % масс.	Содержание нафтеновых углеводородов, % масс.	Содержание парафиновых углеводородов, % масс.
1	Северный Мубарек	118	765,8	21,5	28,5	50
2	Газли	129	777,4	24,7	31,4	43,9
3	Учкыр	123	778,0	28,9	39,5	31,6

Таблица 2.2

**Плотность углеводородов на линии насыщения
при атмосферном давлении ρ , кг/м³**

Углеводороды	При температуре °C	Жидкость	Пар
Этан	-90	547	1,95
Пропан	-40	579,3	2,63
н-Бутан	2	599	3,07
н-Пентан	40	605,5	3,29
н-Гексан	70	613	3,36
н-Гептан	100	612,4	3,59
Октан	30	607,1	4,2
Нонан	20	717,6	
Декан	20	729,9	

**Плотность углеводородов на линии насыщения
при давлении 0,25 МПа, ρ , кг/м³**

Углеводороды	Жидкость	Пар	При температуре °С
Этан	525,5	4,7	-70
Пропан	553,1	5,88	-18
н-Бутан	569,6	6,98	28
н-Пентан	585,0	6,92	65
н-Гексан	582,2	7,54	100
н-Гептан	582,1	7,76	130
Октан	577,2	8,59	160
Нонан	608,4		150
Декан	608		170

В таблице 2.4 приведено изменение плотности и теплоемкости метана зависимости от изменения заданной температуры. Расчеты по определению теплоемкости проведены по выше приведенному уравнению А.К.Мановяна.

Плотность фракций нефтегазоконденсатного сырья в зависимости от температуры по (2.4)

Температура	Фр.1	Фр.2	Общая нефта	Легкая нефта	Керосин	Легкий газойль	Тяжелый газойль
20	679,40	722,50	731,10	718,30	774,87	841,05	879,12
30	670,56	714,68	722,35	710,08	768,36	834,72	875,51
40	661,51	706,66	714,51	701,96	761,51	829,23	870,82
50	652,27	698,45	706,46	693,63	754,47	823,55	865,93
60	642,82	690,03	698,22	685,11	747,22	817,66	860,84
70	634,76	681,41	689,77	676,39	739,78	811,58	855,55
80	–	672,59	681,13	667,47	732,14	805,29	850,05
90	–	663,58	672,28	–	724,29	798,81	844,36
100	–	654,36	663,24	–	716,25	792,12	838,47

Плотность перегретого водяного пара в интервале температуры среды от 200 – 300 °С меняется от 0,460 до 0,379 кг/м³ [17].

Коэффициент вязкости является одной из основных физико-химических констант, характеризующих вещество в жидком и газообразном состоянии. Он входит в качестве одной из определяющих величин в критериальные уравнения гидродинамики, тепло- и массообменного процесса. По значению вязкости также судят о возможности распыления и прокачиваемости нефти и нефтепродуктов.

Для определения вязкости в широком интервале параметров состояния жидкостей и особенно многокомпонентных жидких смесей, какими являются нефть, газовые конденсаты и их дистиллятные фракции, надежные методы, основанные на теоретических предположениях, отсутствуют, поэтому

существующие расчетные уравнения носят эмпирический или полуэмпирический характер, пополненные экспериментальными данными [24].

Величина, обратная динамической вязкости, называется текучестью:

$$\vartheta = 1/\mu. \quad (2.14)$$

Наиболее распространенными методами для определения коэффициента динамической вязкости газов и жидкостей, и в частности, вязкости нефтей, газовых конденсатов и их дистиллятных фракций являются: метод капилляра – вязкость определяется при протекании исследуемой среды через трубки малого диаметра – капилляр; метод свободно подающего груза и катящегося по наклонной траектории шарика; метод колеблющегося диска или шара; метод вращения цилиндра.

Для углеводородов вязкость существенно зависит от их химического состава: она повышается с увеличением молекулярной массы и температуры кипения. Наличие боковых разветвлений в молекулах алканов и нафтенов и увеличение числа циклов также повышают вязкость. Для различных групп углеводородов вязкость растет в ряду алканы – арены – цикланы.

Кинематическая вязкость определяется для относительно маловязких светлых нефтепродуктов и масел с помощью капиллярных вискозиметров (ГОСТ 33–2000 и ГОСТ 1929–87; вискозиметры типа ВПЖ, Пинкевича и др.).

Для вязких нефтепродуктов измеряется условная вязкость в вискозиметрах типа ВУ, Энглера и др. Истечение жидкости в этих вискозиметрах происходит через калиброванное отверстие по ГОСТу 6258–85.

Вязкость углеводородных газов и нефтяных паров подчиняется иным, чем для жидкостей, закономерностям. С повышением температуры вязкость газов возрастает. Эта закономерность удовлетворительно описывается формулой Сазерленда (2.15) или Фроста (2.16):

$$\mu_t = \mu_0 \cdot [(273 + C)/(T + C)] \cdot (T/273)^{1.5} \quad (2.15)$$

$$\mu_t = \mu_0 \cdot (T/T_0)^m, \quad (2.16)$$

где μ_t и μ_0 – динамическая вязкость газа при температуре T и T_0 , Па·с; C и m – постоянные для каждого газа.

Для приближенных расчетов принимаем, что

$$C = 1,22 \cdot T_{кин}. \quad (2.17)$$

В [34] для расчета коэффициента кинематической вязкости нефтей и жидких нефтяных фракций рекомендуется уравнение Вальтера

$$\lg \lg(\nu + 0,8 \cdot 10^{-6}) = a + b \lg(T), \quad (2.18)$$

где ν , м²/с; a и b – константы, зависящие от природы вещества и определяемые двумя значениями вязкости при двух значениях температуры.

А.С.Эйгенсон и Е.Г.Ивченко на основе обработки экспериментальных данных для узких фракций сернистых и высокосернистых нефтей предложили видоизмененную формулу Вальтера

$$\lg \lg(\nu + 0,8 \cdot 10^{-6}) = 2,96(3,696 - \lg T)(1 + t_{bm}/100 - 4,763). \quad (2.19)$$

В работах Л.П.Филиппова [60, 68] сопоставлены значения вязкости нефтяных фракций с известной молярной массой M и вязкостью нормальных алканов ν_{20}^A при 20 °С, интерполированной к тем же значениям M .

Для нефтепродуктов, у которых $M \leq 160$ $\nu_{20} / \nu_{20}^A \approx 1$, поэтому

$$\ln(\nu_{20}) = \ln(\nu_{20}^A) = (-5,29 + 1,26 \cdot M^{0.5} - 0,07M) / (1 - 0,617 \cdot M^{0.5}). \quad (2.20)$$

Для $160 < M < 200$

$$\ln(\nu_{20}) / \ln(\nu_{20}^A) = 0,955(1 - 0,435(M/100)) / (1 - 0,453(M/100)). \quad (2.21)$$

Значения C и m для газов и паров

Газ	Температура, К	C	m	$\mu_0 \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$
H ₂ O	373-623	673	1,2	8,238
CH ₄	293-523	164	0,76	10,39
C ₂ H ₆	293-523	252	0,90	8,6
C ₃ H ₈	293-523	278	0,92	7,502
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	293-593	377	0,97	6,835
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	395-579	382,8	0,99	6,355
<i>n</i> -C ₆ H ₁₄	394-580	436,1	1,03	5,904
<i>n</i> -C ₇ H ₁₆	373-525	445	1,05	5,247
<i>n</i> -C ₈ H ₁₈	373-523	337	1,02	4,835
C ₆ H ₆	403-586	447,5	1,00	6,982
C ₇ H ₈	333-523	370	0,89	6,610

Коэффициент кинематической вязкости нефтей и нефтепродуктов ($\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$) Л.П.Филиппов также рекомендует определять из соотношения

$$8,8/(\rho \cdot M^{0,5}) = (0,69 + 0,0371/\nu) \cdot [1 - 0,237 \exp(-8,225/\nu)]. \quad (2.22)$$

Формула (4.22), как и (4.20) и (4.21), получена при 293 К, однако, они все могут быть распространены и на более широкий температурный диапазон.

Как видно из табл. 2.6 с увеличением числа атомов углерода в молекуле паров и газов углеводорода наблюдается уменьшение показателя динамической вязкости.

Динамическая вязкость перегретого водяного пара в интервале температуры среды от 200 – 300 °С меняется от $16,18 \cdot 10^{-6}$ до $20,29 \cdot 10^{-6}$ (Па·с).

**Таблица динамической (μ) и кинематической (ν) вязкостей
жидких и газообразных углеводородов при температуре 200 °С
и давлении 0,26 МПа**

№	Углеводороды	газ, $\mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$	жидкость, $\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	газ, $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}^2$	жидкость, $\nu \cdot 10^7, \text{м}^2/\text{с}^2$
1	Водяной пар	16,2	–	12,6	–
2	Этан	11,1	1,29	2,39	2,45
3	Пропан	10,1	1,40	2,01	2,60
4	Бутан	9,46	1,45	1,73	2,61
5	Пентан	8,97	1,49	1,49	2,62
6	Гексан	8,56	1,53	1,24	2,64
7	Гептан	8,21	1,57	1,00	2,66
8	Октан	8,16	1,59	0,85	2,72
9	Нонан	8,11	1,66	0,76	2,83
10	Декан	–	1,88	–	3,17
11	Ундекан	–	2,11	–	3,52
12	Додекан	–	2,35	–	3,87
13	Тридекан	–	2,61	–	4,21
14	Тетрадекан	–	2,92	–	4,64
15	Пентадекан	–	3,26	–	5,11

Таблица 2.7

Динамическая (μ) и кинематическая (ν) вязкость отпаривающих агентов в жидком и газообразном состоянии при температуре 200 °С и давлении 0,26 МПа

№	Отпаривающие агенты	газ, $\mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$	жидкость, $\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	газ, $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	жидкость, $\nu \cdot 10^7, \text{м}^2/\text{с}$
1	Пары из ГФУ	9,86	1,43	1,90	2,61
2	Пары ЛН	8,56	1,53	1,24	2,64

Вязкость природных газов известной молекулярной массы или относительной плотности (по воздуху) при атмосферном давлении и заданной температуре может быть определена по кривым. Вязкость паров некоторых углеводородов [$\mu \cdot 10^{-6} \text{Па} \cdot \text{с}$]: $\text{CH}_4 - 10,39$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 8,6$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 7,502$; $n\text{-C}_4\text{H}_{10} - 6,835$; $n\text{-C}_5\text{H}_{12} - 6,355$; $n\text{-C}_6\text{H}_{14} - 5,904$; $n\text{-C}_7\text{H}_{16} - 5,247$; $n\text{-C}_8\text{H}_{18} - 4,835$; $\text{C}_6\text{H}_6 - 6,982$; $\text{C}_7\text{H}_8 - 6,610$.

Таблица 2.8

Динамическая (μ) и кинематическая (ν) вязкость отпариваемых фракций в жидком и газообразном состоянии при температуре 200 °С и давлении 0,26 МПа

№	Отпариваемая фракция	газ, $\mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$	жидкость, $\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	газ, $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	жидкость, $\nu \cdot 10^7, \text{м}^2/\text{с}$
1	Фракция 1	8,56	1,53	1,24	2,64
2	Фракция 2	8,16	1,59	0,85	2,72

Таблица 2.9

Динамическая (μ) и кинематическая (ν) вязкость жидких углеводородов при температуре 100 °С и атмосферном давлении

№	Углеводороды	$\mu \cdot 10^4, \text{Па} \cdot \text{с}$	$\nu \cdot 10^7, \text{м}^2/\text{с}^2$
1	Гептан	2,42	4,10
2	Октан	2,44	4,19
3	Нонан	2,72	4,63
4	Декан	2,88	4,85
5	Ундекан	4,39	7,32
6	Додекан	5,10	8,39
7	Тридекан	5,98	9,65
8	Тетрадекан	6,85	10,9
9	Пентадекан	7,86	12,3

Таблица 2.10

Динамическая (μ)вязкость жидких углеводородов и их насыщенных паров при давлении 0,26 МПа

№	Углеводороды	пар, $\mu \cdot 10^5, \text{Па} \cdot \text{с}$	Жидкость	
			при температуре °С	$\mu \cdot 10^4 \text{Па} \cdot \text{с}$
1	Этан	1,41	-70	1,29
2	Пропан	1,25	-20	1,40
3	Бутан	1,20	30	1,41
4	Пентан	1,07	60	1,62
5	Гексан	1,02	100	1,53
6	Гептан	0,95	130	1,54
7	Октан	0,87	165	1,48
8	Нонан	–	175	1,59
9	Декан	–	150	1,60
10	Ундекан	–	176	2,41
11	Додекан	–	100	5,10
12	Тридекан	–	200	2,60
13	Тетрадекан	–	100	6,85
14	Пентадекан	–	100	7,86

Таблица 2.11

Динамическая (μ) вязкость углеводородных отпаривающих агентов в жидком состоянии и их насыщенных паров при давлении 0,26 МПа

№	Отпаривающий агент	пар, $\mu \cdot 10^5, \text{Па} \cdot \text{с}$	Жидкость	
			при температуре °С	$\mu \cdot 10^4 \text{Па} \cdot \text{с}$
1	Пары из ГФУ	1,20	30	1,41
2	Пары ЛН	1,02	100	1,53

Таблица 2.12

Динамическая (μ) вязкость отпариваемых фракций в жидком состоянии и их насыщенных паров при давлении 0,26 МПа

№	Отпариваемая фракция	$\mu \cdot 10^5,$ пар, $\text{Па} \cdot \text{с}$	Жидкость	
			при температуре °С	$\mu \cdot 10^4 \text{Па} \cdot \text{с}$
1	Фракция 1	1,02	100	1,53
2	Фракция 2	0,87	165	1,48

Таблица 2.13

Кинематическая вязкость фракций нефтегазоконденсатного сырья, $\nu \cdot 10^7, \text{м}^2/\text{с}^2$

Общая нефтя	Легкая нефтя	Керосин	Легкий газойль	Тяжелый газойль
2,37	2,59	1,15	1,07	1,01

Вязкость перегретого водяного пара в интервале температуры среды 200 – 300 °С меняется от $16,18 \cdot 10^{-6}$ до $20,29 \cdot 10^{-6}$ Па·с [17].

2.2. Определение средней температуры кипения

Основные физико-химические характеристики используются при идентификации фракций нефтей и газовых конденсатов, а также применяются в расчетах технологических параметров процессов переработки нефтегазоконденсатного сырья. Поэтому при отсутствии какого-либо ФХС возникает проблема его прогнозного расчета.

Если известна кривая разгонки ИТК, то расчет характеристических точек кипения может быть выполнен путем пересчета кривой ИТК в кривую разгонки по Энглеру. Данная широкая фракция разбивается на N узких фракций, соответствующих числу зафиксированных температур T_i , остатков перегоняемого образца, и находятся средняя температура кипения \bar{T}_b для каждой из них

$$\bar{T}_{bi} = (T_i + T_{i+1})/2. \quad (2.23)$$

При разгонке по ГОСТу 11011-82 измеряются массовые доли g_i и относительные плотности $(\rho_4^{20})_i$ пагонов. По этим данным можно рассчитать значения объемных r_i и мольных x_i долей узких фракций:

$$r_i = (g_i / (\rho_4^{20})_i) / \left(\sum_{i=1}^N [g_i / (\rho_4^{20})_i] \right), \quad (2.24)$$

$$x_i = (g_i / M_i) / \left(\sum_{i=1}^N [g_i / M_i] \right), \quad (2.25)$$

где ρ_4^{20} – относительная плотность при температуре 20 °С;

При расчете T_{bvc} смесей неизвестного состава ошибки прогноза будут выше, по крайней мере из-за значительно более высокой погрешности определения переменной M . Поэтому для получения объективных оценок проведено сравнение рассчитанных значений T_{bvc} экспериментальными

данными. Авторы работы [63] предложили двухпараметрическую корреляцию для расчета средней молярной массы или относительной плотности. В оригинале формула имеет вид

$$\rho_4^{20} / M = 1 / (a_1 + a_2 \cdot T_{bV}^{a_3}), \quad (2.26)$$

где M – молярная масса; $a_1 = 0,0694297$; $a_2 = 0,5078154$; $a_3 = 2,394693$.

Решив уравнение (2.26) относительно T_{bV} , получим

$$T_{bV} = \exp\left[\left(1/a_3\right) \cdot \ln\left(M / \left(a_2 \cdot \rho_4^{20}\right) - \left(a_1/a_2\right)\right)\right]. \quad (2.27)$$

Формула (2.27) рекомендуется в следующем диапазоне параметров:

$M = 76\text{--}460$ кг/кмоль; $\rho_4^{20} = 0,654\text{--}0,972$.

Рекомендуется для прогнозных расчетов T_{bV} (в К) трехпараметрическое уравнение, полученное аппроксимацией данных:

$$T_{bV} = \exp\left[3,321052 + 0,5106442 \cdot (\ln M + \rho_4^{20} \cdot \ln n_D^{20}) - 4,290274 \cdot 10^{-5} \cdot M + 0,2105286 \cdot \rho_4^{20}\right] \quad (2.28)$$

Средняя температура кипения смеси определяется по формуле

$$T_{cp.mol} = (T_1 m_1 + T_2 m_2 + \dots + T_n m_n) / (m_1 + m_2 + \dots + m_n), \quad (2.29)$$

где T_1, T_2, \dots, T_n – температуры кипения компонентов, К; m_1, m_2, \dots, m_n – массовые доли компонентов и смеси.

Таблица 2.14

Определение средней температуры кипения углеводородов, °С

Фр.1	Фр.2	Общая нафта	Легкая нафта	Керосин	Легкий газойль	Тяжелый газойль
69	126	124	72	226	298	332

Если известна кривая разгонки ИТК, то расчет характеристических точек кипения может быть выполнен путем пересчета кривой ИТК в кривую разгонки по Энглеру. Данная широкая фракция разбивается на N узких

фракций, соответствующих числу зафиксированных температур T_i , остатков перегоняемого образца, и находятся \bar{T}_b для каждой из них

$$\bar{T}_{bi} = (T_i + T_{i+1})/2. \quad (2.30)$$

Основываясь на результаты разгонки газоконденсата можно рассчитать среднюю температуру кипения фракций. Так, исходя из уравнения (2.30), средняя температура кипения бензиновой фракции этого сырья:

$$\bar{T}_b = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (76 + 107 + 147)/3 = 107^\circ\text{C},$$

средняя температура кипения керосиновой фракции газоконденсата:

$$\bar{T}_k = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (157 + 173 + 202)/3 = 177^\circ\text{C},$$

средняя температура кипения дизельной фракции газоконденсата:

$$\bar{T}_d = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (213 + 244 + 292)/3 = 250^\circ\text{C}.$$

Можно, также рассчитать среднюю температуру кипения фракций. Так исходя из уравнения (2.30), средняя температура кипения бензиновой фракции нефти:

$$\bar{T}_b = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (86 + 109 + 144)/3 = 113^\circ\text{C},$$

средняя температура кипения керосиновой фракции нефти:

$$\bar{T}_k = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (159 + 177 + 200)/3 = 179^\circ\text{C},$$

средняя температура кипения дизельной фракции нефти:

$$\bar{T}_d = (T_{10} + T_{50} + T_{90})/3 = (226 + 250 + 283)/3 = 253^\circ\text{C}.$$

2.3. Экспериментальное исследование фракционного состава дистиллятных фракций

Нефть, газовый конденсат и их фракции представляют собой сложную смесь органических соединений. В их составе обнаружены сотни углеводородов различного строения, многочисленные гетероорганические соединения. Поэтому исследование химического состава нефти и ее продуктов как совокупность всех входящих в их состав соединений – сложнейшая и не всегда разрешимая задача.

Фракционный состав нефти и нефтепродуктов определяется путем разделения по температурам кипения методом перегонки и ректификации. Для более полной характеристики определяются относительная плотность и средняя молярная масса каждого погона и смеси в целом. По результатам ректификации строят кривую ИТК, которая содержит достаточно полную информацию о составе смеси.

Проведение ректификация по ГОСТу 11011–85 в аппарате перегонки жидких углеводородов ограничивается температурой 450–460 °С из-за возможного термического разложения остатка. Единой унифицированной программой исследования нефтей рекомендуется остаток (до момента начала разложения) от разгонки в аппарате АРН–2 перегонять по методу ГрозНИИ в колбе Мановяна до температуры выкипания 560–580 °С. При этом характер кривой ИТК практически не искажается.

В лабораторных условиях проведено исследование фракционного состава Гиссарского газового конденсата и Газлийской нефти, а также их смеси в соотношении 70/30.

Таблица 2.15

Фракционный состав газового конденсата, нефти и их смеси (70/30)

Пределы выкипания фракции, °С	Выход фракций, % об.					
	Гиссарскийгазоко нденсат		Нефтегазоконденсат ная смесь		Газлийская нефть	
	Отдель но	Суммар ный	Отдельно	Суммар ный	Отдель но	Суммар ный
н.к.	33°С		34°С		37°С	
н.к.-60	4	4	4	4	3	3
60-80	11	15	9	13	6	9
80-100	9	26	8	21	5	14
100-120	17	43	15	36	14	28
120-140	15	58	11	47	10	38
140-160	11	69	10	57	10	48
160-180	8	76	7	64	8	56
180-200	6	82	6	70	5	61
200-220	3	85	5	75	5	66
220-240	3	88	5	80	5	71
240-260	2	90	6	86	6	77
260-280	2	92	3	89	5	82
280-300	1	93	3	92	5	87
300-320	-	-	2	94	3	90
320-340	-	-	1	95	3	93
к.к.	310°С		344°С		343°С	
Остаток	4		2,5		4,5	
Выход	94		95,5		93,5	
Потери	2		2		2	

Фракционный состав нефти и нефтепродуктов определяется путем разделения по температурам кипения методом перегонки и ректификации. Совокупность выхода (в процентах по массе или объему) отдельных фракций, выкипающих в определенных температурных диапазонах, называется фракционным составом нефти, нефтепродукта или смеси.

2.4. Исследование точек кипения углеводородов

Ускорение процесса перегонки углеводородов путем интенсификации тепломассообмена с применением эффективных отпаривающих агентов способствует увеличению выхода светлых дистиллятных фракций, повышению их качества относительно малыми энергетическими и материальными расходами. Интенсификация первичной перегонки направлена, прежде всего, на повышение отбора дистиллятных фракций суммы светлых при атмосферной перегонке, а также на обеспечение уменьшения наложения температур конца кипения предыдущей и начала кипения последующей фракции. Применение эффективного отпаривающего агента в процессе ректификации способствует реализации этих задач.

Проведены лабораторно-экспериментальные исследования по определению четкости разделения дистиллятных фракций керосина, легкого и тяжелого газойля.

Таблица 2.16

Температуры кипений дистиллятных фракций полученных при ректификации с применением различных отпаривающих агентов

№	Показатели	Дистиллятные фракции, полученные отпариванием					
		Отпаривающий агент - водяной пар			Отпаривающий агент - легкая нефтя		
		Бензи- новая	Кероси- новая	Дизель- ная	Бензи- новая	Кероси- новая	Дизель- ная
1	Температура начала кипения, °С	59	152	212	59	156	217
2	10 % перегоняется при температуре, °С	86	161	228	84	166	223
3	90 % перегоняется при температуре, °С	156	202	309	154	200	306
4	Конец кипения, °С	178	222	329	175	219	326

Результаты по определению температур начала, 10 %, 90 % и конца кипения дистиллятных фракций полученных отпариванием различными отпаривающими агентами при ректификации приведены в табл. 2.16.

Сравнение температур кипений дистиллятных фракций полученных ректификацией с применением различных отпаривающих агентов (водяного пара и паров легкой нефти) показывает, что при использовании углеводородного отпаривающего агента, снижение температур конца кипения дистиллятов на 3-7 °С, и повышение начало кипения керосиновой и дизельной фракций на 4-5 °С.

Выводы по главе 2

Результаты исследований содержания светлых продуктов в составе газоконденсатного сырья показывают, что бензиновая фракция меняется от

64 до 90,3 %; керосиновая фракция от 5 до 19% и газойлевая фракция от 1,2, до 41 %.

Основываясь на результаты разгонки газоконденсата и нефти рассчитана средняя температура кипения бензиновой, керосиновой и дизельной фракций получаемых из этих углеводородов.

Исследовано фракционный состав местных газового конденсата и нефти, а также их смеси в соотношении 70/30. Также исследован фракционный состав общей нефти, керосина, легкого и тяжелого газойлей получаемых из этих углеводородов.

Сравнение температур кипений дистиллятных фракций полученных ректификацией с применением различных отпаривающих агентов (водяного пара и паров легкой нефти) показывает, что при использовании углеводородного отпаривающего агента, снижение температур конца кипения дистиллятов на 3-7 °С, и повышение начало кипения керосиновой и дизельной фракций на 4-5 °С.

Получены результаты исследований изменения плотности углеводородов (сырья, отпариваемых фракций, отпаривающего агента и получаемых дистиллятов). Проведено сравнение плотностей углеводородного отпаривающего агента и перегретого водяного пара.

Определены и проведены сравнения динамической и кинематической вязкости углеводородов, отпаривающих агентов и водяного пара при температуре 200 °С и давлении 0,26 МПа. При этом кинематическая вязкость водяного пара составил $12,6 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$, значение этого параметра у паров из ГФУ и ЛН имеют соответственно $2,61 \cdot 10^{-6}$ и $2,64 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$, а углеводородный ряд этан–пентан $2,45 \cdot 10^{-6} \div 5,11 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Проведено сравнение полученных физико-химических свойств углеводородных отпаривающих агента с аналогичными показателями водяного пара. Анализ приведенных результатов показывают тенденцию снижения теплоемкости по мере повышения плотности нефти, находящихся

под атмосферным давлением и при постоянной температуре 20 °С. В пределах изменения плотности 784–804 г/см³ теплоемкость нефти при температуре 20 °С снижалась с 2,026 до 1,973 кДж/(кг·К).

Глава 3. ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕНА ПРИ ПЕРЕГОНКЕ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНОГО СЫРЬЯ

3.1. Диффузия компонентов нефтегазоконденсатного сырья в газах и в жидкости при ректификации

Изучение механизма процесса перегонки дает возможность понимать суть, представлять элементарные процессы, происходящие в жидкой и паровой фазах, а также пограничной зоне их раздела и этим самым совершенствовать и интенсифицировать его.

Механизм переноса массы при ректификации многокомпонентных смесей является сложным и трудноописуемым явлением. Перенос массы между жидкой и паровой фаз осуществляется молекулярной и конвективной диффузией. Молекулярная диффузия происходит путем перемещения молекул относительно неподвижного слоя или в слое движущимся ламинарно в направлении, перпендикулярном движению потока. При конвективной диффузии происходит перемешивание макроскопических объемов вследствие конвективных токов, которые обуславливаются чаще всего турбулентными пульсациями в потоке.

Диффузионный перенос легколетучего компонента смеси из жидкой фазы в газовую происходит через поверхность раздела, которая образуется на месте соприкосновения обеих фаз. Литературные материалы показывают, что по ту и другую стороны поверхности раздела образуются тонкие пограничные диффузионные слои, в которых наблюдаются резкое изменение концентрации [9-40,42-44]. Движение жидкости внутри пограничного слоя носит ламинарный характер, причем скорость движения возрастает линейно с увеличением расстояния от поверхности раздела в массе газа или жидкости носит турбулентный характер. Здесь преобладает конвективная диффузия. Таким образом, в разных зонах той или другой фазы действуют различные механизмы переноса в зависимости от гидродинамических условий.

Перенос вещества внутри фазы в основном происходит путем конвекции и молекулярной диффузии одновременно. При ректификации посредством только одной молекулярной диффузии компонент перемещается только в пограничных зонах, где преобладает ламинарный

режим течения пограничных слоев фаз. В других зонах преобладает конвективный перенос диффундирующего компонента, осуществляемый под действием турбулентных пульсаций.

Методика экспериментального определения коэффициентов диффузии относительно сложна. При расчетах процессов массопередачи рекомендуется использование имеющихся экспериментальных данных, а при их отсутствии коэффициенты диффузии определяют расчетным путем.

Значения коэффициента диффузии D_n [м²/с] диффундирующего газообразного компонента A углеводородной смеси в отпаривающий агент B рекомендуется рассчитывать по следующей формуле [3,6,7,9,31,84]

$$D_n = \left[(0,0043 \cdot 10^{-4} \cdot T^{3/2}) / P (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2 \right] \cdot [(1/M_A) + (1/M_B)]^{1/2}, \quad (3.1)$$

где T – абсолютная температура, К; P – давление (абсолютное), кгс/см²; V_A и V_B – молярные объемы взаимодействующих веществ, см³/моль; M_A и M_B – молярные массы, кг/кмоль.

При использовании вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента соответственно меняются условия процесса диффузии распределяемого компонента. Для исследования коэффициента диффузии определенного распределяемого компонента разделяемой смеси в углеводородный отпаривающий агент нами проведены расчеты данного коэффициента при использовании различных углеводородов в качестве отпаривающего агента.

В качестве распределяемого компонента выбраны углеводороды гексан, с физико-химическими свойствами: молярная масса $M_A=86$ кг/кмоль, молярный объем $V_A=140,6$ см³/моль, кинематическая вязкость $\nu=1,24 \cdot 10^{-6}$ м²/с; и октан – молярная масса $M_A=114$ кг/кмоль, молярный объем $V_A=185$ см³/моль, кинематическая вязкость $\nu=0,85 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Коэффициенты диффузии распределяемых компонентов рассчитывались в процессе ректификации при температуре $T=473$ К.

Таблица 3.1

Коэффициент диффузии гексана в водяной пар и в углеводороды

Паровая фаза	$M_B, \text{кг/кмоль}$	$V_B, \text{см}^3/\text{моль}$	$D_n \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$
Водяной пар	18	18,9	18,54
Этан	30	51,8	11,77
Пропан	44	74	9,28
Бутан	58	96,2	7,85
Пентан	72	118,4	6,91
Гептан	100	162,8	5,72

Таблица 3.2

Коэффициент диффузии октана в водяной пар и в углеводороды

Паровая фаза	$M_B, \text{кг/кмоль}$	$V_B, \text{см}^3/\text{моль}$	$D_n \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$
Водяной пар	18	18,9	16,05
Этан	30	51,8	10,22
Пропан	44	74	8,01
Бутан	58	96,2	6,75
Пентан	72	118,4	5,91
Гексан	86	140,6	5,32
Гептан	100	162,8	4,86

В качестве отпаривающих агентов использованы водяной пар, этан, пропан и так далее ряд алканов до C_7 атомов углерода. Результаты определения коэффициента диффузии гексана и октана в водяной пар и углеводороды приведены в табл. 3.1 и 3.2.

Обобщение результатов расчета приведенных в табл. 3.1. и 3.2 показывают увеличение коэффициента диффузии гексана и октана в углеводородах в среднем от $5,29 \cdot 10^{-6}$ до $11 \cdot 10^{-6}, \text{м}^2/\text{с}$ (при уменьшении числа атомов углерода от C_7 до C_2).

При расчете коэффициента диффузии распределяемого вещества в жидкости использовано следующее выражение [9, 85]:

$$D_{жс} = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \left[\frac{(\beta M_B)^{1/2} T}{\mu V_A^{0,6}} \right], \quad (3.2)$$

где μ – вязкость жидкости, в которой происходит диффузия, мПа·с; β – параметр, учитывающий ассоциацию молекул растворителя; M_B – молярная масса растворителя, кг/кмоль; T – абсолютная температура, К; V_A – молярный объем диффундирующего вещества, см³/моль.

Результаты определения коэффициентов диффузии гексана и октана в углеводородные жидкие среды приведены в табл. 3.3 и табл. 3.4.

Таблица 3.3

Коэффициент диффузии гексана в углеводородные жидкие фазы

Жидкая фаза	V_B , см ³ /моль	M_B , кг/кмоль	$D_{жс} \cdot 10^9$, м ² /с
Нонан	207,2	128	14,34
Декан	229,4	142	14,11
Ундекан	251,6	156	13,88
Додекан	273,8	170	13,64
Тридекан	296	184	13,41
Тетрадекан	318,2	198	13,19
Пентадекан	340,4	212	12,97

Таблица 3.4

Коэффициент диффузии октана в углеводородные жидкие фазы

Жидкая фаза	V_B , см ³ /моль	M_B , кг/кмоль	$D_{жс} \cdot 10^9$, м ² /с
Нонан	207,2	128	12,16
Декан	229,4	142	11,97
Ундекан	251,6	156	11,77
Додекан	273,8	170	11,57

Тридекан	296	184	11,38
Тетрадекан	318,2	198	11,19
Пентадекан	340,4	212	11,00

Результатов расчета приведенных в табл. 3.3. и 3.4 показывают увеличение коэффициента диффузии гексана и октана в жидких углеводородах в среднем от $12 \cdot 10^{-9}$ до $13,25 \cdot 10^{-9}$, м²/с (при уменьшении числа атомов углерода от C₁₅ до C₉).

Значения коэффициентов диффузии гексана и октана в углеводородные отпаривающие агенты и углеводородные жидкие фазы, приведенные в табл. 3.1-3.4, будут использованы при расчете массообменных показателей ректификации нефтегазоконденсатного сырья с применением углеводородного отпаривающего агента.

3.2. Массоотдача в процессе ректификации с использованием углеводородных отпаривающих агентов

Значение коэффициента массоотдачи распределяемого компонента в фазах зависит от физико-химических характеристик фазы и самого компонента. Определение массообменных коэффициентов экспериментальным путем очень сложно. Расчет массоотдачи основывается на расчетах критериальных уравнений, описывающих параметры процесса, а также уравнений по определению коэффициента диффузии. Дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии не решаются аналитически в общем виде. Но они используются для получения безразмерных критериев подобия, применение которых при обработке экспериментальных данных по массообмену позволяет получать достаточно простые расчетные уравнения. Поэтому для расчета таких показателей

пользуются критериальными уравнениями. В данном случае критериальная зависимость массообмена имеет следующий вид:

$$Nu' = f(Re, Ga, Pr'), \quad (3.3)$$

где составляющие этого уравнения являются критерием установившихся процессов массоотдачи: $Ga = g h_{cm}^3 / \nu^2$ – критерий Галилея для газовой фазы; g – ускорение свободного падения, м/с²; h_{cm} – высота слоя светлой жидкости на тарелке ректификационной колонны; ν – кинематическая вязкость газа, м²/с; $Pr' = \nu / D$ – диффузионный критерий Прандтля; $Re = (w \cdot h_{cm}) / \nu$ – критерий Рейнольдса; w – скорость газа в свободном сечении колонны, м/с.

Критерии подобия могут быть получены, например, при приведении дифференциального уравнения к безразмерному виду.

При ректификации нефтегазоконденсатных смесей, как и при других массообменных процессах, происходит перенос распределяемой массы из ядра потока к границе раздела фаз. Количество распределяемой массы описывается законами Фика и конвективной диффузии. Сравнение уравнений этих законов $D(dc/dn)dF = \beta \cdot \Delta c \cdot dF$ служит основой вывода уравнения диффузионного критерия Нуссельта

$$Nu_D = (\beta \cdot l) / D, \quad (3.4)$$

где l – характерный линейный размер.

В выражении критерия Нуссельта содержится искомая величина – коэффициент массоотдачи β .

В основном перегонка нефтегазоконденсатных смесей проводится в тарельчатых ректификационных колоннах. Для определения диффузионного критерия Нуссельта для тарельчатых колонн рекомендовано следующее уравнение [3,4,6,9]:

$$Nu_D = 0,69 \cdot Pr'^{0,5} \cdot Re^{0,72} \cdot Ga^{0,24}. \quad (3.5)$$

Из уравнения (3.5) определения диффузионного критерия Нуссельта выводится уравнение расчета коэффициента массоотдачи β :

$$\beta = (Nu_d \cdot D)/l. \quad (3.6)$$

Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента меняет параметры процесса диффузии распределяемого компонента и значения, характеризующих критерий. Для исследования коэффициента массоотдачи при диффузии распределяемых компонентов перегоняемой смеси – гексана и октана в углеводородный отпаривающий агент нами проведены расчеты данного показателя. При этом в качестве отпаривающих агентов были использованы пары различных углеводородов.

Проведены расчеты по определению коэффициента массоотдачи между жидкостью и отпаривающим агентом при ректификации нефтегазоконденсатных смесей. Физико-химическими свойствами распределяемых компонентов при расчете коэффициента массоотдачи в паровой фазе для гексана и октана приведены в главе 3.1.

Рассчитывался коэффициент массоотдачи при температуре системы 473 К, скорости отпаривающего агента в свободном сечении аппарата $w = 0,6$ м/с, высоте слоя светлой жидкости над тарелкой $l = 0,05$ м. В качестве отпаривающих агентов использованы водяной пар и парафиновый ряд атомами углерода C_2-C_7 в молекуле углеводорода.

Результаты расчета коэффициента массоотдачи в паровой фазе приведены в табл. 3.5.

Таблица 3.5

Значения коэффициента массоотдачи при диффузии углеводородов в процессе перегонки с использованием углеводородных отпаривающих агентов

Состав паровой фазы (отпаривающий агент)	$\nu \cdot 10^6,$ м ² /с	$V_B,$ см ³ /моль	$M_B,$ кг/кмоль	$\beta_y \cdot 10^{-3},$ м/ч
---	--	---------------------------------	--------------------	---------------------------------

Распределяемый компонент – гексан				
Водяной пар	12,61	18,9	18	5,7
Этан	2,39	51,8	30	14,5
Пропан	2,01	74	44	14,6
Бутан	1,73	96,2	58	15,0
Пентан	1,49	118,4	72	15,5
Гептан	1,00	162,8	100	18,7
Распределяемый компонент – октан				
Водяной пар	12,61	18,9	18	5,32
Этан	2,39	51,8	30	13,5
Пропан	2,01	74	44	13,6
Бутан	1,73	96,2	58	13,9
Пентан	1,49	118,4	72	14,4
Гексан	1,24	140,6	86	15,5
Гептан	1,00	162,8	100	17,2

Приведенные в табл. 3.5 результаты показывают, что при распределении компонента смеси – гексана, значение коэффициента массоотдачи [м/ч] водяного пара составляет $5,7 \cdot 10^3$, в углеводородных отпаривающих агентах $14,5 \cdot 10^3 \div 18,7 \cdot 10^3$ (с учетом углеродного состава C_2 – C_7 и в дальнейших значениях этой таблицы), а при распределении октана водяной пар имеет значение этого параметра $5,32 \cdot 10^3$, углеводородные отпаривающие агенты имеют значения этого параметра $13,5 \cdot 10^3 \div 17,2 \cdot 10^3$.

Одним из эффективных методов интенсификации процесса ректификации является метод сухой перегонки, основанный на исключение водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента [18,19,32]. В свою очередь, применение углеводородных паров в качестве отпаривающего агента вместо водяного пара проявляется как перспективный метод среди ряда других. Глубокое изучение и расчеты

этого процесса способствуют ускорению применения данного технологического новшества в производстве.

Исходя из этого, нами проведены расчеты параметров процесса ректификации нефтегазоконденсатных смесей с применением различных отпаривающих агентов. В качестве альтернативных отпаривающих агентов водяному пару (ВП) служили пары углеводородов: пары из газофракционирующей установки (ГФУ) и пары легкой нефти (ЛН). В качестве распределяемых веществ были выбраны фракции (пределы кипений фр.1 – 60–80 °С и фр.2 – 120–130 °С) нефтегазоконденсатной смеси.

Рассчитывался коэффициент массоотдачи при скорости отпаривающего агента в свободном сечении аппарата $w=0,6$ м/с, высота слоя светлой жидкости над тарелкой $h=0,05$ м и температуре системы 180 °С. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в паровой фазе приведены в табл. 3.6.

Обобщение результатов приведенных этой таблице показывает, что среднее значение коэффициента массоотдачи в паровой фазе при отпаривании вышеуказанных фракций водяным паром составило $5,52 \cdot 10^3$ м/ч, а значение коэффициента массоотдачи при отпаривании углеводородными парами из ГФУ – $14,1 \cdot 10^3$ м/ч, парами легкой нефти – $15,5 \cdot 10^3$ м/ч.

Таблица 3.6

Значения коэффициента массоотдачи [β_y , м/ч] при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья с использованием различных отпаривающих агентов

Фракции	Параметры	Отпаривающий агент		
		Водяной пар	пары из ГФУ	пары ЛН
Фракция 1	Pr'	1,76	0,57	–
	$Re \cdot 10^{-3}$	2,38	15,8	–
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	–
	$\beta_y \cdot 10^{-3}, \text{ м/ч}$	5,72	14,6	–
Фракция 2	Pr'	2,04	0,68	0,61
	$Re \cdot 10^{-3}$	2,38	15,8	24,2
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	796
	$\beta_y \cdot 10^{-3}, \text{ м/ч}$	5,32	13,6	15,5

Для определения коэффициента массопередачи при ректификации нефтегазоконденсатных смесей необходимо также определение коэффициента массоотдачи в жидкой фазе. При аналитическом расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе тарельчатой колонны рекомендуется следующее уравнение для определения диффузионного критерия Нуссельта [3,4]:

$$Nu_D = 0,23 Pr^{0,5} Re^{1,10} Ga^{0,24} \Gamma^{-1}, \quad (3.7)$$

где $\Gamma = 1 - \varepsilon$ – геометрический симплекс; ε – газосодержание пены.

С применением этого уравнения проведены расчеты по определению коэффициента массоотдачи в жидкой фазе при диффузии в них компонентов углеводородной смеси – гексана и октана в процессе ректификации нефтегазоконденсатных смесей. Динамическая вязкость растворителя при температуре системы 373 К: $\mu = 18,2 \cdot 10^{-5}$ Па·с, молярный объем гексана и октана приведены в главе 3.1. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в жидкой фазе β_x диффундирующих компонентов – гексана и октана приведены в табл 3.7.

Как установлено, при диффузии гексана происходит увеличение значения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе β_x с $0,41 \cdot 10^3$ до $1,77 \cdot 10^3$

м/ч, а при диффузии октана – с $0,38 \cdot 10^3$ до $1,63 \cdot 10^3$ м/ч с учетом изменения состава жидкой фазы с C_{15} по C_9 атомов углерода в молекуле углеводорода. Результаты этих расчетов свидетельствуют об увеличении значения β_x при диффузии в нем гексана и октана в среднем в 4,3 раза с учетом выше приведенного изменения состава жидкой фазы.

Таблица 3.7

Значения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе при диффузии гексана и октана, $\beta_x \cdot 10^{-3}$, м/ч

Жидкая фаза	Гексан	Октан
Нонан	1,77	1,63
Декан	1,68	1,54
Ундекан	0,89	0,82
Додекан	0,73	0,67
Тридекан	0,59	0,54
Тетрадекан	0,49	0,45
Пентадекан	0,41	0,38

Их определение на основе аналитических выражений и критериальных уравнений является менее сложным и приемлемо-точным методом. Интенсификация массообменного процесса и выявление оптимального режима его проведения основываются на определении такого массообменного параметра, как коэффициент массоотдачи в участвующих в процессе фазах. Значение этого параметра зависит от физико-химических параметров распределяемого компонента и дисперсной среды.

Проведены расчеты по определению эффективности нового способа перегонки нефтегазоконденсатных смесей с применением альтернативных отпаривающих агентов на основе расчета коэффициентов массоотдачи (β) и массопередачи (k), являющихся основными показателями процесса

массообмена. При проведении расчетов в первую очередь определяются значения β , затем k .

Тарельчатые ректификационные колонны широко применяются для перегонки жидкого углеводородного сырья. Диффузионный критерий Нуссельта для тарельчатых ректификационных колонн рекомендовано определять с учетом критериев Рейнольдса (Re), Галилея (Ga) и диффузионного критерия Прандтля (Pr') по выражению (3.5) [4,6,11]. Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента меняет параметры процесса диффузии распределяемого компонента и значения, характеризующие этих критерий.

Таблица 3.8

Степень интенсификации массоотдачи ($I_\beta = \beta/\beta_{в.п.}$) в паровой фазе при диффузии в них распределяемого компонента

Паровая фаза	Распределяемый компонент	
	гексан	октана
Водяной пар	–	–
Этан	2,55	2,55
Пропан	2,56	2,56
Бутан	2,61	2,60
Пентан	2,72	2,70
Гексан	–	2,91
Гептан	3,26	3,24

Нами определена степень интенсификации массоотдачи $I_\beta = \beta/\beta_{в.п.}$ в виде соотношения значений коэффициента массоотдачи в углеводородных отпаривающих агентах к значению этого показателя в водяном паре. Коэффициент массоотдачи в углеводородной паровой фазе увеличиться (табл. 3.8) относительно водяной в среднем на 3,9 раза.

В табл. 3.9. приведены результаты определения степени интенсификации массоотдачи в паровой фазе при отпаривании фракций

нефтегазоконденсатного сырья с использованием паров из ГФУ и паров ЛН в качестве отпаривающего агента относительно водяного пара.

Таблица 3.9

Степень интенсификации массоотдачи в паровой фазе при применения углеводородных отпаривающих агентов

Распределяемая фракция	пары из ГФУ	пары ЛН
фр.1	2,558	-
фр.2	2,553	2,915

Полученные результаты исследования по применению углеводородных паров вместо водяного пара, используемых в качестве отпаривающего агента, показывают увеличение коэффициента массоотдачи в углеводородных парах в среднем на 2,75 раза. Данная интенсификация процесса ректификации путем применения метода сухой перегонки нефтегазоконденсатных смесей показывает перспективность создания и внедрения его в производство.

3.3. Определение коэффициента массопередачи и степени его интенсификации при ректификации нефтегазоконденсатного сырья

Полученные в предыдущей главе значения коэффициентов массоотдачи в паровой и жидкой фазах послужат исходными параметрами при расчете коэффициента массопередачи. С целью исследования массообмена при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья рассчитан коэффициент массопередачи. В качестве диффундирующих компонентов были фракции нефтегазоконденсатного сырья фр.1 и фр.2. Традиционным отпаривающим агентом является перегретый водяной пар. Альтернативными отпаривающими агентами для исследования интенсификации массообмена служат углеводородные пары, образуемые

при проведении исследуемого массообменного процесса (пары из ГФУ и ЛН). Параметры этих углеводородов приведены в приложении.

Таблица 3.10

Значение коэффициента массопередачи [k , м/ч] и степень его увеличения [I_k] при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья с использованием различных отпаривающих агентов относительно водяного пара

Отпаривающий агент	Распределяемая фракция			
	фр. 1	$I_k = k/k_{в.п.}$	фр. 2	$I_k = k/k_{в.п.}$
Водяной пар	1751,5	–	1602,5	–
Пары из ГФУ	1912,7	1,1	2190,4	1,4
Пары ЛН	–	–	1749,2	1,1

Использование традиционного отпаривающего агента показывает значение коэффициента массопередачи k [м/ч] при отпаривании фр.1 – 1751,5 и фр.2 – 1602,5. Эти же фракции отпариваются углеводородами со следующими коэффициентами массопередачи: парами из ГФУ фр.1 – 1912,7 и фр.2 – 2190,4; парами легкой нефти фр.2 – 1749,2.

Отношение коэффициента массопередачи при применении углеводородных паров (k) к коэффициенту массопередачи при применении водяного пара ($k_{в.п.}$) показывает степень интенсивности массопередачи ($I_k = k/k_{в.п.}$). Из приведенной таблицы 3.10 видно, что степень увеличения коэффициента массопередачи [I_k] при ректификации нефтегазоконденсатного сырья составила в среднем 1,25 раза в зависимости от вида применяемого отпаривающего агента и распределяемой фракции.

3.4. Рекомендации по промышленной адаптации предлагаемого метода перегонки нефтегазоконденсатной смеси в укрепляющей колонне

3.4.1. Основные преимущества предлагаемого метода интенсификации

Исключение перегретого водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента при ректификации нефтегазоконденсатного сырья, связано множеством факторов, которые способствуют формированию эффективности применения в этом качестве углеводородных паров.

Применение новой технологии первичной перегонки нефтегазоконденсатного сырья с применением альтернативного теплоносителя дает возможность:

- уменьшения затрат энергии (тепла и холода) на перегонку и конденсацию;
- снижению нагрузки колонн по парам, что приводит к уменьшению диаметра аппарата и уносу жидкости между тарелками;
- улучшения условий регенерации тепла в теплообменниках;
- уменьшения сопротивления и понижения давления в колонне и других аппаратах;
- пресечения обводнения нефтепродуктов (особенно авиакеросина и дизельного топлива) и необходимость их последующей сушки.

3.4.2. Описание принципиальной схемы подвода углеводородного отпаривающего агента к промышленной ректификационной колонне

Разработанная эффективная схема подвода паров легкой нефти в стриппинг-колонны (рис. 3.1) действует следующим образом: в качестве отпаривающего агента используются пары легкой нефти (схема прилагается), которые отбираются из емкости для сбора конденсата паров (2) разделительной колонны (1). Разделением общей нефти в этой колонне

образуются пары легкой нефти (*VIII*) и остаточная фракция – тяжелая нефть (*IX*). После охлаждения паров легкой нефти в воздушном охладителе (*б*) они собираются в виде конденсата в емкости (*2*). Она имеет следующие пределы кипения: начало $t_{нк}=33\text{ }^{\circ}\text{C}$ и конец кипения $t_{кк}=85\text{ }^{\circ}\text{C}$. Часть легкой нефти из емкости (*2*) подаются в верхнюю часть разделительной колонны (*1*) в качестве орошения, а другая часть, охлаждаясь в водяном охладителе (*7*) отправляется на склад. Отпаривающий агент отбирается расходом $3,71\text{ т/час}$ из состава легкой нефти, отправляемого на складирование. Этот расход легкой нефти подаваемого в качестве отпаривающего агента в стриппинг (*5*) колонны равен расходу водяного пара, применяемого для этой же цели. Далее углеводородный отпаривающий агент нагревается в печи (*3*) до температуры $280\text{ }^{\circ}\text{C}$. Пары легкой нефти в качестве отпаривающего агента подаются в кубовые части ректификационной колонны атмосферной перегонки (*4*) и стриппинг (*5*) колонны. Отпаривающий агент подается, учитывая разницу теплоемкостей углеводородного отпаривающего агента и водяного пара, т.е. для соблюдения теплового баланса в колоннах количество подаваемого углеводородного отпаривающего агента может быть меньше, насколько больше его теплоемкость. Это значит, что количество подаваемого отпаривающего агента при необходимости можно уменьшить в $11,7\text{ \%}$. Отпаривание углеводородного сырья происходит в нижней части основной ректификационной колонны атмосферной перегонки, а топливных фракций в соответствующих стриппинг-колоннах.

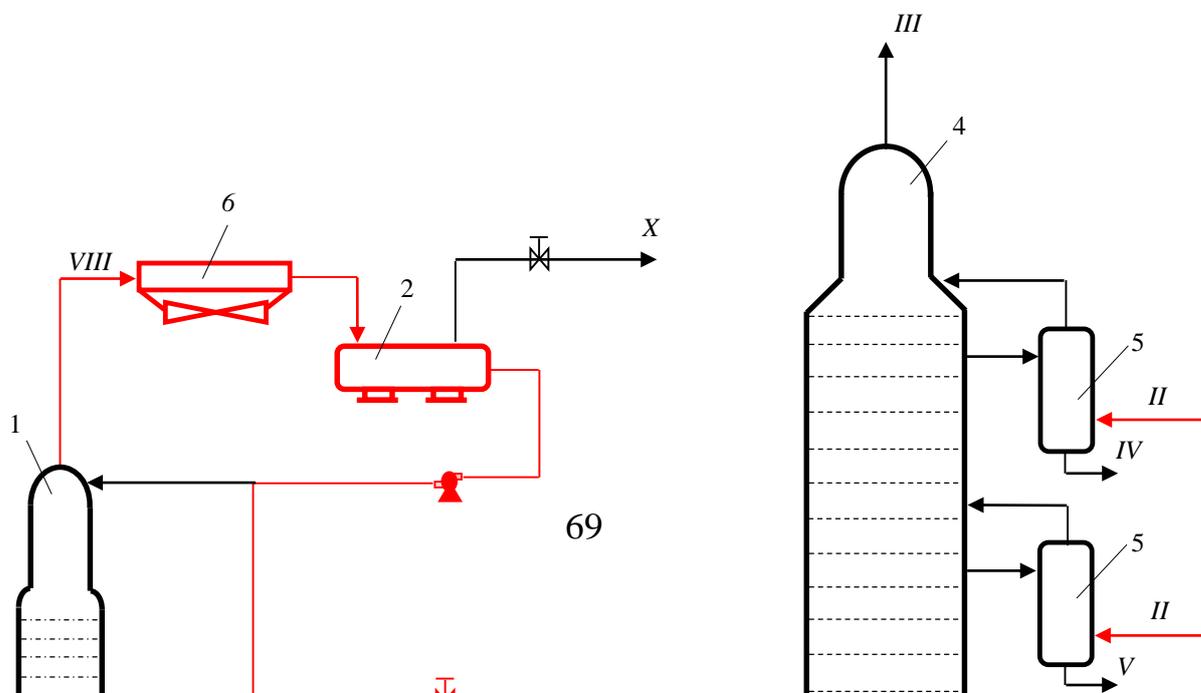


Рис. 3.1. Принципиальная схема подвода паров легкой нефти в стриппинг колонны:

I – разделительная колонна; *2* – емкость для сбора конденсата легкой нефти; *3* – печь; *4* – ректификационная колонна атмосферной перегонки; *5* – стриппинг-колонна; *6* – воздушный охладитель; *7* – водяной охладитель; *I* – углеводородная смесь; *II* – отпаривающий агент (пары легкой нефти); *III* – пары легкой фракции углеводородной смеси; *IV* – керосин; *V* – легкий газойл; *VI* – тяжелый газойл; *VII* – мазут; *VIII* – пары легкой нефти; *IX* – тяжелая нефтя; *X* – углеводородный газ; *XI* – легкая нефтя на склад.

3.4.3. Материально-тепловые балансы процесса ректификации нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне

Тарельчатые ректификационные колонны широко используются для перегонки нефтегазоконденсатного сырья. Для первичной перегонки обычно применяют колонны, работающие под атмосферным давлением. Укрепляющая колонна является сложным массообменным аппаратом, который включает множество материальных и тепловых потоков. Принципиальная схема этих потоков приведена на рис. 3.2.

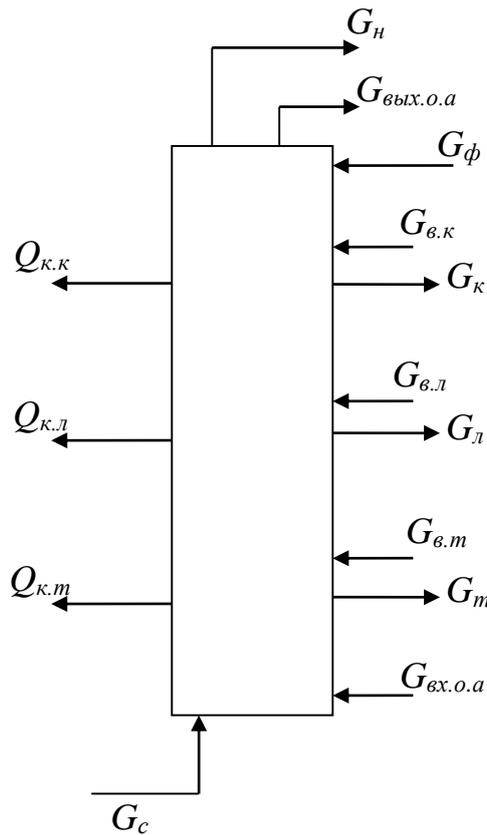


Рис. 3.2. Принципиальная схема материальных и тепловых потоков:

$G_c, G_n, G_\phi, G_{вх.о.а}, G_{вых.о.а}, G_к, G_{в.к}, G_л, G_{в.л}, G_т, G_{в.т}$ – расходы соответственно сырья, нефти, флегмы, входа и выхода отпаривающего агента, керосиновой фракции и его возврата, фракции легкого газойля и его возврата, тяжелого газойля и его возврата; $Q_{к.к}, Q_{к.л}, Q_{к.т}$, - теплоты снимаемые контурами соответственно керосина, легкого и тяжелого газойля.

Составления материального и теплового балансов укрепляющей колонны способствует выявлению изменения в технологических параметрах процесса ректификации нефтегазоконденсатной смеси.

Материальный баланс укрепляющей колонны имеет следующий вид

$$G_c + G_{вх.о.а} + G_\phi + G_{в.к} + G_{в.л} + G_{в.т} = G_n + G_к + G_л + G_т + G_{вых.о.а} \quad (5.1)$$

Согласно регламента эти значения имеют следующие значения:

$G_c = 260000$ кг/ч; $G_{вх.о.а} = G_{вых.о.а} = 3710$ кг/ч; $G_\phi = 73200$ кг/ч; $G_{в.к} = 11500$ кг/ч;

$G_{в.л} = 19200$ кг/ч; $G_{в.т} = 14700$ кг/ч; $G_n = 165100$ кг/ч; $G_к = 72000$ кг/ч;

$G_л = 73$ кг/ч; $G_т = 68500$ кг/ч.

$$260000+3710+73200+11500+19200+14700=165100+72000+73000+68500+3710$$

$$382310 \text{ кг/ч}=382310 \text{ кг/ч}$$

Как показали наши исследования, в целях соблюдения теплового баланса в исчерпывающей колонне, учитывая разницы в теплоемкостях водяного пара ($C_p=1,97 \text{ кДж/кг}\cdot^\circ\text{C}$) и паров легкой нефти ($C_p=2,2 \text{ кДж/кг}\cdot^\circ\text{C}$), появиться возможность уменьшения расхода альтернативного отпаривающего агента (паров легкой нефти) с 3710 кг/ч до $G_{\text{вх.о.а}}=G_{\text{вых.о.а}}=3276 \text{ кг/ч}$, т.е. на $11,7 \%$. Цифровые значения материального баланса исчерпывающей колонны при использовании паров легкой нефти в качестве отпаривающего агента имеют следующий вид:

$$260000+3276+73200+11500+19200+14700=165100+72000+73000+68500+3276$$

$$381876 \text{ кг/ч}=381876 \text{ кг/ч}$$

В укрепляющей колонне происходит интенсивный теплообмен между потоками. Для исследования тепловых потоков составляется баланс входящих в аппарат и выходящих из него количества тепла. Уравнение теплового баланса для укрепляющей колонны имеет следующий вид:

$$Q_c + Q_{\text{вх.о.а}} + Q_{\text{ф}} + Q_{\text{в.к}} + Q_{\text{в.л}} + Q_{\text{в.т}} =$$

$$= Q_{\text{н}} + Q_{\text{к}} + Q_{\text{л}} + Q_{\text{т}} + Q_{\text{к.к}} + Q_{\text{к.л}} + Q_{\text{к.т}} \quad (5.2)$$

ИЛИ

$$G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_{\text{вх.о.а}} \cdot c_{\text{вх.о.а}} \cdot t_{\text{вх.о.а}} + G_{\text{ф}} \cdot c_{\text{ф}} \cdot t_{\text{ф}} + G_{\text{в.к}} \cdot c_{\text{в.к}} \cdot t_{\text{в.к}} +$$

$$+ G_{\text{в.л}} \cdot c_{\text{в.л}} \cdot t_{\text{в.л}} + G_{\text{в.т}} \cdot c_{\text{в.т}} \cdot t_{\text{в.т}} =$$

$$= G_{\text{н}} \cdot c_{\text{н}} \cdot t_{\text{н}} + G_{\text{к}} \cdot c_{\text{к}} \cdot t_{\text{к}} + G_{\text{л}} \cdot c_{\text{л}} \cdot t_{\text{л}} + G_{\text{т}} \cdot c_{\text{т}} \cdot t_{\text{т}} + G_{\text{к.к}} \cdot c_{\text{к.к}} \cdot \Delta t_{\text{к.к}} +$$

$$+ G_{\text{к.л}} \cdot c_{\text{к.л}} \cdot \Delta t_{\text{к.л}} + G_{\text{к.т}} \cdot c_{\text{к.т}} \cdot \Delta t_{\text{к.т}} + G_{\text{вых.о.а}} \cdot c_{\text{вых.о.а}} \cdot t_{\text{вых.о.а}} \cdot$$

$$(5.3)$$

где Q_c, G_c, c_c, t_c – соответственно количество тепла [кДж/ч], расход [кг/ч], теплоемкость [кДж/кг $\cdot^\circ\text{C}$] и температура сырья [$^\circ\text{C}$]; $Q_{\text{вх.о.а}}, G_{\text{вх.о.а}}, c_{\text{вх.о.а}}, t_{\text{вх.о.а}}, Q_{\text{вых.о.а}}, G_{\text{вых.о.а}}, c_{\text{вых.о.а}}, t_{\text{вых.о.а}}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура входящего и выходящего отпаривающего агента; $Q_{\text{ф}}, G_{\text{ф}}, c_{\text{ф}}, t_{\text{ф}}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура флегмы; $Q_{\text{в.к}}, G_{\text{в.к}}, c_{\text{в.к}}, t_{\text{в.к}}$ – соответственно

количество тепла, расход, теплоемкость и температура возвращаемого керосина; $Q_{в.л}$, $G_{в.л}$, $c_{в.л}$, $t_{в.л}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура возвращаемого легкого газойля; $Q_{в.т}$, $G_{в.т}$, $c_{в.т}$, $t_{в.т}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура возвращаемого тяжелого газойля; Q_n , G_n , c_n , t_n – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура общей нефти; Q_k , G_k , c_k , t_k – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура керосиновой фракции; Q_l , G_l , c_l , t_l – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура легкого газойля; Q_m , G_m , c_m , t_m – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура тяжелого газойля; $Q_{к.к}$, $G_{к.к}$, $c_{к.к}$, $\Delta t_{к.к}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура жидкости в керосиновом контуре; $Q_{к.л}$, $G_{к.л}$, $c_{к.л}$, $\Delta t_{к.л}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура жидкости в контуре легкого газойля; $Q_{к.т}$, $G_{к.т}$, $c_{к.т}$, $\Delta t_{к.т}$ – соответственно количество тепла, расход, теплоемкость и температура жидкости в контуре тяжелого газойля;

Расходы жидкостей, а также их разность между начальными и конечными температурами в контурах имеют следующие значения: $G_{к.к}=201000$ кг/ч; $G_{к.л}=202000$ кг/ч; $G_{к.т}=188000$ кг/ч; $\Delta t_{к.к}=220-156=64$ °С; $\Delta t_{к.л}=263-220=43$ °С; $\Delta t_{к.т}=314-272=42$ °С.

Определение значения теплового баланса укрепляющей ректификационной колонны при перегонке нефтегазоконденсатной смеси с использованием водяного пара в качестве отпаривающего агента можно проводить следующим образом:

$$260000 \cdot 2,2 \cdot 340 + 3710 \cdot 1,97 \cdot 280 + 73200 \cdot 2 \cdot 136 +$$

$$+ 11500 \cdot 2,2 \cdot 183 + 19200 \cdot 2,2 \cdot 243 + 14700 \cdot 2,2 \cdot 292 = 165100 \cdot 2,2 \cdot 175 + 72000 \cdot 2 \cdot 196 +$$

$$+ 73000 \cdot 2 \cdot 256 + 68500 \cdot 2 \cdot 302 + 3710 \cdot 1,97 \cdot 175.$$

$$240774336 \text{ кДж/ч} = 240869122 \text{ кДж/ч.}$$

$$240,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 240,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Уменьшение количества углеводородного отпаривающего агента с учетом теплоемкостей обоих отпаривающих агентов способствует соблюдению теплового баланса с небольшим изменением его числового значения.

$$260000 \cdot 2,2 \cdot 340 + 3276 \cdot 2,2 \cdot 280 + 73200 \cdot 2 \cdot 136 + \\ + 11500 \cdot 2,2 \cdot 183 + 19200 \cdot 2,2 \cdot 243 + 14700 \cdot 2,2 \cdot 292 = 165100 \cdot 2,2 \cdot 175 + 72000 \cdot 2 \cdot 196 + \\ + 73000 \cdot 2 \cdot 256 + 68500 \cdot 2 \cdot 302 + 3276 \cdot 2,2 \cdot 175.$$

$$240774336 \text{ кДж/ч} = 240869122 \text{ кДж/ч.}$$

$$240,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 240,8 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Расчеты показывают, что в обоих случаях ректификации нефтегазоконденсатного сырья с применением в качестве отпаривающего агента – водяного пара и паров легкой нефти соблюдаются тепловые балансы $240,8 \cdot 10^6$ кДж/ч и $240,8 \cdot 10^6$ кДж/ч соответственно.

3.4.4. Расчет ожидаемой экономии расхода от исключения применения водяного пара в укрепляющей части колонны

Исключение перегретого водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента при ректификации нефтегазоконденсатного сырья, связано множеством факторов, которые способствуют формированию экономического эффекта. Суммарный ожидаемый экономический эффект складывается от его составляющих. Ниже приведены основные составляющие ожидаемую экономическую эффективность от применения сухого метода перегонки в производство мощностью переработки 2,5 млн тонн сырья в год.

1) При ректификации нефтегазоконденсатного сырья для отпаривания керосина, легкого и тяжелого газойля традиционно подается перегретый водяной пар. Он подается для отпарки керосина, лёгкого и тяжёлого газойля, фактический суммарный их годовой расход составляет 24948,87 т, это означает, что расход отпаривающего агента в эти стриппинг-колонны составляет 67,57 % от общего его расхода. Учитывая цену (одной тонны 18476,5 сум) и годовой расход перегретого водяного пара для отпаривания светлых фракций 24948,87 т/год, годовая затрата на этот отпаривающий агент составляет: – $24948,87 \cdot 18476,5 = 460967796$ сум/год = 460,968 млн сум/год. Расход перегретого водяного пара для отпаривания светлых фракций по стриппинг-колоннам приведен в табл 3.11.

Таблица 3.11

Расход перегретого пара на отпаривание светлых фракций

№	Место подачи отпаривающего агента	Расход водяного пара, т/год	Годовые затраты млн сум/год
1	В стриппинг-колонну керосина	17963,04	331,894
2	В стриппинг-колонну легкого газойля	2994,45	55,327
3	В стриппинг-колонну тяжелого газойля	3991,38	73,476
	Итого	24948,87	460,967

Таким образом, ожидаемая годовая экономия от исключения применения водяного пара для одного НПЗ производительностью по сырью 2,5 млн т составляет более 460 млн сум в год.

Выводы по главе 3

1. Полученные результаты расчета показывают увеличение коэффициента диффузии гексана и октана в углеводородах в среднем от $5,29 \cdot 10^{-6}$ до $11 \cdot 10^{-6}$, м²/с (при уменьшении числа атомов углерода от C₇ до C₂), а в жидких углеводородах в среднем от $12 \cdot 10^{-9}$ до $13,25 \cdot 10^{-9}$, м²/с (при уменьшении числа атомов углерода от C₁₅ до C₉).

2. Анализ результатов расчета коэффициента массоотдачи показывает, что при распределении компонента смеси – гексана, значение β_y [м/ч] водяного пара составляет $5,7 \cdot 10^3$, в углеводородных отпаривающих агентах $14,5 \cdot 10^3 \div 18,7 \cdot 10^3$ (с учетом углеродного состава C₂–C₇ и в дальнейших значениях этой таблицы), а при распределении октана водяной пар имеет значение этого параметра $5,32 \cdot 10^3$, углеводородные отпаривающие агенты имеют значения этого параметра $13,5 \cdot 10^3 \div 17,2 \cdot 10^3$. Среднее значение коэффициента массоотдачи в паровой фазе при отпаривании фракций (фр.1 и фр.2) нефтегазоконденсатного сырья водяным паром составило $5,52 \cdot 10^3$ м/ч, а значение коэффициента массоотдачи при отпаривании углеводородными парами из ГФУ – $14,1 \cdot 10^3$ м/ч, парами легкой нефти – $15,5 \cdot 10^3$ м/ч.

3. Степень интенсификации массоотдачи ($I_\beta = \beta / \beta_{в.п.}$) при применении углеводородных паров (паров из ГФУ и ЛН) вместо водяного пара, используемых в качестве отпаривающего агента, показывает увеличение коэффициента массоотдачи в паровой фазе в среднем в 2,8 раза.

4. Степень увеличения коэффициента массопередачи при ректификации нефтегазоконденсатного сырья составила в среднем 1,25 раз в зависимости от вида применяемого отпаривающего агента и распределяемой фракции.

5. Разработана оптимальная технологическая схема подвода паров легкой нефти в стриппинг колонны, позволяющая интенсифицировать массообменный процесс при перегонке нефтегазоконденсатной смеси, улучшить четкость разделения дистиллятных фракций, уменьшить наложение фракций, а также уменьшить расход отпаривающего агента на 11,7 %.

8. Ожидаемая годовая экономия от исключения применения водяного пара для одного НПЗ производительностью по сырью 2,5 млн т составляет более 460 млн сум в год.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проведенных теоретических и экспериментальных исследований, повышения эффективности процесса разделения нефтегазоконденсатного сырья в укрепляющей колонне с использованием паров легкой нефти в качестве отпаривающего агента, выведены следующие общие выводы по данной диссертационной работе.

Степень интенсификации массоотдачи ($I_{\beta} = \beta / \beta_{в.п.}$) при применении углеводородных паров (паров из ГФУ и ЛН) вместо водяного пара, используемых в качестве отпаривающего агента, показывает увеличение коэффициента массоотдачи в паровой фазе в среднем в 2,8 раза.

Исследования толщины пограничной диффузионной пленки при отпаривании фр.1 и фр.2 нефтегазоконденсатного сырья парами из ГФУ и ЛН уменьшается в 7,21 раза относительно водяного пара.

Степень увеличения коэффициента массопередачи при ректификации нефтегазоконденсатного сырья составила в среднем 1,25 раз в зависимости от вида применяемого отпаривающего агента и распределяемой фракции.

Сравнение температур кипений показывает, что при использовании углеводородного отпаривающего агента, снижение температур конца кипения дистиллятов на 3-7 °С, и повышение начало кипения керосиновой и дизельной фракций на 4-5 °С. Расчетным путем показано, что применение паров легкой нефти в качестве отпаривающего агента при ректификации нефтегазоконденсатного сырья дает возможность уменьшить наложение фракций на 2-6 °С.

Результаты исследований содержания светлых продуктов в составе газоконденсатного сырья показывают, что бензиновая фракция меняется от 64 до 90,3 %, керосиновая фракция - от 5 до 19% и газойлевая фракция 1,2%.

В лабораторных условиях проведено исследование фракционного состава газового конденсата и нефти, а также их смеси в соотношении 70/30. Также исследован фракционный состав общей нефти, керосина, легкого и тяжелого газойлей получаемых из этих углеводородов. Исследования теплоемкости показывают тенденцию снижения по мере повышения плотности нефти, находящихся под атмосферным давлением и при постоянной температуре 20 °С. В пределах изменения плотности 784–804 кг/м³ теплоемкость нефти при температуре 20 °С снижалась с 2,026 до 1,973 кДж/(кг·К).

Ожидаемая годовая экономия от исключения применения водяного пара для одного НПЗ производительностью по сырью 2,5 млн т составляет более 460 млн сум в год.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Каримов И.А. Мировой финансово-экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана. Ташкент: Узбекистан, 2009. С. 28-30.
2. Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М.: Химия, 1974. – 439 с.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1991. – 783 с.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии:

Учебник для вузов: В 2 кн. М.: Химия, 1995. – 368 с.

5. Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Химия, 1980.- 407 с.

6. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 3-е изд. перераб. и доп. М.: Химия, 1987. – 496 с.

7. Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. М.: Химия, 1977. – 546 с.

8. Кафаров В.В. Основы массопередачи 3-е изд., перераб. и доп. М.: Высшая школа, 1979. С. 187-194.

9. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носиков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 10-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1987. – 576 с.

10. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. 3-е изд., перераб. М.: Химия, 1988. – 280 с.

11. Перри Дж. Г. Справочник инженера-химика / Под ред. Жаворонкова Н.М. Л.: Химия, 1969. Том 1.– 547 с.

12. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. 3-е изд., перераб. и доп. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000.– 677 с.

13. Айнштейн В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии кн.1. М.: Логос; Высшая школа, 2003. – 887 с.

14. Стабников В.В. Ректификационные аппараты. М.: Машиностроение, 1965. – 356 с.

15. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. Л.: Химия, 1975.– 320 с.

16. Huang P.K. Characterization and Thermodynamic Correlations for Undefined Hydrocarbon Mixtures // Ph. D. Thesis, the Pennsylvania State university, 1977.

17. Цветков Ф.Ф., Григорьев Б.А. Тепломассообмен: Учебное пособие для вузов. 2-е изд. испр. и доп. М.: Издательство МЭИ, 2005. – 550 с.

18. Глаголева О.Ф., Капустин В.М. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под. ред. Глаголевой О.Ф., Капустина В.М. М.: Химия, Колос С, 2006. – 400 с.

19. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.

20. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа // Учебное пособие для вузов. 2-е изд. М.: Химия, 2001. – 568 с.

21. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М. Расчет процессов и аппаратов нефтепроизводства. Л.: Химия, 1974. – 344 с.

22. Танатаров М.А. Расчет установок переработки нефти Ч. 1. М.: Химия, 1992. – 445 с.

23. Казарян В.А. Теплофизические свойства индивидуальных углеводородов и газовых конденсатов. М.: Техника. ООО «Тума групп», 2002. – 447 с.

24. Григорьев Б.А. Теплофизические свойства нефти, нефтепродуктов, газовых конденсатов и их фракций / Под ред. Григорьева Б.А., Богатое Г.Ф., Герасимов А.А. М.: Издательство МЭИ, 1999. – 372 с.

25. Захарова А.А. Процессы и аппараты химической технологии. М.: Academia, 2006. – С. 307-369.

26. Мановян А.К., Хачатурова Д.А., Лозин В.В. Лабораторная перегонка и ректификация нефтяных смесей. М.: Химия, 1984. – 240 с.

27. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа Учебное пособие для вузов. 2-е изд. М.: Химия, 2001. – 568

с.

28. Рабинович Г.Г. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки / Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Судакова Е.Н. 3-е изд., перераб. и доп. –М.: Химия, 1979. – 567 с.

29. Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа. Ч. 1. М.: Химия, 1972. – 360 с.

30. Нижегородцев В.И., Нижегородцева С.В., Нижегородцева Т.В. Способ ректификации нефти или нефтепродуктов. Патент Российской Федерации. № 2118980, от 1998. 20.09.

31. Зигберт Г.К., Пролесковский Р.Ю., Сухоносков В.С. Устройство для разделения углеводородных смесей. Патент Российской Федерации. № 2105591 // БИ. 1998. № 6.

32. Химия нефти. Руководство к лабораторным занятиям: Учебное пособие для вузов / Дияров И.Н., Батуева И.Ю., Садыков А.Н., Солодова Н.Л. Л.: Химия, 1990. – 240 с.

33. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. М.: Изд. ЦНИИТЭнефтехим, 2003. – 504 с.

34. Болдырев Д.М. Разработка метода расчета вязкости нефтепродуктов: Дис. ... канд. техн. наук. Грозный, 1994. – 227 с.

35. Ставцев А.Ф., Выричек А.Л. Расчет свойств нефтей и нефтяных фракций. 1. Относительная плотность и молекулярная масса // Изв. вузов. «Нефть и газ». 1989. № 1. С. 53–56.

36. Солдатенко Ю.А., Выричек Ф.Л. Определение теплофизических свойств прямогонных нефтяных остатков // Химия и технология топлив и масел. 1980. № 12. С. 40–41.

37. Ахмадеева Е.А., Илембитова Р.Н. Метод расчета плотности нефтяных фракций / В сб.: Исследование сернистых нефтей и нефтепродуктов. Уфа, 1980. № 19. С. 133–144.

38. Григорьев Б.А. Изобарная теплоемкость жидких нефтей и

нефтепродуктов при атмосферном давлении / Григорьев Б.А., Расторгуев Ю.Л., Андоленко Р.А., Свидченко А.И. // Методика ГССД. № МР-3-81. М.: Изд-во стандартов, 1981. – 27 с.

39. Романков П.Г., Фролов В.Ф., Филисюк О.М., Курочкина М.И. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии. Спб.: Химия, 1993. – 496 с.

40. Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии / Под. ред. Кагана С.З. М.: Химия, 1971. – 448 с.

41. Владимиров А.И., Щелкунов В.А., Круглов С.А. Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Недра, 2002. – 226 с.

42. Абдурахмонов О.Р., Салимов З.С., Кобиллов Х.Х. Изучение и определение диффузии компонентов нефтегазоконденсатной смеси в отпаривающих агентах и растворителях // Химическая технология. Контроль и управление. Ташкент, 2011. №1. С. 33-37.

43. Абдурахмонов О.Р., Салимов З.С., Сайдахмедов Ш.М., Интенсификация процесса предварительной перегонки нефтегазоконденсатного сырья // Узбекский химический журнал. Ташкент, 2011. №1. С. 24-27.

44. Salimov Z.S., Abdurakhmonov O.R., Saydahmedov Sh.M., Kobilov H.H. Volume factors of mass output and mass transfer at rectification of oil-gas-condensate raw materials at use alternative steaming agents // Processes of petrochemistry and oil refining. 2011. Vol 12. №1 (45). P. 15-19.

45. [http : //www.wikipedia.ru/](http://www.wikipedia.ru/)

46. [http : //www.knowledge.allbest.ru/chemistry/3c0b/aw123.html/](http://www.knowledge.allbest.ru/chemistry/3c0b/aw123.html/)

47. [http : //www.twirpx.ru/](http://www.twirpx.ru/)

48. [http : //www.chemport.ru/cont833/article_6289.html/](http://www.chemport.ru/cont833/article_6289.html/)

49. [http : //www.dissertant.uz/](http://www.dissertant.uz/)

50. [http : //www.ionx.uz/%3Fpage_id%3D24.html/](http://www.ionx.uz/%3Fpage_id%3D24.html/)

51. [http : //www.xumuk.ru/](http://www.xumuk.ru/)

52.[http : //www.ngpedia.ru/](http://www.ngpedia.ru/)

53. Магомедов Ф.Н., Абдурахмонов О.Р. «Исследование точек кипения углеводов» // Сборник тезисов профессоров-учителей, старших научных сотрудников-соискателей и магистров научно-практической конференции на тему «Инженерные и технологические научно-практические проблемы современного производства» г.Бухара,7-10 апреля 2015 г. - стр.241

54. Магомедов Ф.Н., Абдурахманова М.Р. «Интенсификация массопередачи в процессе перегонки нефтегазоконденсатной смеси» // Сборник тезисов профессоров-учителей, старших научных сотрудников-соискателей и магистров научно-практической конференции на тему «Инженерные и технологические научно-практические проблемы современного производства» г.Бухара,7-10 апреля 2015 г. - стр.243

55. Магомедов Ф.Н., Абдурахманова М.Р. Абдурахмонов О.Р. «Исследование массоотдачи при ректификации с использованием углеводородных отпаривающих агентов» // Сборник тезисов профессоров-учителей, старших научных сотрудников-соискателей и магистров научно-практической конференции на тему «Инженерные и технологические научно-практические проблемы современного производства» г.Бухара, 7-10 апреля 2015 г.- стр.245.

56. Магомедов Ф. Н., Абдурахмонов О. Р., Абдурахмонова М. Р. «Исследование коэффициента массоотдачи в газах и жидкостях при диффузии в них углеводов» // Научный журнал «Научная жизнь», Москва, 2014 г. , №5 стр. 4.

57. Магомедов Ф. Н., Абдурахмонов О. Р., Абдурахмонова М. Р. «Интенсификация массоотдачи при разделении углеводородных смесей сухой перегонкой» // Научный журнал «Научная жизнь» Москва, 2014 г. , №5 стр. 9.

ЎЗБЕКИСТОН РЕСПУБЛИКАСИ ОЛИЙ ВА ЎРТА
МАХСУС ТАЪЛИМ ВАЗИРЛИГИ

БУХОРО МУҲАНДИСЛИК-ТЕХНОЛОГИЯ
ИНСТИТУТИ

**«ЗАМОНАВИЙ ИШЛАБ
ЧИҚАРИШНИНГ МУҲАНДИСЛИК
ВА ТЕХНОЛОГИК ИLMИЙ-
АМАЛИЙ МУАММОЛАРИ»**

мавзусида

*профессор-ўқитувчилар, катта илмий ходим-
изланувчилар ва магистрлар илмий-амалий
анжуман материаллари*

(2015 йил 7-10 апрел)



БУХОРО – 2015

**ЎЗБЕКИСТОН РЕСПУБЛИКАСИ ОЛИЙ ВА ЎРТА МАХСУС
ТАЪЛИМ ВАЗИРЛИГИ**

БУХОРО МУҲАНДИСЛИК-ТЕХНОЛОГИЯ ИНСТИТУТИ

**«ЗАМОНАВИЙ ИШЛАБ ЧИҚАРИШНИНГ
МУҲАНДИСЛИК ВА ТЕХНОЛОГИК ИЛМИЙ-
АМАЛИЙ МУАММОЛАРИ»»**

мавзусида

**профессор-ўқитувчилар, катта илмий ходим-изланувчилар
ва магистрлар илмий-амалий анжуман**

материаллари

(2015 йил 7-10 апрел)

БУХОРО – 2015

Ушбу мақолалар тўпламида институт талабалари томонидан тайёрланган илмий тадқиқот ишлари натижалари бўйича материаллар chop этилган. Анжуман материалларида институтда кимёвий технологияларда инновациялар, замонавий ишлаб чиқаришнинг техника ва технологиялари, ишлаб чиқаришда энергия ва ресурс-тежовчи технологиялар, табиий фанларнинг назарий ва амалий муаммолари, замонавий иқтисодиётнинг ижтимоий-иқтисодий муаммолари, замонавий мутахассислар тайёрлашнинг таълим технологиялари ечимига бағишланган илмий изланишлар натижалари асосидаги мақолалар жамланган.

ТАШКИЛИЙ ҚЎМИТА

1. проф. У.Т. Мухамедханов - институт ректори, раис
2. т.ф.д. доц. Н.Н. Садуллаев - ИИБ проректор, масъул котиб

Аъзолар:

- | | |
|---------------------------------|--|
| 1. проф. К.Т. Олимов | - ЎИБ проректор; |
| 2. доц. Р.А. Махмудов | - АЛ ва КХКБ проректор; |
| 3. доц. Р.О. Хайитов | - М ва МИБ проректор; |
| 4. Ф.Т. Гайбуллаев | - МИИБ проректор |
| 5. доц. Н.Ф. Ўринов | - "МТ" декани; |
| 6. доц. Ш.Атауллаев | - "КТ" факултет декани; |
| 7. доц. Т.Р. Шомуродов | - Магистратура бўлим бошлиғи |
| 8. доц. Р.Т. Адизов | - "ИТ ва ИПКТБ" бошлиғи |
| 9. О.Юлиев | - «Камолот» ёшлар ижтимоий
харакати раиси |
| 10. доц. Эргашева Х.Б.
раиси | - Институт хотин кизлар
кеңашчи Уму |

маг
таъс
хисо

114. МУКОБИЛ ЭНЕРГИЯ РЕСУРСЛАРИДАН ФОЙДАЛАНИШ ИСТИКБОЛЛАРИ Юлиев О.О.	230
115. ТАБИЙ ЭНЕРГИЯ ОЛИШ ЖАРАЁНИДАГИ ЭКОЛОГИК МУАММОЛАР Муродова И.Н.	232
116. ИНСОН ФАОЛИЯТИДА ЭНЕРГОМУВОЗАНАТНИНГ ЎРНИ Ф.Ш. Нажитдинов	234
117. ЗНАЧЕНИЕ ПЛАНИРОВКИ ОРАШАЕМЫХ ЗЕМЕЛЬ. Норов С.Н.	235
118. МУКОБИЛ ЭНЕРГИЯ ИШЛАБ ЧИҚАРУВЧИ КУРУЛМАНИНГ ИШЛАБ ЧИҚАРИШДА АҲАМИЯТИ Файзиев Ш.И., М 8-13ТЖБАКТ гуруҳ магистранти Файзиев Ш.Ш.	237
119. ИССЛЕДОВАНИЕ ТОЧЕК КИПЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н. Доцент кафедры «Химические и нефтегазохимические технологии» Абдурахмонов О.Р.	241
120. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССОПЕРЕДАЧИ В ПРОЦЕССЕ ПЕРЕГОНКЕ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНОЙ СМЕСИ Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н., Старший преподаватель кафедры «Химические технологии» Абдурахманова М.Р.	243
121. ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООТДАЧИ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ОТПАРИВАЮЩИХ АГЕНТОВ Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н., ст.пр.Абдурахманова М.Р., доц.Абдурахмонов О.Р.	245
122. ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ МИРОВОГО РЫНКА СЖИЖЕННОГО ПРИРОДНОГО ГАЗА Магистрант гр.3-14КНГКТ Гимранов И.Ш., доц.Г.Р.Базаров	247
123. ОСНОВНЫЕ ПРОЦЕССЫ ОЧИСТКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА ОТ СЕРОВОДОРОДА Магистрант гр.3-14 КНГКТ Назаров Ф., доц.Г.Р.Базаров	249
124. ДЕНГИЗКЎЛ КОНДИНИНГ ТАДҚИҚОТ НАТИЖАЛАРИ Магистрант гр.М5- 14НГКМЖФ Сойибов С.А.	251
125. ДЕНГИЗКЎЛ Конидаги НЕФТ ТАЙЁРЛАШ ҚУРИЛМАСИ ТЕХНОЛОГИК ЖАРАЁНЛАРИНИНГ ФИЗИК-КИМӨВИЙ АСОСЛАРИ Магистрант гр.М5- 14НГКМЖФ Сойибов С.А., доц.Г.Р.Базаров	253
126. ОБЛАСТИ ПРИМЕНЕНИЯ ГАЗОВОЙ ХРОМАТОГРАФИИ Магистрант 4-14КНГКТ Рашидов А.В., доц.Г.Р.Базаров	254
127. ОСОБЕННОСТИ ГАЗОЖИДКОСТНОЙ ХРОМАТОГРАФИИ Магистрант 4- 14КНГКТ Рашидов А.В., доц.Г.Р.Базаров	256
128. ХРАНЕНИЕ СЖИЖЕННЫХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ГАЗОВ Магистрант Гимранов И.Ш., доц.Базаров Г.Р.	258
129. КАТАЛИЗАТОРЫ ПРОЦЕССА ПОЛИМЕРИЗАЦИИ ПРОПИЛЕНА магистрант гр. М5-13 КНГТ Нуруллаева З. В. д.х.н., проф. Дустов Х.Б.	260
130. ХЕМОСОРБЦИОННАЯ ОЧИСТКА ПОПУТНОГО НЕФТЯНОГО ГАЗА Магистрант гр.3-14КНГКТ Назаров Ф., доц.Базаров Г.Р.	262
131. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ ПРОТЕКТОРНОЙ ЗАЩИТЫ Магистрант группы Нематов Ж. доц.Базаров Г.Р.	264
132. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА СКОРОСТЬ КОРРОЗИИ Магистрант Нематов Ж.Ж., доц.Г.Р.Базаров	266
133. ОСОБЕННОСТИ ГАЗОХРОМАТОГРАФИЧЕСКОГО МЕТОДА ИССЛЕДОВАНИЯ магистрант гр. М5-13 КНГТ Хожиева Рухсора Бахтиёрвна, д.х.н., проф. Дустов Х.Б.	268

удачи барча операторлар ва функциялар тушувидаги тилда берилган бўлиб, иншанца ҳам ва фойдаланишда ҳам жуда ҳам қудай интерфейсга ега.

Адабиётлар

1. Биотехнология микробного синтеза. – Рига, 1980. Под. Ред. М.Е.Бахира 264 стр.
2. ' Барбара Эдер, Хайнц Шульд. Биогазовые установки Практическое пособие. Германия. 2008 год 7с. Под ред компании ЗоргБигаз 268 стр.
3. ' Быков В. А., Вязаров Ю. Ю., Шерстобитников В. В. Расчет процессов микробиологических производств. – Киев, 1985 под. Редю Минск2-244-стр
4. ' Крушиневич Тадеуш. Биогаз получение и использование. Украина. Институт газа НАН. 2000 год. Под.ред 224-242стр.
5. Методы классической и современной теории автоматического управления / Под. ред. К.А. Пупкова. ТОМ 1-4. – М.: МГТУ им. Баумана, 2004 г. 204 стр.

ИССЛЕДОВАНИЕ ТОЧЕК КИПЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДОВ

Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н.
Доцент кафедры «Химические и нефтегазохимические технологии»
Абдурахмонов О.Р.

Перегонкой нефтегазоконденсатное сырье разделяется на дистиллятные фракции, которые являются основой различных видов моторных топлив. Интенсивность процесса ректификации (сложной перегонки) происходящий в ректификационной колонне зависит от эффективности массообмена между паровой и жидкой фаз. Увеличение скорости массообмена можно достичь увеличением контактной поверхности между фазами с применением различных отпаривающих агентов. В настоящее время в качестве отпаривающего агента используется водяной пар. Подача водяного пара в ректификационные и stripping-колонны, в качестве отпаривающего агента, при перегонке углеводородного сырья влечет такие негативные последствия как:

- отделение водяного конденсата, образованного в процессе конденсации углеводородных паров, от полученных фракций требует специальных аппаратов, проведения технологических процессов очистки и дополнительных энергетических затрат;
- образуемый водяной конденсат способствует усилению коррозии контактирующих поверхностей аппаратов;
- в составе водяного конденсата присутствуют остатки нефтепродуктов, сернистые и других химических соединения, требующие дополнительных расходов, связанных с их удалением и утилизацией. В свою очередь эти примеси усугубляют экологические проблемы производства;
- значительные энергетические и технологические затраты производства перегретого водяного пара.

Применение различных методов перегонки достигается повышением эффективности производства нефтепродуктов. Высокоэффективным и

прогрессивным является метод сухой перегонки. Он основан на исключении перегретого водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента. Применение данного метода перегонки нефтяного конденсатного сырья наряду с пресечением выше указанных недостатков способствует улучшению качества дистиллятных фракций за счет исключения обводнения нефтепродуктов (особенно керосина и дизельного топлива) и необходимость их последующей осушки, а также снижению нагрузки колонны по парам, что приводит к уменьшению диаметра аппарата и увосу жидкости между тарелками.

Ускорение процесса перегонки углеводородов путем интенсификации теплообмена с применением эффективных отпаривающих агентов способствует увеличению выхода светлых дистиллятных фракций, повышению их качества относительно малыми энергетическими и материальными расходами. Интенсификация перегонки направлена, прежде всего, на повышение отбора дистиллятных фракций суммарно светлых при атмосферной перегонке, а также на обеспечение уменьшения наложения температур конца кипения предыдущей и начала кипения последующей фракции. Применение эффективного отпаривающего агента в процессе ректификации способствует реализации этих задач.

Проведены лабораторно-экспериментальные исследования по определению четкости разделения дистиллятных фракций керосина, легкого и тяжелого газойля.

Температуры кипений дистиллятных фракций полученных при ректификации с применением различных отпаривающих агентов

№	Показатели	Дистиллятные фракции, полученные отпариванием					
		Отпаривающий агент - водяной пар			Отпаривающий агент - легкая нефть		
		Бензин-голова	Керосин-голова	Дизель-голова	Бензин-голова	Керосин-голова	Дизель-голова
1	Температура начала кипения, °С	59	152	212	59	156	217
2	10 % перегоняется при температуре, °С	86	161	228	84	166	223
3	90 % перегоняется при температуре, °С	156	202	309	154	200	306
4	Конец кипения, °С	178	222	329	175	219	326

Результаты по определению температур начала, 10 %, 90 % и конца кипения дистиллятных фракций полученных отпариванием различными отпаривающими агентами при ректификации приведены в таблице.

Результаты исследований при сравнении температур кипения дистиллятных фракций полученных ректификацией с применением различных отпаривающих агентов (водяного пара и паров легкой нефти) показывают, что при использовании углеводородного отпаривающего агента, снижение температур конца кипения дистиллятов на 3-7 °С, и повышение начала кипения керосиновой и дизельной фракций на 4-5 °С.

Использованная литература

1. Глаголева О.Ф., Капустин В.М. Технологии переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под ред. Глаголевой О.Ф., Капустина В.М. М.: Химия, Колос С, 2006. – 400 с.
2. Ахметов С.А. Технологии глубокой переработки нефти и газа. Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
3. Мановян А.К. Технологии первичной переработки нефти и природного газа // Учебное пособие для вузов. 2-е изд. М.: Химия, 2001. – 568 с.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССОПЕРЕДАЧИ В ПРОЦЕССЕ ПЕРЕГОНКЕ НЕФТЕГАЗОКОНДЕНСАТНОЙ СМЕСИ

Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н.,
Старший преподаватель кафедры «Химические технологии»
Абдурахманова М.Р.

Дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии не решаются аналитически в общем виде. Но они используются для получения безразмерных критериев подобия, применение которых при обработке экспериментальных данных по массообмену позволяет получать достаточно простые расчетные уравнения. Поэтому для расчета таких показателей пользуются критериальными уравнениями. В данном случае критериальная зависимость массообмена имеет следующий вид:

$$Nu = f(Re, Ga, Pr) \quad (1)$$

где составляющие этого уравнения являются критериями установившихся процессов массообмена: $Ga = g h_{cm}^3 / \nu^2$ – критерий Галилея для газовой фазы; g – ускорения свободного падения, m/s^2 ; h_{cm} – высота слоя светлой жидкости на тарелке ректификационной колонны, m ; ν – кинематическая вязкость газа, m^2/s ; $Pr = \nu/D$ – диффузионный критерий Прандтля; $Re = (w h_{cm})/\nu$ – критерий Рейнольдса, w – скорость газа в свободном сечении колонны, m/s .

В основном перегонка нефтегазоконденсатных смесей проводится в тарельчатых ректификационных колонках. Для определения диффузионного критерия Нуссельта для тарельчатых колонн рекомендовано следующее уравнение [1-4]:

2. Моложанов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Химия, 1980. - 407 с.

3. Алметов С.А. Технологии глубокой переработки нефти и газа. Уфа: Гилем, 2002. - 672 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООТДАЧИ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ УГЛЕВОДОРОДНЫХ ОТПАРИВАЮЩИХ АГЕНТОВ

Магистрант группы М 5-13 КНГТ Магомедов Ф.Н.,
ст. пр. Абдурахманова М.Р., доц. Абдурахманов О.Р.

Значение коэффициента массоотдачи распределяемого компонента в фазах зависит от физико-химических характеристик фазы и самого компонента. Расчет массоотдачи основывается на расчетах критериальных уравнений, описывающих параметры процесса. При ректификации нефтегазоконденсатных смесей происходит перенос распределяемой массы из ядра потока к границе раздела фаз. Количество распределяемой массы описывается законами Фика и конвективной диффузии. Сравнение уравнений этих законов $D(dc/dn)dF = \beta \cdot \Delta c \cdot dF$ служит основой вывода уравнения диффузионного критерия Нуссельта [1-3]

$$Nu_z = (\beta \cdot l) / D, \quad (1)$$

где l – характерный линейный размер, м; D – коэффициент диффузии, м²/с.

В выражении критерия Нуссельта содержится искомая величина – коэффициент массоотдачи β . Для определения диффузионного критерия Нуссельта для тарельчатых колонн рекомендовано следующее уравнение:

$$Nu_z = 0,69 \cdot Pr^{0,5} \cdot Re^{0,77} \cdot Ga^{0,24}. \quad (2)$$

Из уравнения (2) определения диффузионного критерия Нуссельта выводится уравнение расчета коэффициента массоотдачи β :

$$\beta = (Nu_z \cdot D) / l. \quad (3)$$

Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента меняет параметры процесса диффузии распределяемого компонента и значения, характеризующих критерий. Одним из эффективных методов интенсификации процесса ректификации является метод сухой перегонки, основанный на исключение водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента. В свою очередь, применение углеводородных паров в качестве отпаривающего агента вместо водяного пара проявляется как перспективный метод среди ряда других. Исходя из этого, нами проведены расчеты параметров процесса ректификации нефтегазоконденсатных смесей с применением различных отпаривающих агентов. В качестве альтернативных отпаривающих агентов водяному пару (ВП) служили пары углеводородов: пары из газефранирующей установки (ГФУ) и пары легкой нефти (ЛН). В качестве распределяемых веществ были выбраны фракции (пределы кипений фр.1 – 60–80 °С и фр.2 – 120–130 °С) нефтегазоконденсатной смеси. Рассчитывается коэффициент массоотдачи при скорости отпаривающего

$$Nu_a = 0,69 \cdot Pr^{0,5} \cdot Re^{0,72} \cdot Ga^{0,24} \quad (2)$$

Из уравнения (2) определены диффузионный критерий Нуссельта и выводится уравнение расчета коэффициента массоотдачи β :

$$\beta = (Nu_D \cdot D) / l \quad (3.6)$$

Полученные в предыдущей главе значения коэффициентов массоотдачи в паровой и жидкой фазах послужат исходными параметрами при расчете коэффициента массопередачи. С целью исследования массообмена при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья рассчитан коэффициент массопередачи. В качестве диффундирующих компонентов были фракции нефтегазоконденсатного сырья фр.1 и фр.2. Традиционным отпаривающим агентом является перегретый водяной пар. Альтернативными отпаривающими агентами для исследования интенсификации массообмена служат углеводородные пары, образуемые при проведении исследуемого массообменного процесса (пары из ГФУ и ЛН). Коэффициент массопередачи рассчитывался при скорости отпаривающего агента в свободном сечении аппарата $w=0,6$ м/с, высота слоя светлой жидкости над тарелкой $h=0,05$ м и температуре системы 180 °С. Результаты расчета коэффициента массопередачи в паровой фазе приведены в таблице.

Значение коэффициента массопередачи [k , м/ч] и степень его увеличения [I_k] при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья с использованием различных отпаривающих агентов относительно водяного пара

Отпаривающий агент	Распределемая фракция			
	фр. 1	$I_k = k/k_{\text{в.п.}}$	фр. 2	$I_k = k/k_{\text{в.п.}}$
Водяной пар	1751,5	-	1602,5	-
Пары из ГФУ	1912,7	1,1	2190,4	1,4
Пары ЛН	-	-	1749,2	1,1

Использование традиционного отпаривающего агента показывает значение коэффициента массопередачи k [м/ч] при отпаривании фр.1 – 1751,5 и фр.2 – 1602,5. Эти же фракции отпариваются углеводородами со следующими коэффициентами массопередачи: парами из ГФУ фр.1 – 1912,7 и фр.2 – 2190,4; парами легкой нефти фр.2 – 1749,2.

Отношение коэффициента массопередачи при применении углеводородных паров (k) к коэффициенту массопередачи при применении водяного пара ($k_{\text{в.п.}}$) показывает степень интенсивности массопередачи ($I_k = k/k_{\text{в.п.}}$). Из приведенной таблицы 3.10 видно, что степень увеличения коэффициента массопередачи [I_k] при ректификации нефтегазоконденсатного сырья составила в среднем 1,25 раза в зависимости от вида применяемого отпаривающего агента и распределемой фракции.

Использованная литература

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1991. – 783 с.

агента и свободном сечении аппарата $w=0,6$ м/с, высота слоя светлой жидкости над тарелкой $h=0,05$ м и температуре системы 180 °С. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в паровой фазе приведены в табл. 1. Обобщение результатов показывает, что среднее значение коэффициента массоотдачи в паровой фазе при отпаривании вышеуказанных фракций водяным паром составило $5,52 \cdot 10^3$ м/ч, а значение коэффициента массоотдачи при отпаривании углеводородными парами из ГФУ – $14,1 \cdot 10^3$ м/ч, парами легкой нефти – $15,5 \cdot 10^3$ м/ч.

Таблица 1
Значения коэффициента массоотдачи [β , м/ч] при отпаривании фракций нефтегазоконденсатного сырья с использованием различных отпаривающих агентов

Фракции	Параметры	Отпаривающий агент		
		Водяной пар	пары из ГФУ	пары ЛН
Фракция 1	Pr'	1,76	0,57	–
	$Re \cdot 10^{-1}$	2,38	15,8	–
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	–
	$\beta_v \cdot 10^{-3}$, м/ч	5,72	14,6	–
Фракция 2	Pr'	2,04	0,68	0,61
	$Re \cdot 10^{-1}$	2,38	15,8	24,2
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	796
	$\beta_v \cdot 10^{-3}$, м/ч	5,32	13,6	15,5

Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента меняет параметры процесса диффузии распределяемого компонента и значения, характеризующие эти критерии. В табл. 2. приведены результаты определения степени интенсификации массоотдачи в паровой фазе при отпаривании фракций с использованием паров из ГФУ и паров ЛН в качестве отпаривающего агента относительно водяного пара. Таблица 2

Степень интенсификации массоотдачи в паровой фазе при применении углеводородных отпаривающих агентов

Распределяемая фракция	пары из ГФУ	пары ЛН
фр.1	2,558	–
фр.2	2,553	2,915

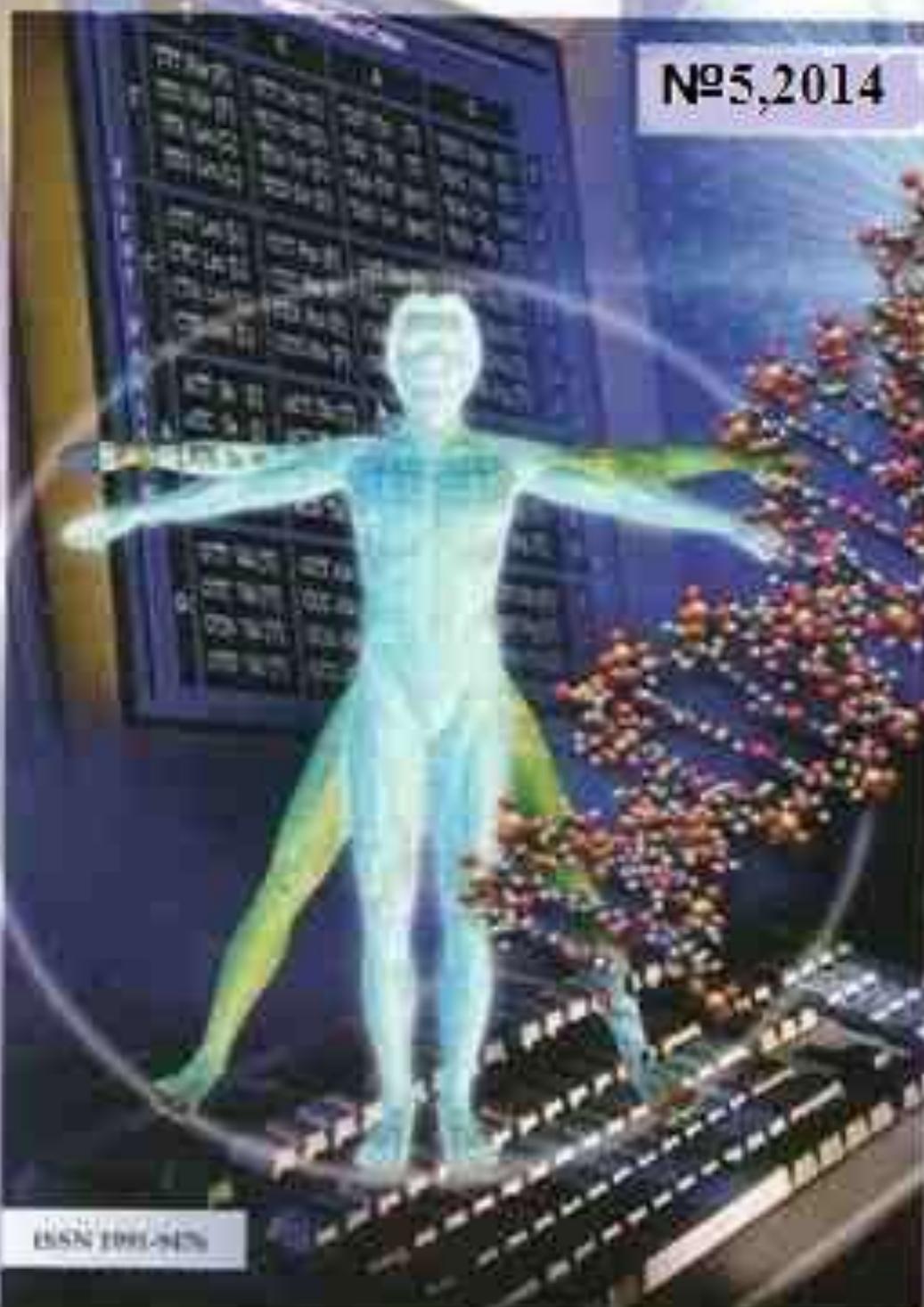
Нами определена степень интенсификации массоотдачи $I_s = \beta/\beta_{вод}$ в виде соотношения значений коэффициента массоотдачи в углеводородных отпаривающих агентах к значению этого показателя в водяном паре. Полученные результаты исследования по применению углеводородных паров вместо водяного пара, показывают увеличение коэффициента массоотдачи в углеводородных парах в среднем на 2,75 раза. Данная интенсификация процесса показывает перспективность создания и внедрения его в производство.

Использованная литература

1. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов. В 2 кн. М.: Химия, 1995. – 368 с.

НАУЧНАЯ ЖИЗНЬ

№5, 2014



ISSN 1091-9426

НАУЧНАЯ ЖИЗНЬ

Научный журнал | Издаётся с 2006 года
Периодичность выхода: 1 раз в два месяца

№ 5, 2014

Главный редактор:

Бондаренко Ю. В.,

д-р с.-х. наук, профессор

Редакционная коллегия:

Агольцов В. А., д. в. н., проф.

(зам. главного редактора)

Багманов М. А., д. в. н., проф.

Болдырев В. А., д. б. н., проф.

Буни В. Д., д. т. н. (г. Берлин, Германия)

Гамайонов П. П., д. т. н., проф.

(зам. главного редактора)

Гулий О. И., д. б. н., проф.

Денисов Е. П., д. с.-х. н., проф.

Дубенок Н. Н., д. с.-х. н., проф., академик РАН

Дубровин В. В., д. б. н., проф.

Есин А. И., д. т. н., проф.

Корсаков В. В., д. с.-х. н., проф.

Кузнецов В. А., д. б. н., проф.

Ларионов С. В., д. в. н., проф.,

чл.-корр. РАН

Литвинов Е. А., д. с.-х. н., проф.

Маштаков Д. А., д. с.-х. н., проф.

(зам. главного редактора)

Ольгаренко В. И., д. т. н., проф., чл.-корр. РАН,

заслуженный деятель науки РФ

Оробец В. А., д. в. н., проф.

Пронько И. А., д. с.-х. н., проф.

Пчельник В. В., д. т. н., проф.

Рулев А. С., д. с.-х. н., проф., чл.-корр. РАН

Сафонов В. В., д. т. н., проф.

Сачков С. А., д. б. н., проф.

Семенов А. М., д. б. н., проф.

Сметанин В. И., д. т. н., проф.

Сторчевой В. Ф., д. т. н., проф.

Синицына Н. Е., д. с.-х. н., проф.

Слюсаренко В. В., д. т. н., проф.

Сузарев Ю. И., д. т. н., проф.

Федоров М., д. м. н. (г. Мюнхен, Германия)

Чернов И. Ю., д. б. н., проф., чл.-корр. РАН

Шаббаев А. И., д. с.-х. н., проф., чл.-корр. РАН,

заслуженный деятель науки РФ

Шляхтин Г. В., д. б. н., проф.,

заслуженный деятель науки РФ

Щербаков А. А., д. б. н., проф.

Юдакова О. И., д. б. н., проф.

Редакторы:

Акимова И. В., Савельева М. П.

Корректор: **Борцова М. Е.**

Компьютерная верстка: **Попов Д. В.,** Лутцева Е. В.

Адреса редакции:

г. Москва, Ленинский пр-т, 30

г. Саратов, пр-т Энтузиастов, 43

Адреса для почтовой связи:

115551, г. Москва, а/я 66

410039, г. Саратов, а/я 160

www.sced.ru, e-mail: info@sced.ru

Тел.: (495) 666-29-30; (845-2) 921-901

Учредитель: ЗАО «АЛКОР»

Св-во о регистр. СМИ ПИ № ФС77-49015.

© «Научная жизнь», 2014

SCIENTIFIC LIFE

Scientific journal | It is published since 2006
Published once: every two months

№ 5, 2014

Editor-in-Chief:

Bondarenko Y. V.,

Dr. Sci. (Agr.), Professor

Editorial board:

Agoltsov V. A., Dr. Sci. (Vet.), Prof.

(deputy editor-in-chief)

Bagmanov M. A., Dr. Sci. (Vet.), Prof.

Boldyrev V. A., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Bunin V. D., Dr. Sci. (Tech.) (Berlin, Germany)

Gamayunov P. P., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

(deputy editor-in-chief)

Guliy O. I., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Denisov E. P., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

Dubенок N. N., Dr. Sci. (Biol.), Prof.,

academician RAS

Dubrovín V. V., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Esin A. I., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Korsakov V. V., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

Kuznetsov V. A., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Larionov S. V., Dr. Sci. (Vet.), Prof., Corr. Memb. RAS

Litvinov E. A., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

Mashtakov D. A., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

(deputy editor-in-chief)

Olgarenko V. I., Dr. Sci. (Tech.), Prof.,

Corr. Memb. of RAS, Honored Science of RF

Orobets V. A., Dr. Sci. (Vet.), Prof.

Pronko N. A., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

Pchelkin V. V., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Rulev A. S., Dr. Sci. (Agr.), Prof., Corr. Memb. RAS

Safonov V. V., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Sachkov S. A., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Seменов A. M., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Smetanin V. I., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Storchevov V. F., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Sinitsyna N. E., Dr. Sci. (Agr.), Prof.

Slyusarenko V. V., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Suharev Y. I., Dr. Sci. (Tech.), Prof.

Fedorov M., Dr. Sci. (Med.) (München, Germany)

Chernov I. Y., Dr. Sci. (Biol.), Prof., Corr. Memb. RAS

Shabaev A. I., Dr. Sci. (Agr.), Prof., Corr. Memb. RAS

Honored Science of RF

Shlyakhtin G. V., Dr. Sci. (Biol.), Prof.,

Honored Science of RF

Scherbakov A. A., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Yudakova O. I., Dr. Sci. (Biol.), Prof.

Editors:

Akimova I. V., Savelyeva M. P.

The proof-reader: **Bortsova M. E.**

Computer make-up: **Popov D. V.,** Lutceva E. V.

Addresses of the editorial office:

Russia, Moscow, Leninsky prospect, 30

Russia, Saratov, prospect Entuziastov, 43

Addresses for the mail service:

Russia, 115551, Moscow, p/o/b 66

Russia, 410039, Saratov, p/o/b 160

www.sced.ru, e-mail: info@sced.ru

Тел.: (495) 666-29-30; (845-2) 921-901

Founder: "ALKOR" CJSC

Registration certificate PI № FS77-49015.

© "Scientific Life", 2014

СОДЕРЖАНИЕ

ИНЖЕНЕРИЯ

- Магомедов Ф. Н., Абдурахмонов О. Р., Абдурахмонова М. Р. Исследование коэффициента массоотдачи в газах и жидкостях при диффузии в них углеводородов 4
- Магомедов Ф. Н., Абдурахмонов О. Р., Абдурахмонова М. Р. Интенсификация массоотдачи при разделении углеводородных смесей сухой перегонкой 9
- Артыков А. А., Нарзиев М. С., Джураев Х. Ф., Шарипов Н. З. Интенсификация тепло- и массообменного процесса окончательной дистилляции хлопковой мисцеллы методом системного анализа 13
- Сауткина Т. Н. Статистическая обработка обрастания труб после семи лет эксплуатации 18
- Петухов Ю. Е., Домнин П. В., Тимофеева А. А. Формирование базы знаний процесса проектирования инструмента для обработки канавок в глубоких отверстиях 21
- Кучаров О. Р. Моделирование флаттера вязкоупругих пластин по уточненной теории Тимошенко 30
- Кравчук А. В. Природные источники энергии в «зеленой экономике» 36

АГРОНОМИЯ И ЛЕСНОЕ ХОЗЯЙСТВО

- Лихненко С. В., Доева Л. Ю. Оценка форм картофеля на жаро-, засухоустойчивость 42
- Сайнакова А. Б. Изучение устойчивости селекционного материала озимой ржи к корневым гнилям 48
- Леонтьев С. А., Егоров В. С., Никишанов А. Н. Эффективный эксплуатационный режим орошения люцерны в условиях Саратовского Заволжья 52
- Прокопец Р. В., Сергеева Е. А. Оросительные мелиорации в сухостепной зоне Нижнего Поволжья в аспекте «зеленой экономики» России 56
- Голота В. И., Петренкова В. П., Таран Г. В. Основы озono-воздушной технологии подготовки семян к посевной 62
- Бораева З. Б. Продуктивное долголетие козлятника восточного, его место в ряду основных многолетних кормовых культур 73
- Литвинчук О. В., Уразова Л. Д. Зимостойкость тимофеевки луговой в условиях таежной зоны Томской области 80

CONTENTS

ENGINEERING

- Magomedov F. N., Abdurakhmonov O. R., Abdurakhmonova M. R.** Study of mass transfer coefficient in gases and liquids during hydrocarbon diffusion 4
- Magomedov F. N., Abdurakhmonov O. R., Abdurakhmonova M. R.** Intensification of mass transfer during separation of hydrocarbon blends by dry distillation 9
- Artykov A. A., Narziev M. S., Djuraev K. F., Sharipov N. Z.** Intensification of processes of heat and mass exchange of final distillation of cotton miscella by method of systemic analysis 13
- Sautkina T. N.** Statistical processing of the fouling of pipelines after seven years of use 18
- Petukhov Y. E., Domnin P. V., Timofeeva A. A.** Formation of knowledge base for the process of designing a grooving tool for deep bores 21
- Kucharov O. R.** Modelling of flutter of viscoelastic plates according to the improved Timoshenko theory 30
- Kravchuk A. V.** Natural energy sources in "green economy" 36

AGRONOMY AND FORESTRY

- Likhnenko S. V., Doeva L. Y.** Assessment of potato varieties in terms of heat and drought tolerance 42
- Saynakova A. B.** Study of resistance of selection material of winter rye to root rot 48
- Leontiyev S. A., Egorov V. S., Nikishanov A. N.** Effective operational mode of alfalfa irrigation in the Saratov Transvolga region 52
- Prokopets R. V., Sergeeva E. A.** Irrigation amelioration in dry steppe zone of the Lower Volga region in the aspect of "green economy" of Russia 56
- Golota V. I., Petrenkova V. P., Taran G. V.** Basics of ozone-air technique of pre-sowing treatment of seeds 62
- Boraeva Z. B.** Productive longevity of eastern galega, its place among perennial fodder crops 73
- Litvinchuk O. V., Urazova L. D.** Winter hardiness of timothy in the conditions of taiga zone in Tomsk region 80

ИССЛЕДОВАНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА МАССООТДАЧИ В ГАЗАХ И ЖИДКОСТЯХ ПРИ ДИФфуЗИИ В НИХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Ф. Н. МАГОМЕДОВ, О. Р. АБДУРАХМОНОВ, М. Р. АБДУРАХМОНОВА
Бухарский инженерно-технологический институт,
г. Бухара, Республика Узбекистан

Аннотация. В статье приведены теоретические исследования и результаты расчета коэффициентов диффузии распределяемых компонентов. А также определена массоотдача в газах и жидкостях, выявлена степень ее интенсивности при применении альтернативных отпаривающих агентов.

Ключевые слова: нефть, газоконденсат, ректификация, массообмен, коэффициент массоотдачи, молекулярная диффузия, конвективная диффузия, углеводород, отпаривающий агент.

Определение коэффициента массоотдачи является одним из основных этапов расчета процесса массообмена. Исследования и расчет этого процесса дают возможность изыскания путей его интенсификации. Показатель коэффициента массоотдачи распределяемого компонента в фазах зависит от физико-химических характеристик фазы и самого компонента. Определение массоотдачи основывается на расчетах критериальных уравнений, описывающих параметры процесса, а также уравнений определения диффузии. Дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии не решаются аналитически в общем виде. Но они используются для получения безразмерных критериев подобия, применение которых при обработке экспериментальных данных по массообмену позволяет получать достаточно простые расчетные уравнения. Применение критериев подобия указывает более рациональные пути постановки эксперимента.

Критерии подобия могут быть получены, например, при приведении дифференциального уравнения к безразмерному виду.

При ректификации нефтегазоконденсатных смесей, как и при других массообменных процессах, происходит перенос распределяемой массы из ядра потока к границе раздела фаз. Количество распределяемой массы описывается законами Фика и конвективной диффузии. Сравнение уравнений этих законов $D \left(\frac{dc}{dn} \right) dF = \beta \cdot \Delta c \cdot dF$, служит основой вывода уравнения диффузионного критерия Нуссельта:

$$Nu_d = (\beta \cdot l) / D, \quad (1)$$

где l – характерный линейный размер; D – коэффициент диффузии.

В выражении критерия Нуссельта содержится искомая величина – коэффициент массоотдачи β .

Для определения коэффициента массоотдачи необходимо вычисление числового значения критерия Нуссельта. Это достигается решени-

ем других критериальных уравнений, которые характеризуют те или иные параметры процесса массообмена.

Сокращенный вид критериального уравнения массопереноса можно выразить в следующем виде:

$$Nu_d = f(Re, Ga, Pr_d). \quad (2)$$

Формулу для расчета величины диффузионного критерия Нуссельта экспериментальным путем можно записать в виде:

$$Nu_d = A Re^m Pr_d^n. \quad (3)$$

Величины коэффициента A , а также показателей степени m и n находятся в результате обработки экспериментальных данных.

В основном перегонка нефтегазоконденсатных смесей проводится в тарельчатых ректификационных колоннах. Для определения диффузионного критерия Нуссельта для тарельчатых колонн рекомендовано следующее уравнение [1, 4, 5]:

$$Nu_d = 0,69 \cdot Pr^{0,5} \cdot Re^{0,72} \cdot Ga^{0,24}. \quad (4)$$

Коэффициент массоотдачи β рассчитывается из уравнения для определения диффузионного критерия Нуссельта (4):

$$\beta = (Nu_d \cdot D)/l. \quad (5)$$

Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента меняет параметры процесса диффузии распределяемого компонента и значения характеризующих критерий. Для исследования коэффициента массоотдачи при диффузии распределяемого компонента перегоняемой смеси гексана в углеводородный отпаривающий агент проведены нами расчеты данного показателя. При этом были использованы в качестве отпаривающих агентов газы и пары различных углеводородов.

Физико-химическими свойствами распределяемого компонента гексана для расчета коэффициента массообмена были: молярная масса $M_d = 86$ кг/кмоль, молярный объем $V_d = 140,6$ см³/моль. Рассчитывался коэффициент массообмена процесса ректификации при скорости отпаривающего агента в свободном сечении аппарата $w = 0,6$ м/с, высота слоя светлой жидкости над тарелкой $l = 0,05$ м. В качестве отпаривающих агентов использованы метан, этан, пропан, бутан, пентан и водяной пар.

Результаты расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе диффундируемого компонента гексана приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Коэффициент массоотдачи в газовых фазах при диффузии в них распределяемого компонента гексана

Состав газовой фазы	$\nu \cdot 10^5$, мм ² /с	V_d , см ³ /моль	M_d , кг/кмоль	$D \cdot 10^5$, м ² /с	$\beta \cdot 10^3$, м/ч	$\beta/\beta_{\text{вл}}$
Водяной пар	3,52	18,9	18	1,854	4,493	1,00
Метан	2,22	29,6	16	1,751	6,029	1,34
Этан	1,07	51,8	30	1,176	8,240	1,83
Пропан	0,59	74	44	0,928	10,977	2,44
Бутан	0,51	96,2	58	0,785	11,332	2,52
Пентан	0,34	118,4	72	0,691	13,938	3,10

"Научная жизнь" — 5/2014

Сравнением коэффициентов массоотдачи в разных отпаривающих агентах можно наблюдать тенденцию изменение скорости процесса диффузии (нижние индексы коэффициента массоотдачи β : «в. п.» – водяной пар, «м» – метан, «э» – этан, «пр» – пропан, «б» – бутан, «п» – пентан) $\beta_m / \beta_{в.п.} = 6,029/4,493 = 1,34$; $\beta_b / \beta_{в.п.} = 1,83$; $\beta_{пр} / \beta_{в.п.} = 2,44$; $\beta_5 / \beta_{в.п.} = 2,52$; $\beta_n / \beta_{в.п.} = 3,10$. Таким образом, применение углеводородных газов и паров при ректификации нефтегазоконденсатного сырья способствует интенсификации массообменного процесса диффундирующего компонента в газовой фазе.

Для определения коэффициента массопередачи ректификации нефтегазоконденсатных смесей необходимо также определение коэффициента

массоотдачи жидкой фазы. При аналитическом расчете коэффициента массоотдачи жидкой фазы тарельчатой колонны рекомендуется следующее уравнение:

$$Nu_d = 0,23 Pr^{0,5} Re^{1,10} Ga^{0,23} \Gamma^{1,1} \quad (6)$$

По этому уравнению проведены расчеты по определению коэффициента массоотдачи в различные растворители при ректификации нефтегазоконденсатных смесей. Динамическая вязкость растворителя при температуре системы 373 К: $\mu = 13,2 \cdot 10^{-5}$ Па·с; молярный объем гексана: $V_d = 140,6$ см³/моль; Результаты расчета коэффициента массоотдачи в жидкой фазе диффундирующего компонента гексана приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Результаты расчетов коэффициента массоотдачи в жидкой фазе при диффузии гексана

Состав жидкой фазы	$\mu \cdot 10^4$, Па·с	V_d , см ³ /моль	МВ, кг/кмоль	$D \cdot 10^5$, м ² /с	$\beta \cdot 10^{-3}$, м/ч
Гептан C ₇ H ₁₆	2,42	162,8	100	2,11	2,01
Октан C ₈ H ₁₈	2,44	185,0	114	2,24	2,02
Нонан C ₉ H ₂₀	2,72	207,2	128	2,13	1,77
Декан C ₁₀ H ₂₂	2,88	229,4	142	2,12	1,68
Ундекан C ₁₁ H ₂₄	4,39	251,6	156	1,45	0,89
Додекан C ₁₂ H ₂₆	5,10	273,8	170	1,31	0,73
Тридекан C ₁₃ H ₂₈	5,98	296,0	184	1,16	0,59
Тетрадекан C ₁₄ H ₃₀	6,85	318,2	198	1,05	0,49
Пентадекан C ₁₅ H ₃₂	7,86	340,4	212	9,47	0,41

По вышеприведенной методике также проведены расчеты по определению коэффициента массоотдачи в различных жидких фазах при диффузии октана. Динамическая вязкость растворителя при температуре систе-

мы 373 К $\mu = 24,2 \cdot 10^{-5}$ Па·с, молярный объем октана: $V_d = 185,6$ см³/моль. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в жидкой фазе диффундирующего компонента октана приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Результаты расчетов коэффициента массоотдачи в жидкой фазе при диффузии октана

Состав жидкой фазы	$\mu \cdot 10^4$, Па·с	V_{sp} , см ³ /моль	МВ, кг/кмоль	$D \cdot 10^4$, м ² /с	$\beta \cdot 10^4$, м/ч
Нонан C ₉ H ₂₀	2,72	207,2	128	1,81	1,63
Декан C ₁₀ H ₂₂	2,88	229,4	142	1,80	1,54
Ундекан C ₁₁ H ₂₄	4,39	251,6	156	1,23	0,82
Додекан C ₁₂ H ₂₆	5,10	273,8	170	1,11	0,67
Тридекан C ₁₃ H ₂₈	5,98	296,0	184	9,83	0,54
Тетрадекан C ₁₄ H ₃₀	6,85	318,2	198	8,90	0,45
Пентадекан C ₁₅ H ₃₂	7,86	340,4	212	8,03	0,38

Расчеты коэффициента массоотдачи в жидкой фазе показывают снижение его значения при диффузии гексана в нем в 4,1 раза, с учетом изменения состава жидкой фазы с C₆ по C₁₅ молекул углерода в углеводороде, а при диффузии октана в 4,2 раза, также с учетом изменения состава жидкой фазы с C₆ по C₁₅ молекул углерода в углеводороде.

ЛИТЕРАТУРА

1. Пляновский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1972. – С. 262–273.
2. Флорса О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. – М.: Химия, 1971. – С. 262–303.
3. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носиков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппара-

тов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – С. 282–290.

4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – С. 745.
5. Пери Дж. Г. Справочник инженера-химика. – Т. 1. – Л.: Химия, 1969. – С. 218–227.

Магомедов Фейзуллои Назируллович, магистр, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазинова, 15.

Абдурахмонов Олим Рустамович, канд. техн. наук, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазинова, 15.

Абдурахмонова Муаттар Рустамовна, ст. преподаватель, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазинова, 15.

Тел: (998-65) 223-61-97
E-mail: az1100@mail.ru

STUDY OF MASS TRANSFER COEFFICIENT IN GASES AND LIQUIDS DURING HYDROCARBON DIFFUSION

Magomedov Feyzulloi Nazirulovich, Master's degree holder, Bukhara engineering-technological institute, The Republic of Uzbekistan

Abdurakhmonov Olim Rustamovich, Cand. of Tech. Sci., Bukhara engineering-

technological institute, The Republic of Uzbekistan

Abdurakhmonova Muattar Rustamovna, senior lecturer, Bukhara engineering-technological institute, The Republic of Uzbekistan

Keywords: oil, gas condensate, rectification, mass exchange, mass transfer coefficient, molecular diffusion, convective diffusion, hydrocarbon, steaming agent.

of diffusion of distributed components. Also established is the mass transfer in gases and liquids, as well as the degree of its intensity with the use of alternative steaming agents.

The article presents technological studies and results of calculations of coefficients

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МАССООТДАЧИ ПРИ РАЗДЕЛЕНИИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ СУХОЙ ПЕРЕГОНКОЙ

Ф. Н. МАГОМЕДОВ, О. Р. АБДУРАХМОНОВ, М. Р. АБДУРАХМОИОВА
Бухарский инженерно-технологический институт,
г. Бухара, Республика Узбекистан

Аннотация. Приведены результаты расчета массоотдачи и степень интенсификации при разделении углеводородов перегонкой.

Ключевые слова: нефть, газоконденсат, ректификация, массообмен, коэффициент массоотдачи, диффузия, углеводород, отпаривающий агент.

Разделение жидких смесей ректификацией основано на многократном контакте паровой и жидкой фаз. При этом чем больше кратность и поверхность контактов, тем четче получается состав дистиллятов. Распределяемый компонент за счет разности его концентраций из ядра потока перемещается к пограничной поверхности. Разность этих концентраций является движущей силой процесса массоотдачи. Интенсификация данного процесса способствует ускорению процесса массообмена в целом.

В настоящее время при перегонке нефтегазоконденсатных смесей в качестве отпаривающего агента в ректификационные колонны подается водяной пар. Это приводит к следующим отрицательным последствиям:

- подача водяного пара в ректификационные колонны обуславливает образование в процессе конденсации углеводородных паров водяного конденсата. В свою очередь, отделение водяного конденсата от получен-

ных фракций требует специальных аппаратов, проведения технологических процессов очистки и дополнительных энергетических затрат;

- водяной пар и его конденсат, находясь в составе смеси углеводородов, снижают интенсивность тепломассообменных процессов и эффективность технологических показателей оборудования для их осуществления;

- образуемый водяной конденсат способствует усилению коррозии контактирующих поверхностей аппаратов;

- в составе водяного конденсата присутствуют остатки нефтепродуктов, сернистые и другие химические соединения, требующие дополнительных расходов, связанных с их удалением и утилизацией. В свою очередь, эти примеси усугубляют экологические проблемы производства.

Перегонка жидких углеводородных смесей с целью получения моторных топлив основана на сложном массообменном процессе.

Интенсификацию процесса разделения нефтегазоконденсатного сырья можно достичь применением метода сухой перегонки [1, 3]. Применение углеводородных паров в качестве отпаривающего агента вместо водяного пара выделяется как перспективный метод среди ряда других. Этот метод основан на исключении водяного пара, применяемого в качестве отпаривающего агента в процессе перегонки. Процесс перегонки характеризуется несколькими составляющими, которые влияют на его интенсивность. Путем ускорения этих составляющих, которые в совокупности определяют массообмен, достигается интенсификация процесса в целом. Весомый вклад на интенсивность массообмена оказывают параметры массоотдачи во взаимодействующих фазах.

Сопоставлением уравнений законов Фика и конвективной диффузии, которые описывают количество диффундирующего компонента смеси $D(dc/dn)F = \beta \cdot \Delta c \cdot F$, выводится уравнение для расчета коэффициента массоотдачи (β), здесь D – коэффициент диффузии распределяемого компонента в паре; dc/dn – градиент концентрации распределяемого компонента на единицу длины его пути n ; F – поверхность, нормальная к направлению диффузии; Δc – разность концентраций распределяемого вещества в ядре и на границе раздела фаз. Далее дифференцированием этого уравнения выводится выражение диффузионного критерия Нуссельта: $Nu' = (\beta \cdot l)/D$, где l – характерный линейный размер (в нашем случае диаметр парового пузыря в жидкости). В полученном критериальном уравнении Нуссельта находится искомая величина – коэффициент массоотдачи. Тарельчатые

ректификационные колонны широко применяются в перегонке нефтегазоконденсатных смесей. Для таких колонн с учетом критериев Рейнольдса (Re), Галилея (Ga) и Прандтля (Pr') рекомендовано следующее уравнение определения диффузионного критерия Нуссельта [2, 4, 5]:

$$Nu' = 0,69(Pr'^{0,5})Re^{0,72}Ga^{0,24}. \quad (1)$$

После расчета диффузионного критерия Нуссельта по вышеприведенному уравнению определялся коэффициент массоотдачи:

$$\beta = (Nu' D)/l. \quad (2)$$

Применение вместо водяного пара углеводородного отпаривающего агента существенно меняет параметры процесса. Исходя из этого нами проведены расчеты коэффициента массоотдачи при использовании углеводородного отпаривающего агента. При этом в качестве отпаривающего агента, альтернативного традиционному – водяному пару (ВП), были использованы углеводородные пары из газодиффузионной установки (ГДУ), легкой (ЛН) и тяжелой нефти (ТН). При расчетах β использовались параметры отпаривания ряда фракций нефтегазоконденсатной смеси (с пределами кипения: фракция 1 – 60–80 °С, фракция 2 – 120–130 °С и фракция 3 – 170–180 °С).

Рассчитывался коэффициент массоотдачи при скорости отпаривающего агента в свободном сечении аппарата $w = 0,6$ м/с, высоте слоя светлой жидкости над тарелкой $h = 0,05$ м и температуре системы 180 °С. Результаты расчета коэффициента массоотдачи в паровой фазе приведены в таблице 1.

Среднее значение коэффициента массоотдачи в паровой фазе

при отпаривании вышеуказанных фракций водяным паром составил $5,35 \cdot 10^3$ м/ч, а значение коэффициента массоотдачи при отпаривании

углеводородными парами из ГФУ составило порядка $15,4 \cdot 10^3$ м/ч, парами легкой нефти – $15,1 \cdot 10^3$ м/ч, а парами тяжелой нефти – $18,8 \cdot 10^3$ м/ч.

Таблица 1 – К расчету коэффициента массоотдачи в паровой фазе

Фракции	Параметры	Отпаривающий агент			
		ВП	Пары из ГФУ	Пары ЛН	Пары ТН
Фракция 1	Pr'	1,76	0,57	–	0,41
	$Re \cdot 10^{-3}$	2,38	15,8	–	35,3
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	–	1700
	$\beta y \cdot 10^{-3}$, м/ч	5,72	14,6	–	20,2
Фракция 2	Pr'	2,04	0,68	0,61	–
	$Re \cdot 10^{-3}$	2,38	15,8	24,2	–
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	796	–
	$\beta y \cdot 10^{-3}$, м/ч	5,32	13,6	15,5	–
Фракция 3	Pr'	2,28	0,74	0,68	0,55
	$Re \cdot 10^{-3}$	2,38	15,8	24,2	3,53
	$Ga \cdot 10^{-6}$	7,74	341	796	1700
	$\beta y \cdot 10^{-3}$, м/ч	5,03	12,8	14,6	17,5

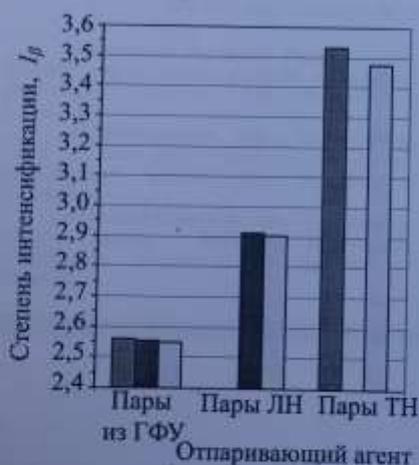


Рисунок 1. Степень интенсификации массоотдачи в паровой фазе при использовании углеводородных отпаривающих агентов относительно водяного пара при отпаривании фракций: ■ – фракция 1, ■ – фракция 2, ■ – фракция 3

Нами также определена степень интенсификации массоотдачи $I_p = \beta_{y,n} / \beta_{y,w}$ в виде отношения значений коэффициента массоотдачи в углеводородных отпаривающих агентах к значению этого показателя в водяном паре. Результаты этих сравнений приведены на рисунке 1. При перегонке с использованием паров из ГФУ значение I_p составило порядка 2,6 раза, применение паров ЛН приводит к ее увеличению порядка 2,8 раза, а при использовании паров ТН – в 3,5 раза.

Полученные результаты исследования по применению углеводородных паров вместо водяного пара, используемых в качестве отпаривающего агента, показывают увеличение коэффициента массоотдачи

в углеводородных парах в пределах 2,6–3,5 раза. Данная интенсификация процесса ректификации путем применения метода сухой перегонки нефтегазоконденсатных смесей показывает перспективность создания и внедрения его в производство.

ЛИТЕРАТУРА

1. Технология переработки нефти. – Ч. 1. Первичная переработка / под ред. О. Ф. Глаголевой, В. М. Капустина. – М. : Химия, КолосС, 2006. – С. 331–371.
2. Александров И. А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. – Л. : Химия, 1975. – С. 177–208.
3. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа. – Уфа : Гилем, 2002. – С. 453.

4. Флореа О., Смителский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. – М. : Химия, 1971. – С. 257–303.

5. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М. : Химия, 1973. – С. 403–453.

Магомедов Фейзуллои Назируллович, магистр, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазаева, 15.

Абдурахмонов Олим Рустамович, канд. техн. наук, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазаева, 15.

Абдурахмонова Муаттар Рустамовна, ст. преподаватель, Бухарский инженерно-технологический институт, Россия, 200117, Республика Узбекистан, г. Бухара, ул. К. Муртазаева, 15.

Тел: (998-65) 223-61-97

E-mail: azi100@mail.ru

INTENSIFICATION OF MASS TRANSFER DURING SEPARATION OF HYDROCARBON BLENDS BY DRY DISTILLATION

Magomedov Feyzuddin Nazirulovich, Master's degree holder, Bukhara engineering-technological institute. The Republic of Uzbekistan.

Abdurakhmonov Olim Rustamovich, Cand. of Tech. Sci., Bukhara engineering-technological institute. The Republic of Uzbekistan.

Abdurakhmonova Muattar Rustamovna, senior lecturer, Bukhara engineering-technological institute. The Republic of Uzbekistan.

Keywords: oil, gas condensate, rectification, mass exchange, mass transfer coefficient, diffusion, hydrocarbon, steaming agent.

The results of calculations of mass transfer and degree of intensity during the separation of hydrocarbons by distillation are presented.