

УДК 66.01-66.04

**СТРУКТУРНАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ СХЕМЫ ВЫДЕЛЕНИЯ
НАФТАЛИНА НА ОСНОВЕ АНАЛИЗА ФАЗОВЫХ РАВНОВЕСИЙ**

**STRUCTURAL OPTIMIZATION OF THE NAPHTHALINE
DISTILLATION SCHEME BASED ON PHASE EQUILIBRIUM
ANALYSIS**

Романова Н.А., Леонтьев В.С., Хрёкин А.С.

**Санкт-Петербургский горный университет, г. Санкт-Петербург,
Российская Федерация**

N.A. Romanova, V.S. Leotiev, A.S. Khrekin,

Saint-Petersburg Mining University, St. Petersburg, Russian Federation

e-mail: NataR18@gmail.com

Аннотация. В статье проведен анализ наличия, состава и типа азеотропов нафталина с примесями, присутствующими в нафталиновых фракциях, полученных при дистилляции каменноугольной смолы, которые существенно осложняют задачу получения чистого продукта. Наибольшую сложность представляет проблема разделения смеси нафталин – тионафтен.

На основе моделирования парожидкостного равновесия компонентов этих смесей при различных давлениях, проведенного в среде HYSYS с использованием метода UNIFAC, и модели активности NRTL показано, что существуют положительные гомогенные азеотропы: 2,3-ксиленол – нафталин и нафталин – тионафтен. Предсказан тройной азеотроп ксиленол – нафталин – тионафтен. При атмосферном давлении состав азеотропа: ксиленол – 43 % масс., нафталин – 5 % масс., тионафтен – 52 % масс. Температура кипения – 201 °С.

На основе анализа фазовых равновесий предложена унифицированная энергоэффективная схема выделения нафталина на двух колоннах, работающих под разным давлением: первая колонна при остаточном давлении 100 мм Нг, вторая под атмосферным давлением. Определены требуемые режимы и эффективности колонн, обеспечивающие получение товарного продукта с содержанием основного вещества более 99 % из нафталиновых фракций разного состава с минимальными потерями нафталина.

Определены условия для формирования аппаратурно-энергетического блока, когда тепло конденсации верхнего продукта второй колонны используются для обогрева колонны, работающей под вакуумом, что позволяет сократить затраты энергии при выделении нафталина 99 % масс. на 35 % по сравнению с традиционной схемой без увязки тепловых потоков.

Abstract. The research main aim is to analyze the presence, composition and naphthalene azeotropes type with impurities in the naphthalene fractions obtained by the distillation of coal tar. The presence of mentioned impurities significantly complicates the process of obtaining a pure product – naphthalene. The most difficult problem is the separation of naphthalene-thionaphthene mixture.

Based on the simulations of the vapor-liquid equilibrium of the these mixtures components at different pressures, which were carried out in the HYSYS simulation environment using the UNIFAC method and the NRTL activity model, it has been shown that there are positive homogeneous azeotropes of 2,3-xyleneol – naphthalene and naphthalene – thionaphthene. Azeotrope of xyleneol – naphthalene – thionaphthene existence in the mixture was predicted. At atmospheric pressure, the azeotrope composition is presented: xyleneol - 43 mass %, naphthalene - 5 mass % and thionaphthenes - 52 mass %. The boiling point is 201°C.

Based on the analysis of phase equilibria, a unified energy efficient naphthalene separation method was proposed. Scheme consist of two columns, which operate under different pressures: the first column at a residual pressure of 100 mm Hg, the second at atmospheric pressure. The required regimes and efficiency of the columns were determined, ensuring the production of a commercial product with a main substance content of more than 99 % from naphthalene fractions with different composition with minimal loss of naphthalene.

The conditions for the formation of the power-energy unit were determined in order to use the upper product condensation heat in the second column to heat the column operating under vacuum. This principal reduces the energy costs of obtaining the pure naphthalene (99 mass %) by 35 % in comparison with the design scheme without linking the heat fluxes.

Ключевые слова: нафталин, выделение, фазовые равновесия, азеотропы нафталина, ректификация, оптимизация, энергосбережение

Key words: naphthalene, isolation, phase equilibria, naphthalene azeotropes, distillation, optimization, energy conservation

Нафталин относится к органическим соединениям, широко используемым в качестве исходного сырья для различных нефтехимических синтезов. Чаще всего нафталиновая фракция выделяется из каменноугольной смолы, в которой содержание нафталина колеблется в широких пределах. Данный продукт применяется в нефтехимии для производства различных реагентов. В первую очередь получают фталевый ангидрид, который в дальнейшем широко применяется для получения пластификаторов и алкидных смол, также из нафталиновой фракции получают суперпластификаторы бетонных смесей. Та часть нафталина, которая перерабатывается в очищенные виды сортов, предназначена для

производства β -нафтола, полупродуктов органического синтеза. Нафталин высшей степени очистки получают для производства кислот Клеве.

В таблице 1 приведены составы нафталиновых фракций, полученных при дистилляции каменноугольной смолы на различных предприятиях [11], отличающиеся по количеству лимитирующих примесей.

Таблица 1. Составы исходной смеси нафталиновой фракции

Вещество	Состав 1, мас. %	Состав 2, мас. %	Состав 3, мас. %
Вода	0,500		
Ксилол	0,790		
Индан	2,239	2,800	2,700
Инден	0,600		
Индол		0,240	0,200
Фенол	0,355	0,60	0,600
Ксиленол	1,800		
Нафталин	72,000	80,350	88,250
Тионафтен	3,200	3,470	3,350
Хинолин	2,500		
1-метилнафталин	3,342	4,450	1,500
2-метилнафталин	10,110	4,450	1,500
Дифенил	0,500		
Флуорантен	2,064		
Диметилнафталины		2,360	1,200
Основания		0,500	0,700

При переработке нафталиновых фракций ряд примесей, таких как инден, хинолин, тионафтен и некоторые другие, переходит в твердую фазу, вследствие чего не отделяются при прессовании, не всегда отделяются при кристаллизации и загрязняют конечный продукт [1]. Это усложняет получение нафталина, содержащего 97 % масс. и выше основного вещества, и должны быть удалены другими методами, например ректификацией.

На основе анализа литературных данных были сделаны выводы о том, что в первом сырьевом потоке имеют место двойные и тройные азеотропные смеси, упоминаемые в источниках [2-9] и составлена наглядная таблица сведений о наличии и типе бинарных азеотропных смесей в данной сырьевой смеси (таблица 2) [10].

Таблица 2. Сведения о наличии и типе бинарных азеотропных смесей (гом. отр. – гомогенный отрицательный, пол. – положительный, если известно – указана температура кипения смеси)

Компонент	Фенол	О-ксилол	Инден	Нафталин	Хинолин	1-метил-нафталин	2-метил-нафталин	Бифенил	3,4-ксиленол	2,4-ксиленол
Фенол		нет	177 °С пол.	гом. отр.						
О-ксилол	нет			гом. отр.						
Инден	177 °С пол.					244 °С отр.	нет	250 °С пол.	217 °С пол.	
Нафталин	гом. отр.	гом. отр.			нет	гом. отр.	гом. отр.	гом. отр.	217 °С пол.	
Хинолин				Нет		нет	237 °С пол.		175 °С пол.	184 °С пол.
1-метил-нафталин			244 °С отр.	гом. отр.	нет		нет	нет		
2-метил-нафталин			нет	гом. отр.	237 °С пол.	нет				
Бифенил		гом. отр.	250 °С пол.	гом. отр.		нет				
3,4-ксиленол			217 °С пол.		175 °С пол.					
2,4-ксиленол					184 °С пол.					

В источнике [2] говорится о существовании азеотропа 3,4-ксиленол-нафталин и утверждается, что смесь нафталин-тионафтен является близкок кипящей, но не азеотропной.

Информацию о наличии или отсутствии двойных азеотропов нафталин-тионафтен, 2,3-ксиленол-нафталин и тройного азеотропа ксиленол-нафталин-тионафтен в справочной литературе найти не удалось, однако о проблеме разделения этих смесей упоминается в ряде монографий и статей [2-9].

Ввиду отсутствия необходимой информации о существующих в смеси азеотропах, было проведено моделирование парожидкостного равновесия компонентов этих смесей при различных давлениях. Расчет составов жидкой и равновесной с ней паровой фаз (а также их температуры)

проводился при вариации содержания легкокипящего компонента в смеси с шагом в области возможного азеотропа 0,1 % масс.

На рисунках 1 и 2 приведены кривые равновесия, построенные на основе модели активности NRTL (модель расчета пара Ideal) в координатах $t - x, y$ (верхняя кривая соответствует в паровой фазе, нижняя – концентрации y легкокипящего компонента x в жидкой) для пары 2,3-ксиленол–нафталин при нормальном давлении и при вакууме (остаточное давление 100 мм рт.ст.). На рисунке 3 приведена кривая равновесия в координатах $x-y$ для пары 2,3-ксиленол–нафталин при остаточном давлении 100 мм рт.ст.

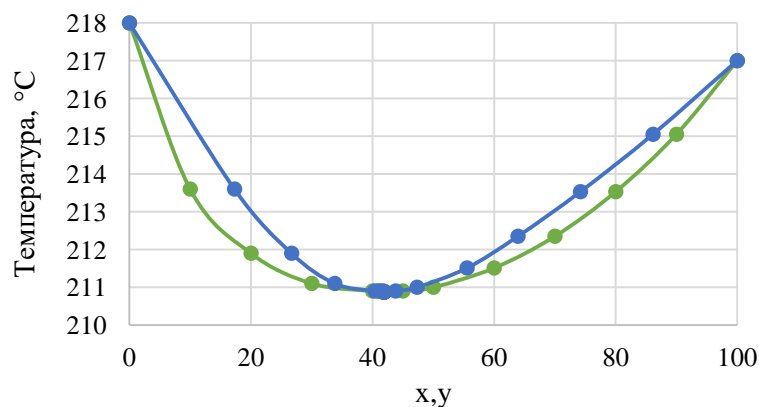


Рисунок 1. Кривые равновесия для пары 2,3-ксиленол–нафталин при нормальном давлении

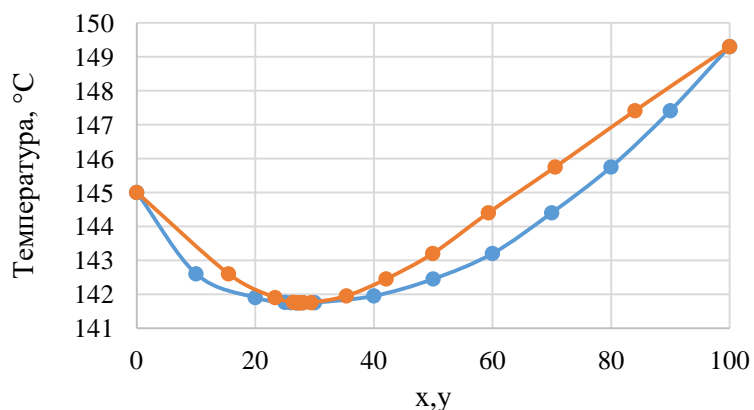


Рисунок 2. Кривые равновесия для пары 2,3-ксиленол–нафталин при остаточном давлении 100 мм рт.ст.

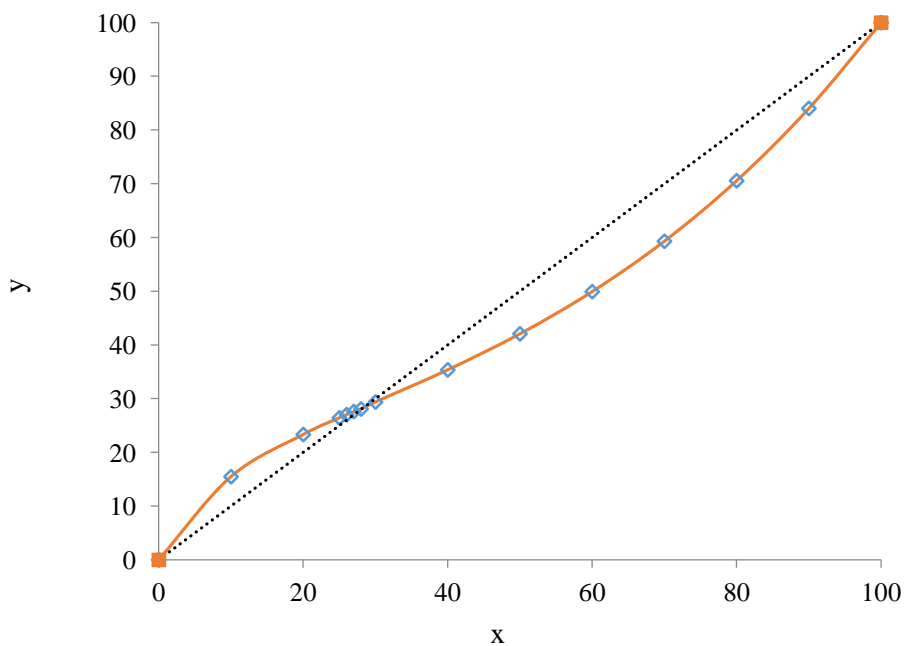


Рисунок 3. Кривая равновесия в координатах $x - y$ для пары 2,3-ксиленол – нафталин при остаточном давлении 100 мм рт.ст.

На рисунке 4 представлены кривые равновесия для пары нафталин-тионафтен при нормальном давлении в координатах $t - x, y$, а на рисунке 5 – в координатах $x - y$.

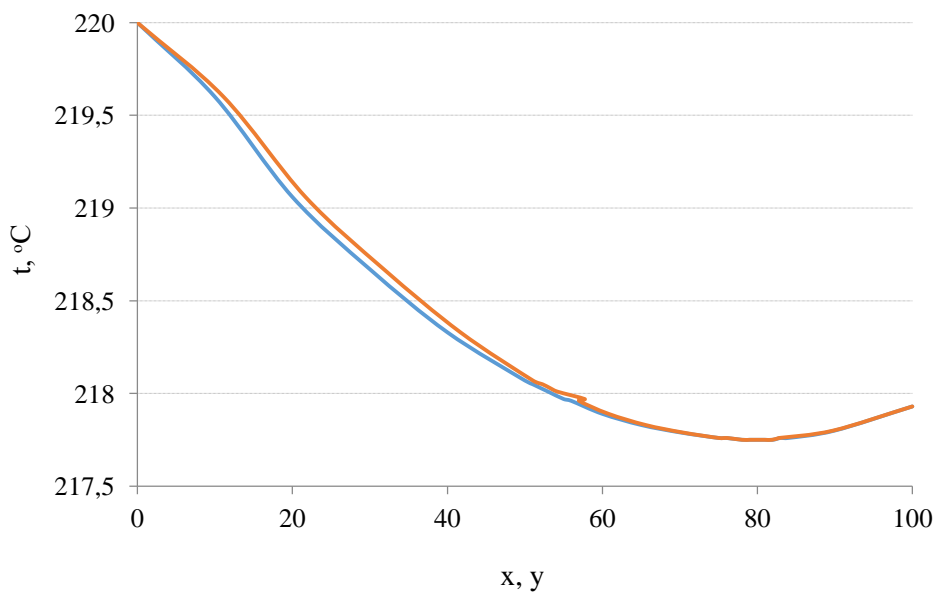


Рисунок 4. Кривые равновесия для пары нафталин – тионафтен при нормальном давлении

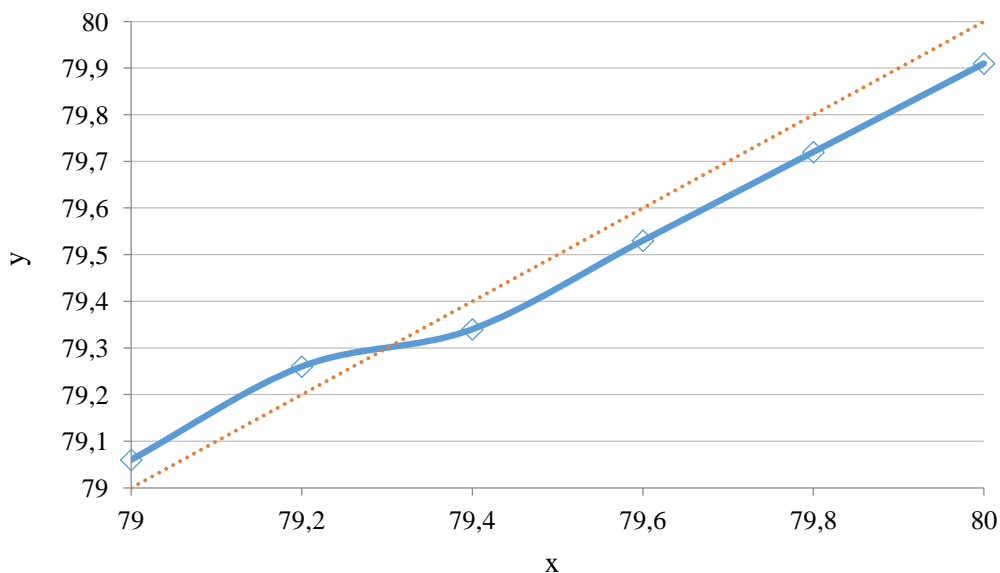


Рисунок 5. Кривая равновесия в координатах $x - y$ для пары нафталин – тионафтен при нормальном давлении

На рисунке 6 представлены кривые равновесия ксиленол-тионафтен при атмосферном давлении.

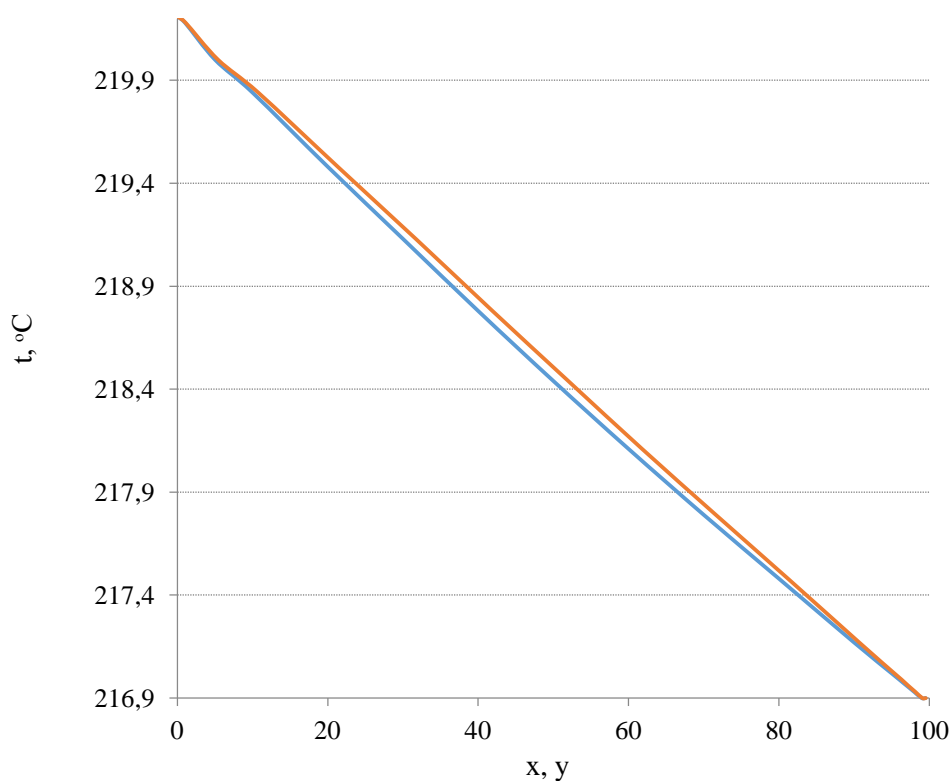


Рисунок 6. Кривые равновесия для пары 2,3-ксиленол – тионафтен при нормальном давлении

Для исследования парожидкостного равновесия (ПЖР) тройной смеси ксиленол-нафталин-тионафтен было проведено моделирование в среде HYSYS с использованием метода UNIFAC и модели активности NRTL. Имитация разделения тройной смеси проводилась в колонне с режимом, близким к режиму полного орошения и эффективностью более 200 теоретических тарелок (т.т.) при вариации давления от атмосферного до Рост. = 100 мм Нг.

Сводные результаты по выявленным азеотропным смесям приведены на круговой диаграмме, стрелки указывают на температуры кипения каждой азеотропной смеси (рисунок 7).

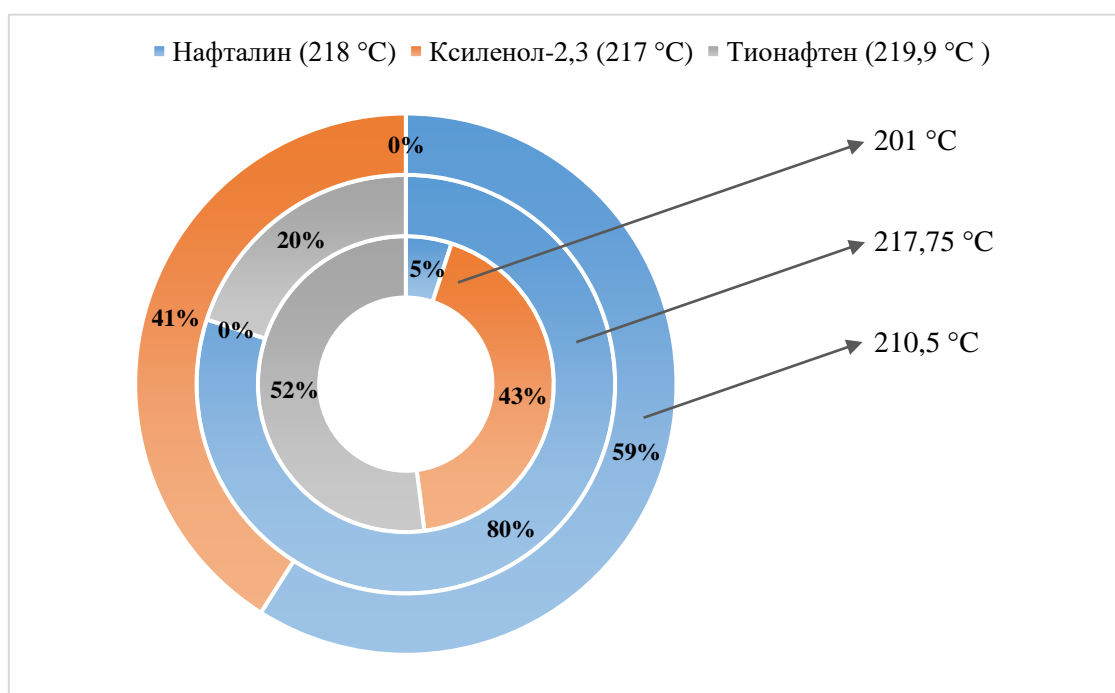


Рисунок 7. Азеотропные смеси и их составы при атмосферном давлении

На основе анализа полученных результатов сделаны следующие заключения:

1) Существует положительный гомогенный азеотроп 2,3-ксиленол – нафталин (рисунок 1). При атмосферном давлении состав азеотропа: ксиленол – 41 % масс., нафталин – 59 % масс. Температура кипения – 210,5 °С. С уменьшением давления (при Рост.= 100 мм Нг) состав

азеотропа значительно изменяется (ксиленол – 27 % масс., нафталин – 73 % масс. Температура кипения – 141,5 °С (рисунки 2, 3).

2) Существует положительный гомогенный азеотроп нафталин-тионафтен (рисунки 4, 5). При атмосферном давлении состав азеотропа: нафталин – 79,3 % масс., тионафтен – 20,7 % масс. Температура кипения – 217,7 °С.

3) Смесь ксиленол-тионафтен не азеотропна (рисунок 6).

4) Существует тройной азеотроп ксиленол-нафталин-тионафтен. При атмосферном давлении состав азеотропа: ксиленол – 43 % масс., нафталин – 5 % масс., тионафтен – 52 % масс. Температура кипения – 201 °С.

Наибольшую сложность представляет проблема разделения смеси нафталин-тионафтен, так как именно тионафтен в наибольшей степени загрязняет очищенный нафталин. «Существует ряд технологий разделения тионафтена и нафталина. Можно выделить несколько способов, описываемых в литературе:

- Метод противоточной жидкостной экстракции с двумя несмешивающимися растворителями. При этом получается нафталин концентрацией 99,7 % и фракция тионафтена с содержанием последнего 13 %. Данный метод является сложным и энергоемким. Его реализация целесообразна только при условии гарантированного сбыта фракции тионафтена.
- Химические методы очистки – хлористым алюминием, металлическим натрием, формальдегидом, а также гидрогенизационная очистка.
- Метод очистки азеотропной ректификацией [3]. Смесь нафталина с тионафтенем можно разделить с применением этиленгликоля в качестве азеотропообразующей добавки.» [10].

Интерес представляет решение проблемы разделения смеси нафталина и тионафтена без использования разделяющего агента, т.к. его наличие

удорожает процесс ректификации и увеличивает стадийность процесса разделения.

В статье [10] была рассмотрена возможность получения нафталина с содержанием основного вещества не менее 97 % масс. путем вакуумной ректификации на одной колонне эффективностью 100 т.т. с боковым отбором товарного продукта, а также на системе двух вакуумных колонн эффективностью 40 т.т. и 100 т.т., работающих последовательно без боковых отборов с получением товарного нафталина в виде кубовой жидкости второй колонны.

Основной проблемой при получении товарного нафталина с содержанием основного вещества более 97 % является его очистка от ксиленола-2,3 и тионафтена, поскольку данные вещества образуют с нафталином азеотропные смеси.

Анализ состава двойных азеотропов (ксиленол-2,3 – нафталин и нафталин – тионафтен), а также тройного азеотропа ксиленол-2,3 – нафталин – тионафтен показывает, что с повышением давления содержание нафталина в данных азеотропах снижается.

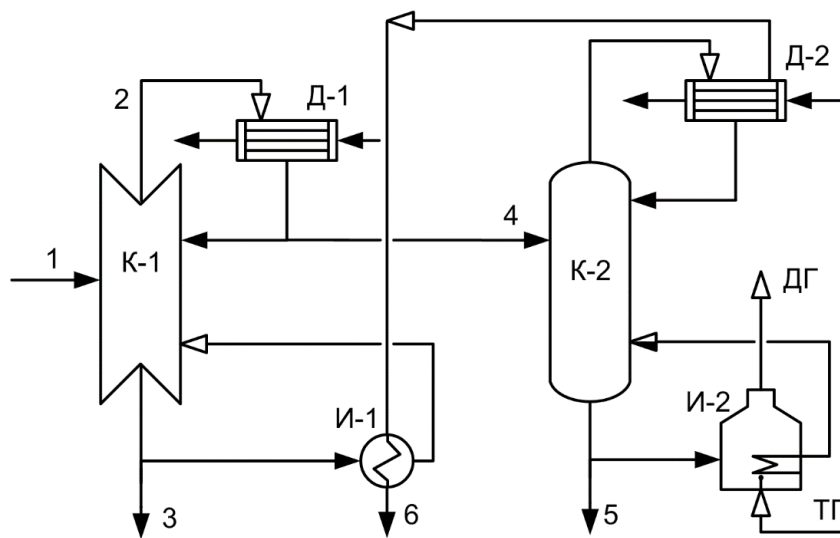
В то же время повышение давления ухудшает условия отделения легколетучих и труднолетучих примесей от нафталина.

Поэтому с целью минимизации потерь нафталина с одновременным обеспечением наиболее благоприятных условий для удаления примесей целесообразно проводить ректификационную очистку нафталина от легко- и труднолетучих примесей, не образующих с нафталином азеотропных смесей, под вакуумом, а удаление 2,3-ксиленола и тионафтена – под атмосферным или повышенным давлением с минимальными потерями нафталина.

Такая двухколонная схема при соответствующем выборе давлений позволит сформировать энергетический блок, когда пары колонны, работающей под повышенным давлением, используются для обогрева кипятильника колонны, работающей под вакуумом.

Путем моделирования процесса выделения нафталина в программной среде HYSYS 7.2 с использованием модели активности NRTL с расчетом бинарных коэффициентов по методу UNIFAC были получены результаты и предложен способ, позволяющий выделить технический нафталин с содержанием основного вещества не менее 97% масс, путем ректификации в двух колоннах, одна из которых работает под вакуумом, а вторая под нормальным давлением.

Предлагаемая схема представлена на рисунке 8.



- К-1 – колонна, работающая под вакуумом;
- К-2 – колонна, работающая под атмосферным давлением;
- И-1 – испаритель первой колонны-конденсатор второй колонны;
- И-2 – испаритель второй колонны;
- Д-1 – дефлегматор первой колонны;
- Д-2 – дефлегматор второй колонны;
- 1 – поток сырья;
- 2 – фракция легколетучих примесей;
- 3 – фракция тяжелокипящих примесей;
- 4 – обогащенная нафталиновая фракция;
- 5 – товарный нафталин;
- 6 – азеотропная фракция;
- ТГ – топочные газы;
- ДГ – дымовые газы

Рисунок 8. Двухколонная блок-схема выделения нафталина со связанными тепловыми потоками

Первая колонна предназначена для отгонки легких углеводородов и удаления в качестве кубового продукта тяжелых углеводородов. При этом недопустимо попадание тяжелых углеводородов в боковой отбор, который представляет собой частично укрепленную нафталиновую фракцию. Кроме того, при принятом давлении верху колонны температура в дефлегматоре будет равной 52 °С, поэтому верхний продукт первой колонны не должен содержать нафталин, который кристаллизуется при температуре 80 °С. Исходя из этого выбирались тарелка питания и тарелка бокового отбора. Температурный профиль первой колонны приведен на рисунке 9. Из рисунка видно, что уже на 1-й теоретической тарелке температура выше 80 °С, что исключает кристаллизацию нафталина, а в дефлегматоре нафталин отсутствует. Следует отметить, что температура кристаллизации легких продуктов, составляющих поток в дефлегматор, ниже, чем 52 °С.

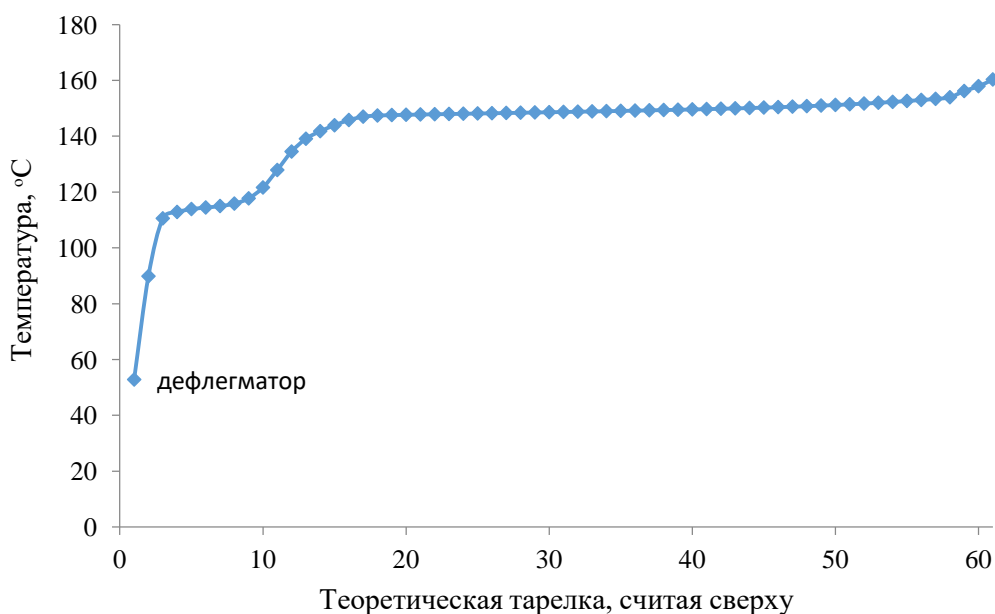


Рисунок 9. Температурный профиль первой колонны

Температуры застывания компонентов дистиллята приведены в таблице 2.

Таблица 2. Температуры кристаллизации компонентов дистиллята первой колонны

Вещество	Температура кристаллизации, °С
Вода	0
Фенол	40,5
Индан	-51
Инден	1,8
О-ксилол	-25,2

Вторая колонна предназначена для выделения товарного нафталина в качестве кубового продукта. Положительный тройной азеотроп отбирается дистиллятом второй колонны.

Основные технологические параметры колонн приведены в таблице 3.

Также была рассмотрена возможность получения нафталина с чистотой не менее 99 % масс. по этой же схеме и проведен анализ изменения энергетических затрат по сравнению с затратами на выделение 97 % нафталина. При этом число тарелок, давление в аппаратах и тарелки питания и бокового отбора оставались неизменными. Из таблицы видно, что энергетические затраты во второй колонне возрастают в 3,7 раза, при неизменных затратах в первой колонне.

Изображенная схема позволяет получить нафталин с концентрацией основного вещества не менее 99 %. С целью снижения энергетических затрат на процесс ректификации предлагается использовать аппаратурно-энергетический блок, позволяющий использовать тепло конденсации верхнего продукта второй колонны для создания парового потока в кубе вакуумной колонны.

Выход товарного нафталина в первом случае составит 82 %, во втором 81 % от потенциального содержания его в исходной фракции.

Таблица 3. Основные технологические параметры колонн

Чистота нафталина	97%		99%	
	Первая колонна	Вторая колонна	Первая колонна	Вторая колонна
Давление вверху, мм рт.ст.	100	760	100	760
Число теоретических тарелок	60	40	60	40
Теор.тарелка питания	57	23	57	23
Флегмовое число	23	15	23	41
Доля отбора	0,04	0,12	0,04	0,14
Температура в кубе, °С	163	220	163	220
Температура вверху, °С	52	193	52	193
Тарелка бокового отбора, считая сверху	19	-	19	-
Температура бокового отбора	139	-	139	-
Энергозатраты, Гкал/т	0,27	0,15	0,30	0,55
Итого Энергозатраты, Гкал/т	0,42		0,85 0,55 *	

*с учетом замкнутого энергетического блока

Выводы

1. На основе расчетов парожидкостного равновесия с использованием модели активности NRTL показано наличие положительного гомогенного азеотропа в паре 2,3-ксиленол-нафталин. При атмосферном давлении состав азеотропа: 2,3-ксиленол – 41 % масс., нафталин – 59 % масс. Температура кипения – 210,5 °С.

2. Выявлен положительный гомогенный азеотроп нафталин-тионафтен. При атмосферном давлении состав азеотропа: нафталин – 79,3 % масс., тионафтен – 20,7 % масс. Температура кипения – 217,7 °С.

3. Предсказан тройной азеотроп ксиленол-нафталин-тионафтен. При атмосферном давлении состав азеотропа: ксиленол – 43 % масс., нафталин – 5 % масс., тионафтен – 52 % масс. Температура кипения – 201 °С.

4. На основе анализа фазовых равновесий предложена энергоэффективная схема выделения нафталина на двух колоннах, работающих под разным давлением, с получением товарного продукта с

содержанием основного вещества более 99 % из нафталиновых фракций разного состава.

5. Формирование аппаратурно-энергетического блока позволит сократить затраты энергии при выделении нафталина 99 % на 35 % по сравнению с линейной схемой.

Список используемых источников

1. Горелова О.М., Григорьева М.Ю. Исследования по созданию экологичной технологии переработки нафталиновой фракции на предприятиях коксохимии // Ползуновский вестник. 2013. № 1. С. 277.

2. Сидоров О.Ф. Современные представления о процессе термоокисления каменноугольных пеков // Кокс и химия. 2002. № 9. С. 35-43.

3. Брон А.Я. Переработка каменноугольной смолы. М.: Металлургия, 1963. 184 с.

4. Лейбович Р.Е., Яковлева Е.И, Филатов А.Б. Технология коксохимического производства. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Металлургия, 1982. 360 с.

5. Харлампович Г.Д., Кауфман А.А. Технология коксохимического производства. М.: Металлургия, 1995. 384 с.

6. Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1983. 304 с.

7. Сулимов А.Д. Производство ароматических углеводородов из нефтяного сырья. М.: Химия, 1975. 304 с.

8. Крюков А.С., Габриелова И.С., Марховская Ж.В., Кива В.Н. Равновесие жидкость – пар в системах бензальдегида, фенолов и нафталина при давлениях ниже 13,3 кПа (100 мм рт. ст.) // Основной органический синтез и нефтехимия: сб. науч. тр. Яросл. политехн. ин-т. Ярославль, 1986. С. 52-55.

9. Соколов В.З., Харлампович Г.Д. Производство и использование ароматических углеводородов. М.: Химия, 1980. С. 281.

10. Романова Н.А., Хрекин А.С., Леонтьев В.С. Выделение нафталина из остатков каменноугольной смолы методом сверхчеткой ректификации // Международный научно-исследовательский журнал. 2017. № 3 (57). Ч. 4, март. С. 80-85.

11. Справочник коксохимика: в 6 т. Харьков: Издательский Дом «ИНЖЭК», 2009. Т. 3: Улавливание и переработка химических продуктов коксования / Под общ. ред. д-ра техн. наук Е.Т. Ковалева. 432 с.

References

1. Gorelova O.M., Grigor'eva M.Yu. Issledovaniya po sozdaniyu ekologichnoi tekhnologii pererabotki naftalinovoi fraktsii na predpriyatiyakh koksokhimii [Research on the Creation of an Environmentally Friendly Technology for the Processing of Naphthalene Fraction at Coking Plants]. *Polzunovskii vestnik – Polzunovskii Herald*, 2013, No. 1, pp. 277. [in Russian].

2. Sidorov O.F. Sovremennye predstavleniya o protsesse termookisleniya kamennougol'nykh pekov [Modern Concepts of the Process of Thermooxidation of Coal-Bearing Peaks]. *Koks i khimiya – Coke and Chemistry*, 2002, No. 9, pp. 35-43. [in Russian].

3. Bron A.Ya. *Pererabotka kamennougol'noi smoly* [Coal Tar Processing]. Moscow, Metallurgiya Publ., 1963. 184 p. [in Russian].

4. Leibovich R.E., Yakovleva E.I., Filatov A.B. *Tekhnologiya koksokhimicheskogo proizvodstva* [Coke Production Technology]. 3-e izd., pererab. i dop. Moscow, Metallurgiya Publ., 1982. 360 p. [in Russian].

5. Kharlampovich G.D., Kaufman A.A. *Tekhnologiya koksokhimicheskogo proizvodstva* [Coke Production Technology]. Moscow, Metallurgiya Publ., 1995. 384 p. [in Russian].

6. Petlyuk F.B., Serafimov L.A. *Mnogokomponentnaya rektifikatsiya. Teoriya i raschet* [Multicomponent Rectification. Theory and Calculation]. Moscow, Khimiya Publ., 1983. 304 p. [in Russian].

7. Sulimov A.D. *Proizvodstvo aromaticheskikh uglevodorodov iz neftyanogo syr'ya* [Production of Aromatic Hydrocarbons from Petroleum Raw Materials]. Moscow, Khimiya Publ., 1975. 304 p. [in Russian].

8. Kryukov A.S., Gabrielova I.S., Markhovskaya Zh.V., Kiva V.N. Ravnovesie zhidkost' – par v sistemakh benzal'degida, fenolov i naftalina pri davleniyakh nizhe 13,3 kPa (100 mm rt. st.) [Liquid-Vapor Equilibrium in Systems of Benzaldehyde, Phenols and Naphthalene at Pressures below 13.3 kPa (100 mm Hg)]. *Sbornok nauchnykh trudov «Osnovnoi organicheskii sintez i neftekhimiya», Yaroslav. polytechnical. in-t.* [Collection of Scientific Works «Basic Organic Synthesis and Petrochemistry», Yarosl. Politekhn. In-t]. Yaroslavl, 1986, pp. 52-55. [in Russian].

9. Sokolov V.Z., Kharlampovich G.D. *Proizvodstvo i ispol'zovanie aromaticheskikh uglevodorodov* [Production and Use of Aromatic Hydrocarbons]. Moscow, Khimiya Publ., 1980, pp. 281. [in Russian].

10. Romanova N.A., Khrekin A.S., Leont'ev V.S. Vydelenie naftalina iz ostatkov kamennougol'noi smoly metodom sverkhchetkoi rektifikatsii [Isolation of Naphthalene from the Remnants of Coal Tar by the Method of Superficial Rectification]. *Mezhdunarodnyi nauchno-issledovatel'skii zhurnal – International Research Journal*, 2017, No. 3 (57), Ch. 4, March, pp. 80-85. [in Russian].

11. *Spravochnik koksokhimiya: v 6 t.* [Coke Handbook: in 6 Vol.]. Khar'kov, Izdatel'skii Dom «INZhEK», 2009. Vol. 3: Ulavlivanie i pererabotka khimicheskikh produktov koksovaniya [Capture and Processing of Chemical Coking Products]. 432 p. [in Russian].

Сведения об авторах

About the authors

Романова Н.А., канд. техн. наук, доцент кафедры «Автоматизация технологических процессов и производств», Санкт-Петербургский горный университет, г. Санкт-Петербург, Российская Федерация

N.A. Romanova, Candidate of Engineering Sciences, Assistant Professor of Technological Process Automation and Production Department, Saint-Petersburg Mining University, St. Petersburg, Russian Federation

e-mail: NataR18@gmail.com

Леонтьев В.С., канд. техн. наук, доцент кафедры «Автоматизация технологических процессов и производств», Санкт-Петербургский горный университет, г. Санкт-Петербург, Российская Федерация

V.S. Leontiev, Candidate of Engineering Sciences, Assistant Professor of Technological Process Automation and Production Department, Saint-Petersburg Mining University, St. Petersburg, Russian Federation

e-mail: VSLeontiev@yandex.ru

Хрёкин А.С., магистрант, кафедра «Автоматизация технологических процессов и производств», Санкт-Петербургский горный университет, г. Санкт-Петербург, Российская Федерация

A.S. Khrekin, Undergraduate Student of Technological Process Automation and Production Department, Saint-Petersburg Mining University, St. Petersburg, Russian Federation

e-mail: khryokin@gmail.com