

Эта часть работы выложена в ознакомительных целях. Если вы хотите получить работу полностью, то приобретите ее воспользовавшись формой заказа на странице с готовой работой:

<https://stuservis.ru/kurosovaya-rabota/441716>

**Тип работы:** Курсовая работа

**Предмет:** Нефтегазовое дело

СОДЕРЖАНИЕ.....	2
ВВЕДЕНИЕ.....	3
1 НАЗНАЧЕНИЕ И ОПИСАНИЕ КОЛОННЫ ОТГОНКИ ТОВАРНОГО МОНОЭТАНОЛАМИНА КН-40.....	5
1.1 Назначение узла.....	5
1.2 Описание технологической схемы.....	7
1.3 Техническая характеристика оборудования (недостатки узла и рекомендации по их устранению).....	11
1.4 Выбор конструкционных материалов.....	12
2 ОПИСАНИЕ УСТРОЙСТВА И РАБОТЫ ИССЛЕДУЕМОГО И ПРОЕКТИРУЕМОГО ОБОРУДОВАНИЯ.....	16
2.1 Описание устройства и работы исследуемого и проектируемого оборудования.....	16
2.2 Принцип работы исследуемого оборудования.....	16
3 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ основного и вспомогательного оборудования.....	18
4 МЕХАНИЧЕСКИЙ РАСЧЁТ основного и вспомогательного оборудования.....	20
5 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОЕКТА.....	23
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	26
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	27

## ВВЕДЕНИЕ

Технология производства этаноламинов основана на реакции окиси этилена и аммиака, а вода выступает в роли катализатора. Продуктами производства являются моноэтаноламин технический, диэтаноламин чистый, триэтаноламин технический и кубовый остаток моноэтаноламина.

Моноэтаноламин технический - прозрачная жидкость с аммиачным запахом, механические примеси отсутствуют. Триэтаноламин технический прозрачная жидкость, возможна опалесценция, от желтого до темно-коричневого цвета. Диэтаноламин представляет собой густую вязкую жидкость или кристаллы желтого цвета. Кубовый остаток моноэтаноламина представляет собой жидкость, допускается опалесценция, цвет от коричневого до темно-коричневого. Современные промышленные способы производства выпускают моноэтаноламы, диэтаноламы и триэтаноламы в примерно одинаковом массовом отношении, как рассчитано в технологии.

Промышленные технологии получения этаноламинов можно разделить на две группы. Первую группу составляют "водные" технологии с использованием окиси этилена и водных растворов аммиака, синтез проводят при температуре 20-2000°C, давление 1-60 атм и соотношении окись этилена: аммиак 1:4-50. Во вторую группу входят технологии с применением окиси этилена и аммиака в количественном соотношении воды от 0,5 до 5 % на катализе.

Ряд инноваций и изменений, позволит улучшить качество выпуска этаноламинов, а именно: применение безводного аммиака; снижение температуры на стадии синтеза, т. к. процесс происходит в реакторе; синтез и отгонка при постоянном давлении; возможность менять состав готового продукта с помощью рецикла моноэтаноламина.

Моноэтаноламин технический находит широкое применение в газовой и нефтяной промышленности для поглощения кислых газов и серосодержащих органических соединений, а также высшего и первого сорта используется в фармацевтике, изготовлении текстиля, лаков и красок, в пластмассах.

Технический триэтаноламин, кубовый остаток моноэтаноламина используется в газоочистных сооружениях для производства чистой углекислоты, в текстильной промышленности, в парфюмерии, производстве цемента, в качестве сырья в органическом синтезе, в резиновой промышленности, в производстве моющих средств.

Диэтаноламин - в органическом синтезе, поглощает вещества серы и прочие кислоты, в качестве реактива в проведении лабораторных аналитических испытаний.

# 1 НАЗНАЧЕНИЕ И ОПИСАНИЕ КОЛОННЫ ОТГОНКИ ТОВАРНОГО МОНОЭТАНОЛАМИНА КН-40

## 1.1 Назначение колонны отгонки товарного моноэтанолamina Кн-40

Для отгонки товарного моноэтанолamina выбрана марка колонки № 40.

Достоверный уровень разделения однородных жидких смесей на отдельные составляющие возможна с применением способа ректификации. Химико-физический смысл процесса ректификации и состав компонентов, разделённой смеси отражает диаграмма, представленная на рисунке 1.

\*Рисунок 1 – Процесс разделения бинарной смеси путём ректификации на диаграмме  $t - x - y^*$

После нагревания исходной смеси, обозначим её состав  $x_1$  до температуры кипения, получаем равновесный пар с жидкостью, примем за точку  $b$ . После отбора и конденсации исследуемого пара имеем жидкость  $x_3$  обогащённую НК ( $x_2 > x_1$ ). После нагревания жидкости до температуры кипения  $t_2$ , исследуем пар в точке  $d$ , после конденсации получим жидкость с составом НК более, чем в предыдущем процессе, обозначим  $x_3$ . Весь цикл процесса испарения жидкости и сопутствующей данному процессу конденсации паров, и на выходе получаем практически чистый НК, представляющий собой дистиллят.

Применив данный способ и паровую фазу  $x_4$ , получаем жидкость по составу практически состоящую из ВК, добившись этого благодаря циклу испарения и конденсации, описанному выше.

Упростив значительно все стадии испарения применим многоступенчатую установку, в первой ступени испарим изначальную смесь. На вторую ступень пустим состав после разделения паров первого этапа, в третьей стадии происходит испарение жидкости от второй стадии, а именно паров. Аналогично может быть организован процесс многократной конденсации, при которой на каждую следующую ступень поступают для конденсации пары, оставшиеся после отделения от них жидкости (конденсата) в предыдущей ступени. При достаточно большом числе ступеней возможно получение жидкой или паровой фазы с высокой концентрацией вещества обогащения. В процентном соотношении итог фазы слишком невелик в сравнении с количеством в исходной смеси. Установки занимают много места и теряют много полезного тепла в окружающую среду, которое в перспективе можно использовать на отопительные цели цехов промышленных объектов или жилых помещений. Также возможно строительство ферм вблизи подобных промышленных комплексов, особенно при получении продукта ректификации из растительного сырья, что облегчает логистику сразу двум предприятиям и приносит совместную выгоду.

Главным аспектом является максимальное использование сырьевых компонентов, рациональное разделение смеси с наиболее полным выходом, что возможно при осуществлении разделения в наиболее компактных аппаратах – ректификационных колоннах.

Технология ректификации основана на нескольких последовательных процессах соприкосновения неравновесной жидкой и паровой фазами, в процессе их взаимного перемещения.

Далее массообмен, сопровождающийся теплообменом приводит систему к равновесному состоянию, к чему стремится последняя. Затем в итоге контактов компоненты занимают такое положение между фазами, при котором пар несколько обогащается НК, а жидкость – ВК. Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси.

1. Малиновский М.С. Окиси олефинов и их производные. –М.: Госхимиздат, 1961 – 551с.
2. Азингер Ф, Химия и технология моноолефинов. ЧМ.: Гос. научно – технич. изд. нефтяной литературы, 1960 – 365с.
3. Шенфельд Н. Поверхностно – активные вещества на основе оксида этилена. –М.: Химия, 1982 – 752с.
4. Пакен А.М. Эпоксидные соединения и эпоксидные смолы. – Л., ленинградское отделение Госхимиздата, 1962 – 963с.
5. Зимаков П.В. Окись этилена. –М.: Гос. Научно – техническое издание химической литературы, 1946 – 240с.
6. Вейганд П. Методы эксперимента в органической химии. - М.: Химия, 1969 – 791с.
7. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Химия, 1987 - 575с.
8. Лощинский А.Л., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры. – Л.: Машиностроение, 1970 – 752с.
9. Кошарский В.Д. Автоматические приборы, регуляторы и вспомогательные системы. – Л.: Машиностроение, 1976 – 484с.
10. Макаров Г.В. Охрана труда в химической промышленности. –М.: Химия, 1989 - 496с.
11. Производство этанолamina: технологический регламент «Оргсинтез».: - Казань, 1990 - 310с.
12. Гринберг Я.И. Проектирование химических производств. – М.: Химия, 1970. – 268 с.

13. Сутягин В.М., Лопатинский В.П., Ляпков А.А. Основы проектирования и оборудование производства полимеров: Учебное пособие. Часть 1. – Томск: Изд. ТПУ, 1998. – 118 с.
14. Сутягин В.М., Лопатинский В.П., Ляпков А.А. Основы проектирования и оборудование производства полимеров: Учебное пособие. Часть 2. – Томск: Изд. ТПУ, 1999. – 114 с.
15. Косинцев В.И. и др. Основы проектирования химических производств: Учебное пособие для вузов. Часть 2. – Томск: Изд. ТПУ, 2000. – 208 с.
16. Рудин М.Г., Смирнов Г.Ф. Проектирование нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. – Л.: Химия, 1984 – 256 с.
17. Генкин. А.Э. Оборудование химических заводов: Учебник для техникумов. – М.: Высшая шк., 1970. – 352 с.
18. Домашнев А.Д. Конструирование и расчет химических аппаратов. – М.: Машгиз, 1961. – 350 с.
19. Рейхсфельд В.О., Шейн В.С., Ермаков В.И. Реакционная аппаратура и машины заводов основного органического синтеза и синтетического каучука: Учебное пособие для вузов. 2-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1985. – 264 с.
20. Смирнов Н.Н., Волжинский А.И. Химические реакторы в примерах и задачах. – Л.: Химия, 1977. – 264 с.
21. Иванов Г.Н., Сутягин В.М. Основные методы расчета химических реакторов: Учебное пособие. – Томск.: Изд. ТПИ, 1986. – 89 с.
22. Беркман Б.Е. Основы технологического проектирования производств органической химии. – М.: Химия, 1970. – 380 с.
23. Денбиг К.Г. Теория химических реакторов /Перевод с англ./ Под ред. Н.М.Жаворонкова. – М.: Наука, 1968. – 192 с.
24. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического нефтехимического синтеза: Учебник. – М.: Химия, 1971. – 840 с.

*Эта часть работы выложена в ознакомительных целях. Если вы хотите получить работу полностью, то приобретите ее воспользовавшись формой заказа на странице с готовой работой:*

<https://stuservis.ru/kursovaya-rabota/441716>