

МИНОБРНАУКИ РОССИИ  
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
**«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ  
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»**

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности

**Разработка ректификационной установки для выделения товарного  
метанола в процессе одностадийного синтеза.**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

студента (ки) 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

код и наименование направления, специальности

Института химии

Гришина Егора Алексеевича

Научный руководитель

К.Х.Н., доцент

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

И.А. Никифоров

инициалы, фамилия

Заведующий кафедрой

д.х.н., профессор

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2021

## Введение

Выделением чистых компонентов из их смесей занимались еще с самых древних времён, в частности, для выделения спирта. В связи с увеличением потребности в качества товарной продукции и расширении ассортимента встал вопрос о появлении новых технологических решений. В настоящее время ректификация является одним из важнейших технологических процессов алкогольной, фармацевтической, пищевой, химической промышленности и других процессов, и является разновидностью перегонки.

Метанол является одним из важнейшим продуктом и сырьём в химической промышленности. Его используют в различных отраслях: фармакология, синтез полимеров, нефтепереработка и создание топлив в частности. В некоторых странах метанол используют как для полной или частичной замены топлива для автомобилей.

В настоящее время на многих установках ректификации процесс разделение идет нечетко. Получаемые продукты не соответствуют требуемому фракционному составу. На степень разделения влияет множество факторов, взаимосвязь которых очень сложна. Именно из-за этого *актуальной задачей* является непрерывное повышение эффективности существующих на производстве колонн путём отладки технологического режима и проектирование новых колонн за счет изменения конструкции.

Целью данной работы является исследование влияния различных параметров на работу РК для выделения метанольной фракции и разработка более совершенной установки.

Задачами данной работы являются:

1) изучение теории ректификации, проведение литературного обзора предложений по увеличению эффективности работы колонн;

2) исследование режимов работы колонны выделения метанольной фракции и выявление оптимального режима. **Целью бакалаврской работы** является разработка ректификационной установки для выделения товарного метанола в процессе одностадийного синтеза.

Для достижения поставленной цели были поставлены следующие **задачи**: изучить современную научную литературу и статьи в области разделения многокомпонентных смесей, а также произвести материальный расчёт.

**Структура и объем работы.** ВКР состоит из шести глав: «теоретические основы ректификации», «синтез метанола», «основные конструкции внутреннего устройства аппарата», «моделирование установки», «Проектный расчет».

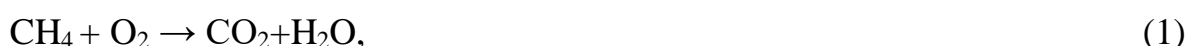
## Основное содержание работы

**Теоретические основы ректификации.** Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров. Процесс осуществляется путем контакта потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в колонных аппаратах. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно легколетучий, или низкокипящий, компонент (НК), которым обогащаются пары, а из паров конденсируется преимущественно труднолетучий, или высококипящий, компонент (ВК), переходящий в жидкость. Такой двухсторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить в конечном счете пары, представляющие собой почти чистый НК. Эти пары после конденсации в отдельном аппарате образуют дистиллят (ректификат) и флегму – жидкость, возвращаемую для орошения колонны и взаимодействия с поднимающимися парами. Пары получают путем частичного испарения снизу колонны остатка, являющегося почти чистым ВК

**Синтез метанола.** Современное производство метанола из монооксида углерода и водорода впервые было осуществлено в Германии компанией BASF в 1923 году. Процесс проводился под давлением 10—35 МПа на цинк-хромовом катализаторе ( $ZnO/Cr_2O_3$ ) при температуре 320—450 °С. Впоследствии распространение получил синтез метанола на медьсодержащих катализаторах, промотированных цинком, хромом и др., при 200—300 °С и давлении 5—10 МПа, разработанный в Англии

Реакция протекает в две стадии:

1) Горение метана:



2) Реакции паровой и углекислотной конверсии метана:



**Одностадийный синтез метанола.** При помощи меднообменного цеолита в проточном реакторе при 490 К предполагаются следующие реакции:



**Основные технологические схемы для проведения разрабатываемого процесса.** Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: при атмосферном давлении, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением больше атмосферного (для разделения смесей, являющихся газообразными при нормальных температурах).

**Непрерывная ректификация.** Для непрерывной ректификации необходимо организовать нисходящий поток жидкости и восходящий поток пара. Исходная смесь подается в то место колонны, которое называется тарелкой питания (питающей тарелкой), которая присутствует как в тарельчатой, так и в насадочной колонне. Эта тарелка делит колонну на две части – верхнюю укрепляющую и нижнюю – исчерпывающую. В укрепляющей – обогащение поднимающихся паров низкокипящего компонента (НК). В исчерпывающей – удаление или исчерпывание НК. Точка ввода исходной смеси относится к нижней части ректификационной колонны. Исходная смесь с расходом  $F$  поступает на тарелку питания колонны при температуре обычно равной температуре кипения, для того, чтобы снизить тепловую нагрузку на колонну. В ректификационной колонне происходит взаимодействие между стекающей сверху жидкостью и восходящим потоком пара. На элементе насадки или на тарелке перегретый по сравнению с жидкостью пар частично конденсируется, причем в жидкость переходит преимущественно ВК, содержание которого в поступающем паре выше равновесного с составом жидкости на контактной

поверхности. При конденсации пара выделяется тепло, которое приводит к кипению жидкости и частичному испарению, причем в пар переходит преимущественно НК.

Пар поступает в колонну снизу из кипятильника и представляет собой почти чистый ВК. По мере движения вверх по колонне пар все более обогащается низкокипящим компонентом и на выходе из колонны представляет собой почти чистый НК. Пары конденсируются в дефлегматоре, охлаждаемом водой, затем разделяются на 2 потока: дистиллят с расходом  $P$  направляется в сборник, а флегма с расходом  $\Phi$  возвращается обратно в колонну. Флегма, представляющая собой почти чистый НК, подается на верх ректификационной колонны для обеспечения нисходящего потока жидкости, включающего затем поток исходной смеси. Жидкость стекая по колонне и взаимодействуя с паром, все более обогащается ВК, конденсирующимся из пара. Выходящий снизу из колонны поток жидкости делится на 2 части: одна часть – кубовый остаток с расходом  $W$  - направляется в сборник кубового остатка, вторая - поступает в кипятильник, где испаряется. Полученный пар, представляющий собой почти чистый ВК, поступает снизу в колонну и обеспечивает восходящий поток пара в колонне.

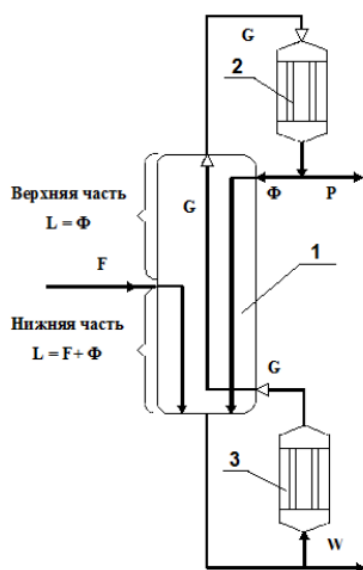


Рисунок 1 – Схема ректификационной колонны.

1 – Ректификационная колонна, включающая верхнюю (укрепляющую) и нижнюю (исчерпывающую) части; 2 – дефлегматор; 3 – кипятильник.

**Моделирование установки.** Для проведения моделирования была разработана модельная смесь.

Таблица 1 – состав исходной смеси.

	Кмоль/ч
Метанол	1160
Вода	1100
Этанол	50
Формальдегид	1050

Для выполнения технологического расчета в качестве исходных данных были подобраны параметры химико – технологического процесса:

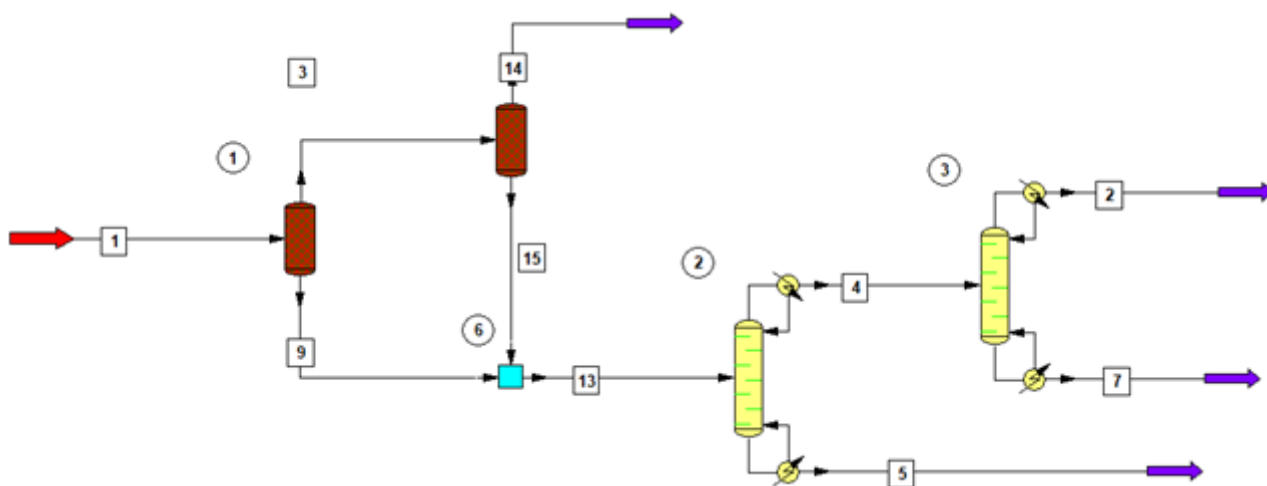


Рисунок 2 – Модель установки выделения метанола

В сепараторах 1 происходит предварительная отгонка формальдегида. В колонне 2 смесь разделяется на спирты и воду. В колонне 3 из смеси спиртов выделяем товарный метанол.

Давление в колонне = 100 кПа

**Расчёт колонны 2.** Для достижения наибольшей производительности и наименьшей концентрации воды в расходе верха колонны были определены значения флегмового числа, количество теоретических тарелок, номер тарелки питания и тепловая нагрузка кипятильника.

- $\Phi\text{Ч} = 1,9$

- ЧТТ = 16
- НПТ = 8
- ТНК = 148000 МДж/ч

**Расчёт колонны 3.** Для достижения наибольшей производительности и наименьшей концентрации метанола в расходе верха колонны были определены значения флегмового числа, количество теоретических тарелок, номер тарелки питания и тепловая нагрузка кипятильника.

- ФЧ = 12,3
- ЧТТ = 50
- НПТ = 21
- ТНК = 580000 МДж/ч

Давление в колонне = 50 кПа

**Расчёт колонны 2.** Для достижения наибольшей производительности и наименьшей концентрации воды в расходе верха колонны были определены значения флегмового числа, количество теоретических тарелок, номер тарелки питания и тепловая нагрузка кипятильника.

- ФЧ = 1
- ЧТТ = 17
- НПТ = 9
- ТНК = 105000 МДж/ч

**Расчёт колонны 3.** Для достижения наибольшей производительности и наименьшей концентрации метанола в расходе верха колонны были определены значения флегмового числа, количество теоретических тарелок, номер тарелки питания и тепловая нагрузка кипятильника.

- ФЧ = 5
- ЧТТ = 72
- НПТ = 37
- ТНК = 270000 МДж/ч



**Проектный расчёт.** Проектный расчёт подразумевает уточнение размеров колонн и на основе результатов производится выбор параметров в соответствии со стандартами. В данной работе были уточнены: количество действительных тарелок, расстояние между тарелками, внутренний диаметр колонны, высота колонны.

При давлении в колонне = 100 кПа

Колонна 2

- ЧДТ = 27 шт.
- Расстояние между тарелками = 0,6 м.
- Внутренний диаметр колонны = 5 м.
- Высота колонны = 18,6 м.

Колонна 3

- ЧДТ = 62 шт.
- Расстояние между тарелками = 0,6 м.
- Внутренний диаметр колонны = 10 м.
- Высота колонны = 42,1 м.

При давлении в колонне = 50 кПа

Колонна 2

- ЧДТ = 28 шт.
- Расстояние между тарелками = 0,6 м.
- Внутренний диаметр колонны = 7 м.
- Высота колонны = 19,2 м.

Колонна 3

- ЧДТ = 90 шт.
- Расстояние между тарелками = 0,6 м.
- Внутренний диаметр колонны = 8 м.
- Высота колонны = 61,4 м.

## Заключение

Было проведено моделирование и проектный расчёт для выделения товарного метанола в процессе одностадийного синтеза. Эта установка способна производить технический метанол марки А в количестве  $886,9 \text{ т/сут} = 323713,5 \text{ т/г}$ . Концентрация метанола в продукте составляет  $99,999\%_{\text{мас}}$ , что даже больше чем требует ГОСТ для марки А ( $99,95\%_{\text{мас}}$ ). При этом были соблюдены требования по примесям в товарном продукте, содержание этанола  $< 0,001\%_{\text{мас}}$  при норме не более  $0,01\%_{\text{мас}}$ .

Исходя из результатов расчёта приходим к выводу, что можно получать товарный метанол как при 100 кПа, так и при 50 кПа. Принципиальная разница между этими величинами заключается в том, что при почти давлении требуется примерно в два раза больше тепла чем для 50 кПа. Но при этом высота колонны для получения товарного метанола при 50 кПа в на треть выше чем у колонны работающей при 100 кПа.