

Министерство образования и науки Российской Федерации
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ «САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г. ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности

**Оптимизация технологической схемы ректификации этан-пропановой
фракции**

АВТОРЕФЕРАТ
ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ БАКАЛАВРА

студентки 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

Института химии

Самгиной Татьяны Андреевны

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

Цель работы: расчет оптимальных режимов работы колонны разделения изобутан-бутановой фракции установки ЦГФУ. Актуальность работы заключается в необходимости повышения качества целевых фракций при разделении ШФЛУ.

Существует большое количество ректификационных типов колонн, они разнообразны. Есть более простые колонны, такие как насадочные и представляются технологам дешёвыми.

В рамках данной работы проведён расчёт тарельчатого типа колонны.

Для обоснованного выбора оптимальной колонны необходимо произвести следующие расчёты:

- Определить диаметр тарельчатой ректификационной колонны;
- Определить высоту тарельчатой ректификационной колонны;

Выпускная квалификационная работа бакалавра Самгиной Татьяны Андреевны "Оптимизация технологии разделения изобутан-бутановой фракции" представлена на 45 страницах и состоит из двух глав.

Глава 1 - Литературный обзор ;

Глава 2 - Технологическая часть.

Основное содержание работы. В *первой главе* выпускной квалификационной работы осуществлён поиск литературных данных об устройстве и разновидностях ректификационных аппаратов, а также найдены в источниках и представлены основные процессы разделения лёгких углеводородных смесей.

Ректификация известна с начала XIX века как один из важнейших технологически процессов главным образом спиртовой и нефтяной промышленности. В настоящее время ректификацию все шире применяют в самых раз-

личных областях химической технологии, где выделение компонентов в чистом виде имеет весьма важное значение (в производства органического синтеза, изотопов, полимеров, полупроводников и различных других веществ высокой чистоты).

В данной литературе приведены примеры устройств ректификационных аппаратов. 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). В ректификационных установках используют главным образом аппараты двух типов: насадочные и тарельчатые ректификационные колонны. Кроме того, для ректификации вакуумом применяют пленочные и роторные колонны различных конструкций.

Рассмотрены газофракционирующие установки. Для разделений смеси газов на индивидуальные компоненты применяются следующие процессы: ректификация, компрессия, конденсация, адсорбция. На газофракционирующих установках (ГФУ) эти процессы комбинируются в различных сочетаниях. Перспективой процесса является модернизация оборудования, улучшения качества продукции, снижение энергоёмкости. На таких установках происходит разделение ШФЛУ на составляющие ее компоненты – индивидуальные углеводороды. Из ШФЛУ в процессе газофракционирования могут получаться различные продукты. Это может быть пропан или бутан, а также смесь пропан-бутана (ее называют СПБТ, или смесь пропана-бутана технических). СПБТ — наиболее распространенный вид сжиженных газов — именно в этом виде этот продукт поставляется населению, промышленным предприятиям и отправляется на экспорт.

Процессы газофракционирования предназначены для получения из нефтезаводских газов индивидуальных низкомолекулярных углеводородов C1-C6 (как предельных, так и непредельных, нормального или изостроения)

или их фракций высокой чистоты, являющихся компонентами высокооктановых автобензинов, ценным нефтехимическим сырьем, а также сырьем для процессов алкилирования и производств метил-трет-бутилового эфира и т. д.

Таким образом в первой главе выпускной квалификационной работы рассмотрены процессы переработки ШФЛУ, а так же представлены наиболее популярные типы ректификационных колонн тем самым подтверждена актуальность переработки данной фракции соответственно и темы. Особое внимание уделено контактными устройствам процесса ректификации, описаны различные вариации конструкций колонн с различными контактными устройствами, выявлено то, что тарельчатые и насадочные аппараты наиболее популярные и эффективные, тем самым подтверждена актуальность разработки оптимальной установки процесса ректификации.

Во второй главе выпускной квалификационной работы указаны основные технические параметры (давление в колонне, температура укрепляющей и исчерпывающей части колонны, исходное количество изобутана и бутана), приведена технологическая схема. Выполнены следующие расчёты:

- Расчёт диаметра тарельчатой колонны;
- Расчёт высоты тарельчатой колонны;

Для расчёта диаметров и высот колонн необходимо произвести расчёты описанные ниже. Основным источником расчётной части.

Рассчитан материальный баланс процесса. Произведён расчёт флегмового числа.

Расходы продуктов (дистиллята и кубового остатка) определяются из уравнений материального баланса для колонны по всей смеси.

$$G_F = G_D + G_W, \quad (1)$$

где G_F, G_D, G_W – расходы исходного сырья, дистиллята и кубового продукта

и по легколетучему компоненту, т/ч.

Определение количества исходной смеси и остатков при совместном решении уравнений материального баланса колонны по веществу и по низкокипящему компоненту:

$$G_F \cdot \bar{x}_F = G_D \bar{x}_D + G_W \bar{x}_W$$

где $\bar{x}_F, \bar{x}_D, \bar{x}_W$ – массовые доли легколетучего компонента (низкокипящего) в исходной смеси, дистилляте и кубовом остатке:

$$G_D = G_F - G_W,$$

$$G_F \cdot \bar{x}_F = (G_F - G_W) \cdot \bar{x}_D + G_W \cdot \bar{x}_W,$$

$$G_F \cdot \bar{x}_F - G_F \bar{x}_D = G_W \cdot \bar{x}_W - G_W \bar{x}_D,$$

Рабочее (оптимальное) флегмовое число R определяет нагрузки ректификационной колонны по пару и по жидкости и наряду с производительностью колонны обуславливает геометрические размеры колонного аппарата и затраты теплоты на проведение процесса.

Исходным при выборе рабочего флегмового числа является минимальное его значение R_{\min} .

R_{\min} определяется по формуле [Иоффе]:

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f}{y_f - x_f} = 3,14$$

Для расчёта объёмных расходов пара и жидкости насадочных и тарельчатых колонн используют следующую последовательность:

Средний молярный состав жидкости для верхней и нижней части колонны:

$$x_{cp} = \frac{x_F + x_D}{2}, \quad (2)$$

Средние концентрации пара для верхней и нижней части колонны определяются из уравнений рабочих линий:

$$y_{cp} = \frac{y_F + y_D}{2} \quad (3)$$

Средние массы и плотность пара для верхней и нижней части колонны:

$$M_{cp} = M_{\text{бутана}} \cdot y_{cp} + M_{\text{изобутана}}(1 - y_{cp}), \quad (4)$$

Масса дистиллята:

$$M_D = x_D \cdot M_{\text{бутана}} + (1 - x_D) \cdot M_{\text{изобутана}}$$

Массовый расход пара в колонне:

$$G_m = \frac{G_D}{M_D} \cdot (1 + R) \cdot M_{cp}, \quad (5)$$

Объёмный расход пара в колонне:

$$V = \frac{G_m}{\rho_{cp}} \quad (6)$$

V-объёмный расход пара в колонне ($\text{м}^3/\text{с}$); G_m -массовый расход пара в колонне ($\text{кг}/\text{ч}$); ρ_{cp} -плотность пара в колонне($\text{кг}/\text{м}^3$).

Молярный состав жидкости для верхней и нижней части колонны:

$$M_{cp} = M_{\text{бутана}} \cdot x_{cp} + M_{\text{изобутана}}(1 - x_{cp}) \quad (7)$$

Средняя плотность жидкости в верхней и нижней части колонны:

$$\rho_{ж} = \rho_{\text{НКВ}} \cdot x_{cp} + \rho_{\text{ВКВ}} \cdot (1 - x_{cp}), \quad (8)$$

где ($\rho_{\text{НКВ}}$ и $\rho_{\text{ВКВ}}$ – плотности высоко и низкокипящего компонентов, $\rho_{\text{НКН}}$ и $\rho_{\text{ВКН}}$ – плотности высоко и низкокипящего компонентов).

Объёмный расход жидкости для верхней и нижней части колонны:

$$V_{ж} = \frac{G_D R}{\rho_{ж} 3600}, \quad (9)$$

Скорость пара и диаметр для тарельчатых ректификационных колонн.

Допустимая оптимальная скорость пара в тарельчатой колонне рассчитывается отдельно для верхней и нижней части колонны по формуле

$$\omega_{\Pi} = C \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{\Pi}}} \quad (10)$$

где C - коэффициент, зависящий от конструкции тарелок и расстояния между тарелками, рабочего давления и нагрузки по жидкости.

Принимаем расстояние между тарелками $h = 600$ мм. По находим C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок.

Диаметр колонны рассчитывается для верхней и нижней части:

$$D_{\varepsilon} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3,14 \cdot \omega_n}}, \quad (11)$$

Исходя, из этого диаметра рассчитываем скорости

Для верхней и нижней части колонны:

$$\omega_n^g = \frac{V}{0,785 \cdot D_k^2}, \quad (12)$$

Высота тарельчатых ректификационных колонн.

Высота колонны:

$$H = H_T + h_1 + h_2, \text{ где} \quad (13)$$

$$H_T = (N_d - 1) \cdot h, \quad (14)$$

H - высота тарельчатой (рабочей) части колонны, м;

h - расстояние между тарелками, м;

N_d - число действительных тарелок;

h_1 - высота сепарационной части над верхней тарелкой, м;

h_2 - расстояние от нижней тарелки до днища колонны, м.

Значения h_1 и h_2 выбрать в соответствии с практическими рекомендациями в зависимости от диаметра колонны.

Расчёт диаметра тарельчатой и насадочной колонн дал следующие результаты:

- массовый расход пара в колонне $G_m = 231912$ (верх) и 231912 (низ) кг/ч;
- объёмный расход пара в колонне $V_y = 5,5$ (верх) и $5,7$ (низ) м³/с;

- объёмный расход жидкости в колонне $V_{ж}=0,22$ (верх) и $0,24$ (низ) $м^3/с$;
- скорость пара в тарельчатой колонне $W_{п}=1,32$ (верх) и $1,37$ (низ) $м/с$;
- диаметр колонны $D=2,3$ метра;
- высота колонны $H=42$ метра.

Заключение

Проведён расчёт ректификационной колонны для работы в составе ГФУ блока разделения изобутан-бутановой фракции. Установлено, что для обеспечения заданной эффективности разделения требуется тарельчатая колонна с характеристиками диаметр 2300 мм и высотой 42 метра.