

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

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности

**Влияния изменения обвязки ректификационных колонн установки АВТ
выход фракций**

АВТОРЕФЕРАТ МАГИСТЕРСКОЙ РАБОТЫ

студента 2 курса 252 группы

направления 18.04.01 «Химическая технология»

Института Химии

Гриценко Алексея Вячеславовича

Научный руководитель

к.х.н., доцент

И.А. Никифоров

Заведующий кафедрой

д.х.н., профессор

Р.И. Кузьмина

Саратов 2022

ВВЕДЕНИЕ

Разделение нефти на фракции является основным процессом нефтепереработки, эффективность ректификации во многом определяет экономические показатели производства, ускорение и улучшение этого процесса является одной из главных задач рационального использования ресурсов. На данный этап развития нефтеперерабатывающей промышленности имеются множество инновационных решений и модернизаций технологии и оборудования, но ни один нефтеперерабатывающий завод (НПЗ) не может обойтись без установки атмосферной-вакуумной трубчатки (АВТ) – головного процесса нефтепереработки, от которой зависит работа всех вторичных процессов.

Актуальность выбранной темы заключается в том, что в настоящее время многие НПЗ на установках АВТ используют стандартную схему ректификации нефти с выводом легких фракций с верха колонны К-1 и основной разгонки в атмосферной колонне К-2 поток к которой забирается с куба колонны К-1. В рассмотренном нами варианте появляется дополнительный поток в атмосферную колонну К-2 из дополнительной глухой тарелки колонны К-1 с целью увеличить чёткость разделения фракций во второй колонне.

Целью данной выпускной квалификационной работы является исследование влияния изменения обвязки ректификационных колонн установки АВТ на выход фракций на модели двухколонного процесса ректификации нефти используемой в блоке атмосферной перегонки.

Задачи для достижения поставленной цели: изучить теорию ректификации; изучить подробно влияние на чистоту фракции при отборе по высоте колонн из литературы; Оценить модели расчета процесса ректификации многокомпонентной смеси; изучить регламент НПЗ и на его основе провести моделирование установки АВТ; исследовать новую обвязку установки АВТ влияние её на выход фракций и на их чистоту.

Магистерская работа Гриценко Алексей Вячеславович на тему «Влияния изменения обвязки ректификационных колонн установки АВТ на выход фракций» представлена на 57 странице и состоит из двух 3 глав:

1 – ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

2 – ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

3 – Вывод

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В первой главе описываются основы процесса ректификации и влияния различных факторов на выход дистиллятных фракций.

Ректификация — распространенный в химической и нефтегазовой технологии массообменный процесс, осуществляемый в ректификационных колоннах — путем неоднократного противоточного контактирования паров и жидкости.

Ректификация — распространенный в химической и нефтегазовой технологии массообменный процесс, осуществляемый в ректификационных колоннах — путем неоднократного противоточного контактирования паров и жидкости. Контактное взаимодействие потоков пара и жидкости может протекать непрерывно или ступенчато. При взаимодействии противоточных потоков пара и жидкости на каждой ступени контактирования между ними протекает тепло и массообмен, обусловленные стремлением системы к состоянию равновесия. В результате любого контакта, компоненты перераспределяются меж фазами: пар несколько обогащается низкокипящими, а жидкость высококипящими компонентами. При довольно долгом контакте и высокой эффективности контактной установки пар и жидкость, уходящие из тарелки либо слоя насадки, могут достичь состояния равновесия, то есть температуры потоков станут равными и при данном их составе станут связаны уравнениями равновесия. Подобный контакт жидкости и пара, завершающийся достижением фазового баланса, общепринято именовать равновесной ступенью, либо теоретической тарелкой. Подбирая количество

контактных ступеней и параметры процесса можно гарантировать любую требуемую четкость фракционирования нефтяных смесей.

Колонны могут быть полными и неполными. простыми и сложными. Простая полная ректификационная — колонна в соответствии с рисунком. 1.2. Исходная смесь с определенным расходом F поступал в среднюю часть колонны. Точка ввода сырья делит колонну на две части: верхнюю - укрепляющую и нижнюю - исчерпывающую или отгонную.

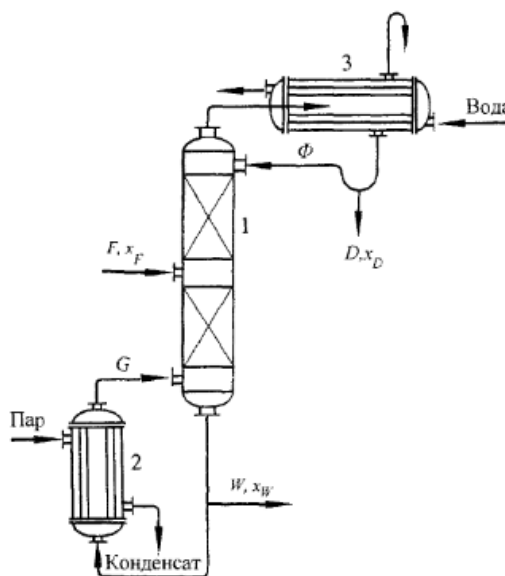


Рисунок 1.1 Схема ректификационной установки с полной колонной.

В нижней секции колонны установлен ребойлер 2. предназначенный для генерации пара. Отношение потока пара G , поступающего из испарителя в колонну к количеству кубового остатка W отбираемого в виде продукта. называется паровым числом:

$$П = \frac{G}{W}. (1.1)$$

Образовавшийся пар движется по колонне вверх и конденсируется в конденсаторе 3. Чтобы обеспечить противоток пара и жидкости в укрепляющей секции колонны, часть жидкости Φ из конденсатора 3 возвращается в колонну в виде жидкого орошения - флегмы. Остальная часть

жидкости отбирается в виде верхнего продукта - дистиллята D . Отношение потоков флегмы Φ к потоку дистиллята D называют флегмовым числом:

$$R = \frac{\Phi}{D}. (1.2)$$

В виде дистиллята выделяются низкокипящие компоненты с минимальным содержанием высококипящих, в виде кубовой жидкости — высококипящие компоненты с минимальным содержанием низкокипящих.

Нижняя и верхняя секции полной колонны могут работать и отдельно друг от друга, как самостоятельные укрепляющие и отгонные колонны в соответствии с рисунком 1.3. Такие колонны называют неполными. В случае бинарных смесей они позволяют практически в чистом виде получать только один из компонентов смеси: отгонная - высококипящий компонент (ВК), а укрепляющая - низкокипящий компонент (НК).

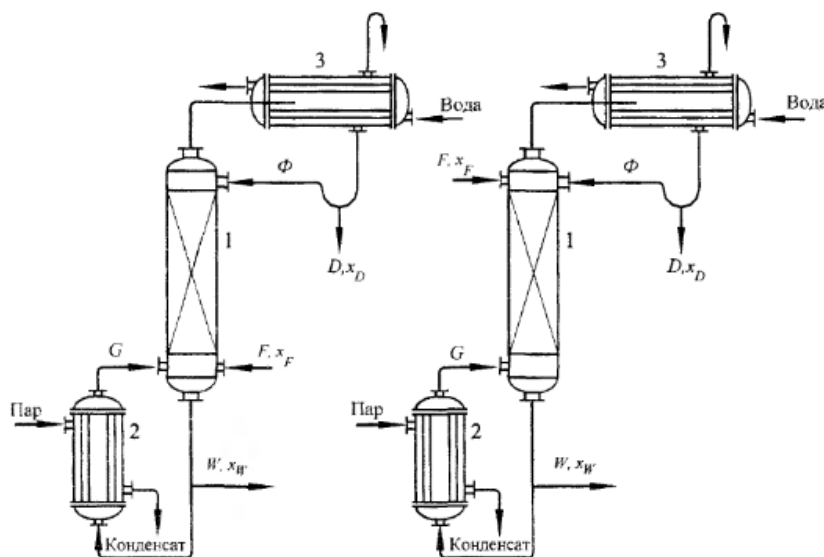


Рисунок 1.2 Схема ректификационной установки с укрепляющей (а) и отгонной (б) колоннами.

По принципу действия ректификационные установки делятся на периодические и непрерывные. В установках периодического действия разделяемая смесь одновременно загружается в куб, и процесс ректификации проводится до получения продуктов разделения заданного состава. Над

перегонным кубом в соответствие с рисунком 1.4 устанавливается укрепляющая секция колонны. Пары с верхней тарелки колонны отводятся в конденсатор, где образуются потоки подаваемого обратно в колонну жидкого орошения Φ и отводимого в качестве продукта разделения дистиллята P .

Расчет ректификации.

Метод расчета термодинамического равновесия предназначен для моделирования процессов ректификации.

Расчет равновесия жидкость-пар $PV=\text{const}$

Нахождении количества вещества и состава жидкой и паровой фаз при известных общем составе, количестве смеси, давлении в системе, температуре, давлении насыщенного пара чистого компонента.

Условия равновесия указаны в 2.1:

$$\begin{cases} x_i L + y_i V - z_i = 0 \\ \sum y_i - 1 = 0 \\ V + L = 1 \end{cases}, (2.1)$$

где x_i, y_i – доля i -го компонента в жидкой и паровой фазах соответственно;

L, V – мольная доля жидкой и паровой фазы соответственно.

Алгоритм

Расчет осуществляется методом Ньютона.

1. Определяем начальное приближение для жидкой фазы на нулевом шаге для метода Ньютона по уравнению (2.2).

$$nL = n \cdot L, (2.2)$$

где n – количество вещества смеси.

2. Определяем температуру, при которой осуществляется расчет по

уравнению 2.3.

$$T = 273.16 + \frac{cT_p + Cp_s T_s}{c + C_p}, (2.3)$$

где $c = m * Cp$ – теплоемкость смеси,

m – масса смеси,

Cp – удельная теплоемкость смеси,

T_p – температура смеси без учета потерь,

T_s – температура стенки,

$Cp_s = Cp_{st} * mtank$ – теплоемкость стенки,

где Cp_{st} – теплоемкость стали,

$mtank$ – масса резервуара.

3. Решаем следующее уравнение методом итераций Ньютона:

$$F(nL) = \sum \frac{N_i}{nK_i + nL(1 - K_i)} - 1 = 0, (2.4)$$

где искомая переменная nL – общее количество смеси в жидкой фазе,

N_i – количество i -го компонента смеси,

Ps_i – давление насыщенного пара i -го компонента при температуре T
(вычисляется по уравнению Антуана),

$$P_H = 10^{\left[A - \frac{B}{t_p + C_A} \right]}, (2.5)$$

P – давление пара.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{Ps_i(T)}{P} - \text{идеальная константа равновесия}$$

Для этого находим производную функции из уравнение (2.6)

$$F'(nL) = \sum_i \frac{N_i(K_i - 1)}{(nK_i + nL(1 - K_i))^2} = 0, (2.6)$$

и вычисляем nL как в уравнение 2.7.

$$nL = nL - \frac{F(nL)}{F'(nL)}, (2.7)$$

до тех пор, пока $F(nL) > \varepsilon$, где ε отвечает за точность расчета и обычно бывает порядка 0.00001.

Для перегретого пара может получиться отрицательный корень, что не имеет физического смысла, в этом случае количество жидкости принимается равным 0, а не получившемуся отрицательному корню.

4. Пересчитываем количество жидкой фазы для каждого компонента смеси в равновесном состоянии по уравнению 2.8.

$$nLE_i \frac{nLN_i}{nK_i + nL(1 - K_i)}, (2.8)$$

5. Находим массоперенос каждого компонента для перехода системы в равновесное состояние по уравнению 2.9.

$$dNi = nLi - nLE_i, (2.9)$$

где nL_i - количество жидкой фазы на предыдущем шаге.[18]

Анализ уравнений состояния и выбор оптимального для нашей модели

Для углеводородов (кроме метана) диапазон изменения приведённой температуры T_r по отношению к критической T_c температуре чистых компонентов ($T = T/T_c$) составляет 0,5 - 1,3; давление — до 14 МПа, но приведённое давление ($P_r = P/P_c$) - не выше 0,8 от критического давления;

Для легких газов (водород и метан) в диапазоне температур от - 73 °С до <260 °С приведенная температура T_r от псевдокритической T_c составит 0,93 (псевдокритическая температура смеси $T_c = 260$ °С рассчитывается, как среднемольная от критических температур компонентов смеси); давление - не

выше 56 МПа. Мольная доля метана должна быть $< 0,3$, а мольная доля других растворённых газов $< 0,2$;

Для парафинов или олефинов, мольная доля ароматической жидкой фазы должна быть $< 0,5$. А в случае, если определяется коэффициент фазового равновесия ароматических соединений, мольная доля ароматической жидкой фазы должна быть $> 0,5$.

Для углеводородных смесей с водородом, окисью углерода (давление до 21 МПа), сероводородом (несколько процентов) и др.

На практике применяется достаточно большое число уравнений состояния, однако вопрос сравнения их эффективности является исследованным не до конца. Это связано с тем, что, во первых, исчерпывающее сравнение уравнений состояния представляет собой очень большую работу, которая пока не проведена. Во-вторых, не существует сколь-нибудь универсального уравнения, работающего лучше других для большого количества смесей и в большом диапазоне давлений и температур. Исторически сложилось, что для расчёта свойств смесей углеводородов при высоких давлениях обычно используются кубические уравнения Пенга-Робинсона и Соава-Редлиха-Квонга. Реже применяются сложные уравнения состояния, такие как уравнения Бенедикта-Уэбба-Рубина и Ли-Кеслера. Формулы коэффициентов летучести для уравнений Пенга-Робинсона и Соава-Редлиха-Квонга.

Уравнение Ли-Кеслера является модификацией уравнения состояния Бенедикта – Вебба – Рубина с использованием трехпараметрической корреляции Питцера. Коэффициент сжимаемости реального вещества связывается с коэффициентом сжимаемости простого вещества, и эталонного вещества, в качестве которого выбран н-Октан.

Таблица 1 Среднее отклонение уравнений состояний [22]

Уравнение	Среднее отклонение, %		
	углеводороды	неорганические вещества	все вещества
Ли-Кеслера	6,9	12,4	8,7
Ли-Кеслера-Плэкера	6,1	3,8	
Пенга-Робинсона	4,6	10,9	6,7
Соава-Редлиха-Квонга	4,63	10,3	6,5

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проделанной работы можно сделать следующие выводы. Изменение обвязки колонн блока атмосферной перегонки оказывает существенно влияние на выход фракции, в частности создание дополнительной линии передачи продукта с 15-ой тарелки колонны К-1 на 25-ую тарелку колонны К-2 приводит к следующим результатам:

- выход фракций до 120°C и 120-180 °C увеличивается на 1.1% , за счёт снижения выхода фракции 180 - 240 °C.
- Чистота фракций увеличивается в пределах 0.01% до 1% ,.

Данный результат открывает новые возможности повышения степени переработки нефти.