

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

Расчет ректификационной колонны отбензинивания нефти

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

студента (ки) 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

код и наименование направления, специальности

Института химии

Ермолаева Сергея Сергеевича

Научный руководитель

доцент, к.т.н.

должность, уч. ст., уч. зв.

подпись, дата

Е.С. Свешникова

инициалы, фамилия

Заведующий кафедрой

д.х.н., профессор

должность, уч. ст., уч. зв.

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2017

ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время ректификация играет важнейшую роль в нефтепереработке и спиртовой промышленности. Технологические установки ректификационных колонн предназначены для разделения нефти на фракции и последующей переработки или использования их как компонентов товарных нефтепродуктов. Они составляют основу всех НПЗ.

Одним из важных направлений является, оптимизация технологических схем, режимов и конструктивного выполнения блоков отбензинивания нефти в составе установок АТ и АВТ, так как от четкости разделения нефти на заданные углеводородные фракции зависит эффективность последующих процессов и качество товарных продуктов.

Для решения этих вопросов необходимо усовершенствование существующих и разработка более эффективных схем разделения углеводородного сырья, массообменных аппаратов и контактных устройств.

Таким образом, разработка и оптимизация технологических принципов и процессов первичной переработки нефти, направленных на улучшение качества товарной нефти являются одной из актуальных задач, стоящих перед нефтегазовой отраслью.

Актуальность работы: необходимость увеличения отбора бензинов с К-1 для уменьшения нагрузки на К-2, тем самым предварительное отбензинивание позволит снизить давление в атмосферной колонне и соответственно увеличить глубину отбора светлых фракций.

Цель бакалаврской работы: выработка технико-экономического обоснования усовершенствования существующего блока АТ за счёт увеличения доли отгона лёгкой фракции в более производительной отбензинивающей колонне.

Бакалаврская работа Ермолаева Сергея Сергеевича «Расчет ректификационной колонны отбензинивания нефти» представлена на 56 страницах и состоит из двух частей

1 Литературный обзор;

2 Технологическая часть.

Основное содержание работы. В первом разделе выпускной квалификационной работы осуществлён поиск литературных данных об устройстве и разновидностях ректификационных аппаратов.

Ректификацией называют процесс разделения жидких неоднородных смесей на практически чистые компоненты, либо фракции, различающиеся по температуре кипения. Для проведения процесса необходимо обеспечить непрерывно поднимающийся поток паров в колонне снизу вверх и непрерывно стекающий поток жидкости сверху вниз. На каждой тарелке происходит контактирование между встречными потоками пара и жидкости, в результате происходит тепло- и массообмен между ними и паровая фаза по мере продвижения снизу вверх обогащается лёгкими компонентами, а жидкая фаза по мере перемещения сверху вниз обогащается тяжелыми компонентами. В результате, подбирая температуру, давление и количество тарелок можно получить из исходного сырья фракции с заданными температурами. Тепло- и массообмен происходит на тарелке, которая называется контактной ступенью.

Рассмотрены и изучены контактные устройства ректификации.

По типу применяемых контактных устройств наибольшее распространение в нефтепереработке получили тарельчатые и насадочные ректификационные колонны.

Поверхностные аппараты, в которых поверхностью контакта является пленка текущей жидкости; к этой группе относятся поверхностные, пленочные и насадочные аппараты;

При выборе типа контактных устройств обычно руководствуются следующими основными показателями:

- производительностью – пропускной способностью по пару и жидкости;
- гидравлическим сопротивлением;
- высоким КПД – для тарелок и низкой ВЭТТ (высота, эквивалентная теоретической тарелке) – для насадок;

- низким гидравлическим сопротивлением (особенно в вакуумных колоннах);
- диапазоном рабочих нагрузок;
- возможностью работы в средах, склонных к образованию смолистых или других отложений;

простотой конструкции, проявляющейся в трудоемкости изготовления, монтаже, ремонте, металлоемкости.

Следует отметить, что универсальных конструкций тарелок, эффективно работающих «всегда и везде», не существует. При выборе конкретного типа из множества вариантов следует отдать предпочтение той конструкции, основные показатели эффективности которой в наибольшей степени удовлетворяют требованиям, предъявляемым исходя из функционального назначения ректификационных колонн. Например, в вакуумных колоннах предпочтительно применение КУ, имеющих как можно меньшее гидравлическое сопротивление.

Во втором разделе выпускной квалификационной работы приведена технологическая схема. Произведен расчет геометрических размеров основного аппарата – ректификационной колонны, а также определение режимных параметров процесса, материальных потоков и затрат энергии на процесс. На основании расчета и действующих нормативных материалов должно быть выбрано стандартное оборудование. Расчет установки включает в себя технологический, гидравлический, кинетический, тепловой и расчеты. Технологический расчет проводится с целью определения технологического режима, обеспечивающего заданное разделение смеси.

В ходе гидравлического расчета определены скорости фаз в колонне, диаметр колонны, расстояние между тарелками для тарельчатых аппаратов, а при необходимости – величина общего гидравлического сопротивления колонны и диапазон допустимого изменения нагрузок.

Материальный баланс колонны представлен в таблицах 1.1, 1.2 и 1.3

Таблица 1.1 – Материальный баланс колонны

Фракции	Сырьё		
	% мольн.	% масс.	тонн/ч
28-60	17,38	6,1	50,83
60-90	8,50	3,5	29,17
90-120	6,04	2,9	24,17
120-180	7,99	4,8	39,99
180-240	17,71	14,1	117,50
240-290	13,18	13,3	110,83
290-360	4,07	5,2	43,33
360-к.к.	25,12	50,1	417,48
Итого:	100	100	833,3

Таблица 1.2 – Материальный баланс дистиллята

Фракции	Дистиллят		
	% мольн.	% масс.	тонн/ч
28-60	64,8	60,03	57,03
60-90	24,4	26,51	25,18
90-120	10,6	13,44	12,77
120-180	$1,47 \cdot 10^{-2}$	0,023	0,02
180-240	0	0	0
240-290	0	0	0
290-360	0	0	0
360-к.к.	0	0	0
Итого:	100	100	95

Таблица 1.3 – Материальный баланс куба колоннны

Фракции	Остаток		
	% мольн.	% масс.	тонн/ч
28-60	0,364	0,10	0,76
60-90	3,1	1,02	7,60
90-120	8,1	3,14	23,16
120-180	8,3	4,02	29,70
180-240	13,2	8,48	62,59
240-290	2,10	17,09	126,14
290-360	14,4	14,84	109,60
360-к.к.	31,9	51,3	378,76
Итого:	100	100	738,3

Массовая доля отгона дистиллята

$$e = e' \frac{M_y}{M_H} = 0,1125 \cdot 1,0133 = 0,1140.$$

Расчёт рабочего числа тарелок

Определяем минимальное число теоретических тарелок в концентрационной части колонны ($N_{\min}^{\text{конц}}$)

$$N_{\min}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left(\frac{X'_{D2} \cdot X'_{F3}}{X'_{F2} \cdot X'_{D3}} \right)}{\lg \frac{\alpha_2}{\alpha_3}}, (1)$$

где α_3 и α_4 – коэффициенты относительной летучести компонентов при температуре ввода сырья.

$$N_{\min}^{\text{конц}} = \frac{\lg \left(\frac{24,4 \cdot 6,04}{8,50 \cdot 10,6} \right)}{\lg \frac{1,14}{0,76}} = 9,7028 \sim 10.$$

Оптимальное число теоретических тарелок в верхней части колонны

$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{мин}}^{\text{конц}} \cdot N_{\text{опт}}}{N_{\text{мин}}}, (2)$$

$$N_{\text{опт}}^{\text{конц}} = \frac{9,7028 \cdot 17,098}{14,58} = 11,37 \sim 12.$$

Рабочее число тарелок в колонне

$$N_{\text{раб}} = \frac{N_{\text{опт}}}{\eta_{\text{тарелок}}}, (3)$$

где $\eta_{\text{тарелок}}$ – к.п.д. тарелки, примем равным 0,6.

$$N_{\text{раб}} = \frac{17,098}{0,6} = 28,50 \sim 29.$$

Рабочее число тарелок в верхней части колонны

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{N_{\text{опт}}^{\text{конц}}}{\eta_{\text{тарелок}}}, (4)$$

$$N_{\text{раб}}^{\text{конц}} = \frac{11,37}{0,6} = 18,95 \sim 19.$$

В нижней, исчерпывающей части колонны, таким образом, будет 29-19=10 тарелок. На практике для ввода сырья предусматривают до 5 точек вблизи сечения, определённого по этим уравнениям.

Тепловой баланс представлен в таблице 1.4

Таблица 1.4 – Тепловой баланс

Поток	t, °С	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход:			
С сырьём:			
паровая фаза	220,0	814,38	21490
жидкая фаза	220,0	496,88	101910
В низ колонны			44803

Итого			168203
Расход:			
С дистиллятом	35,0	74,51	1863
С остатком	260	582,25	119400
В конденсаторе			38530
Потери			8410
Итого			168203

Высота колонны

Высота колонны рассчитывается по уравнению

$$H_K = H_1 + H_k + H_{и} + H_{п} + H_2 + H_{н} + H_o, (5)$$

где H_1 – высота от верхнего днища до верхней тарелки, м;

H_k – высота концентрационной тарельчатой части колонны, м;

$H_{и}$ – высота исчерпывающей, отгонной тарельчатой части колонны, м;

$H_{п}$ – высота секции питания, м;

H_2 – высота от уровня жидкости в кубе колонны до нижней тарелки, м;

$H_{н}$ – высота низа колонны, от уровня жидкости до нижнего днища, м;

H_o – высота опоры, м.

Высота H_1 (сепарационное пространство) принимается равной половине диаметра колонны, если днище полукруглое, и четверти диаметра, если днище эллиптическое. Полушаровые днища применяют для колонн диаметром более 4 метров. Поэтому $H_1 = 0,5 \cdot 5 = 2,5$ м.

Высоты H_k и $H_{и}$ зависят от числа тарелок в соответствующих частях колонны и расстояния между ними

$$H_k = (N_{\text{конц}} - 1)h = (19 - 1)0,6 = 10,8 \text{ м,}$$

$$H_{и} = (N_{\text{отг}} - 1)h = (10 - 1)0,6 = 5,4 \text{ м.}$$

Высота секции питания $H_{п}$ берётся из расчёта расстояния между тремя-четырьмя тарелками

$$H_{п} = (4 - 1)h = (4 - 1)0,6 = 1,8 \text{ м.}$$

Высота H_2 принимается равной от 1 до 2 м, чтобы разместить глухую тарелку и иметь равномерное распределение по сечению колонны паров, поступающих из печи. Примем $H_2 = 1,5$ м.

Высота низа (куба) колонны H_n рассчитывается, исходя из 5-10 минутного запаса остатка, необходимого для нормальной работы насоса в случае прекращения подачи сырья в колонну

$$H_n = \frac{W \cdot 5}{\rho_{ж} \cdot 60 \cdot F_k} = \frac{738300 \cdot 5}{683,87 \cdot 60 \cdot 0,785 \cdot 5^2} = 4,58 \text{ м,}$$

где $\rho_{ж}$ – абсолютная плотность остатка при температуре низа колонны;

$$F_k = 0,785 \cdot D_k^2 - \text{площадь поперечного сечения колонны, м}^2.$$

Штуцер отбора нижнего продукта должен находиться на отметке не ниже 4-5 м от земли, для того, чтобы обеспечить нормальную работу горячего насоса. Поэтому высота опоры H_0 конструируется с учётом обеспечения необходимого подпора жидкости и принимается высотой не менее 4-5 м.

Примем $H_0 = 4$ м.

Полная высота колонны

$$H_k = 2,5 + 10,8 + 5,4 + 1,8 + 1,5 + 4,6 + 4 = 30,6 \text{ м}$$

Выводы

1. Рассчитана ректификационная колонна отбензинивания нефти блока АТ на ЭЛОУ-АВТ-6. Высота составила 30,6м. Диаметр - 4,87м. Общее число рабочих тарелок - 29.
2. Разработан чертёж общего вида ректификационной колонны по рассчитанным данным.
3. Доля отгона лёгких фракций рассчитанной колонны составляет 12%, что вдвое выше производительности рабочего аппарата существующего блока ЭЛОУ-АВТ-6.