

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ АГФУ КУЙБЫШЕВСКОГО НПЗ ПУТЕМ ЗАМЕНЫ ФРАКЦИОНИРУЮЩЕГО АБСОРБЕРА НА РЕКТИФИКАЦИОННУЮ КОЛОННУ

М.Л.Голованов, А.В. Оскирко, А.В. Тимошенко, *Е.Н.Воронов
*ОАО «Куйбышевский НПЗ»

Выполнен сравнительный анализ работы фракционирующего абсорбера и ректификационной колонны для дезтанизации сырья установки газофракционирования ОАО «Куйбышевский НПЗ», с целью снижения энергозатрат на работу аппарата.

Углеводородные газы нефтепереработки, природный и попутный газы являются источником легких углеводородов для нефтехимической промышленности и для получения бытового газа.

Газы нефтепереработки образуются на нефтеперерабатывающих заводах за счет газов, растворенных в нефти, выделяющихся при первичной перегонке на установках АТ и АВТ, и получающихся в процессе деструктивной переработки нефти. В зависимости от состава различают предельные и непредельные газы. Предельные газы состоят из углеводородов метанового ряда, получают на установках АТ и АВТ, каталитического риформинга и гидрокрекинга. Некоторое количество предельных газов образуется также на установках вторичной перегонки бензинов, гидроочистки дистиллятов. Непредельные газы содержат углеводороды этиленового ряда, а также некоторое количество диенов, которые образуются на установках термического и каталитического крекинга, пиролиза и коксования.

Направление использования газа зависит от его состава. Например, газ каталитического крекинга, богатый бутиленами и изобутаном, – наилучший вид сырья для установок каталитического алкилирования. А из газов риформинга выделяют водородсодержащий газ с концентрацией водорода 75 – 90 об.%.

Разделение газа на индивидуальные углеводороды и узкие углеводородные фракции производится на газофракционирующих установках.

Предельные и непредельные газы, как правило, перерабатываются отдельно, поэтому на нефтеперерабатывающем заводе обычно бывает не менее двух газофракционирующих установок (ГФУ), одна из которых предназначена для переработки предельных углеводородов, другая – непредельных.

Для разделения смеси газов на индивидуальные компоненты или пригодные для дальнейшей переработки технические фракции применяются следующие процессы: конденсация, компрессия, абсорбция, ректификация, адсорбция. На газофракционирующих установках эти процессы комбинируются в различных сочетаниях, в результате чего выделяют три основных типа установок: абсорбционно-ректификационные (АГФУ), конденсационно-ректификационные и ректификационные (ГФУ).

Существует большое число схем разделения газов, отличающихся последовательностью отбора целевых фракций, числом ректификационных колонн (от 6 до 10) и числом тарелок в колоннах, разделяющих близкие по составу смеси. Еще в 70-х годах XX в. в работе [1] был проведен сравнительный анализ шести технологических схем установок газофракционирования, реализованных на НПЗ и НКХ России.

В этих схемах применяются различные способы деэтанализации сырья:

- в этановой ректификационной колонне с предварительной депропанализацией сырья;
- в этановой ректификационной колонне;
- с использованием фракционирующего абсорбера и абсорбционно-отпарной колонны.

В некоторых схемах деэтанализация осуществляется во второй колонне технологической схемы, после предварительной депропанализации. А в других схемах выделение этановой фракции осуществляется в первом аппарате (ректификационной колонне, абсорбционно-отпарной колонне или фракционирующем абсорбере). В схемах с фракционирующим абсорбером в качестве абсорбента используется более тяжелая фракция C_{6+} , которая отправляется на рецикл в первый аппарат.

Авторами [2] была получена зависимость относительных приведенных затрат, из которой следовало, что оптимальной является схема, состоящая из

ректификационных колонн, и в которой деэтанализация сырья осуществляется после предварительной депропанализации. То есть оказалось, что с экономической точки зрения невыгодно применять в процессах газоразделения двойную ректификацию и абсорбционные процессы. Относительные приведенные затраты технологических схем с фракционирующим абсорбером на 30–35% выше, чем затраты при использовании ректификационных колонн.

Однако почти за 30 лет, прошедшие со времени этого исследования, существенно изменились цены на энергоносители и хладагенты, что вновь делает необходимым проведение оценки экономической эффективности существующих газофракционирующих установок НПЗ.

Объектом исследования является АГФУ Куйбышевского НПЗ, введенная в эксплуатацию в 1971 году.

Газофракционирующая установка предназначена для переработки жирного газа и нестабильного бензина и получения пропан-пропиленовой (ППФ), бутан-бутиленовой фракций (ББФ) и компонентов товарного бензина (рис. 1).

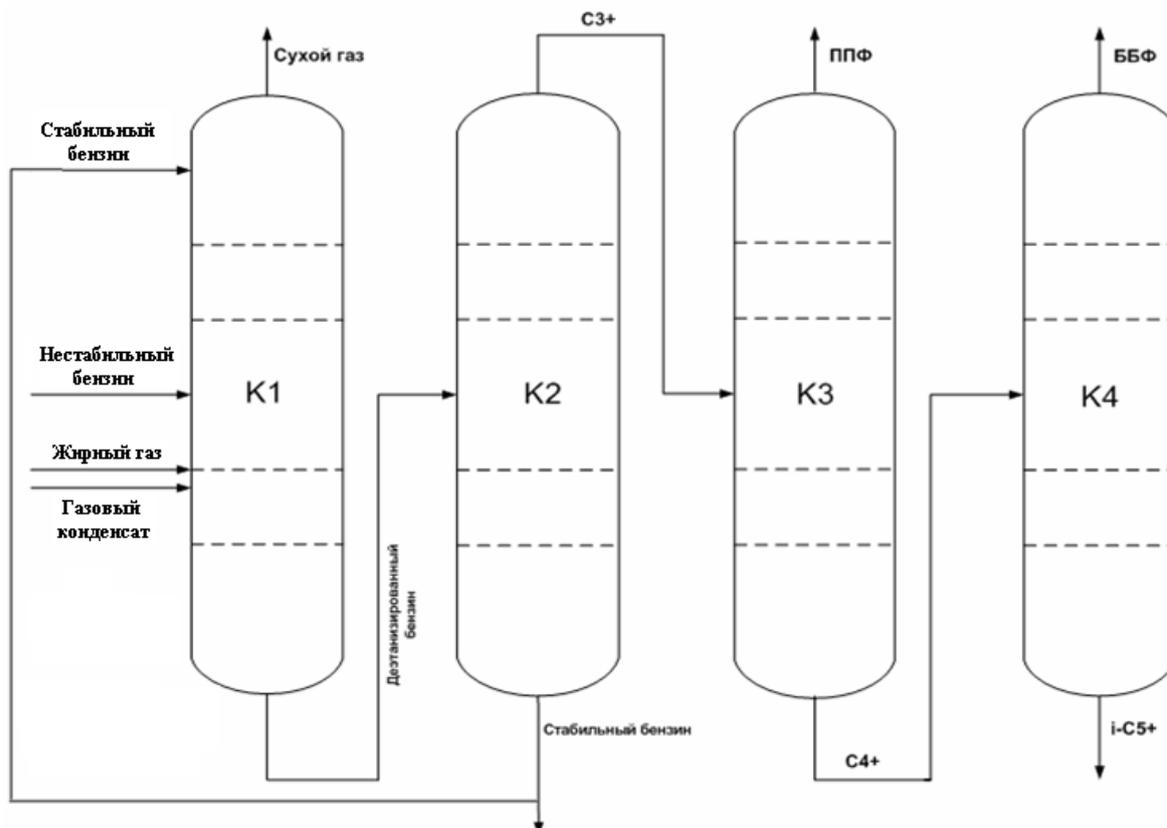


Рис. 1. Принципиальная технологическая схема АГФУ Куйбышевского НПЗ.

Целью настоящей работы являлась оценка целесообразности замены фракционирующего абсорбера К1 на ректификационную колонну для повышения эффективности и снижения энергозатрат на разделение. Блок разделения К2 – К4 оставляли без изменения.

Использование ректификации в качестве начального метода разделения может привести к снижению эксплуатационных и энергетических затрат и позволит убрать рецикл по потоку стабильного бензина.

Рассматриваемая схема обеспечивает качество продуктовых потоков не ниже, чем существующая в настоящее время.

Расчет технологических схем выполняли в проектно-проверочном варианте. В качестве исходных данных задавали количество, состав и температуру

исходной смеси, эффективность колонн, давления в аппаратах, содержание основного компонента в дистилляте или кубовом потоке и тарелку питания. В результате расчета получали составы кубового потока и дистиллята, флегмовое число для ректификационной колонны, тепловые нагрузки на куб и дефлегматор, перепад давления в аппаратах и их конструктивные параметры.

Оптимальную тарелку питания определяли так, чтобы нагрузки на кипятильник и конденсатор колонны были минимальными, при поддержании качества продуктовых потоков на заданном уровне (табл. 1). Оптимальные зоны питания для фракционирующего абсорбера были определены нами ранее.

В табл. 2 представлены рабочие параметры аппаратов.

Таблица 1. Оптимальные тарелки питания аппаратов.

Наименование аппарата	Тарелки питания	Q _{кип} , ГДж/ч	Q _{деф} , ГДж/ч
Исходная схема с фракционирующим абсорбером			
Фракционирующий абсорбер К1	21/11	7.30	–
Колонна стабилизации К2	35	10.11	7.99
Пропановая колонна К3	44	4.16	2.48
Бутановая колонна К4	46	2.52	3.76
	Σ	24.09	14.23
Предложенная схема с ректификационной колонной			
Ректификационная колонна К1	36/44	10.13	0.23
Колонна стабилизации К2	24	5.04	8.96
Пропановая колонна К3	47	4.12	2.49
Бутановая колонна К4	45	2.28	3.51
	Σ	21.57	15.19

Таблица 2. Технологические параметры аппаратов

Название колонны	Температура, °С		Давление, МПа		Флегмовое число
	Верх	Низ	Верх	Низ	
Фракционный абсорбер	41.3	120.4	11.5	1.24	–
Ректификационная колонна	14.9	168.8	24	2.5	0.1

Как видно из табл. 2, поток дистиллята из ректификационной колонны выходит с температурой 14.9°С. Для его конденсации нельзя использовать оборотную воду или атмосферный воздух. Поэтому мы решили использовать известный в установках газоразделения продуктов пиролиза метод

конденсации продукта за счет его дросселирования в теплообменнике конденсатора.

На рис. 2 представлена схема организации такого процесса. За счет дросселирования требуется обеспечить количество холода, необходимое для

организации потока флегмы, и нужно определить возможность его получения за счет дросселирования части потока дистиллята.

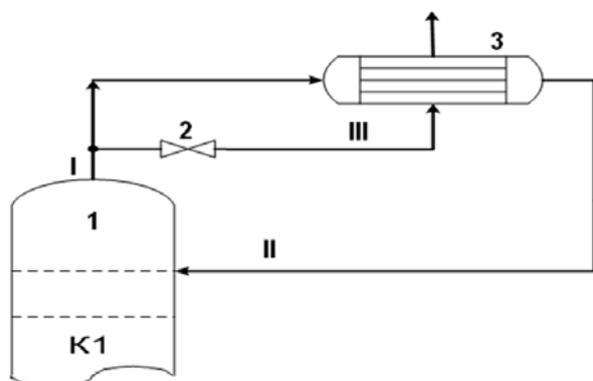


Рис. 2. Схема организации процесса дросселирования.

1 – Ректификационная колонна, 2 – дроссель, 3– холодильный конденсатор,
I – поток дистиллята, II – поток флегмы, III – поток дистиллята после дросселирования.

В соответствии с материальным балансом установки, поток сухого газа из ректификационной колонны К1 равен 1600 кг/ч. В соответствии с расчетом оптимального режима работы аппарата, флегмовое число равно 0.1. Таким образом, мы получаем величину потока дистиллята 1454.5 кг/ч, а потока флегмы – 145.5 кг/ч.

Количество тепла Q_k , которое необходимо для конденсации вышеуказанного потока флегмы, определили как:

$$Q_k = G_f \cdot \Delta H_{исп} = 50.132 \text{ МДж/ч}, \quad (1)$$

где G_f – поток флегмы; $\Delta H_{исп}$ = 344.66 кДж/кг.

При дросселировании 1454.5 кг/час потока сухого газа с исходного давления 2.4 МПа до 0.1 МПа, его температура снижается до -6 °С. Теплоемкость газового потока составляет 2.05 кДж/(кг·С). При допущении о разнице температур хладагента на входе и выходе из теплообменника $\Delta T = 20$ °С получили:

$$Q_{T/o} = G_d \cdot C_p \cdot \Delta T = 59.634 \text{ МДж/час}, \quad (2)$$

где G_d – поток дистиллята.

Видно, что за счет дросселирования части потока дистиллята можно обеспечить требуемое количество флегмы.

По данным теплового баланса (табл. 1) нами были рассчитаны энергетические затраты на разделение, которые графически представлены на рис. 3.

Из графика видно, что использование ректификационной колонны для деэтанализации сырья позволит снизить затраты на разделение более, чем на 10%.

Таким образом, в данной работе было рассмотрено два возможных варианта аппаратов для деэтанализации сырья установки АГФУ Куйбышевского НПЗ. Для каждого аппарата были рассчитаны оптимальные рабочие и конструктивные параметры, был произведен расчет энергетических затрат на разделение.

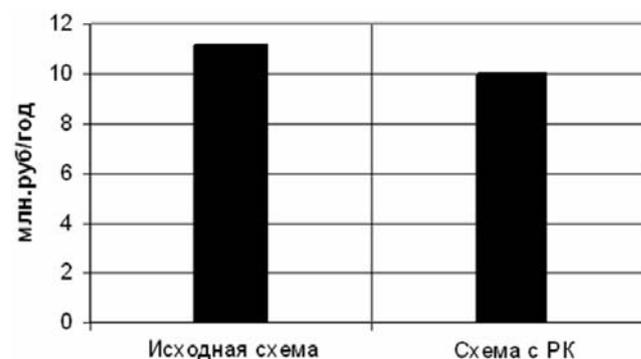


Рис. 3. Диаграмма энергетических затрат. Стоимости энергоносителей взяты за 2005 год.

Показано, что замена фракционирующего абсорбера на ректификационную колонну для деэтанализации сырья установки АГФУ позволит предприятию снизить энергозатраты более, чем на 10%. Таким образом, можно сделать вывод, что предложенная схема разделения является наиболее экономически выгодным процессом.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Эрих, В.Н. Химия и технология нефти и газа / В.Н. Эрих, М.Г. Расина, М.Г. Рудин. – Л.: Химия, 1972. – 464 с.
2. Вольфсон, И.С. Сравнительный анализ схем газоразделения на НПЗ / И.С. Вольфсон, Теляков Э.Ш. // Химия и технология топлив и масел. – 1978. – № 1. – С. 7-10.