

Рисунок 5 – Гистограмма сравнения выхода пропилена после 600 минут работы модифицированного и немодифицированного катализаторов;
 А – Cr(3%)O_x/KCKГ;
 Б – Cr(3%)O_x/PA(10)Ca/KCKГ;
 1 – свежий катализатор;
 2 – после регенерации

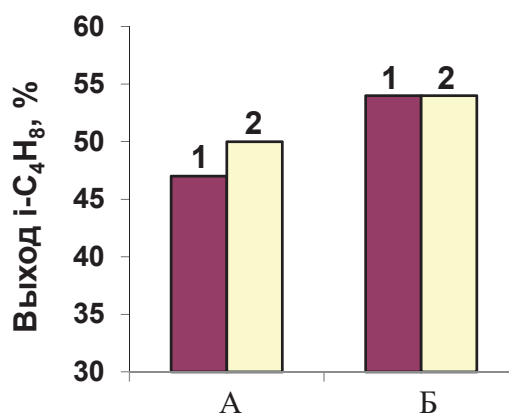


Рисунок 6 – Гистограмма сравнения выхода изобутана после 600 минут работы модифицированного и немодифицированного катализаторов;
 А – Cr(3%)O_x/KCKГ;
 Б – Cr(3%)O_x/PA(10)Ca/KCKГ;
 1 – свежий катализатор;
 2 – после регенерации

В последнем случае также наблюдается рост выхода целевого продукта. Полученный эффект может быть связан с тем, что введенный модификатор препятствует диффузии и агломерации оксидно-хромовой фазы на поверхности носителя при высокой температуре проведения процесса [1, 2].

ЛИТЕРАТУРА

1. Ю.А.Агафонов, Н.А.Гайдай, А.Л.Лapidус. Известия Академии наук. Серия химическая, 2014, № 2. С. 381–388.
2. Ю.А.Агафонов, Н.А.Гайдай, А.Л.Лapidус. Кинетика и катализ. 2018. Т.59. №6. С.704–714

УДК: 66.023.23

Жагфаров Ф.Г., Гайдукова Д.Д.
 (РГУ нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина)

ПРИМЕНЕНИЕ РЕАКТИВНОЙ ДИСТИЛЛЯЦИИ В ПРОЦЕССЕ КОМПЛЕКСНОГО ПОЛУЧЕНИЯ МТБЭ

Развитие отечественной нефтегазовой сферы как никогда актуально, особенно в период затруднений поставок зарубежных технологий. Модернизация производства в первую очередь связана

с энерготехнологическим аспектом, позволяющим разрабатывать высокоэффективные комплексы с минимизацией промышленных и энергетических затрат.

В производственных процессах, связанных с химическими превращениями, проведение реакций и разделение продуктов обычно осуществляются в отдельных устройствах. Во многих случаях возможна более простая конструкция, объединяющая реакционную зону и разделение экстракции в одном и том же блоке оборудования – установке реактивной дистилляции. К преимуществам реактивной дистилляции можно отнести экономию капитальных и эксплуатационных затрат на ректификационную колонну, увеличение конверсии реагентов почти до 100%, что сводит к минимуму затраты на переработку. Данная технология получила широкое распространение в производстве метилтрет-бутилового эфира – антидетонационной присадки, используемой при компаундировании бензинов.

В работе спроектирована инженерная модель аппарата для процессов непрерывной реакционной дистилляции бутенов и метанола с получением МТБЭ с использованием программного обеспечения Aspen Plus. Полученные результаты сравниваются с данными по работе действующей установки с использованием реакторного блока из двух последовательно расположенных аппаратов.

Реакционно-ректификационная колонна МТБЭ разделена на три секции: ректификации, реакции и отпарки. Это позволяет дополнительно использовать тепло экзотермической реакции получения МТБЭ для последующего разделения продуктов. В конкретном случае колонна имеет общее количество теоретических ступеней 16, включая конденсатор и ребойлер [1]. Сырье подается двумя потоками: в верхнюю часть реакционной зоны поступает метанол (5 тарелка), в нижнюю (11 тарелка) – бутан-бутиленовая фракция, состоящая преимущественно из и-бутилена и бутена-1. Параметры моделирования приведены в таблице 1.

Катализатором процесса является сильнокислотная катионообменная смола. Кинетика реакции получения МТБЭ для данного типа каталитической системы воспроизведена в модели исходя из публикации [2]:

$$r = k_f \left(\frac{C_{\text{МЕОН}} \cdot C_{\text{IC4}}^{0.5} - \frac{1}{K_{eq}} \cdot C_{\text{МТВЕ}}^{1.5}}{1 + 5,1 \cdot 10^{-13} \cdot e^{\frac{97500}{RT}} \cdot C_{\text{МЕОН}} + 1,6 \cdot 10^{-16} \cdot e^{\frac{119000}{RT}} \cdot C_{\text{МТВЕ}}} \right)$$

Таблица 1 – Данные для создания модели в ПО Aspen Plus

Показатель	Единицы измерения	Значение
Поток ББФ		
Давление на входе	МПа	1,013
Тарелка ввода	–	11
Расход	Кмоль/ч	367,5
Поток метанола		
Давление на входе	МПа	1,014
Тарелка ввода	–	5
Расход	Кмоль/ч	132,0
Колонна реактивной дистилляции		
Давление верха (2 тарелка)	МПа	0,99
Давление низа (15 тарелка)	МПа	1,041
Температура верха (2 тарелка)	°С	68,35
Температура низа (15 тарелка)	°С	136,25
Флегмовое число	–	6,8
Паровое число	–	4,5

Полученные результаты расчета модели реактивной дистилляции сравниваются с рабочими параметрами установки получения МТБЭ, состоящей из двух последовательно включенных реакторов синтеза эфира и разрезной колонны разделения продуктов реакторного блока при одинаковом катализаторе, составе и расходах сырьевых потоков.

Таблица 2 – Сравнение факта работы установки с предложенной моделью

Параметр сравнения	Действующая установка	Модель в Aspen Plus
Концентрация МТБЭ в готовом продукте, % масс.	97,56	99,1
Массогабаритные характеристики:		
Высота реактора, м	20 (на два реактора)	–
Высота колонны, м	102 м (на две колонны)	–
Высота колонны реактивной ректификации	–	65
Потребление энергии, кДж/ч	20669713	27569871

По сводным данным таблицы 2 видно, что применение реактивной дистилляции в процессе получения МТБЭ способствует лучшему качеству целевого продукта, при этом данная конструкция позволяет оптимизировать расположение аппаратуры внутри цеха, а также уменьшить металлоемкость целого блока комплексной установки получения МТБЭ. По предварительным расчетам энергетическое потребление при проведении процесса с использованием реактивной дистилляции выше,

чем у стандартных установок в реакторно-ректификационном блоке. Дальнейшая оптимизация рекуперации тепловых потоков с переобвязкой оборудования позволит сократить потребление высокопотенциальной энергии.

ЛИТЕРАТУРА

1. Panda D., Kannan A. Equilibrium and Rate Based Simulation of MTBE Reactive Distillation Column // International Journal of Chemical and Molecular Engineering. – 2014. – Т. 8. – №. 10. – С. 1073-1079.

2. Panneman H. J., Beenackers A. A. C. M. Synthesis of methyl tert-butyl ether catalyzed by acidic ion-exchange resins. Influence of the proton activity // Industrial & engineering chemistry research. – 1995. – Т. 34. – №. 12. – С. 4318-4325.

УДК 665.7

Орлов А.А., Жагфаров Ф.Г.

(РГУ нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина)

ПЕРСПЕКТИВНЫЕ ТЕХНОЛОГИИ АМИНОВОЙ ОЧИСТКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА ОТ СЕРОВОДОРОДА

Наличие серосодержащих соединений в углеводородном сырье и товарной продукции интенсифицирует коррозию применяемого оборудования, может вызывать отравление катализаторов в процессах нефтехимического синтеза. Продукты сгорания серосодержащих соединений оказывают вредное воздействие на здоровье человека и окружающую среду. Поэтому содержание серосодержащих соединений в углеводородах нормируется в виде содержания сероводорода, меркаптановой серы и общей серы.

Основное количество серосодержащих соединений из природного газа удаляется на газоперерабатывающих заводах перед подачей в магистральные трубопроводы для предотвращения коррозии труб и получения товарной серы. Согласно действующим нормативам максимальное содержание сероводорода в нем не должно превышать 0,02 г/м³. Снижение содержания сернистых веществ до требуемого уровня обеспечивает узел тонкой сероочистки, находящийся в головной части агрегатов.

Абсорбция является наиболее удобным методом для удаления примесей, поскольку сорбционная емкость поглотителей не зависит от таких величин, как расход очищаемого сырья, изначальное содержание в нем нежелательных компонентов. К тому же, наличие капельной влаги является серьезным препятствием для применения для удаления сероводорода твердых поглотителей таких как различные марки силикагелей. Существуют различные процессы абсорбции в зависимости от ее механизма,