

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА СЕРНОКИСЛОТНОГО АЛКИЛИРОВАНИЯ ИЗОБУТАНА ОЛЕФИНАМИ

У. Н. Копычева

Научный руководитель – к.т.н., доцент В. А. Чузлов

Национальный исследовательский Томский политехнический университет
634050, Россия, г. Томск, проспект Ленина, дом 30, uljakopicheva@mail.ru

Объект исследования – технологический процесс жидкофазного алкилирования изобутана бутан-бутиленовой фракцией, с использованием концентрированной серной кислоты в качестве катализатора. Сырьем процесса является изобутановая фракция, с блока газодифракционирования, и бутан-бутиленовая фракция с установки каталитического крекинга. Продуктом процесса сернокислотного алкилирования является алкилат, содержащий в своем составе разветвленные изомеры C_8 (триметилпентаны и диметилгексаны). Октановое число по исследовательскому методу варьируется в диапазоне 96–98 пунктов, алкилат используется в качестве высокооктанового компонента товарных бензинов. На рисунке 1 изображена принципиальная технологическая схема процесса алкилирования в присутствии серной кислоты.

Строгая модель процесса алкилирования позволит оптимизировать технологический режим, нивелировать производственные риски и сократить удельные нормы расхода. Математическая модель процесса жидкофазного алкилирования позволяет изучить влияние режима на качество получаемого алкилата. Влияние температуры реакции, расхода исходной фракции и переменного углеводородного состава сырья на качество продукта возможно оценить с использованием математического описания процесса

жидкофазного алкилирования в присутствии серной кислоты.

Повышение температуры процесса алкилирования отрицательно сказывается на скорости образования целевых углеводородов C_8 и снижает концентрацию серной кислоты, что также отрицательно влияет на состав получаемого алкилата.

Вязкость и плотность катализатора процесса уменьшается при повышении температуры в реакторе алкилирования, а также возрастает степень диспергирования углеводородов в серной кислоте при повышенных температурах. На Рисунке 2 приведена температурная зависимость вязкости и плотности катализатора жидкофазного алкилирования.

Увеличении температуры в реакторе алкилирования ведет к снижению вязкости и плотности кислоты, что позволяет оптимизировать затраты на ведение процесса.

При температуре в реакторе равной $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ возрастает скорость образования изооктана, при этом операционные затраты на перемешивание возрастают на 4,2 %, при этом, октановое число алкилата возрастает на 2,6 пункта, для оценки изменения температурного режима также необходимо учитывать, что снижение температуры реакционной массы достигается путем увеличения расхода хладагента.

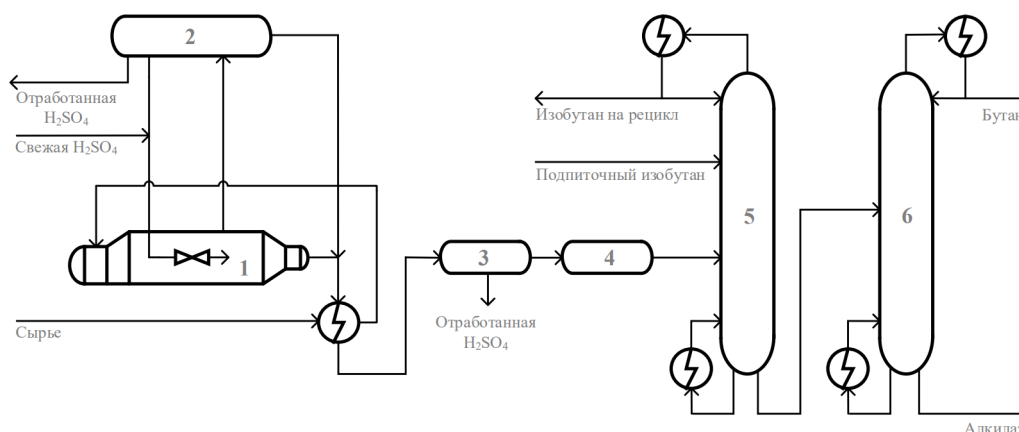


Рис. 1. Принципиальная схема алкилирования

1 – ректор; 2 – сепаратор отделения кислоты; 3 – блок кислотной очистки; 4 – блок щелочной и водной промывки; 5 – блок деизобутанизации; 6 – блок дебутанизации.

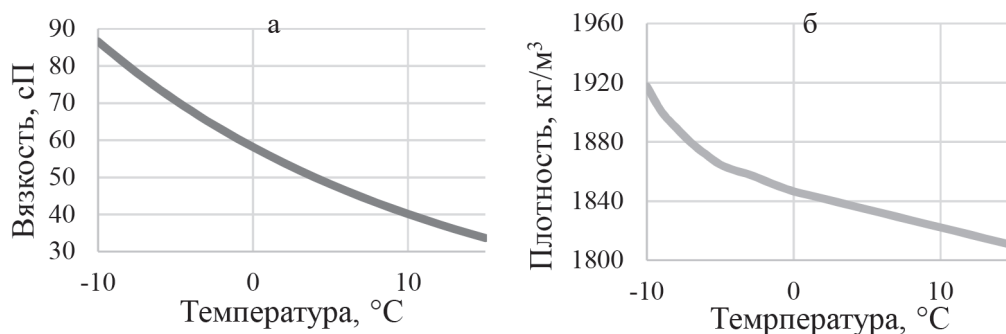


Рис. 2. Влияние температуры на: а – вязкость, б – плотность

Список литературы

1. Meyers R. A. *Handbook of petroleum refining processes (edition 3)* / R. A. Meyers. – New York: McGraw-Hill, 2003.
2. Ivanchina E. D., Ivashkina E. N., Dolganova I. O., Chuzlov V. A, Kopycheva U. N., Ivancin N. R. *Predictive Modeling of the Kinetics of Deactivation of Liquid-Phase Alkylation of Hydrocarbons Processes. Petroleum and Coal*, 2021. – 63 (2). – 447–454.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА РАЗДЕЛЕНИЯ НЕФТЯНОЙ ЭМУЛЬСИИ

А. Котельников

Научный руководитель – к.т.н, доцент ОХИ И. М. Долганов

Национальный исследовательский Томский политехнический университет
634050, Россия, г. Томск, проспект Ленина, дом 30, aak220@tpu.ru

Распределение капель воды в эмульсии «вода в нефти» по диаметру оказывает большое влияние на полученные результаты расчетов при математическом моделировании процесса отстаивания (обезвоживания) нефти в отстойных аппаратах.

Для описания изучаемого процесса возможно воспользоваться нормальным и логнормальным распределением. Функции для расчета представленных распределений записываются ниже:

$$\text{нормальное: } C_i = \frac{1}{x\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(d_i - d_{cp})^2}{2x^2}} \quad (1)$$

где d_{cp} – средний диаметр капли; x – параметр распределения; C_i – концентрация i -го компонента; d_i – диаметр капли i -го компонента.

$$\text{логнормальное: } C_i = \frac{1}{xd_i\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{\ln^2(d_i - d_{cp})}{2x^2}} \quad (2)$$

Воспользовавшись распределением, возможно рассчитать зависимость концентрации капель различного диаметра. Диаметры капель варьируются от минимального (≈ 10 мкм) до максимального диаметра, который возможно рассчитать по следующей формуле [2]:

$$D_{max} = 6,45 d_{II} \frac{Re^{0,6}}{We^{1,4}} \quad (3)$$

где d_{II} – диаметр входящего патрубка, м; Re – безразмерный критерий Рейнольдса; We – безразмерный критерий Вебера.

Критерии подобия являются основой для расчета максимального размера капель. Критерии Рейнольдса и Вебера в данной модели служат основой при варьировании параметров исходной нефти.

Для расчета времени осаждения необходимо определить зависимость между диаметром капли и скоростью стесненного осаждения. Скорость стесненного осаждения может быть рассчитана для капли определенного диаметра по формуле ниже:

$$W_i = \frac{(\rho_B - \rho_H)gd_i^2}{18\mu_{эм}} (1 - W)^{4,75} \quad (4)$$

где ρ_B – плотность воды, кг/м³; ρ_H – плотность нефти, кг/м³; $\mu_{эм}$ – вязкость эмульсии, Па·с; d_i – диаметр i -й капли, м; W – объемная доля воды.

Время осаждения капель при варьировании значения диаметра капель может быть выражено следующим соотношением: