

начинает возрастает, следовательно возрастает концентрация высоковязкого компонента. Важное значение имеет какое количество воды присутствует в реакторе. Чем больше содержание ароматики в ЛАБ, тем меньше концентрация АБСК и больше требуется воды.

Наша программа позволяет рассчитывать

оптимальную воду в зависимости от состава сырья и содержания в ЛАБ ароматики, поэтому было бы хорошо подключить автоматическое регулирование влажности

Исследование выполнено при финансовой поддержке РФФИ в рамках научного проекта №18-38-00487.

### Список литературы

1. Баннов П.Г. *Процессы переработки нефти.* – М.: ЦНИИТЭ-нефтехим, 2001. – 625с.
2. Borovinskaya E.S. *Experimental investigation and modeling approach of the phenylaceto-*  
*nitrile alkylation process in amicroreactor // Chemical Engineering & Technology, 2009. – V.32. – №6. – P.919.*

## ПОДБОР ОПТИМАЛЬНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА СУЛЬФИРОВАНИЯ ЛИНЕЙНЫХ АЛКИЛБЕНЗОЛОВ

И.О. Долганова, А.В. Шандыбина

Научный руководитель – д.т.н., профессор Э.Д. Иванчина

Национальный исследовательский Томский политехнический университет  
634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, dolganovaio@tpu.ru

Производство синтетических моющих средств (СМС) относится к крупнотоннажным нефтехимическим процессам. СМС содержат мицеллообразующие поверхностно-активные вещества (ПАВ), обладающие моющим, смачивающим и антистатическим действием. Сырьем для производства прекурсоров СМС – смеси алкилбензосульфокислот (АБСК) являются парафиновые углеводороды, извлеченные адсорбцией на цеолитах из керосиновой фракции нефти, которые в дальнейшем претерпевают химические превращения на следующих стадиях: 1) дегидрирование парафинов с получением олефинов на Pt-катализаторе; 2) алкилирование бензола олефинами с получением линейных алкилбензолов (ЛАБ). В жидкой фазе HF-катализатора, который подвергают регенерации в аппарате колонного типа; 3) сульфирование ЛАБ путем присоединения молекулы серного ангидрида  $SO_3$ , с получением АБСК, т.к. ЛАБ сам по себе не является поверхностно-активным веществом [1, 2].

### Влияние соотношения мольного соотношения $SO_3/ЛАБ$ на показатели процесса сульфирования

На рис. 1 представлена зависимость вязкости и доли АБСК от мольного соотношения  $SO_3/ЛАБ$ .

При возрастании мольного соотношения  $SO_3/ЛАБ$  доля АБСК в выходном потоке сначала увеличивается, так как  $SO_3$  взаимодействует со всем имеющимся количеством ЛАБ. Далее доля АБСК снижается за счет протекания реакции образования сульфонов, скорость которой увеличивается в кислой среде.

При поддержании соотношения  $SO_3/ЛАБ$  в пределах, определенных для конкретной доли ароматических углеводородов в сырье реактора дегидрирования, значение доли АБСК будет выше минимально допустимого значения – 96 % мас.

В табл. 1 показан эффект от поддержания оптимального соотношения  $SO_3/ЛАБ$ , который достигается при соблюдении указанных рекомендаций.

Таким образом, соблюдение рекомендаций

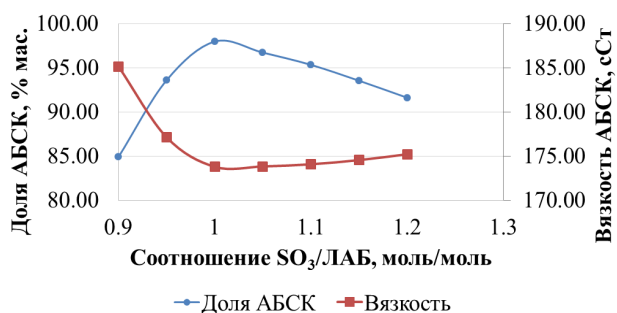


Рис. 1. Зависимость вязкости и доли АБСК от мольного соотношения  $SO_3/ЛАБ$

**Таблица 1.** Эффект от поддержания оптимального соотношения SO<sub>3</sub>/ЛАБ, который достигается при соблюдении указанных рекомендаций

| Дата       | Доля ароматических углеводородов в сырье реактора дегидрирования, % мас. | Фактические параметры |                   | Оптимальные параметры |                   |
|------------|--|-----------------------|-------------------|-----------------------|-------------------|
|            |  | Расход серы           | Доля АБСК, % мас. | Расход серы           | Доля АБСК, % мас. |
| 01.01.2014 | 0,57   | 323,97                | 96,93             | 315,12                | 97,42             |
| 25.06.2015 | 0,84   | 320,00                | 95,99             | 304,95                | 97,17             |
| 27.09.2014 | 0,45   | 317,21                | 97,7              | 309,5                 | 98,23             |

по поддержанию оптимальных параметров процесса сульфирования в зависимости от состава сырья на предыдущих стадиях позволит увеличить выработку целевого продукта – АБСК – бо-

лее, чем на 1 % мас.

Исследование выполнено при финансовой поддержке РФФИ в рамках научного проекта № 18-38-00487.

### Список литературы

1. Гоголев А.Г., Бровко А.В. *Экологические аспекты производства ЛАБ-ЛАБС // Нефтепереработка и нефтехимия, 2001.* – №4. – С.38–39.
2. Баннов П.Г. *Процессы переработки нефти.* – М.: ЦНИИТЭ-нефтехим, 2001. – 625с.

## МОДЕЛИРОВАНИЕ ИЗОЭНТРОПИЙНОЙ ТЕХНОЛОГИИ КОМПЛЕКСНОЙ ПОДГОТОВКИ ГАЗА

В.О. Елшин

Научный руководитель – к. т. н., доцент Е.А. Кузьменко

*Национальный исследовательский Томский политехнический университет  
634050, Россия, г. Томск, пр. Ленина 30, yolshinvlad@sibmail.com*

Самой распространенной технологией промысловой подготовки газа является процесс низкотемпературной сепарации, применение которого обусловлено не только возможностью обеспечения всех необходимых требований к транспортировке, но и низкими экономическими затратами за счет использования эффекта сброса давления пласта для ступенчатого понижения температуры.

В настоящее время наиболее важной проблемой на газоконденсатных месторождениях является ярко выраженное падение давления пласта в процессе их разработки, и как следствие, невозможность обеспечения режима низкотемпературной сепарации по традиционной технологической схеме.

Предварительно проанализированы экспериментальные данные с установки комплексной подготовки газа (УКПГ) и подготовлен блок исходных данных для расчета температуры на выходе ТДА (табл. 1).

Предложен следующий алгоритм расчета температуры газового потока на выходе из ТДА:

Энтальпия газового потока на выходе из ТДА определяется по формуле:

$$I_0 = A + B(1,8 \cdot T_1 + 32) + C(1,8 \cdot T_1 + 32)^2 = 281,7344175 \text{ кДж/кмоль}$$

где А, В, С – коэффициенты, полученные в результате аппроксимации экспериментальных значений; C<sub>j</sub> – концентрация газовой смеси.

Действительный перепад энтальпии в ТДА рассчитывается по формуле:

$$I = \frac{Q \cdot \mu_{\text{газа}}}{G \cdot 2v} = 0,000802363 \text{ кДж/кмоль},$$

где Q – холодопроизводительность, кВт; μ<sub>(газа)</sub> – вязкость газа, м<sup>2</sup>/с; G – массовый расход газа, кг/с; 2v – коэффициент, учитывающий внешние утечки.

Энтальпия газового потока на выходе из ТДА определяется по формуле:

$$I = I_0 - I = 281,7336162 \text{ кДж/кмоль}$$

Температура газового потока на выходе из ТДА рассчитывается по формуле: