

Таблица 3 – Влияние температуры на выход катализата

Температура, °С	480	485	490	495	500	505	510	515	520
Сырье 6	90,6	90,4	90,7	90,5	90,3	90,1	89,8	89,6	89,4
Сырье 7	91,1	91,3	91,1	90,9	90,8	90,6	90,3	90,1	89,9

Как видно из таблицы 3 изменение температуры так же влияет на выход катализата. Отрицательное влияние оказывают реакции гидрокрекинга и коксообразования, которые вызваны увеличением температуры процесса. Вследствие этого выход целевого продукта уменьшается с повышением температуры.

Таблица 4 – Влияние расхода сырья на ОЧИ

Расход, м3/ч	135	140	145	150	155	160	165	170	175	180
Сырье 6	105,7	105,5	105,2	105,1	104,9	104,7	104,6	104,5	104,3	104,2
Сырье 7	104,2	103,9	103,7	103,5	103,3	103,2	103,0	102,8	102,7	102,5

Повышенный объёмный расход сырья на установку, фактически означает снижение времени контакта сырья с катализатором, и в конечном итоге приводит к снижению октанового числа.

Таблица 5 – Влияние расхода сырья на выход риформата

Расход, м3/ч	135	140	145	150	155	160	165	170	175	180
Сырье 6	89,4	89,6	89,9	89,9	90,0	90,1	90,2	90,3	90,4	90,5
Сырье 7	90,0	90,1	90,3	90,4	90,5	90,6	90,7	90,8	90,8	90,9

Повышение расхода сырья увеличивает выход катализата, так как через реакторный блок проходит больший объем исходных веществ.

Исследовав влияние расхода сырья на процесс риформинга можно сказать, что увеличение расхода сырья оказывает отрицательное влияние на октановое число катализата. При слишком большой скорости подачи сырья, углеводороды, содержащиеся в сырье, не успевают подвергнуться превращениям по целевым реакциям процесса.

Проведенные расчеты наглядно продемонстрировали возможности использования математической модели, процесса и основанной на ней компьютерной программы, при решении разнообразных технологических задач.

В данном конкретном случае было исследовано влияние технологических параметров на процесс каталитического риформинга.

Подбор оптимальных технологических условий эксплуатации катализатора, обеспечивающих максимальную степень его использования, является многофакторной задачей и зависит, прежде всего, от реакционной способности углеводородов – компонентов сырья.

Литература

1. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов / Уфа: Гилем, 2002. 672 с.
2. Туманян Б. П., Петрухина Н.Н. Каталитический риформинг: технологические аспекты и расчет основного оборудования / Б.П. Туманян – М.: Химия, 2003. –176с.

АНАЛИЗ ОПТИМИЛЬНЫХ РЕАКТОРНЫХ СХЕМ ПРОЦЕССА ИЗОМЕРИЗАЦИИ ПЕНТАН-ГЕКСАНОВОЙ ФРАКЦИИ С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕТОДА МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ

Ю. А. Смольянова, В. А. Чузлов

Научный руководитель, профессор Э. Д. Иванчина

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

В течение прошлого десятилетия были введены более строгие стандарты на выпуск бензинов, ограничивающие содержание серы и содержание бензола в товарном бензине. Такие ограничения привели к снижению октанового числа бензина. Следовательно, крайне важно вовлекать в производство бензина большее количество высокооктановых компонентов, таких как углеводород с разветвленным строением молекулы. Это приводит к необходимости усовершенствования технологии эксплуатации действующих установок изомеризации пентан-гексановой фракции. Эту многофакторную задачу оптимизации реакторных схем процесса наиболее эффективно возможно решить методом математического моделирования на физико-химической основе.

Гипотетически обобщенная технологическая структура реакторного блока процесса изомеризации содержит последовательно соединенные реакторы и колонны для разделения потоков (Рис.1).

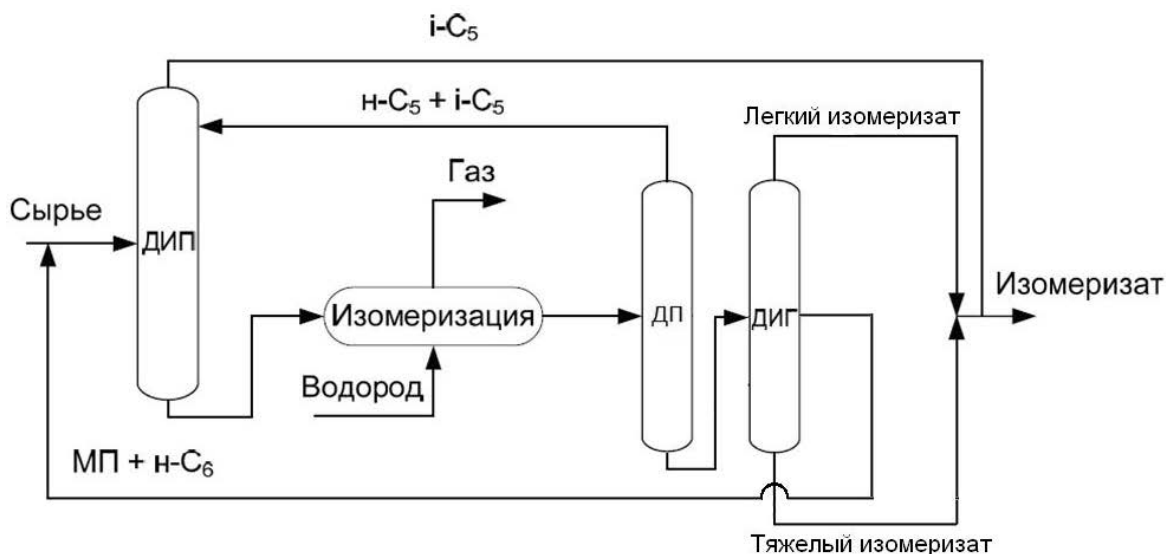


Рис.1 Гипотетически обобщенная технологическая структура реакторного блока процесса изомеризации:
ДИП – Колонна деизопентанизации, ДП – Колонна депентнизации, ДИГ – Колонна деизогексанизации;
МП – Метилпентан

Выполнены расчеты с использованием математической модели HYSYS – IZOMER [1] процесса изомеризации «за проход», с двумя рециклами по пентану и гексану, с одним рециклом по гексану (Таблица).

Таблица

Составы изомеризата на выходе с установки

Компонент	Технология процесса изомеризации		
	«За проход»	С двумя рециклами	С одним рециклом
н-С ₅	14,14	0,00	11,56
и-С ₅	32,97	2,32	30,96
н-С ₆	5,94	6,86	0,54
2-Метилпентан	14,94	0,00	5,24
3-Метилпентан	7,60	9,86	0,76
2,2-Диметилбутан	11,59	61,69	36,40
2,3-Диметилбутан	4,36	14,89	5,24
н-С ₇	0,04	0,13	0,00
и-С ₇	3,24	3,74	0,00
Циклопентан	0,83	0,00	9,18
Метилциклопентан	1,05	0,00	0,40

Схема «за проход» отличается наименьшими капитальными и эксплуатационными затратами. Эта схема позволяет получать изо-компонент с ОЧ от 81 до 85 пунктов. При этом в составе изомеризата в большом количестве присутствуют такие компоненты как изо-пентан, изо-гексаны.

Схема с рециклом малоразветвленных гексанов позволяет повысить октановое число вырабатываемого изо-компонента за счет возврата малоразветвленных изо-гексанов на смешение с сырьем реакторного блока. По сравнению с вариантом "за проход" схема включает дополнительную колонну для удаления изо-гексанов и обеспечивает получение изомеризата с ОЧ 87-88 пунктов. При этом в составе изомеризата повышается количество изо-гексанов в связи с удалением из продукта малоразветвленного гексана.

Схема с рециклом н-пентана и малоразветвленных гексанов позволяет максимально использовать возможности технологии в изомеризации пентан-гексановой фракции. Дооборудование реакторного блока установки изомеризации колонной деизопентанизации сырья позволяет снизить нагрузку на реакторный блок за счет отбора изо-пентана перед реакторным блоком, а так же повысить глубину изомеризации пентана путем его возврата в реакторный блок. Октановое число изокомпонента (91-92 пункта) достигается за счет осуществления рецикла н-пентана и гексанов, в составе изомеризата наибольшее количество изо-гексанов.

Величина октанового числа изомеризата в зависимости от технологии приведена на рис.2.

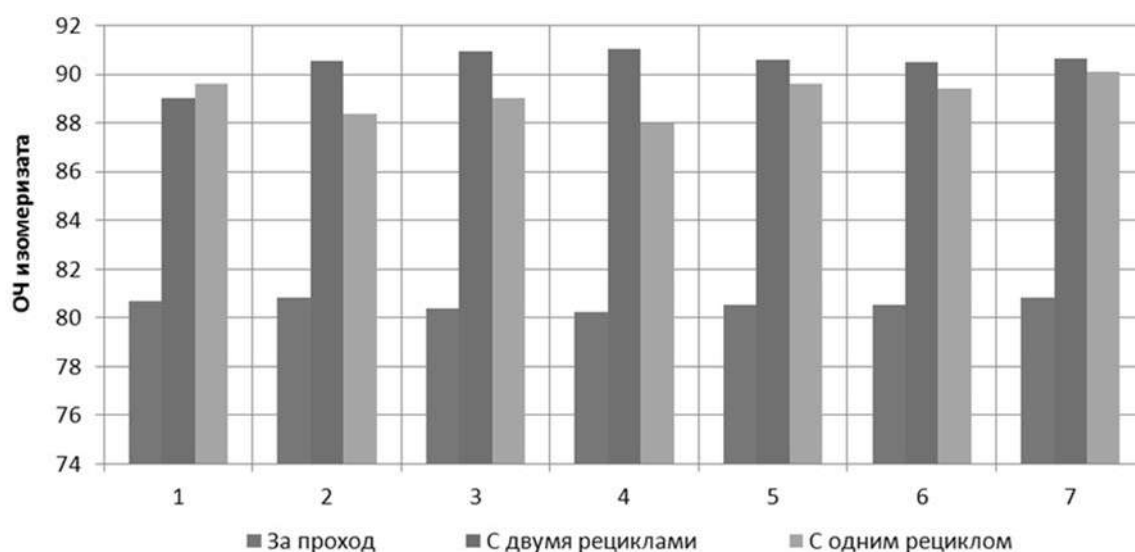


Рис.2 Октановое число изомеризата для разных технологий процесса

Реализация технологий с одним, двумя рециклами, в отличие от технологии за проход, позволяет увеличить октановое число продукта на 10 пунктов (рис.2). Наилучший результат по октановому числу достигается при использовании технологии с двумя рециклами (свыше 90 пунктов). Этот вариант установки один из наиболее оптимальных технических решений.

Литература

1. M.S. Gyngazova, E.D. Ivanchina, N.V. Chekantsev, Mathematical modeling of light naphtha (C5, C6) isomerization process, Chem. Eng. J 238 (2014) 120 – 128.
2. Иванчина Э. Д., Чеканцев Н. В., Чузлов В. А., Смольянова Ю. А., Тураносов А. В. Оптимизация процесса изомеризации пентан-гексановой фракции с использованием комплексной математической модели HYSYS-IZOMER // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2012. – Вып. 12. – С. 9 – 13.
3. Chekantsev, N.V.; Ivanchina, E.D. Mathematical modeling of pentane-hexane fraction isomerization process on si-2 catalyst. Abstracts XVIII International Conference on Chemical Reactors CHEMREACTOR-18 – Malta, September 29 – October 3, 2008.
4. Chuzlov, V. A., Chekantsev, N. V.; Ivanchina, E. D. Development of Complex Mathematical Model of Light Naphtha Isomerization and Rectification Processes, Proc. Chem., 2014, 10, 236-243.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА КОМПАУНДИРОВАНИЯ ВЫСОКООКТАНОВЫХ БЕНЗИНОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ КОМПЬЮТЕРНОЙ МОДЕЛИРУЮЩЕЙ СИСТЕМЫ

А. А. Солопова

Научный руководитель, доцент И. М. Долганов

Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Процесс компаундирования товарных бензинов является неотъемлемой частью в схеме современного нефтеперерабатывающего завода. Этот процесс позволяет получить высокооктановые бензины, отвечающие требованиям ГОСТ Р 51866-2002 (ЕН 228-2004) [2]. В настоящее время ведется поиск путей совершенствования технологии данного процесса для повышения качества получаемого бензина. Оптимизация процесса компаундирования осложняется наличием большого числа вовлекаемых компонентов. Так как молекулы и атомы взаимно влияют друг на друга, свойства индивидуальных компонентов в свободном состоянии отличаются от их свойств в смеси с другими углеводородами. Таким образом, детонационная стойкость не является аддитивным свойством, то есть октановые числа смешения потоков не равны сумме октановых чисел отдельных компонентов, входящих в состав потоков.

Причиной отклонения является наличие межмолекулярных взаимодействий между углеводородами, входящими в состав бензинов. Полярность молекул влияет на силы межмолекулярного взаимодействия компонентов бензиновой смеси. На кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов Томского политехнического университета выявлена закономерность, объясняющая отклонение октановых чисел смешения в зависимости от концентрации углеводородов, которые наиболее склонны к межмолекулярному взаимодействию на основе экспериментальных данных – формулы (1, 2) и получена формула для расчета октанового числа смеси (3):

$$B = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^{n-1} \sum_{j=2}^n B_i B_j C_i C_j \quad (1);$$