

CFD-МОДЕЛИРОВАНИЕ ЛИФТ-РЕАКТОРА КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА

Максимова У. В.

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

Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г. Томск, Россия

Каталитический крекинг является одним из важнейших крупнотоннажных процессов нефтепереработки, среди которых по объему перерабатываемого сырья занимает второе место, уступая первичной перегонке [1, 2]. В качестве сырья в процессе каталитического крекинга используется вакуумный дистиллят (газойль) широкого фракционного состава (200–500 °С). Основной целью каталитического крекинга является производство высокооктанового бензина. Также, в результате процесса получают легкие олефины – этилен и пропилен, являющиеся ценным сырьем для нефтехимической промышленности.

В России до 2030 года предусмотрено увеличение глубины переработки нефти до 83 % [3], поэтому повышение эффективности установок каталитического крекинга является одной из актуальных задач нефтеперерабатывающей промышленности. Одним из инструментов, применяемых для совершенствования технологии каталитического крекинга и увеличения выхода целевого продукта в условиях изменения состава сырья и дезактивации катализатора за счет коксообразования, являются математические модели. Математическое моделирование процесса каталитического крекинга позволяет спрогнозировать состав продуктов крекинга, учесть влияние параметров режима, оптимизировать работу реактора.

Целью работы является создание математического описания промышленного процесса каталитического крекинга с учетом двух фаз (газ и твердое) и химических превращений.

Объектом исследования является промышленный лифт-реактор. Геометрия лифт-реактора была взята на основе данных с промышленной установки каталитического крекинга (рисунок 1, 2). Применяемая сетка состоит из 50656 узлов и 248741 трехгранных элементов. Для моделирования участков с высокими градиентами скорости движения фаз использовалась неоднородная сетка с элементами меньшего объема.



Рис. 1. Геометрия промышленного лифт-реактора

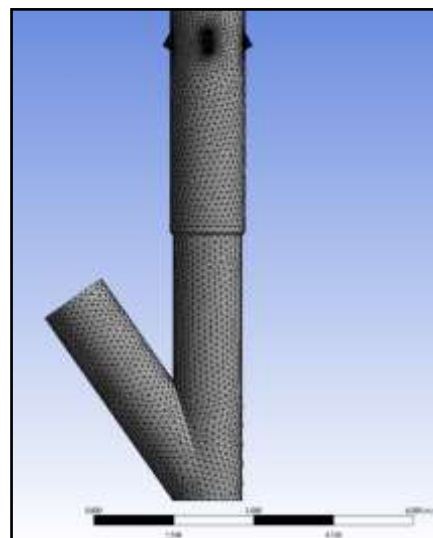


Рис. 2. Сетка реактора

Технологические параметры лифт-реактора были заданы в соответствии с данными по пробегу промышленной установки каталитического крекинга и представлены в таблице 1.

Таблица 1

Технологические параметры лифт-реактора

Параметр	Значение
Рабочее давление, кПа	200,00
Рабочая температура, К	288,16
Рабочая плотность, кг м ⁻³	1,22
Массовый расход сырья, кг с ⁻¹	63,30
Температура сырья, К	682,00
Массовый расход катализатора, кг с ⁻¹	533,47
Температура катализатора, К	923,00
Массовая доля кокса на катализаторе	1.00e-6
Массовый расход водяного пара, кг с ⁻¹	0,83
Температура водяного пара, К	582,00

СЕКЦИЯ 8. ХИМИЧЕСКИЕ ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ МИНЕРАЛЬНОГО И УГЛЕВОДОРОДНОГО СЫРЬЯ

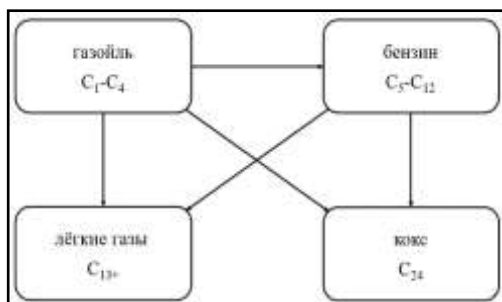


Рис. 3. Формализованная схема превращений процесса каталитического крекинга

В процессе каталитического крекинга одновременно протекает большое число химических реакций и взаимных превращений реагентов. Также, процесс сопровождается блокировкой активных центров катализатора за счет коксообразования с последующей дезактивацией. Исходное сырье и продукты крекинга имеют сложный состав. Все вышеперечисленные факторы осложняют моделирование гидродинамики процесса каталитического крекинга. Для упрощения описания химических превращений компоненты объединили в группы и рассмотрели формализованные химические реакции (Рисунок 3). Чтобы учесть изменение активности катализатора, в схему превращений добавили реакции образования кокса. Кинетические параметры реакций представлены в таблице 2.

Таблица 2

Кинетические параметры реакций

Реакция	A_r	E_r (Дж/кмоль)	ΔH_r (Дж/кмоль)
газойль $\rightarrow$ бензин	8.0	5.74e5	-7.40E-08
газойль $\rightarrow$ легкие газы	4.5	5.28e5	-2.95E-08
газойль $\rightarrow$ кокс	2.0	3.18e5	2.25E-08
бензин $\rightarrow$ легкие газы	0.1	5.20e5	3.00E-09
бензин $\rightarrow$ кокс	0.005	3.18e5	8.19E-08

В работе использовалась двухфазная трехмерная модель потока газ-твердое, включающая в себя передачу тепла и химические превращения. Для описания движения газообразной и твердой фаз внутри реактора использовалась модель Эйлера. Расчет изменения концентраций компонентов (рисунок 4) при нестационарном режиме проводили для 100 секунд. Процесс выходит на стационарный режим за 50 секунд. Дальнейшие расчеты по исследованию влияния технологических параметров были проведены для 50 секунд.

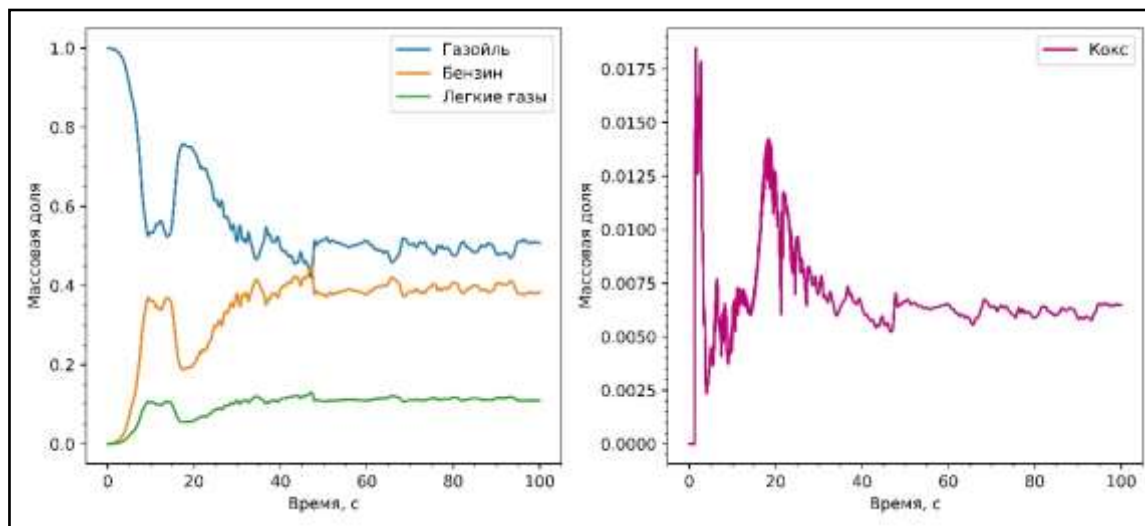


Рис. 4. Изменение концентраций компонентов газовой фазы и кокса в нестационарном режиме

Литература

1. Ахметов С. А. и др. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа. – 2006.
2. Магарил Р.З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти. - Л.: Химия, 1985. - 280 с
3. Прогноз долгосрочного социально-экономического развития Российской Федерации на период до 2030 года // Правительство России URL: <http://government.ru/news/12582/> (дата обращения: 10.02.2023).