

Д. В. Кузьмицкий, Д.П. Шкудун,
Д. А. Гринюк, И. Г. Сухорукова,
(УО «Белорусский государственный технологический университет»,
г. Минск, Беларусь)

АВТОМАТИЗАЦИИ ПРОЦЕССА ВИСБРЕКИНГА

Висбрекинг – процесс однократного термического крекинга тяжелого остаточного сырья, проводимый в мягких условиях. Типичное сырье висбрекинга – мазуты, получаемые при атмосферной перегонке нефти, или вакуумные гудроны.

Для висбрекинга гудрона условия процесса такие: температура 460–500 °С; давление 1,4–3,5 МПа. Длительность пребывания сырья в зоне реакции определяется с помощью уравнения скорости реакции первого порядка. Требуемый объем реакционной зоны, т. е. того участка змеевика, где температура сырья превышает 399 °С, составляет 3,6–4,8 м³ на каждые 1000 м³ перерабатываемого жидкого сырья в сутки.

Каталитический крекинг – термокatalитическая переработка нефтяных фракций с целью получения компонента высокооктанового бензина, легкого газойля и непредельных жирных газов. Каталитический крекинг – один из важнейших процессов, обеспечивающих глубокую переработку нефти.

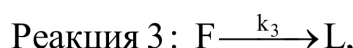
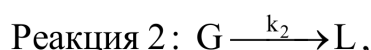
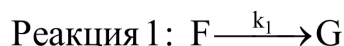
Решить их эффективно можно путем установки системы оптимизации печей. Такая система обеспечит точное реагирование температуры на выходе каждой печи. Совместно с этой системой рекомендуется установка специальных контрольно-измерительных приборов, гарантирующих корректное измерение параметров, характеризующих работоспособность оборудования для приближающего отказа. Для моделирования процессов при риформинге приходится учитывать процессы гидродинамики, массообмена и химической кинетики.

Для моделирования реакторов каталитического риформинга используют работы Crane [3], который применял сосредоточенное математическое представление реакции, которые происходят. Эти представления записаны в терминах изомеров одного и того же характера (парафины, нафтены, или ароматические). Оригинальная модель Crane включает 53 химические реакции, которые суммируются.

Некоторые авторы идут на упрощение и модификации с целью упрощения и выделение целевых параметров процесса реформинга. Помимо расчета риформинга состав, профили температуры и давления вдоль системы реакторов, модель разработана может быть

использован для анализа другие аспекты каталитического риформинга. Turpin [4] предложил использовать для расчета глобальные и водородные материальных балансы, сравнение экспериментальных и расчетных концентраций [1].

Химические процессы, протекающие в реакторе каталитического крекинга, являются сложными и сопровождаются рядом одновременно протекающих химических реакций. Согласно редуцированной модели реактора, эти реакции можно разделить на три вида:



где F – это сырье (гидроочищенный вакуумный дистиллят, иначе газойль), G – целевой продукт (бензин), L – легкие газовые фракции (в частности кокс). Первая реакция желаемая, так как бензин является целевым продуктом. Реакции 2 и 3 являются побочными, т.е. нежелательными реакциями.

Лифт-реактор считается реактором идеального вытеснения, так как соотношение длины реактора к его диаметру велико, а реакция протекает в течение нескольких секунд.

Ниже приведена математическая модель реактора на основе материальных и тепловых балансов.

Материальный баланс по сырью:

$$\frac{dy_f}{dz} = -R_1^0 \cdot t_c \cdot [\text{COR}] \cdot \Phi_0 \cdot y_f^2 \cdot \exp \frac{-E_f}{R \cdot T_0 \cdot (1 + \theta)} \cdot \exp(-\alpha \cdot t_c \cdot z),$$

Материальный баланс по выходному продукту:

$$\begin{aligned} \frac{dy_g}{dz} = & -R_1^1 \cdot t_c \cdot [\text{COR}] \cdot \Phi_0 \cdot y_f^2 \cdot \exp \frac{-E_f}{R \cdot T_0 \cdot (1 + \theta)} \cdot \exp(-\alpha \cdot t_c \cdot z) - \\ & -R_2^0 \cdot t_c \cdot [\text{COR}] \cdot \Phi_0 \cdot y_g^2 \cdot \exp \frac{-E_g}{R \cdot T_0 \cdot (1 + \theta)} \cdot \exp(-\alpha \cdot t_c \cdot z), \end{aligned}$$

где y_f – массовая доля газойля в парах в реакторе; Z – безразмерная переменная длины; R_1^0 – постоянная скорости реакции образования газойля; R_1^1 – постоянная скорости реакции образования газоллина; R_1^2 – постоянная скорости реакции получения углерода; COR – массовое соотношение катализатора к нефти; Φ_0 – активность катализатора

во входе в реактор; E_f – энергия активации для крекинг газойля; T_0 – температура сырья при поступлении в реактор; θ – безразмерная переменная температуры; t_c – время нахождения катализатора в реакторе; α – коэффициент старения катализатора; y_g – массовая доля газойля в парах в реакторе; E_g – энергия активации для крекинг газойля.

Тепловой баланс:

$$\frac{d\theta}{dz} = \frac{\lambda \cdot \Delta H_f \cdot F_0}{T_0 \cdot (F_s \cdot C_{ps} + \lambda \cdot F_0 \cdot C_{p0} + (1 - \lambda) \cdot F_D \cdot C_{pD})} \cdot \frac{dy_f}{dz},$$

где λ – массовая доля газойля в сырье; ΔH_f – теплота реакции крекинга газойля; F_0 – подача сырья (нефть + пар) в реактор; F_s – скорость циркуляции катализатора; C_{ps} – теплоемкость катализатора; C_{p0} – теплоемкость газойля; C_{pD} – теплоемкость пара; F_D – скорость подачи пара.

Регенератор можно представить в виде реактора идеального смешения. Ниже представлена модель регенератора:

Материальный баланс по коксу:

$$\frac{d}{dt}(W \cdot C_{RC}) = F_S \cdot (C_{SC} - C_{RC}) - k \cdot y_\infty \cdot C_{RC} \cdot W$$

Материальный баланс по кислороду:

$$\frac{d}{dt}(W_a \cdot y_\infty) = R_A \cdot (y_i - y_\infty) - \frac{1 + 1.5 \cdot \sigma}{M_C(1 + \sigma)} k \cdot y_\infty \cdot C_{RC} \cdot W$$

Тепловой баланс:

$$\frac{d}{dt} [T_{rg} \cdot (W \cdot C_{ps})] = T_{ri} \cdot F_S \cdot C_{ps} + T_a \cdot F_a \cdot C_{pa} - T_{rg} \cdot (F_S \cdot C_{ps} + F_a \cdot C_{pa}) - (\Delta H_{CO} + \frac{\sigma}{1 + \sigma} \Delta H_{CO_2}) \frac{k \cdot y_\infty \cdot C_{RC} \cdot W}{M_C},$$

где W – масса катализатора в регенераторе; W_a – масса воздуха в регенераторе; C_{RC} – массовая доля кокса в восстановленном катализаторе; R_a – подача воздуха в регенератор; k – коэффициент выжигания кокса; C_{SC} – массовая доля кокса в использованном катализаторе; y_∞ – мольная доля кислорода в регенераторе; σ – соотношение CO_2/CO в дымовых газах; M_C – молярная масса кокса; T_{rg} – температура катализатора на выходе из регенератора; T_{ri} – температура на выходе из реактора; T_a – температура воздуха, подаваемого в регенератор; F_a – массовый расход воздуха в регенератор; C_a – теплоемкость воздуха; ΔH_{CO} – тепло, выделяемое при образовании CO ; ΔH_{CO_2} – тепло, выделяемое при образовании CO_2 .

Ввиду сложности процессов в реакторе, передаточные по каналам управления описываю передаточными функциями первого порядка:

$$W(s) = \frac{k_m}{T_s \cdot s + 1},$$

где k_m – коэффициент усиления; T_s – временная постоянная [2]

Обычно используют следующие каналы управления: температура использованного катализатора – температура в реакторе; температура использованного катализатора – температура в регенераторе; расход сырья – температура в реакторе; расход сырья – температура в регенераторе; расход использованного катализатора – температура в реакторе; расход использованного катализатора – температура в регенераторе; расход воздуха – температура в регенераторе.

Больше внимание уделяется в системах управления на идентификации коэффициентов передачи каналов k_m поскольку в реальных объектах всегда наблюдается изменение сырья, условий эксплуатации. Во многих случаях предлагают комплексные решение по построению и идентификации системы управления

ЛИТЕРАТУРА

1. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти. – М.: Химия, 2005. – 670с.
2. Гаврилов А.И., Пашаева Б.А. Интеллектуальная система управления каталитическим крекингом нефти// Интеллектуальные системы: Труды девятого международного симпозиума/ Под ред. К.А.Пупков 2010. – С. 637-641.
3. Krane, H. G. , Groh , A. B. , Shulman , B. D. , Sinfeit , J. H. Reactions in catalytic reforming of naphthas // In: Proceedings of the Fifth World Petroleum Congress , May 30, 1959, Sec. III, pp. 39 – 51.
4. Turpin, L.E. Cut benzene out of reformat. Hydrocarbon Process., 1992 p. 81 – 92 .
5. Быстров А.И.1, Низамова Г.И., Журавлева Н.А., Доломатов М.Ю. Многофакторная математическая модель процесса висбрекинга. // Нефтепереработка и нефтехимия. научно-технические достижения и передовой опыт 2016, № 8, С. 9-12