

УДК 621.37

Студ. М.П. Морозова; магистр М.А. Змушко
Науч. рук. доц. Д.А. Гринюк, доц. В.В. Сарока

(кафедра автоматизации производственных процессов и электротехники, БГТУ)

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ 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.

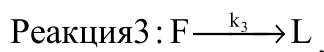
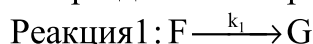
Решить их эффективно можно путем установки системы оптимизации печей. Такая система обеспечит точное реагирование температуры на выходе каждой печи. Совместно с этой системой рекомендуется установка специальных контрольно-измерительных приборов, гарантирующих корректное измерение параметров, характеризующих 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 др. (1959), 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. (1959) включает 53 химические реакции, которые суммируются.

Некоторые авторы идут на упрощение и модификации с целью упрощения и выделения целевых параметров процесса риформинга. Помимо расчета риформинга состав, профили температуры и давления вдоль системы реакторов, модель разработана может быть использован для анализа другие аспекты каталитического риформинга. Turpin (1992) предложил использовать для расчета глобальные и водородные мате-

риальных 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:

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

Материальный баланс по выходному продукту:

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

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 газойля; 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 - коэф-

коэффициент старения катализатора; y_g - массовая доля газолина в парах в реакторе; E_g - энергия активации для крекинг газолина.

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:

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

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 выжиг 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 .

Примем, что каждый канал связи может быть охарактеризован аperiodическим звеном первого порядка без чистого запаздывания:

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

где k_m - коэффициент усиления; T_s - временная постоянная.

Передаточные функции, связанные с реактором обозначены через букву Н, связанные регенератором обозначены через G, а общие передаточные функции связанные процессом в целом обозначены буквой F. Передаточные функции реактора и регенератора были определены для статического режима, а передаточная функция всего процесса была найдена путем арифметических вычислений:

температура сырья – температура в реакторе; температура сырья – температура в регенераторе [2]

$$W_{11}(s) = \frac{0,25}{0,065s + 1}; W_{21}(s) = \frac{0,0058s^2 + 0,21s + 0,173}{0,00067s^4 + 0,032s^3 + 0,405s^2 + 1,185s + 1};$$

температура использованного катализатора – температура в реакторе; температура использованного катализатора температура в регенераторе

$$W_{12}(s) = \frac{0,82}{0,065s + 1}; W_{21}(s) = \frac{0,087s^2 + 0,29s + 0,72}{0,00087s^4 + 0,035s^3 + 0,42s^2 + 1,19s + 1};$$

расход сырья – температура в реакторе; расход сырья – температура в регенераторе

$$W_{13}(s) = \frac{-8,15 \cdot 10^{-4}}{0,061s + 1}; W_{23}(s) = \frac{-2,3 \cdot 10^{-4}s^2 - 0,00037s - 0,00084}{0,00075s^4 + 0,039s^3 + 0,45s^2 + 1,175s + 1};$$

расход использованного катализатора – температура в реакторе

$$W_{14}(s) = \frac{1,65 \cdot 10^{-4}}{0,061s + 1};$$

расход использованного катализатора – температура в регенераторе

$$W_{24}(s) = \frac{-2,3 \cdot 10^{-7}s^4 - 4,15 \cdot 10^{-6}s^3 - 3,85 \cdot 10^{-5}s^2}{0,00039s^5 + 0,048s^4 + 0,45s^3 + 0,92s^2 + 1,63s + 1};$$

$$- \frac{-7,92 \cdot 10^{-5}s - 6,15 \cdot 10^{-5}}{0,00039s^5 + 0,048s^4 + 0,45s^3 + 0,92s^2 + 1,63s + 1}$$

расход воздуха – температура в регенераторе

$$W_{25}(s) = \frac{0,0032}{0,45s + 1}.$$

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.