

УДК 681.5

Санаева Н.А., Санаева Г.Н., Пророков А.Е., Богатиков В.Н.

ПОСТРОЕНИЕ КУСОЧНО-ЛИНЕЙНОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ОКИСЛИТЕЛЬНОГО ПИРОЛИЗА

Санаева Наталья Александровна, студент 3 курса бакалавриата факультета кибернетики;

Санаева Галина Николаевна, старший преподаватель кафедры вычислительной техники и информационных технологий, e-mail: gn_san@mail.ru;

Пророков Анатолий Евгеньевич, к.т.н., доцент, заведующий кафедрой вычислительной техники и информационных технологий;

Новомосковский институт РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковск, Россия

301665, Тульская область, г. Новомосковск, ул. Дружбы, д. 8

Богатиков Валерий Николаевич, д.т.н., профессор, профессор кафедры информационных систем, Тверской государственный технический университет, Тверь, Россия

В работе представлена кусочно-линейная модель процесса получения ацетилена окислительным пиролизом природного газа. Составлена система линейных ограничений, определены область и центр технологической безопасности решением задачи нелинейного программирования.

Ключевые слова: ацетилен, окислительный пиролиз, кусочно-линейная модель, центр безопасности.

THE CONSTRUCTION OF THE PIECEWISE-LINEAR MODEL OF THE PROCESS OF OXIDATIVE PYROLYSIS

Sanaeva N.A., Sanaeva G.N., Prorokov A.E., Bogatikov V.N.*

D. Mendeleev University of Chemical Technology of Russia, Novomoskovsk, Russia

* Tver State Technical University, Tver, Russia

The article presents a piecewise linear model of the process of obtaining acetylene by oxidative pyrolysis of natural gas. The system of linear constraints, defined area and the center of technological safety solution of a nonlinear programming problem.

Keywords: mathematical modeling, acetylene, reactor of oxidizing pyrolysis, piecewise and linear model, area of safety, center of safety.

Процесс производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа протекает в условиях неполноты и неопределенности информации, вызванными изменением характеристик оборудования в процессе его эксплуатации («закоксовыванием» ряда элементов), непостоянством во времени состава исходного сырья для реакции (природный газ и кислород), малым временем пребывания реакционной смеси в реакционной зоне и т.д. При этом эффективность указанного процесса в значительной степени зависит от соблюдения требований к обеспечению безопасности и эффективности функционирования химико-технологической процессов (ХТП), в связи с чем возникает необходимость разработки новых подходов к диагностике состояний и эффективному управлению безопасностью процесса окислительного пиролиза.

Технологический процесс, протекающий в реакторе окислительного пиролиза, состоит из трех этапов [1]:

1) перемешивание предварительно подогретых до 650°C исходных компонентов для реакции пиролиза в смесителе реактора; 2) окислительный пиролиз в зоне реакции при температуре около 1500°C; 3) «закалка» продуктов реакции водой с целью охлаждения полученного газа пиролиза до температуры ниже 100°C, поскольку при температуре реакции ацетилен представляет собой

неустойчивое соединение и может разлагаться на водород и сажу.

Количество ацетилена, получаемого окислительным пиролизом природного газа, на выходе из реактора (рис.1) зависит от температуры предварительного подогрева и степени перемешивания исходных компонентов для реакции, а также от соотношения их расходов.

С целью реализации возможности предсказания возникновения нарушений технологического режима, приводящих к предаварийным и аварийным ситуациям, составлена математическая модель, включающая в себя материальные и тепловые балансы для соответствующих этапов процесса окислительного пиролиза.

Для решения задачи повышения уровня технологической безопасности производства ацетилена целесообразно создание специальной системы оценки состояний и диагностики нарушений с использованием кусочно-линейной модели указанного процесса. При этом функционирование процесса окислительного пиролиза рассматривается как последовательная схема смены его состояний на некотором интервале времени (t_0, t_k) . Состояние системы в каждый момент времени t из этого интервала характеризуется набором параметров процесса. Область номинальных режимов (область работоспособного состояния) процесса определяется совокупностями

технологических, конструктивных параметров и параметров управления.

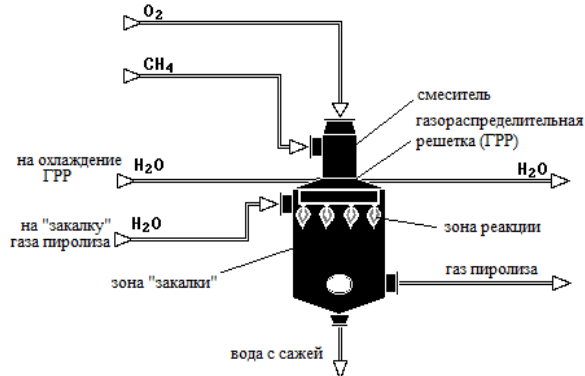


Рис.1. Реактор окислительного пиролиза

На технологический процесс накладываются ограничения его рабочего функционирования, выход за которые означает переход процесса во внештатную ситуацию. Таким образом, эти

ограничения, «вырезают» на множестве всех состояний процесса n -мерную область, в которой процесс не выходит во внештатные ситуации – область всех работоспособных состояний процесса [2].

Для определения области безопасности процесса окислительного пиролиза с использованием кусочно-линейных моделей получена система линейных ограничений, которые играют важную роль для организации контроля состояния технологического процесса и на основе которых осуществляется классификация состояний ХТС.

Ниже представлены основные уравнения математической модели процессов, протекающих в реакторе окислительного пиролиза и соответствующие им ограничения кусочно-линейной модели:

– Смеситель:

$$V_{\text{см}} \frac{d\rho_{\text{см}}}{dt} = G_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + G_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2} - G_{\text{см}} \rho_{\text{см}},$$

$$G_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + G_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2} - G_{\text{см}} \rho_{\text{см}}^{\min} > \Delta \rho_{\text{см}}(k), \quad G_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + G_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2} - G_{\text{см}} \rho_{\text{см}}^{\max} < \Delta \rho_{\text{см}}(k);$$

– Реакционная зона (для реакции $2\text{CH}_4 = \text{C}_2\text{H}_2 + 3\text{H}_2$):

$$V_p \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} \frac{dC_{\text{CH}_4}}{dt} = G_{\text{см}} \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} (C_{\text{CH}_4}^0 - C_{\text{CH}_4}) - A_{\text{CH}_4}(C_{\text{CH}_4}, C_{\text{C}_2\text{H}_2}, C_{\text{H}_2}, T),$$

$$V_p \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{C}_2\text{H}_2}}{m_{\text{см}}} \frac{dC_{\text{C}_2\text{H}_2}}{dt} = G_{\text{см}} \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{C}_2\text{H}_2}}{m_{\text{см}}} (C_{\text{C}_2\text{H}_2}^0 - C_{\text{C}_2\text{H}_2}) + A_{\text{C}_2\text{H}_2}(C_{\text{CH}_4}, C_{\text{C}_2\text{H}_2}, C_{\text{H}_2}, T),$$

$$V_p \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{H}_2}}{m_{\text{см}}} \frac{dC_{\text{H}_2}}{dt} = G_{\text{см}} \rho_{\text{см}} \frac{m_{\text{H}_2}}{m_{\text{см}}} (C_{\text{H}_2}^0 - C_{\text{H}_2}) + A_{\text{H}_2}(C_{\text{CH}_4}, C_{\text{C}_2\text{H}_2}, C_{\text{H}_2}, T),$$

$$c\rho \frac{dT^{\text{ВЫХ}}}{dt} = G_{\text{CH}_4} r_{\text{CH}_4} + c\rho(T^{\text{ВХ}} - T^{\text{ВЫХ}}) - Q_3 - Q_5,$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{CH}_4}^{\text{ВХ}} - k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} - 2k_5 V_p C_{\text{CH}_4}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\min} > \Delta C_{\text{CH}_4}(k),$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{CH}_4}^{\text{ВХ}} - k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} - 2k_5 V_p C_{\text{CH}_4}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\max} < \Delta C_{\text{CH}_4}(k),$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{C}_2\text{H}_2}^{\text{ВХ}} + k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} + k_5 V_p C_{\text{C}_2\text{H}_2}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\min} > \Delta C_{\text{C}_2\text{H}_2}(k),$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{C}_2\text{H}_2}^{\text{ВХ}} + k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} + k_5 V_p C_{\text{C}_2\text{H}_2}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\max} < \Delta C_{\text{C}_2\text{H}_2}(k),$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{H}_2}^{\text{ВХ}} + k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} + k_5 V_p C_{\text{H}_2}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\min} > \Delta C_{\text{H}_2}(k),$$

$$G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} C_{\text{H}_2}^{\text{ВХ}} + k_5 V_p (C_{\text{CH}_4}^0)^2 - \left(G_{\text{см}} \frac{\rho_{\text{CH}_4}}{m_{\text{см}}} + k_5 V_p C_{\text{H}_2}^0 \right) C_{\text{CH}_4}^{\max} < \Delta C_{\text{H}_2}(k),$$

$$(G_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + G_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2}) c T^{\min} + G_{\text{CH}_4} r_{\text{CH}_4} - G_{\text{ГП}} c T_{\text{ГП}}^{\max} > \Delta T^{\text{ВЫХ}} > (G_{\text{CH}_4} \rho_{\text{CH}_4} + G_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2}) c T^{\max} + G_{\text{CH}_4} r_{\text{CH}_4} - G_{\text{ГП}} c T_{\text{ГП}}^{\min};$$

– Зона «закалки»:

$$c\rho V_3 \frac{dT_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}}}{dt} = G_{\text{ГП}} c\rho (T_{\text{ГП}} - T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}}) - KF(T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) - G_{\text{ГП}} \alpha\rho,$$

$$c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} V_3 \frac{dT_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}}{dt} = G_{\text{ВЗ}} c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} (T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВХ}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) + KF(T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}),$$

$$G_{\text{ГП}} c_p T_{\text{ГП}} - G_{\text{ГП}} \alpha p - K F T_{\text{ВЗ}} - (G_{\text{ГП}} c_p + K F) > c_p \Delta T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}},$$

$$G_{\text{ГП}} c_p T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ} \min} - K F (T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ} \min} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ} \max}) < \Delta c_p \Delta T_{\text{ГП}}^{\text{ВЫХ}},$$

$$G_{\text{ВЗ}}^{\min} c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} (T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВХ}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) + K F (T_{\text{ГП}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) > c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} V_3 \Delta T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}},$$

$$G_{\text{ВЗ}}^{\max} c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} (T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВХ}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) + K F (T_{\text{ГП}} - T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}}) < c_{\text{ВЗ}} \rho_{\text{ВЗ}} V_3 \Delta T_{\text{ВЗ}}^{\text{ВЫХ}},$$

где ρ – плотность, кг/м³;
 G – расход, м³/с;
 $V_{\text{см}}$, V_p , V_3 – объемы смесителя, зоны реакции, зоны «закалки», соответственно, м³;
 m_i – молекулярный вес компонента i , кг/моль;
 C – концентрация компонента, % (об.);
 c – теплоемкость газа пиролиза, Дж/(кг·К);
 T – температура, К;
 k_i – константа скорости химической реакции, с⁻¹;
 A_i – скорость изменения количества соответствующих компонентов реакции моль/с;
 r – удельная теплота сгорания метана, Дж/м³;
 F – поверхность теплопередачи, м²;
 α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³·К);
индексы: см – метано-кислородная смесь;
ГП – газ пиролиза;
ВЗ – вода на «закалку».

Полученные соотношения позволяют прогнозировать возникновение постепенных отказов, являющихся результатом ухудшения свойств веществ, участвующих в ХТП (например, нестационарность состава природного газа как одного из исходных компонентов для реакции), свойств аппарата (образование сажи на поверхности реактора – «закосовывание») и т.д., которые приводят к нарушению составленных ограничений и тем самым указывают на появление неполадок в технологической системе [3].

Для своевременного обнаружения нарушений, приводящих к внештатным ситуациям, необходимо определить область наиболее безопасного функционирования технологического процесса в штатном режиме – область центра технологической безопасности, для чего целесообразно использование метода разделения состояний, позволяющего при наличии ограничений вида

$$x_{ik}^{(\min)} < x_i < x_{ik}^{(\max)}, (i = 1, I; k = 1, K_i), (1)$$

где i – номер переменной состояния;
 k – номер технологического режима работы i -й переменной, с какой угодно степенью дифференциации, перечислять на основе чисто комбинаторного перебора возможные не пересекаемые области существования переменных состояния [2].

Определение центра технологической безопасности осуществляется в соответствии с алгоритмом, предложенным в [2], решением задачи нелинейного программирования (2) для определения отклонения координат данной точки от границ области безопасности:

$$\sum_{i=1}^{i=I} d_i^-(z) \rightarrow \max. (2)$$

При анализе полученных в результате расчетов по представленной модели выявлено, что параметры выходных технологически потоков можно только контролировать, а управление ими осуществляется за счет изменения значений входных технологических параметров – расходов и температуры. В связи с этим представленная кусочно-линейная модель позволяет при изменении значения какого-либо входного параметра осуществлять перерасчет остальных входных параметров при стабилизации значений выходных параметров в области центра технологической безопасности. Например, при изменении расхода метана на реакцию пиролиза производится перерасчет расхода кислорода на реакцию и природного газа на горелку подогревателя, а также расхода воды на «закалку» газа пиролиза с целью поддержания значений выходных параметров в требуемом диапазоне.

При возникновении каких-либо возмущений центр безопасности может смещаться, поэтому основная задача системы управления процессом состоит в переводе объекта управления в другое устойчивое с точки зрения обеспечения технологической безопасности состояние при поддержании требуемых характеристик получаемого продукта. При этом поддержание процесса в области центра безопасности обеспечивает, в том числе, его протекание оптимальным с точки зрения энерго- и ресурсосбережения образом.

Работа выполнена при частичной финансовой поддержке гранта РФФИ «Исследование рисков при управлении динамическими процессами в слабоструктурированных и плохо формализуемых средах», проект № 17-07-01368.

Список литературы

1. Антонов В.Н., Липидус А.С. Производство ацетилена. М.: Химия, 1970. 416 с.
2. Богатиков В.Н., Палюх Б.В., Пророков А.Е., Алексеев В.В. Приложение метода разделения состояний к управлению технологической безопасностью на основе индекса безопасности. Тверь: Тверской государственный технический университет, 2009. 256 с.
3. Санаева Г.Н., Пророков А.Е., Богатиков В.Н. О возможности применения дискретных моделей к диагностике состояния процесса получения ацетилена окислительным пиролизом природного газа // Энергетика, информатика, инновации: тезисы докл. V Междунар. науч.-тех. конф. (Смоленск, 26-27 ноября 2015 г.). Смоленск, 2015. Т. 1. С. 225-228.