

ПРИНЦИПЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ ДИНАМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ДЛЯ САУ ГАЗОГЕНЕРАТОРАМИ С ЦИРКУЛИРУЮЩИМ КИПЯЩИМ СЛОЕМ

168-174
Бессараб В.И., канд. тех. наук, Лямцева И.В., аспирант,
Донецкий государственный технический университет

В статье рассмотрены особенности управления химико-технологическим объектом на примере газогенератора. Сформулирована задача управления для системы с рециклом. Получены уравнения гидродинамики, массового и теплового балансов для газогенератора с циркулирующим кипящим слоем.

In the article the features of handle of the chemical-technological object on an example of a gas generator surveyed. The task of handle for the system with recycle is formulated. The hydrodynamical equations, mass and thermal balances for a gas generator with circulating fluid bed are obtained.

В последнее время во всем мире возрос интерес к проблемам производства и применения различных видов альтернативных топлив, в первую очередь синтетических жидких (СЖТ), что привело к развертыванию исследовательских и проектных работ в этой области.

Основными видами сырья для получения СЖТ являются: природный, нефтяной газ, газовый конденсат; каменный и бурый уголь; природные битумы и битуминозные породы (сланцы, нефтяные пески); вторичные ресурсы (продукты переработки жидких и твердых топлив – коксовый, ферросплавный, доменный газы), промышленные и бытовые отходы. К основным технологиям получения СЖТ из твердого сырья относятся: пиролиз, прямая гидрогенизация, косвенная гидрогенизация.

Технологическая схема получения СЖТ представляет собой упорядоченное множество взаимосвязанных технологическими потоками аппаратов: подготовка сырья (конвертор), собственно химическое превращение (каталитический реактор) и выделение целевого продукта (сепаратор). Перечисленные операции взаимосвязаны, а протекающие процессы – взаимозависимы. Так,

повышенная нагрузка по исходному газу приводит к снижению степени конверсии сырья, к непроизводительным расходам, в результате чего в реакторе уменьшается селективность процесса, что в конечном счете снижает технико-экономические показатели работы всей химико-технологической системы (ХТС). Наоборот, в случае интенсификации стадии синтеза (повышения производительности и селективности) лимитирующей становится стадия подготовки сырья.

Расчет рециклических ХТС производств СЖТ осуществляют в два этапа: декомпозиция системы на разомкнутые части и на совокупности блоков, объединенных рециклами; определение способа и расчет совокупности блоков с рециклами. На втором этапе существует два принципиально разных подхода: определение последовательности вычислений внутри совокупности блоков с рециклами и совместный расчет блоков с рециклами.

Выходы блоков можно рассчитать только в том случае, если известны входы, но для блока с рециклом вход известен лишь тогда, когда рассчитан выход. Поэтому первый подход к расчету замкнутых схем основан на методе разрыва обратных связей, с помощью которого из замкнутых схем получают эквивалентные разомкнутые. Метод заключается в выделении и упорядочении совокупности блоков в порядке подчиненности и последовательном их расчете. Совместный расчет блоков с рециклами заключается в том, что для любой сложной схемы, содержащей рецикл, составляют баланс для каждого компонента, либо для суммарного потока массы или энергии в каждом блоке.

Предполагают, что химических превращений в линии рецикла не происходит, т.е. центр управления ничего не производит, а организует функционирование подсистемы-производителя посредством задания ей некоторого управления $u_i \in U$ ($i=1, \dots, n$) через изменение количества и (или) физико-химических параметров рециркулята. Подсистема имеет выбор управляющих параметров $v_i \in V(u)$ и стремится достичь оптимального режима работы, выражающегося в виде максимума некоторого критерия эффективности, например максимального выхода конечного целевого продукта. Каждое состояние подсистемы однозначно определяется управлением центра u_i и управлением самой подсистемы v_i , т.е. критерий эффективности представляет собой функцию $f_v(U, V)$.

Воздействуя на пространство управлений (стратегий) подсистемы и ее критерий эффективности, центр стремится достичь оптимума критерия эффективности функционирования системы в целом $f_u(U, V)$, например минимальных затрат, с учетом ограничений, налагаемых на систему из технологических и экономических соображений.

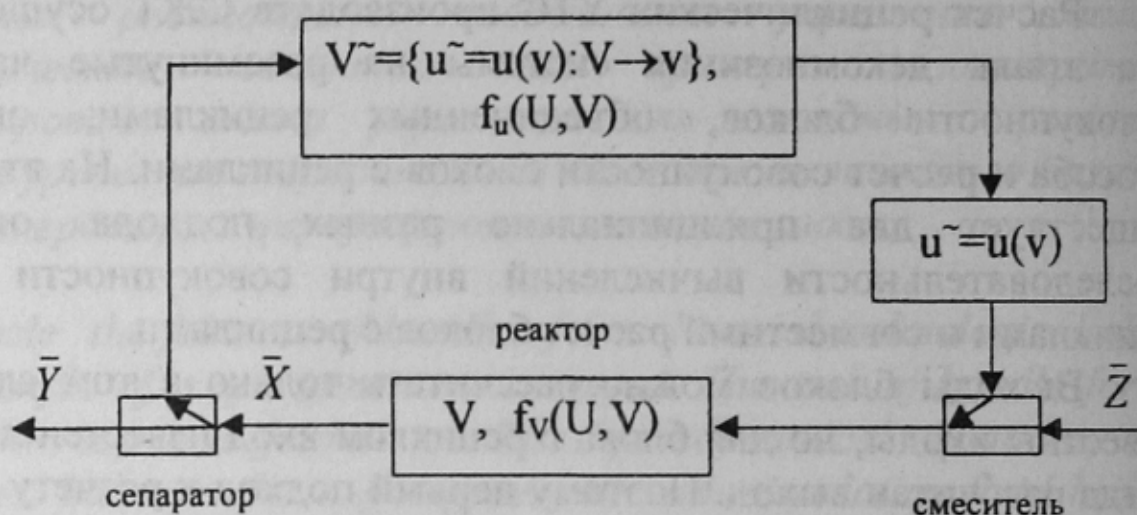


Рисунок 1 – Одноконтурная ХТС получения СЖТ с рециклом

Таким образом, вектор U определяет управляющие параметры центра, а V – подсистемы. Целью функционирования центра и подсистемы является увеличение некоторых критериев эффективности: $W_k = f_k(U, V)$ при $u_i \in U; v_i \in V, k \equiv u, v$.

После первого прохождения потоков сырья через подсистему, т.е. через реактор в основной технологической линии, центр (рецикл) будет иметь некоторую информацию о выборе $v_i \in V$. Тогда пространство стратегий центра будет состоять из множества отображений $U \sim = \{u \sim = u(v): V \rightarrow v\}$, из которого подсистеме будет сообщена некоторая стратегия $u \sim = u(v), u_i \sim \in U \sim$. Подсистема, получив информацию о стратегии центра, выбирает свою стратегию так, чтобы с некоторой точностью достичь максимума своего критерия эффективности.

Следовательно, в системе с рециклом в общем случае всегда можно увеличить степень совершенства ее функционирования путем оптимальной организации контура рециркуляции, что позволяет

синтезировать новые эффективные ХТС и интенсифицировать действующие производства.

В ХТС получения СЖТ вследствие изменения параметров, определяющих внешние условия или внутренние свойства системы, стационарные состояния могут терять устойчивость, что может быть обусловлено повышенной параметрической чувствительностью параметров выходных потоков к их изменению на входе; возможностью существования нескольких стационарных состояний; наличием в системе различного рода колебаний температур, концентраций, давлений и т.д.; изменением физико-химических параметров реакционной смеси и катализаторов в ходе химических реакций.

При наличии в системе обратных связей по веществу и энергии возможно появление неустойчивости стационарных режимов или возникновение незатухающих периодических колебаний, т.е. при некотором рецикле возможно нарушение не только эффективной, но и нормальной работы.

Чтобы избежать возникновения неустойчивых режимов, при исследовании ХТС методом математического моделирования необходим качественный анализ решения модели на устойчивость.

Взаимосвязь протекающих при газификации процессов определяет специфику их математического моделирования, состоящую в том, что одинаково важное значение имеют уравнения теплового, материального балансов и уравнения гидродинамики, в которых «источниковые» члены определяются прежде всего химическими превращениями между твердыми частицами угля и газовой фазой и взаимодействием продуктов газификации между собой (вторичная газификация).

На вход системы поступают потоки сплошной среды (частицы угля и газифицирующие агенты), характеризующиеся вектором входных переменных, к которым можно отнести составы и температуры фаз, поступающих на физико-химическую переработку, их давление, скорость, плотность, вязкость, дисперсность и т.д. [2].

Частица угля нагревается посредством излучения от окружающей ее газугольной смеси и конвективного теплообмена:

$$\frac{dT_y}{dt} = \frac{6I_y\sigma}{\rho_y C_{p_y} d_y} (T_2^4 - T_y^4) + \frac{12k_{2y}f_y}{\rho_y C_{p_y} d_y^2} (T_2 - T_y),$$

где T_y - температура угля; I_y - интенсивность излучения частицы угля; σ - константа Стефана-Больцмана; ρ_y - плотность угля; C_{p_y} - теплоемкость угля; d_y - диаметр частицы угля; T_2 - температура газовой фазы; k_{2y} - коэффициент массообмена газ - частица; f_y - доля угля в слое.

Основу математических моделей составляют законы сохранения теплового, материального балансов и уравнений гидродинамики. В наиболее общем виде эти законы выражают дифференциальными уравнениями, в которых зависимыми переменными являются энтальпия, концентрация и скорость.

Уравнение теплового баланса для элементарного объема имеет единую форму для законов сохранения:

$$d(\rho\Phi)/dt + \text{div}(\rho\bar{u}\Phi) = \text{div}(-D\text{grad}\Phi) + F,$$

где Φ - зависимая переменная, которая может принимать значения массовой концентрации химических компонентов, энтальпии, составляющей скорости, кинетической энергии турбулентности и т.д.; \bar{u} - скорость установившегося потока реагентов; D - коэффициент диффузии; F - интенсивность источника массы.

При математическом моделировании газогенераторов входными переменными угля являются параметры потоков газифицирующих агентов и угля (составы, температуры, скорости подачи, удельные теплоемкости и т.п.); начальные характеристики твердой фазы (плотность, радиусы частиц, дисперсность, поверхности и т.п.); температура стенок газогенератора и др. В результате моделирования определяют оптимальные значения состава, количества и температуры продуктов газификации, концентрационные и температурные поля в объеме газогенератора и т.п.

За объект моделирования принимается газогенератор с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС). Весь аппарат (рис.2) делится на четыре основные зоны: кипящего слоя (зона 1), пневмотранспорта

(зона 2), сепарации (зона 3) и тракта возврата коксозольного остатка (зона 4). Уголь подается в топку и разделяется на два потока. Уголь крупной фракции направляется в зону кипящего слоя, а мелкой – в зону пневмотранспорта. Воздух направляется под решетку кипящего слоя, в L-клапан и в зону пневмотранспорта. Разделение потоков рециркулируемого коксозольного остатка (КЗО) и продуктов сгорания происходит в циклоне зоны сепарации. Донная зола выводится из нижней части установки, летучая – в циклоне тонкой очистки. Отбор тепла из установки осуществляется в теплообменниках, которые расположены в зоне пневмотранспорта и на линии рециркуляции КЗО.

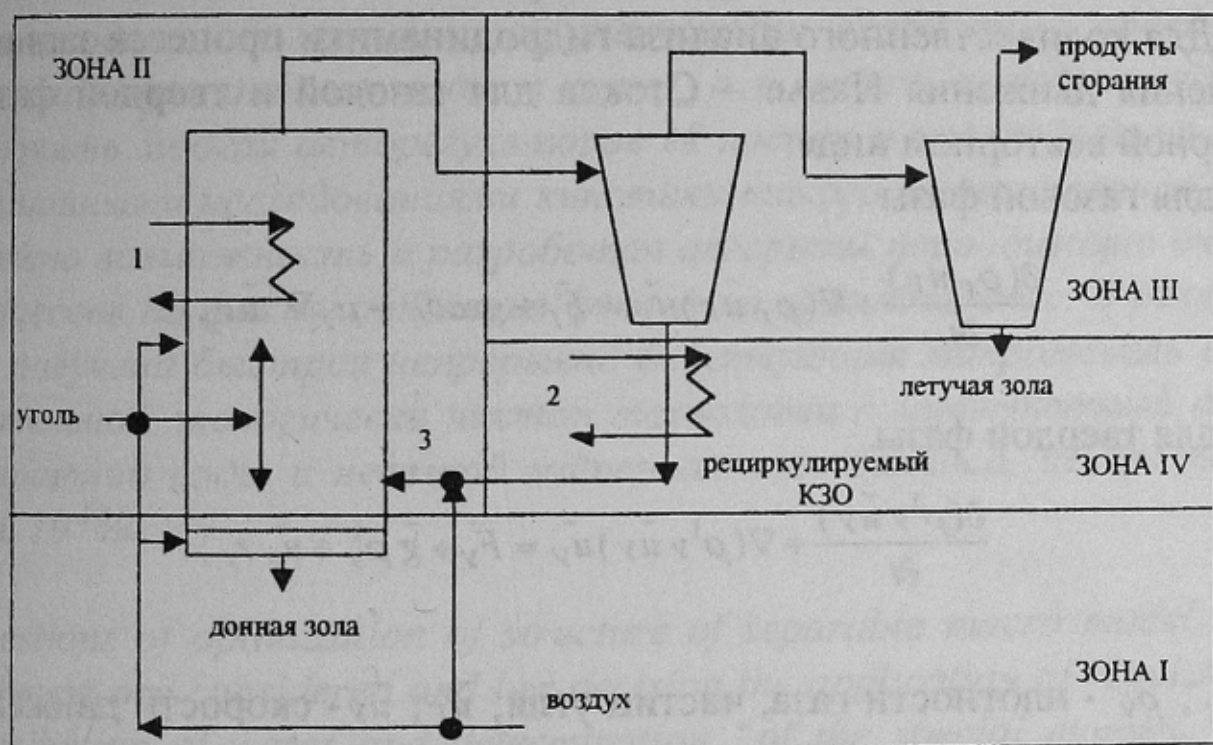


Рисунок 2 – Технологическая схема газогенератора с ЦКС (1,2 – теплообменники; 3 – L-клапан)

Общий массовый баланс установки записывается в виде

$$C^B + C^Y = C_2^{ПС} + C_2^{ЛЗ} + C^{ДЗ},$$

где C^B - расход воздуха; C^Y - расход угля; $C_2^{ПС}$ - расход продуктов сгорания на выходе 2 зоны; $C_2^{ЛЗ}$ - расход летучей золы на выходе 2 зоны; $C^{ДЗ}$ - расход донной золы.

Уравнение общего теплового баланса установки

$$C^B I^H + C^Y (Q_H^P + Q_{\phi,T}) = C_2^{ПЗ} I_3^{ПЗ} + C_2^{ЛЗ} I_3^{ЛЗ} + C^{ДЗ} I_1^{ДЗ} + Q_1^{ТО} + Q_2^{ТО} + \sum_{i=1}^4 Q_i^{ном},$$

где I^H - энтальпия воздуха; Q_H^P - низшая теплота сгорания угля; $Q_{\phi,T}$ - физическое тепло топлива; $I_3^{ПЗ}$ - энтальпия продуктов сгорания на выходе 3 зоны; $I_3^{ЛЗ}$ - энтальпия летучей золы на выходе 3 зоны; $I_1^{ДЗ}$ - энтальпия донной золы на выходе 1 зоны; $Q_1^{ТО}, Q_2^{ТО}$ - тепло, отбираемое теплообменником 1,2 зонах; $Q_i^{ном}$ - потери тепла в i -той зоне.

Для количественного анализа гидродинамики процесса запишем уравнения движения Навье – Стокса для газовой и твердой фаз в векторной векторном виде:

для газовой фазы

$$\frac{\partial(\rho_{\Gamma} \bar{u}_{\Gamma})}{\partial t} + \nabla(\rho_{\Gamma} \bar{u}_{\Gamma}) \bar{u}_{\Gamma} = \bar{F}_{\Gamma} - \text{grad}P + \mu_{\Gamma} \nabla^2 \bar{u}_{\Gamma};$$

для твердой фазы

$$\frac{\partial(\rho^1_y \bar{u}_y)}{\partial t} + \nabla(\rho^1_y \bar{u}_y) \bar{u}_y = \bar{F}_y + \bar{g} \rho^1_y + \bar{u}_y r_y,$$

где ρ_{Γ}, ρ_y - плотности газа, частиц угля; $\bar{u}_{\Gamma}, \bar{u}_y$ - скорости движения частиц газа, угля; $\bar{F}_{\Gamma}, \bar{F}_y$ - массовая сила газа, угля; P - плотность распределения частиц по размерам в слое; μ_{Γ} - динамическая вязкость газа; $\rho^1_y = (1 - \varepsilon) \rho_y$.

Понятно, что выше приведенные уравнения нелинейные. При моделировании процесса газификации ставится задача линеаризации уравнений и получения модели в дифференциальных уравнениях по времени, т.е. модели с сосредоточенными параметрами.

Список источников.

1. Бродский С.Я., Евстафьев В.А., Кафаров В.В. Четкин В.А. Системный анализ процессов получения синтетических жидких топлив. – М.: Химия, 1994. – 272 с.
2. Шейндлин А.Е., Истельрайн Э.Э., Калетчу И.В. Получение синтетических жидких топлив из твердых горючих ископаемых. – М.: Химия, 1989. – 320 с.