

через гидроцилиндр, то при повороте внешней колонны и последующей резкой ее остановке, динамичность протекаемых в погрузчике и его гидросистеме процессов заметно снизится. В этом случае выше упомянутый цилиндр будет служить демпфером.

Соответствующим подбором геометрических параметров можно добиться суммарного поворота стрелы в горизонтальной плоскости до 240^0 .

ПУТИ ПОВЫШЕНИЯ ТОЧНОСТИ АВТОМАТИЧЕСКОГО КОНТРОЛЯ СТЕПЕНИ КОНВЕРСИИ УГЛЕКИСЛОТЫ В КАРБАМИД

Сажин С.Г., Брусов В.Г., Демкин Н.А.

*Дзержинский филиал Нижегородского
государственного технического университета,
ОАО НИИК*

Повышение эффективности работы агрегатов производства карбамида, ввиду их большой единичной мощности, может дать значительную экономию энерго-сырьевых затрат. Значительная доля повышения эффективности технологического процесса (ТП) получения карбамида может быть обеспечена средствами автоматизации с использованием методов оптимального управления.

На стадии синтеза карбамида данного ТП важнейшим качественным показателем хода процесса синтеза является степень конверсии (X) углекислоты в карбамид. Отсутствие автоматических измерителей данного параметра создает значительные трудности в реализации эффективных систем управления.

Длительное время в практике проектирования для определения равновесного значения степени конверсии (X^*) углекислоты в карбамид пользовались номограммой Фрежака. Эта номограмма была составлена на основе упрощенных представлений о равновесии синтеза без учета межфазового распределения компонентов. Сравнение величины X^* , снятой по номограмме с экспериментальными данными [1], дает погрешность до 7 % абс.

В результате изучения в ГИАП объективной зависимости X^* от режимных параметров получена аппроксимация:

$$X^* = 34.28 \cdot L - 1.77 \cdot L^2 - 29.3 \cdot W + 3.699 \cdot L \cdot W + 0.9129 \cdot T \quad (1)$$

$$- 0.07482 \cdot T \cdot L - 5.395 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 + 2.293 \cdot 10^{-3} \cdot P - 112.1$$

где L – мольное соотношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2$ в исходной смеси;

W – мольное соотношение $\text{H}_2\text{O}:\text{CO}_2$;

T – температура синтеза, $^{\circ}\text{C}$;

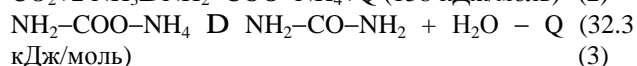
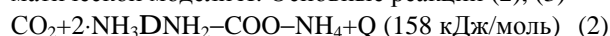
P – давление синтеза, ат.

По утверждению авторов [1,2], уравнение (1) достаточно надежно для практических расчетов. Среднеквадратическое отклонение рассчитанных и найденных на опыте величин X^* составляет 2.14 % абс. Уравнение применимо в достаточно широком диапазоне изменения режимных параметров при $160 \div 220$ $^{\circ}\text{C}$, $100 \div 1000$ ат, $L = 2 \div 6$ и $W = 0 \div 1.5$.

Уравнение (1) имеет несомненную ценность в исследовательских работах при проектировании реакторов различных типов. Определение параметров модели производилось на основе опытов с использова-

нием автоклава, поэтому полученные результаты не могут без коррекции использоваться для расчета X в проточном реакторе.

Позднее был предложен новый подход к оценке важнейшего качественного параметра ТП синтеза карбамида [3]. Этот подход базируется на исследовании гидродинамики, кинетики химических реакций синтеза карбамида, на исследовании массо- и теплообменных процессов и разработке на их основе математической модели X . Основные реакции (2), (3)



конверсии исходных реагентов в карбамат аммония и гидролиза последнего в карбамид не отражают всей сложности комплекса процессов химических превращений [1, 2]. За основу математического описания принята модель вытеснения, осложненная обратным перемешиванием. Изменение концентрации CO_2 во времени и по высоте колонны синтеза (КС) можно описать уравнением:

$$\frac{dC}{dt} = -u \cdot \frac{dC}{dZ} + D \cdot \frac{d^2C}{dZ^2} + w \quad (4)$$

$$\omega = \frac{dC}{d\tau} \quad (5)$$

где Z – координата, направленная по высоте КС;

D – коэффициент продольного перемешивания;

C – концентрация CO_2 в реакторе по высоте Z ;

u – линейная скорость потока;

w – скорость превращения CO_2 в карбамид;

t – время;

t – время пребывания реагентов в КС.

Величина w , входящая в уравнение (4), определяет скорость изменения концентрации углекислоты в зависимости от времени пребывания реагентов в зоне реакции. Она определяется кинетикой реакций (2) и (3).

В результате ряда преобразований исходного выражения (4) с переходом от концентрации CO_2 к степени конверсии, расчетное выражение последней $X(Z)$ приобретает следующий вид:

$$X(Z) = X_{\text{хим}}^* + \frac{(B \cdot N + 1) - \sqrt{(B \cdot N + 1)^2 - 4 \cdot A \cdot N \cdot [F \cdot N + M - (X_{\text{хим}}^* - X_0)]}}{2 \cdot A \cdot N} \quad (6)$$

где $X(Z)$ – степень конверсии углекислоты в карбамид на выходе КС;

$X_{\text{хим}}^*$ – равновесная степень химического превращения углекислоты в карбамид, определяемая из условия: $F(X_{\text{хим}}^*, P^*, T^*) = 0$, где P^* , T^* – абсолютные значения равновесных давления и температуры в КС;

$X_0 = X_{\text{хим}}^*(0)$ – начальное значение величины

$X_{\text{хим}}^*$ при $\tau = 0$;

$F = F(X_{\text{хим}}^*)$ – зависимость $X_{\text{хим}} = X_{\text{хим}}(\tau)$ в неявном виде для равновесного значения $X_{\text{хим}}^*$;

A, B – коэффициенты разложения зависимости $F(X_{хим})$ в ряд Тейлора в точке равновесия $X_{хим} = X_{хим}^*$;

$$N = \frac{D}{v^2} \cdot \left(1 - e^{-\frac{v}{D}L} \right);$$

$$M = \frac{v}{D} \cdot \int_0^L f\left(\frac{Z}{v}\right) \cdot e^{-\frac{v}{D}Z} dZ - \frac{v^2}{D} \cdot f\left(\frac{L}{v}\right);$$

L – высота КС;

Z – переменная из интервала $[0;L]$.

Основным достоинством расчетного выражения (6) является учет всех факторов, оказывающих влияние на ТП синтеза. Учет обратного перемешивания позволяет производить расчет неконтролируемого параметра, как в лабораторных, так и в промышленных условиях.

Недостатком расчетного выражения является наличие в нем значительного количества настраиваемых коэффициентов, большинство из которых нестационарные.

Как показал опыт использования математической модели в составе рабочего программного обеспечения автоматизированной системы управления ТП на «Одесском припортовом заводе», наличие значительного количества нестационарных коэффициентов предопределяет высокую параметрическую чувствительность расчетного выражения. Для получения надежных расчетных значений X на основе (6) необходима адаптация ряда нестационарных коэффициентов к текущим условиям эксплуатации, что является серьезной проблемой.

Разработчиками была предпринята попытка по созданию программы адаптации нестационарных коэффициентов математической модели. Оказалось, что добиться приемлемой точности расчета X путем подстройки коэффициентов удастся лишь в условиях ведения процесса близких к стационарным и на непродолжительное время.

Отсюда можно сделать вывод, что расчетное выражение (6) в явном виде неприменимо в составе системы автоматического управления. Анализ ТП синтеза как объекта управления [4] показал, что причиной тому является высокий уровень неконтролируемых возмущений, как по тепловым, так и по материальным потокам, поступающих в реактор. Именно наличие возмущений является основной причиной некорректной работы программы адаптации математической модели в режиме реального времени. Чтобы корректно производить подстройку коэффициентов модели в реальном времени, необходимо «очистить» объект от поступающих в него возмущений.

Таким образом, на первый план выходит задача по разработке управляющей структуры для эффективного парирования возмущений на входе в реактор. Это позволит в значительной мере снизить нестационарность аппроксимирующей модели, упростить ее адаптацию и повысить точность оценок степени конверсии.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. Синтез и применение карбамида. Л.: Химия, 1970.
2. Горловский Д.М., Альтшулер Л.Н., Кучерявый В.И. Технология карбамида. Л.: Химия, 1981.
3. Богатов А.Г., Богданова Т.М., Никитюк В.Ф., Кучерявый В.И., Олевский В.М. //Хим. пром. 1989. №6. С. 42.
4. Сажин С.Г., Брусов В.Г., Демкин Н.А. Анализ состояния проблемы автоматического управления в стадии синтеза производства карбамида. //Тез.докл. X Всероссийской научно-технической конференции «Информационные технологии в науке, проектировании и производстве», Н.Новгород, 2003. - с.15.

КРАТКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА СОВРЕМЕННЫХ АСУ ТП В ОБЛАСТИ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Сажин С.Г., Брусов В.Г., Исаев Д.А.
Дзержинский филиал Нижегородского государственного технического университета

Любая технология неразрывно связана с управлением. Функционирование технологического процесса (ТП) невозможно без системы управления, посредством которой обеспечивается пуск и вывод ТП на безопасный устойчивый режим функционирования, изменение нагрузки в процессе работы и останов процесса.

В настоящее время многие ТП оснащены современными АСУ ТП, техническую основу которых составляют промышленные высокопроизводительные контроллеры и персональные компьютеры, высокоточные средства измерения, преобразования и передачи информации.

Современному комплексу технических средств (КТС) в составе АСУ ТП соответствует, как правило, программное обеспечение (ПО), не раскрывающее полностью его потенциальные возможности.

Функциональная структура рабочего ПО АСУ ТП в большинстве случаев охватывает стандартные (типовые) функции контроля и управления: ввод и вывод аналоговой и дискретной информации, регулирование (дистанционное ручное и автоматическое) параметров ТП, визуализация и архивирование информации, блокировки и защита ТП, составление технологических отчетов, вывод ретроспективной информации в различных формах.

АСУ ТП стандартной функциональной структуры позволяет обеспечить безопасный вывод ТП в режимную область устойчивого функционирования, поддержание этого режима в реальных рабочих производственных условиях.

В условиях рыночной конкурентной борьбы особенно актуальным становится поддержание не только безопасного и устойчивого, но и экономически эффективного режима функционирования ТП. Известен технологический подход повышения эффективности ТП. В рамках этого подхода производится совершенствование технологических схем, аппаратурного оформления технологии, режимов ТП. Результатом совершенствования технологии, например, является то, что в настоящее время реальные удельные расхо-