

АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА ДИМЕТИЛТЕРЕФТАЛАТА КАК ОБЪЕКТА УПРАВЛЕНИЯ

The article is dedicated to problem automated managerial system by technological process production dimethyl terephthalate. The organized analysis of the process as object of management. The offered directions for the further study and buildings to mathematical model of the technological process production dimethyl terephthalate.

На ОАО «Могилевхимволокно» на заводе органического синтеза в цехах ДМТ-1,2,3,4 производится продукт диметилтерефталат (ДМТ). Диметилтерефталат используется как исходное сырье для синтеза полиэтилентерефталата, который, в свою очередь, имеет чрезвычайно широкое народно-хозяйственное применение. Из него получают волокна, нити, пленки, литые изделия и т. д.

Выходным продуктом цехов является диметилтерефталат с эмпирической формулой $C_{10}O_4H_{10}$ и структурной формулой (рисунок).



Рисунок. Структурная формула ДМТ

Основные стадии производства ДМТ, на которых происходит образование основного продукта, — сырого ДМТ: окисление, этерификация, дистилляция сырого эфира.

Стадия окисления предназначена для получения оксидата путем окисления параксилола и пт-эфира (монометилловый эфир паратолуоловой кислоты) кислородом воздуха в пт-кислоту, монометилловый эфир терефталевой кислоты и терефталевую кислоту в присутствии катализатора.

Совместное каталитическое окисление параксилола и пт-эфира кислородом воздуха в паратолуоловую кислоту, монометилловый эфир терефталевой кислоты и терефталевую кислоту ведется непрерывно в двух потоках, каждый из которых состоит из трех последовательно установленных оксидаторов. Потоки идентичны между собой и имеют одинаковое аппаратное и приборное оснащение.

Процесс окисления состоит из нескольких «элементарных» процессов: движение потоков фаз, массообмен между фазами, теплопередача, изменение агрегатного состояния, химические превращения. Анализируя процесс окисления, можно сделать вывод, что для математического описания процесса необходимо использовать дифференциальные уравнения первого и более высоких порядков. Основные переменные изменяются как

во времени, так и в пространстве. Также для окисления используются катализаторы, которые воздействуют на процесс и усложняют математическое описание процесса.

Ход реакции окисления контролируется по кислотному числу оксидата, которое должно лежать в пределах 90–120, 170–220, 240–260 для трех последовательных оксидаторов соответственно.

В результате действия возмущающих воздействий изменяется кислотное число оксидата, что, в свою очередь, приводит к ухудшению показателей качества конечного продукта.

При снижении температуры уменьшается скорость реакции. При более высоких температурах окисление протекает быстрее, но снижается химический выход целевого продукта, так как сырье при этом в большом количестве окисляется до окиси, двуокиси углерода и низших жирных кислот. Кроме того, увеличивается количество высококипящих компонентов.

Необходима стабилизация основных возмущающих воздействий, оказывающих влияние на кислотное число, таких, как:

1) колебания подачи исходных компонентов (катализатора и п-ксилола для первых оксидаторов, пт-эфира, воздуха и оксидата для остальных оксидаторов);

2) изменение температуры в оксидаторах (выделение теплоты при реакции окисления).

Их стабилизация даст возможность упростить математическое описание протекания процесса в каждом из оксидаторов и процесс окисления в целом.

Для стабилизации возмущающих воздействий можно использовать следующую систему управления:

1) стабилизация подачи исходных компонентов;

2) регулирование подачи пт-эфира;

3) регулирование температуры в аппарате.

Полученный на стадии окисления оксидат этерифицируется метанолом. При этом содержащиеся в нем кислоты превращаются в соответствующие эфиры.

Кроме основных продуктов, этерификации подвергаются и все побочные продукты окисления с образованием диметилизофталата (ДМИ), диметил-о-фталата (ДМО) и других,

загрязняющие основной продукт – ДМТ и метилтолуилат (пт-эфир).

Показателем качества также является кислотное число. Кислотное число сырого эфира в кубе колонны должно быть 4–8 единиц. При более низком кислотном числе в нижней части колонны этерификации, а также в линиях сырого эфира и трубах осажается металлический кобальт. Более высокое кислотное число приводит к снижению выхода ДМТ и ухудшает качество чистого ДМТ.

Процесс этерификации не менее сложен, чем процесс окисления и требует длительных экспериментальных исследований. Также для математического описания процесса необходимо использовать дифференциальные уравнения первого и более высоких порядков.

Кислотное число сырого эфира зависит, в первую очередь, от времени пребывания оксидата в колонне этерификации. Соотношение оксидат : метанол также влияет на кислотное число сырого эфира. Очень низкая подача метанола обуславливает повышенное кислотное число, большая подача метанола приводит к образованию больших количеств паров метанола, из-за чего автоматически уменьшается время пребывания оксидата в зоне реакции.

Понижение температуры в колонне этерификации вызывает увеличение кислотного числа сырого эфира из-за снижения скорости реакции.

Проанализировав влияние параметров протекания технологического процесса этерификации на кислотное число, можно сделать вывод о необходимости стабилизации основных возмущающих воздействий для упрощения и линеаризации математических уравнений, описывающих процесс этерификации.

Необходимо стабилизировать:

- 1) подачу оксидата;
- 2) давление в колонне;
- 3) уровень в колонне;
- 4) температуру и подачу метанола.

Это можно сделать следующим способом: регулирование давления в колонне осуществлять изменением подачи паров в колонну отделения эфира; стабилизацию уровня в колонне осуществить регулированием расхода выходного сырого эфира; регулирование температуры метанола осуществить изменением подаваемого в теплообменники динила.

Полученный на стадии этерификации сырой эфир разделяют на три фракции: пт-эфир, сырой ДМТ, остаток-1. Разделение происходит на двух вакуумных колоннах, работающих последовательно.

Сырой эфир из емкостей насосом непрерывно подается в первую колонну. В кубе колонны осуществляется принудительная циркуляция кубового остатка по замкнутому конту-

ру: куб колонны – испарители. Циркуляция кубового остатка обеспечивается насосами, а обогрев испарителей осуществляется динилом с температурой 280–287 °С.

Вакуум в колонне создается парозежкционными насосами с поверхностными конденсаторами.

Кубовый продукт первой вакуумной колонны: сырой ДМТ и остаток-1 подается на вторую вакуумную колонну, где и происходит разделение продукта. На второй колонне в качестве дистиллята отбирается сырой ДМТ, а остаток-1 отводится из куба колонны.

Процесс дистилляции – один из наиболее распространенных процессов разделения смесей в химической технологии. Он включает связанные между собой явления тепло- и массопередачи. Существуют различные методы расчета процесса дистилляции. Они разделяются на две группы, отличающиеся выбором независимых переменных, – составов продуктов разделения и температур на каждой тарелке. К первой группе относится метод расчета «от тарелки к тарелке», ко второй – метод Ньютона, а также метод релаксации.

Математическая модель основывается на следующих допущениях:

- 1) паровая фаза принимается идеальной;
- 2) жидкость на тарелке полностью перемешана.

Математическое описание процесса дистилляции включает следующие уравнения:

- 1) общего материального баланса на тарелках колонны;
- 2) компонентного материального баланса;
- 3) теплового баланса;
- 4) фазового равновесия;
- 5) стехиометрического соотношения [1].

Вакуумная колонна является сложным многомерным объектом с большими постоянными времени и ощутительным запаздыванием.

В результате действия возмущений меняется температурное поле колонны, ее поле давления, состав и количество отбираемых компонентов — дистиллята и кубового остатка. Для упрощения математического описания процесса необходимо стабилизировать основные возмущения. Стабилизации подвергаются:

- 1) колебания подачи исходной смеси;
- 2) колебания ее температуры;
- 3) колебания ее состава;
- 4) колебания температуры верха колонны;
- 5) колебания вакуума в колонне;
- 6) колебания уровня в кубе колонны;
- 7) колебания температуры в кубе колонны.

Для стабилизации параметров и решения основной задачи — математического описания дистилляции — можно пользоваться такими путями:

1) регулировать значения отбора кубового продукта и возврата флегмы (регулирование уровня в кубе колонны и регулирование температуры верха колонны);

2) стабилизировать отбор кубового остатка (стабилизация температуры кубового остатка);

3) регулировать давление в верхней части колонны (стабилизация вакуума).

4) стабилизировать расход и температуру исходной смеси.

Если указанные регуляторы будут работать независимо друг от друга, то при этом будут возникать нежелательные и даже, возможно, недопустимые колебания, так как некоторые регулируемые параметры довольно тесно взаимосвязаны через колонну. В частности, работа регуляторов температуры вверху и внизу колонны оказывает возмущающие воздействия одного на другой, так же как и работа регулятора уровня внизу колонны (влияющего на отбор кубового остатка) создает возмущение для регулятора температуры — так как меняется поток циркулирующего через испаритель низкокипящего компонента. Поэтому динамические свойства рассматриваемой системы существенно улучшаются при связывании регуляторов. Проще всего применить систему комбинированного (по возмущению и отклонению) регулирования, при котором практически мгновенно (без запаздывания) при появлении возмущения формируется сигнал для его компенсации, и затем (в соответствии с постоянными времени и временем запаздывания по соответствующим каналам) срабатывает вторая цепь регулирования — по отклонению [2].

Однако даже при указанном усложнении системы автоматизации вакуумной колонны не удастся компенсировать один вид возмущений — это изменение состава исходной смеси, существенно влияющее на состав получаемых продуктов разделения. Поэтому если нужно обеспечивать стабильность состава этих продуктов, то необходимо получать информацию о нем, т. е. устанавливать

какие-то воспринимающие элементы для состава флегмы и кубового остатка и использовать сигналы этих датчиков для управления режимом работы колонны в направлении стабилизации состава продуктов.

В области математического описания технологического процесса производства ДМТ наблюдается ряд проблем. Нет конкретной математической модели технологического процесса. Основным показателем качества — кислотное число измеряется лабораторным способом и не имеет ярко выраженной зависимости между ним и физическими, химическими свойствами вещества. Кислотное число является показателем качества не только в основных стадиях, но и на второстепенных участках. В связи с этим возникает большая трудность автоматического измерения основного параметра, определяющего конечные свойства выходного продукта. А вследствие этого ухудшается управление процессом производства. Так как технология производства разрабатывалась в Германии, а затем внедрялась на ОАО «Могилевхимволокно», то математического описания процесса на предприятии не имеется, а у фирмы-разработчика является коммерческой тайной и не разглашается. Управление процессом осуществляется не по изменению показателя качества — кислотному числу, а в некоторых пределах, установленных опытным путем.

В свете сказанного можно сделать выводы о целесообразности дальнейшего исследования процесса производства ДМТ и разработке методов и приборного оснащения для автоматического измерения кислотного числа.

Литература

1. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств: Учеб. пособие для вузов. — М.: Высшая шк., 1991. — 400 с.

2. Майзель М.М., Пятов Л.И. Автоматизация производственных процессов легкой промышленности: Учеб. пособие для вузов. — М.: Машиностроение, 1973. — 320 с.