

КИНЕТИКА СУШКИ МИКРОКРИСТАЛЛИЧЕСКОЙ ЦЕЛЛЮЛОЗЫ В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

В.И. Замятин, А.В. Липин

Широкое развитие производства микрокристаллической целлюлозы (МКЦ) повлекло к развитию различных технологий получения данной продукции. Совершенствуется технология получения, растут объемы и качество производимой продукции [1].

Заключительной стадией производства МКЦ является фаза сушки (десорбции), на которой формируются основные эксплуатационные характеристики продукта. Выбор способа сушки определяет характеристики рассматриваемого продукта (влажность, фракционный состав, насыпная плотность, сыпучесть и др.).

Широкое распространение получили сушилки с конвективным подводом тепла, так называемые сушилки с псевдооживленным слоем [1].

Использование псевдооживления позволяет интенсифицировать процесс десорбции за счет высоких показателей тепло массообмена кипящего слоя. С другой стороны интенсификация процесса может негативно повлиять на конечные характеристики продукта. Например, пересушивание продукта может привести к увеличению хрупкости гранул МКЦ.

Рассмотрение кинетики процесса десорбции помогут понять, где находятся предполагаемые пределы параметров сушки, при которых свойства продукта не выйдут за рамки технических условий. При разработке математической модели процесса сушки в псевдооживленном слое МКЦ приняты следующие факторы: 1) продукт является однородным по влажности в каждый момент времени; 2) температура продукта в каждый момент времени одинакова по всему объему; 3) поверхность испарения влаги из продукта равна открытой поверхности продукта; 4) потери тепла, в окружающую среду, невелики, поэтому ими можно пренебречь.

Температура и влагосодержание продукта определяются процессами тепло массообмена продукта с окружающей средой. При этом для определения времени сушки необходимо решить систему дифференциальных уравнений массо- и теплопереноса при соответствующих граничных условиях.

Согласно закону сохранения энергии все тепло, подведенное к продукту, затрачивается на испарение влаги, нагрев продукта и элементов сушилки.

Количество тепла, затрачиваемое на испарение влаги в единицу времени, равно [2]:

$$q_u = r \frac{dm_в}{d\tau} = r m_{вл} \frac{dW}{100 d\tau}, \quad (1)$$

где $m_в$ – масса влаги, содержащейся во влажном продукте, кг; $m_{вл}$ – масса влажного продукта, кг; $W = 100 / m_{вл} m_в$ влажность продукта, %; r – удельная теплота испарения влаги, Дж/кг.

Количество тепла, необходимое для нагревания продукта в единицу времени, равно:

$$q_{наг} = c_{вл} m_{вл} dt / d\tau, \quad (2)$$

где $c_{вл}$ – теплоемкость влажного продукта (Дж/кг К); $m_{вл}$ – масса влажного продукта.

Исходя из того, что все подводимое тепло расходуется на нагревание продукта и испарение влаги, имеем:

$$q = K \Delta t_{ср} F_{наг}, \quad (3)$$

где K – коэффициент теплопередачи Вт/(m^2K); $\Delta t_{ср}$ – движущая сила процесса теплопередачи, К; $F_{наг}$ – площадь греющей поверхности, m^2 .

Масса влаги, удаляемой с поверхности материала в единицу времени, равна:

$$j = \frac{dC}{d\tau} V, \quad (4)$$

где C – объемная концентрация влаги в материале, kg/m^3 , V – объем влажного материала.

Количество свободной влаги, испаряемой с поверхности материала:

$$j_{сп} = \beta (C - C_p) S, \quad (5)$$

где β – коэффициент массоотдачи, м/с; C_p – равновесное влагосодержание кг/м³; S – площадь свободной поверхности испарения, м².

После проведенных преобразований система уравнений, описывающих процесс конвективной сушки продукта, сведена к следующему виду:

$$c_{вл} m_{вл} \frac{dt}{d\tau} + \frac{m_{вл} r dW}{100 d\tau} = K \Delta t_{ср} F_{наг}, \quad (6)$$

$$\frac{dW}{d\tau} = \frac{\beta S (W - W_p)}{V}, \quad (7)$$

где W – влажность материала, %; W_p – равновесная влажность материала, %.

Для проведения экспериментальной части исследования кинетики конвективной сушки МКЦ, была разработана и изготовлена экспериментальная сушильная установка. Установка состояла из сушильной камеры, нагнетателя воздуха и нагревательных тенов. Воздух, нагнетаемый крыльчаткой проходит через нагревательные тены поступает в сушильную камеру, где происходит тепло-массообмен между сушильным агентом и влажным материалом. Температура и влажность теплоносителя снимались до входа в камеру и после нее. Температурный контроль осуществлялся с помощью отключения или включения части тенов. Скорость потока теплоносителя регулировался дросселируемой заслонкой.

Эксперименты проводились при различных скоростях потока теплоносителя, при этом температура теплоносителя была постоянной.

Через заданные промежутки производился съем данных о влажности и температуре продукта.

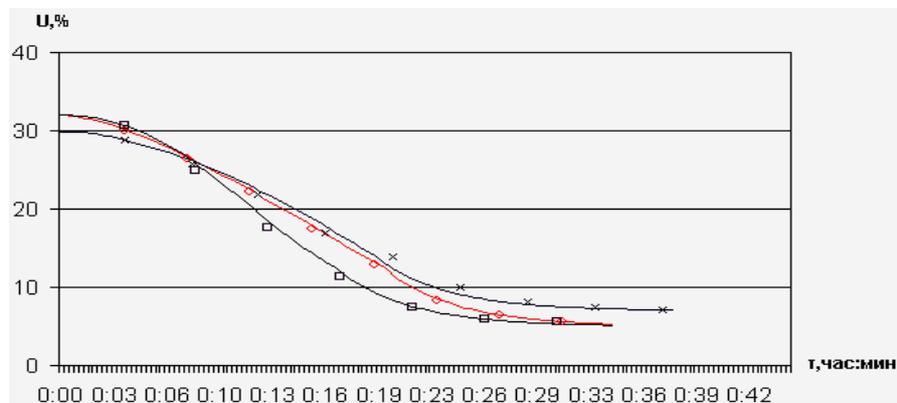


Рисунок 1 – Экспериментальные и расчетные кривые сушки

Обработка экспериментальных данных с использованием данной математической модели, показала ее достоверность. Расхождение экспериментальных данных и численных расчетов не превысило 25 %.

Таким образом, разработанная математическая модель может применяться для расчета параметров процесса, например, времени сушки.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов. – М.: Химия, 1987.
2. Хвастунин Ю.А. Гранулирование и обжиг в псевдооживленном слое. – Киев, 1988. – 158 с.
3. Лыков В.Л. Сушка в химической промышленности. – М.: Химия, 1970.