

УДК 662.997.534

Кенжаев Идирисбек Гуламович

ОшГУ, д.т.н., профессор

Кенжаев Идирисбек Гуламович

Ош мамлекеттик университети, т.и.д., профессор

Kenzhaev Idirisbek Gulamovich

Osh State University, Vice Rector for Science, Doctor of Technical Sciences, Professor

Абдырахман уулу Кутманалы

ЮО НАН КР ИПР, лаб. «НИЭ», к.т.н., доцент

Абдырахман уулу Кутманалы

УИАнын ТБнүн А.С. Джаманбаев ат.

Жаратылыш байлыктары институту, к.т.н., доцент

Kutmanaly Abdyrakhman uulu

Institute of natural resources SB NAS KR, candidate of technical sciences,
assistant professor

Абулова Нургул Лачынбаевна

ЮО НАН КР ИПР, лаб «НИЭ» младший научный сотрудник

Абулова Нургул Лачынбаевна

УИАнын ТБнүн А.С. Джаманбаев ат.

Жаратылыш байлыктары институту, кенже илимий кызматкер

Abulova Nurgul Lachynbaevna

Institute of natural resources SB NAS KR

К ВОПРОСУ МОДЕЛИРОВАНИЯ ТЕПЛОМАССОБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ ПРИ ИНТЕНСИВНОМ ИНФРАКРАСНОМ НАГРЕВЕ

Аннотация. В данной работе путем математического моделирования изучены особенности тепломассообменных процессом внутри высушиваемого продукта. Расчетным путем подтверждены полученные ранее экспериментальные результаты по изучению скорости сушки продуктов. Как показывают расчеты, скорость сушки – движение влаги по объему продуктов зависит от его толщины, с ее увеличением скорость сушки продуктов снижается, что было подтверждено экспериментами. Как показывают сравнение полученных данных, расхождение расчетных и экспериментальных результатов составляет не более 5 %, что показывает высокую достоверность полученной математической модели тепломассообменных процессов для ее использования в расчетах для изучения подобных процессов.

Ключевые слова: сушка, испарения, материал, пар, теплообмен, процесс, давление, поток, модель.

ИНТЕНСИВДҮҮ ИНФРАКЫЗЫЛ ЖЫЛЫТУУДА ЖЫЛУУЛУК МАССАЛЫК АЛМАШУУ ПРОЦЕССТЕРИН МОДЕЛДӨӨ МАСЕЛЕСИНЕ КАРАТА

Аннотация. Бул эмгекте математикалык моделдөө аркылуу кургатылуучу буюмдун ичиндеги жылуулук массалык алмашуу процесстеринин өзгөчөлүктөрү изилденген. Продукциянын кургатуу ылдамдыгын изилдөө боюнча мурда алынган эксперименталдык жыйынтыктар эсептөө жолу менен тастыкталды. Эсептөөлөр көрсөткөндөй, кургатуу ылдамдыгы-продукциянын көлөмү боюнча нымдын

кыймылы анын калыңдыгына жараша болот, анын көбөйүшү менен тамак-аштын кургатуу ылдамдыгы төмөндөйт, бул эксперименттер менен тастыкталды. Алынган маалыматтарды салыштыруу көрсөткөндөй, эсептөө жана эксперименталдык натыйжалардын айырмачылыгы 5% дан көп эмес, бул мындай процесстерди изилдөө үчүн эсептөөлөрдө колдонуу үчүн жылуулук массалык алмашуу процесстеринин алынган математикалык моделинин жогорку ишенимдүүлүгүн көрсөтөт.

Негизги сөздөр: кургатуу, буулануу, материал, буу, жылуулук алмашуу, процесс, басым, агым, модель.

ON THE ISSUE OF MODELING HEAT AND MASS TRANSFER PROCESSES UNDER INTENSE INFRARED HEATING

Abstract. In this paper, the features of heat and mass transfer processes inside the dried product are studied by mathematical modeling. The previously obtained experimental results on the study of the drying rate of products have been confirmed by calculation. Calculations show that the drying rate – the movement of moisture in the volume of products depends on its thickness, with its increase, the drying rate of products decreases, which has been confirmed by experiments. As the comparison of the obtained data shows, the discrepancy between the calculated and experimental results is no more than 5%, which shows the high reliability of the obtained mathematical model of heat and mass transfer processes for its use in calculations for the study of similar processes.

Keywords: drying, evaporation, material, steam, heat exchange, process, pressure, flow, model.

Выведение

Нами разработана солнечная сушильная установка (ССУ) [1], где высушиваемые продукты подвергаются интенсивному инфракрасному нагреву, благодаря особому конструкционного элемента в камере сушки (КС) ССУ. Разработанная ССУ изготовлена, и испытана на полигоне Института природных ресурсов НАН КР, и как показали результаты испытания, интенсивный инфракрасный нагрев позволяет ускорить процесс сушки на 7-12 % относительно базовых ССУ [2,3]. В данной работе методом математического моделирования тепломассобменных процессов, происходящих в КС ССУ, расчетным путем теоретически подтверждаем полученных экспериментальных данных [4]. В решении проблемы математического моделирования процесса сушки, идентификации и оптимизации параметров математических моделей объектов управления сделано уже достаточно много [7, 9, 19]. Исследователями, как отечественных, так и зарубежных, ведены большое количество работ, посвященных этой важной проблеме. Однако не все вопросы к настоящему времени изучены в равной степени. В частности, актуальными являются решения задач, относящихся к тепло - и массообменным процессам как объектам управления с распределенными параметрами.

В качестве реального объекта исследования, в данной статье, авторами рассмотрен процесс сушки капиллярно-пористых тел атмосферном давлении. Сложность исследуемого объекта обусловлена нелинейностью и распределенностью параметров по всему пространству исследования. В процессе продвижения материала изменяется его влажность, температура, коэффициенты тепло- и массообмена, теплоемкость, удельная теплота испарения, потоки жидкости с единичной поверхности и т.д. отсюда возникает необходимость организации самонастраивающейся модели. При исследовании тепло- и массообменных процессов приходится сталкиваться с параметрами, не поддающимися измерению и определению стандартными методами, например, критическое влагосодержание материала, сведения о численном значении которого в литературных источниках отсутствуют. Противоточное движение явилось причиной разброса граничных условий. Отсутствие математической модели в виде дифференциальных уравнений, наиболее адекватно описывающих процесс, явилось основой для математического описания рассматриваемого процесса. Математическая модель технологического процесса сушки разработана в соответствии с теорией тепло- и массообмена А.В. Лыкова [5]. Уравнение массообмена (закон сохранения массы вещества) вида:

$$V \cdot \frac{dm_1}{dx} = F \cdot j \quad (1)$$

свидетельствует о том, что изменение количества влаги в материале равно потоку жидкости в единичной поверхности, умноженному на поверхность высушиваемого материала.

где x - текущая координата (м);

m - масса (кг);

F - поверхность высушиваемого материала (m^2);

j - поток жидкости с единичной поверхности ($кг/(м^2 \cdot с)$);

V - скорость (м/сек.).

Индексы 0, 1, 2, 3 относятся соответственно к материалу, влаге в материале, пару, сушильному агенту.

Уравнение теплообмена для высушиваемого материала

$$V_0(c_0m_0 + c_1m_1) \frac{dT_0}{dx} = -r_2^s(T_0)F \cdot j + \alpha_0(T_{32} - T_0)F$$

представляет собой дифференциальное уравнение переноса тепла, т.е. изменение количества тепла, содержащегося в материале, есть не что иное, как общее количество тепла, подведенное к материалу $\alpha_0(T_{32} - T_0)F$ минус тепло, израсходованное на фазовые превращения (испарение) $r_2^s(T_0) \frac{dm_1}{dx}$, или с учетом (1):

$$V_0(c_0m_0 + c_1m_1) \frac{dT_0}{dx} = -r_2^S(T_0)V_0 \frac{dm_1}{dx} + \alpha_0(T_{32} - T_0)F \quad (2)$$

где c - теплоемкость (Дж/кг К);

T - температура (К);

r_2^S - теплота испарения (Дж/кг);

α - коэффициент теплообмена (Вт/м² К)

индекс S - соответствует параметрам на линии насыщения.

Для получения дифференциального уравнения теплообмена для сушильного агента выделим единичный объем вытяжной трубы. На основании закона сохранения энергии можем утверждать, что изменение количества тепла сушильного агента в единичном объеме $c_{23}\rho_{23} \frac{dT_{23}}{dx}$ равно изменению количества тепла частиц материала $n_0F(\alpha_0(T_{32} - T_0) - r_2^S \cdot j)$, находящихся в единичном объеме, т.е.:

$$V_{23}c_{23}\rho_{23} \frac{dT_{23}}{dx} = n_0F(\alpha_0(T_{23} - T_0) - r_2^S(T_0) \cdot j)$$

где ρ - плотность (кг/м³);

n - концентрация (1/м³).

Пусть $I_0 = n_0(x)V_0(x)$ - число частиц материала, проходящих через единицу площади за единицу времени и пусть $I_3 = \rho_3(x)V_{23}(x)$ - массовый расход воздуха на единице площади за единицу времени. Тогда весовой расход материала G (кг/сек) и весовой расход сушильного агента L (кг/сек) соответственно равны:

$$G = I_0S_\delta(m_0 + m_1), \quad L = I_3S_\delta$$

где S_δ - площадь поперечного сечения вытяжной трубы (м²).

При введенных обозначениях уравнение теплообмена для сушильного агента примет вид:

$$\frac{dT_{23}}{dx} = \frac{GF}{L(m_0 + m_1)V_0c_{23}} (\alpha_0(T_{32} - T_0) - r_2^S(T_0) \cdot j) \quad (3)$$

где c_{23} - приведенная теплоемкость парогазовой смеси, определяемая соотношением: $c_{23} = c_3 + c_2 \frac{m_1}{m_0}$; $\frac{m_1}{m_0}$ - удельное влагосодержание высушиваемой продукции (кг/кг).

Динамика процесса может быть представлена соотношением

$$(m_0 + m_1)g = \frac{6l_0^2(V_0 \pm V_{23})^2}{Re} \rho_{23} \quad (4)$$

где первая часть представляет сопротивление обтеканию тел потоком по закону Стокса [8],

g - ускорение свободного падения ($\text{м}^2/\text{сек}$);

$l = \pi \cdot r$ - геометрический размер частицы (длина обтекания) (м);

r - радиус частицы (м);

Re - безразмерный параметр Рейнольдса;

\pm - соответствует противотоку.

Соотношения (1) – (4) необходимо дополнить балансовыми уравнениями (уравнениями материального баланса).

Баланс количества частиц высушиваемой продукции с учетом введенных обозначений имеет вид:

$$I_0 = n_0(x)V_0(x) = n_0(0)V_0(0) = const \quad (5)$$

Физическая природа соотношения (5) состоит в том, что с ростом скорости высушиваемого материала по длине сушилки уменьшается его концентрация и наоборот. Баланс массы сухого газа имеет вид:

$$I_3 = \rho_3(x)V_{23}(x) = \rho_3(H)V_{23}(H) = const \quad (6)$$

где H - высота вытяжной трубы (м).

Соотношение (6) свидетельствует о зависимости плотности сухого газа от его скорости по длине сушилки. Количество влаги, выделенное из материала, равно количеству влаги, полученному сушильным агентом. Исходя из этого, баланс массы влаги запишем в виде:

$$I_0 = (m_1(0) - m_1(x)) = \rho_2(0)V_{23}(0) - \rho_2(x)V_{23}(x) \quad (7)$$

Значение общего давления, равного сумме парциальных давлений, составляющих компонент и плотности окружающей парогазовой среды, выражаются соотношениями:

$$P = P_2 + P_3; \quad \rho_{23} = \rho_2 + \rho_3$$

где P - давление (Па)

$$\rho_2 = \frac{P_2}{B_2 T_{23}}; \quad \rho_3 = \frac{P_3}{B_3 T_{23}}; \quad B_2 = \frac{R}{\mu_2}; \quad B_3 = \frac{R}{\mu_3} \quad (8)$$

где B - газовая постоянная (Дж/кг·К);

R - объединенная газовая постоянная (Дж/кмоль·К);

μ - молекулярный вес (кг/моль).

Система (1)-(8) с граничными условиями

$$I_0 = I_0(0); \quad I_3 = I_3(H); \quad m_1 = m_1(0); \quad \rho_2 = \rho_2(H); \quad \rho_3 = \rho_3(H);$$

$$T_{23} = T_{23}(H); \quad T_0 = T_1 = T_0(0); \quad (9)$$

описывает технологический процесс сушки высушиваемых продуктов сушилке. [7].

Исследования механизма сушки, анализ существующих математических моделей процессов сушки позволяет утверждать, что сушка происходит не равномерно, с различной интенсивностью. Для получения более точной математической модели предлагается разбить процесс сушки на три периода (начальный период сушки, период постоянной скорости сушки, период падающей скорости сушки). Выделение начального периода обусловлено существованием пониженного давления в сушилке. Таким образом, особенностью рассматриваемого класса сушильных установок является то, что материал, испаряя много влаги, не смотря на нагрев, подвержен охлаждению относительно температуры на входе.

В первом периоде массообмен происходит в режиме неравновесного испарения (давление насыщенного пара воды больше давления общего) по закону Герца-Кнудсена.

Поток массы, испаряющейся с единицы площади, определяется отношением [8]:

$$j_1 = \frac{Z[T_0 - T^s(P)]r_2^s(T_0)}{T^s(P)} \quad (10)$$

Где
$$Z = \frac{\Re \cdot \rho_2^s(T_0)}{\sqrt{2\pi B_2 T_2^s(P)}}$$

$0 < \Re \leq 1$ - коэффициент аккомодации, для шероховатых поверхностей $\Re \sim 1$. Поток жидкости с единичной поверхности в периоде постоянной скорости сушки задаем уравнением Дальтона [9]:

$$j_2 = \beta [P_2^s(T_0) - P_2] \quad (11)$$

где β - коэффициент массообмена (кг/(м²сек Па)).

В период падающей скорости сушки температура материала повышается, фронт влаги углубляется внутрь материала.

Поток жидкости описывается формулой Паузейля [6,10]:

$$j_3 = \frac{P_2^s(T_0) - P_2}{\frac{1}{\beta} + \frac{8\nu_2\delta_c}{R_{\text{кап}}^2\rho_2}} \quad (12)$$

где $R_{\text{кап}}$ - радиус капилляра (м);

ν_2 - вязкость водяного пара (Па сек);

δ_c - толщина высушиваемого слоя (м), определяемая из соотношения вида:

$$\left(\frac{r - \delta(x)}{r}\right) = \frac{m_1(x)}{m_1(x_{\text{кр}})}$$

где $x_{\text{кр}}$ - координата, соответствующая критическому влагосодержанию;

$m_1(x_{\text{кр}})$ - критическое влагосодержание материала – параметр, определяющий третий период сушки;

$\frac{8\nu_2\delta_c}{R_{\text{кап}}^2\rho_2}$ - величина, характеризующая внутреннее сопротивление материала переносу

пара.

Индексы 1,2,3 функции j , соответствует различным периодам сушки.

В зависимости от условий протекания процесса (начальная температура материала, температура сушильного агента, значение критического влагосодержания материала и т.д.) делается выбор периода (режима сушки).

Последнее не исключает возможности отсутствия второго режима или кратковременности первого.

Данный подход является наиболее общим и предполагает построение наиболее точной математической модели.

В следствие большой разницы между температурой мокрого термометра и температурой сушильных газов, а также отсутствие сил, препятствующих массопереносу, испарение в первом и втором периодах происходит очень интенсивно.

Исходная система (1)-(8) может быть сведена к виду наиболее удобному для интегрирования относительно интересующих характеристик процесса сушки: количество влаги, содержащейся в материале, температуры материала и сушильного агента (основных функций).

Как выше отмечалось, целью работы является получение адекватной математической модели рассматриваемого процесса, в виде наиболее удобном для интегрирования, а также определение оптимальных параметров, оказывающих управляющее воздействие и определяющих процесс сушки.

Разрешив систему уравнений (4)-(8) относительно неосновных функций, используя при этом условия на границе, а также тот факт, что требования, предъявляемые к выходной продукции известны, т.е. $m_1(H)$ задано, получим систему трех обыкновенных нелинейных дифференциальных уравнений, соответствующих исходному представлению модели системой:

$$\frac{dm_1(x)}{dx} = \frac{F \cdot j_i}{\varepsilon}, \quad i = 1, 2, 3; \quad (13)$$

$$\frac{dT_0(x)}{dx} = \frac{F[\alpha_0(T_{32}(x) - T_0(x) - jr_2^s(T_0))]}{\varepsilon(c_0m_0 + c_1m_1)} \quad (14)$$

$$\frac{dT_{32}(x)}{dx} = \frac{GF}{L(m_0 + m_1)V_0c_{23}} (\alpha_0(T_{32}(x) - T_0(x)) - r_2^s(T_0)j_i) \quad (15)$$

где $\varepsilon = \sqrt{\frac{(m_0 + m_1(x)) \cdot g \cdot c \cdot Re \cdot T_{32}(x)}{6l_0^2 D} - cT_{32}(x)}$

$$C = \frac{1}{P} \{B_2[I_0(m_1(x) - m_1(H) + \rho_2(H)V_{32}(H))] + B_3I_3\}$$

$$D = I_0(m_1(x) - m_1(H)) + \rho_2(H)V_{32}(H) + I_3$$

с условиями на границе:

$$m_1 = m_1(0); \quad T_0 = T_0(0); \quad T_{32} = T_{32}(0) \quad (16)$$

Соотношения (13)-(16) должны быть дополнены рядом расчетных формул для определения значений физических величин входящих в данные соотношения.

Коэффициент теплообмена рассчитываем по формуле Нестеренко [9]:

$$Nu = 2 + A(Pr)^{0.33} Re^n Gu^m$$

Где $Nu = \frac{\alpha_0 l_0}{\lambda_{32}}$ - безразмерный параметр Нуссельта, характеризующий подобие условий теплообмена (массообмена) на границе между жидкостью и твердым телом:

λ_{32} - теплопроводность сушильного агента (Вт/(м к)), определяемая из соотношения вида:

$$\lambda_{32} = 0,0208 \left(\frac{T_{32}}{273} \right)^{0,81} \left(1 - 0,24 \frac{P_2}{P} \right)$$

Где $Re = \frac{(V_0 + V_{32})l_0}{V_{32}}$ - безразмерный параметр Рейнольда, характеризующий отношение конвективной составляющей инерциальных сил к силам внутреннего трения в газе или жидкости, V_{32} определяем из соотношения:

$$V_{32} = \frac{V_3 P_3 + V_2 P_2}{P}$$

Значение V_3 , V_2 является табличными [11,12,13]:

$$Pr = \frac{V_{32} c_{32} \rho_{32}}{\lambda_{32}} - \text{безразмерный параметр Прандтля, получаемый из уравнения}$$

теплообмена;

V_{32} - кинематическая вязкость сушильного агента ($\text{м}^2/\text{сек}$), для газа можно считать $P_2 \approx 0,73$;

$$Gu = \frac{T_{32} - T_0}{T_{32}} - \text{безразмерный параметр Гурмана.}$$

Значения A , n , m берутся из таблицы 1. [14] в зависимости от величины числа Рейнольда.

Коэффициенты массообмена находим из массообменной формулы Нестеренко [9]:

$$Nu' = 2 + A'(Pr)^{0,33} Re^{n'} Gu^{m'}$$

где $Nu' = \frac{\beta l_0}{\lambda'}$,

λ' - коэффициент теплопроводности сушильного агента (м/сек), равный:

$$\lambda' = 0,307 \cdot 10^{-6} T_{32} \frac{360}{P}$$

Таблица 1- Значения A' , n' , m'

Re	A	n	m	A'	n'	m'
$3,15 \cdot 10^3$	1,07	0,48	0,175	0,83	0,53	0,135
$3,15 \cdot 10^3 \div 2,2 \cdot 10^4$	0,51	0,61	0,175	0,49	0,61	0,135
$2,2 \cdot 10^4 \div 3,15 \cdot 10^5$	0,027	0,9	0,175	0,248	0,9	0,135

Уравнение для определения давления насыщенных паров воды (уравнение Антуана) имеет вид [13]:

$$l_{\text{пр}} = 18,3636 - \frac{3816,44}{T_n - 46,13}$$

Для нахождения $\rho_2(T_0)$ используем соотношение для идеального газа [15]:

$$\rho_2(T_0) T_0 B_2 = P^s(T_0)$$

Зависимость $r_2^s = r_2^s(T_0)$ имеет вид [12]:

$$r_2^s = 597,2 - 0,545(T_0 - 273) - 0,00038(T_0 - 273)^2$$

Таким образом, полученная система трех обыкновенных дифференциальных уравнений с условиями на границе дополнена рядом расчетных формул для определения интересующих физических величин.

Результатом решения полученной системы уравнений является нахождение распределения по длине трубы-сушилки основных функций – количества влаги, содержащегося в одной частице материала, температуры материала и сушильного агента [17,18,19].

Численные значения основных функций в промежуточных точках для одного из вычислительных экспериментов даны в табл. 2. При этом, начальная температура высушиваемого материала в зоне обработки (распыла) считалась равной 343^0 К, темп подачи сушильного агента $40000 \text{ м}^3 / \text{час}$, расход композиции 15 т/час ($30 \text{ м}^3 / \text{час}$).

Таблица 2-Численные значения функций в промежуточных точках

x	$m_1 * 10^6$	T_0	T_{23}
0,17	1,58887	343,131	354,147
0,17	0,363264	343,162	354,178
1,07	0,352626	343,222	354,201
2,03	0,352448	343,405	354,269
5,87	0,35172	344,129	354,542
10,99	0,350717	345,07	354,895
21,23	0,3486	346,877	355,573
30,00	0,346591	348,294	508,546

В результате проведения серии натуральных экспериментов (измерений) было установлено, что температура сушильного агента на выходе из вытяжной трубы (в зоне распыла) превосходит температуру высушиваемого продукта примерно на 100 . первоначально идея, в некотором смысле стабилизации температуры сушильного агента в зоне распыла, возникла в результате теоретических заключений. При этом руководствовались следующим. Температура сушильного агента не должна быть меньше температуры высушиваемой композиции, с одной стороны. С другой стороны, при режимах функционирования, близких к оптимальным, температура сушильного агента в зоне распыла не должна на много превосходить температуру высушиваемой композиции, в противном случае имел бы место неэффективный расход топочных газов.

Проверка достоверности полученной математической модели осуществлялась путем сравнения результатов натурального эксперимента и вычислительного следующим образом. «Пристреливая» критическое влагосодержание материала (т.е. решая краевую задачу), сравнением расчетного и экспериментального остаточного количества влаги в частице материала, одновременно рассчитывается (прогнозируется) температура сушильного агента. Затем подается агент в вытяжную трубу с рассчитанной температурой и проверяется восстанавливаемость температуры сушильного агента в зоне распыла, т.е. сравнивается значение температуры сушильного агента в зоне распыла, измеренное и принятое в расчетах («застабилизированное»). Достоверность разработанной модели подтверждается таблицей 3.

Таблица 3- Сравнение значения температуры сушильного агента

Материал	T_0	$m_{кр}$	$T_{32}(H)$	$T_{32}(0)$ экспер.	$T_{32}(0)$ задан.	Разность значений
Композиция 1	343	11,74	511,243	353	353	-
	351	11,74	527,119	364	361	+3 ⁰
Композиция 2	343	11,77	508,546	354	353	+1 ⁰
	351	11,77	529,271	363	361	+2 ⁰

На основании методов, предложенных выше, выделим основные этапы оптимизации параметров модели:

1. Выбор варьируемых параметров, подлежащих оптимизации.
2. Вычисление минимальных и максимальных значений параметров по данным натурных, лабораторных и эмпирических исследований.
3. Определение зависимостей системных показателей (критериев) от параметров (факторов) – составление линейных уравнений регрессии:

$$Y_k = a_0^{(k)} + a_1^{(k)}P_1 + a_2^{(k)}P_2 + \dots + a_k^{(k)}P_k$$

$k=1 \dots q$; Y_k - величина k -го системного показателя объекта.

4. Исследование пространства параметров, состоящего из равномерно распределенных точек, путем многократного решения ОДУ численными методами.
5. Составление уравнений регрессии вида:

$$Y_k = \alpha_0^{(k)} + \sum_i \alpha_i^{(k)} P_i + \sum_i \sum_j \alpha_{ij}^{(k)} P_i P_j$$

6. Отыскание значений параметров, доставляющих экстремум выбранному аддитивному критерию идентификации.

Для рассматриваемого объекта идентификации выбраны линейные уравнения регрессии вида:

$$m_1 = a_0^m + a_1^m N_1 + a_2^m G + a_3^m L$$

$$T^0 = a_0^T + a_1^T N_1 + a_2^T G + a_3^T L$$

Коэффициенты регрессии рассчитываются по формуле [20, 21, 22]:

$$a_i = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N x_{ij} y_i \quad \text{где } N\text{- число экспериментов.}$$

Расчет производится в соответствии с матрицей планирования эксперимента, приведенной в табл.4.

Таблица 4- Матрица планирования эксперимента

Номер варианта решения ОДУ	Искомые факторы				Переменная состояния
	x_0	x_1	x_2	x_3	
1	+1	+1	+1	+1	y_1
2	+1	-1	+1	+1	y_2
3	+1	+1	-1	+1	y_3
4	+1	-1	-1	+1	y_4
5	+1	+1	+1	-1	y_5
6	+1	-1	+1	-1	y_6
7	+1	+1	-1	-1	y_7
8	+1	-1	-1	-1	y_8

При нестационарном подходе, математическая модель будет иметь следующий вид:

$$\frac{\partial m_1}{\partial \tau} = v_0 \frac{\partial m_1}{\partial x} = F \cdot j_i \quad (17)$$

$$\frac{\partial T_0}{\partial \tau} + v_0 \frac{\partial T_0}{\partial x} = \frac{r_2^s(T_0)F \cdot j_i + \alpha F(T_{32} - T_0)}{c_0 m_0 + c_1 m_1} \quad (18)$$

$$\frac{\partial T_{32}}{\partial \tau} + v_0 \frac{\partial T_{32}}{\partial x} = \frac{F I_0 \alpha (T_{32} - T_0)}{c_3 I_3} - \frac{I_0 (m_0 + m_1) r_2^s(T_0) F \cdot j_i}{I_3 c_1 m_0}; \quad (19)$$

$$\frac{\partial I_0}{\partial \tau} + v_0 \frac{\partial I_0}{\partial x} = 0 \quad (20)$$

$$\frac{\partial I_3}{\partial \tau} + v_0 \frac{\partial I_3}{\partial x} = 0 \quad (21)$$

где τ - время, с соответствующими начальными и граничными условиями.

В качестве начальных условий предлагается брать решение стационарной задачи. Система (17) и (21) представляет собой систему нестационарных нелинейных дифференциальных уравнений в частных производных. Описание неизвестных параметров, коэффициентов входящих в данную систему приведено выше.

Выводы:

Разработана математическая модель тепло- массообменного процесса, с определенными граничными условиями, описывающие характеристики обмена тепла и массы между высушиваемым материалом, влагой внутри него, выделившуюся из него пара и газа, абсорбирующего выделившиеся массу, и тепла.

Распределенная изучение процесса тепломассообмена на три этапа сушки позволяют более подробно описать параметров сушки, и дает возможности переходить на нестационарной математической модели процесса, более достоверно описать процесса сушки, происходящий внутри высушиваемого продукта.

Дальнейшее изучение процесса с использованием разработанной системы математических моделей позволяют предварительно определить оптимальных параметров процесса сушки в зависимости от теплофизических параметров объекта сушки.

Литература

1. А.И.Исманжанов, К.Абдыракман уулу, Н.Л.Абулова «Солнечная сушильная установка Термика» Патент КР №120Б
2. Патент КР №532, 6 F 24 J 2/42. Солнечная сушильная установка «Компакт»/ Исманжанов А.И., Абдырахман уулу К.
3. Патент КР №388, 6 F24 J 2/46. Солнечная сушильная установка/ Исманжанов А.И., Абдырахман уулу
4. Расчетно-теоретическое исследование температурного поля в продуктах при инфракрасном нагреве Кенжаев И.Г, Абдырахман уулу К, Абулова Н.Л, Турсунбаев Ж.Ж. Сборник аннотаций международной научно-технической конференции. 2022г. 136с.
5. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория переноса энергии и вещества. – Минск: Изд. АН БССР, 1959. – 330с.
6. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. – М.: Наука, 1978. – 736 с.
7. Салыга В.И., Русецкий А.И. Математическая модель сушки движущегося слоя дисперсного (влажного) материала методом противотока при пониженном давлении // Весник Харьковского университета. – 1986. –«286. – С. 103-106.
8. Кутателадзе С.С., Накоряков В.Е. Тепло- и массообмен и волны в газожидкостных системах. – Новосибирск: Наука, 1984. – 301 с.
9. Киш Ласлоне М.И. Современное состояние методов расчета тепло- и массообмена в процессах сушки // Тепло- и массоперенос в процессах сушки и термообработки, - 1970. – С. 80-98.
- 10.Петров-Денисов В.Г., Масленников Л.А. Процессы тепло- и влагообмена в промышленной изоляции. – М.: Энергоиздат, 1983. – 192 с. 142 Т. Н. Кротенко, А. И. Русецкий
- 11.Теплофизические свойства вещества / Справочник под ред. Н.Б. Варгафтика.-М. – Л.: Энергоиздат, 1956. – 367 с.
- 12.Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.

13. Вукалович Д. Термодинамические свойства воды и водяного пара. – М.: Машгиз, 1955. – 90 с.
14. Девятков Б.Н., Демиденко Н.Д., Охорзин В.А. Динамика распределенных процессов в технологических аппаратах, распределенный контроль и управление. – Красноярское книжное издательство, 1986. – 311 с.
15. Салыга В.И., Русецкий А.И. Математическое описание технологического процесса сушки в трубе-сушилке при пониженном давлении // Вестник Харьковского университета. – 1987. - №298. – С. 105-108.
16. Люков А.В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. – М. – Л.: Госэнергоиздат, 1956. – 464 с.
17. Русецкий А.И., Некрасов В.К. Методика расчета на ЭВМ прогнозных значений управляющих теплофизических параметров противоточного тепло- и массообменного аппарата на примере технологического процесса сушки // РКТ, сер. IV, вып. I (129), - 1991, - С. 123-129.
18. Русецкий А.И., Русецкая О.К. Методика инженерного расчета на ЭВМ параметров одного класса технологических процессов: Тез. докл. научн.- практич. конф. «Прогрессивные технологические процессы в механосборочном производстве», 15-17 сентября 1991 г. – Москва, 1991. – С. 111.
19. Русецкий А.И. Метод решения задач управления тепло- и массообменными технологическими процессами: Тез. докл. Республ. научн.- практич. конф. «Прогрессивные технологические процессы, формы организации производства и их внедрение в условиях рыночной экономики», 12-13 ноября 1991., - Харьков, 1991 – С. 101.
20. Беляшов С.А., Кольцов И.М. Программный комплекс для проведения лабораторных работ на ПК по теории планирования эксперимента. НАУЧНАЯ СЕССИЯ МИФИ – 2001. Сборник научных трудов. В 14 томах. М.: МИФИ, 2001. С. 45-46.
21. Адлер Ю.П., Маркова Е.В., Грановский Ю.В. Планирование эксперимента при поиске оптимальных условий. НАУКА, 1976.
22. Бондарь А.Г., Статюха Г.А., Потяженко И.А. Планирование эксперимента при оптимизации процессов химической технологии. – Киев: Вища школа, 1980. – 264 с.