

Математическая модель процесса сушки распылённых капиллярно-пористых тел при пониженном давлении

Т. Н. Кротенко, А. И. Русецкий

Харьковский институт бизнеса и менеджмента, Украина

Technological process of drying wet and spread composition is the object of studying.
The process operates under reduced pressure conditions in the dryer pipe, that is
determined as the object of control with distributed parameters.

1. Общая постановка задачи и ее актуальность

В решении проблемы математического описания исследуемых объектов, идентификации и оптимизации параметров математических моделей объектов управления сделано уже достаточно много [3, 5, 15, 19]. В отечественной и зарубежной литературе имеется большое количество работ, посвященных этой важной проблеме. Однако не все вопросы к настоящему времени изучены в равной степени. В частности, такими 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 распыленных капиллярно-пористых тел при пониженном давлении. Характерной особенностью объекта является отсутствие возможности измерения значений параметров внутри объекта. Сложность 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 [1].

Уравнение массообмена (закон сохранения массы вещества) вида:

$$V_0 \cdot \frac{dm_1}{dx} = F \cdot j \quad (1)$$

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 ($кг/(м^2с)$);

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):

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

где c - теплоемкость (Дж/кг К);

T - температура (К);

r_2^S - теплота испарения (Дж/кг);

α - коэффициент теплообмена ($Вт/м^2К$)

индекс S - соответствует параметрам на линии насыщения.

Для получения дифференциального уравнения теплообмена для сушильного агента выделим единичный объем сушильной башни. 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.:

$$V_{23}c_{23}\rho_{23}\frac{dT_{23}}{dx} = n_0F(\alpha_0(T_{32} - T_0) - r_2^S(T_0) \cdot j),$$

где ρ - плотность ($кг/м^3$);

n - концентрация ($1/м^3$).

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 единицу площади за единицу времени. Тогда весовой расход материала G (кг/сек) и весовой расход сушильного агента L (кг/сек) соответственно равны:

$$G = I_0 S_\delta (m_0 + m_1), \quad L = I_3 S_\delta,$$

где S_δ - площадь поперечного сечения сушильной башни (м^2).

При введенных обозначениях уравнение теплообмена для сушильного агента примет вид:

$$\frac{dT_{23}}{dx} = \frac{GF}{L(m_0 + m_1)V_0 c_{23}} (\alpha_0 (T_{32} - T_0) - r_2^s (T_0) \cdot j), \quad (3)$$

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 композиции (кг/кг).

Динамика процесса может быть представлена соотношением:

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

где первая часть представляет сопротивление обтеканию тел потоком по закону Стокса [2],

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 композиции с учетом введенных обозначений имеет вид:

$$I_0 \equiv n_0(x)V_0(x) = n_0(0)V_0(0) = \text{const} \quad (5)$$

Физическая природа соотношения (5) состоит в том, что с ростом скорости высушиваемого материала по длине трубы-сушилки уменьшается его концентрация и наоборот.

Баланс массы сухого газа имеет вид:

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

где H - высота сушильной башни (м).

Соотношение (6) свидетельствует о зависимости плотности сухого газа от его скорости по длине трубы-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:

$$P = P_2 + P_3; \quad \rho_{23} = \rho_2 + \rho_3, \quad \text{где } P - \text{давление (Па);}$$

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

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

$$\begin{aligned} I_0 &= I_0(0); I_3 = I_3(H); m_1 = m_1(0); \rho_2 = \rho_2(H); \\ \rho_3 &= \rho_3(H); T_{23} = T_{23}(H); T_0 = T_1 = T_0(0) \end{aligned} \quad (9)$$

описывает технологический процесс сушки распыленной композиции в трубе-сушилке при пониженном давлении методом противотока [3].

2. Истоки исследования авторов

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 трубе-сушилке. Следствие этого – низкая температура мокрого термометра. 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 [4]:

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

где

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

$0 < \mathfrak{K} \leq 1$ - коэффициент аккомодации, для шероховатых поверхностей $\mathfrak{K} \sim 1$.

Поток жидкости с единичной поверхности в периоде постоянной скорости сушки задаем уравнением Дальтона [5]:

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

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 [2, 6]:

$$j_3 = \frac{P_2^S(T_0) - P_2}{\frac{1}{\beta} + \frac{8\nu_2 \delta_c}{R_{кан.}^2 \rho_2}} \quad (12),$$

где $R_{кан.}$ - радиус капилляра (м);

ν_2 - вязкость водяного пара (Па сек);

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

$$\left(\frac{r - \delta(x)}{r} \right)^3 = \frac{m_1(x)}{m_1(x_{кр})},$$

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

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

$\frac{8\nu_2 \delta_c}{R_{кан.}^2 \rho_2}$ - 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).

3. Цели работы

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.

4. Изложение основного материала

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:

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

$$\frac{dT_0(x)}{dx} = \frac{F[\alpha_0(T_{32}(x) - T_0(x) - j_i r_2^S(T_0))]}{\varepsilon(c_0 m_0 + c_1 m_1)}; \quad (14)$$

$$\frac{dT_{32}(x)}{dx} = \frac{GF}{L(m_0 + m_1)V_0 c_{23}} (\alpha_0(T_{32}(x) - T_0(x)) - r_2^S(T_0)j_i), \quad (15)$$

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

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

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

с условиями на границе:

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

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

Коэффициент теплообмена рассчитываем по формуле Нестеренко [5]:

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

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 $\text{Re} = \frac{(V_0 + V_{32})\rho_0}{V_{32}}$ - безразмерный параметр Рейнольда, характеризующий

отношение конвективной составляющей инерциальных сил к силам внутреннего трения в газе или жидкости, V_{32} определяем из соотношения:

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

значения V_3, V_2 являются табличными [7, 8, 9];

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

теплообмена;

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

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

Значения A, n, m берутся из таблицы 1. [10] в зависимости от величины числа Рейнольда.

Коэффициенты массообмена находим из массообменной формулы Нестеренко [5]:

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

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

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

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

Табл. 1.

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

Значения A', n', m' приведены в табл. 1.

Уравнение для определения давления насыщенных паров воды (уравнение Антуана) имеет вид [9]:

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

Для нахождения $\rho_2(T_0)$ используем соотношение для идеального газа [11]:

$$\rho_2(T_0) T_0 B_2 = P^S(T_0).$$

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 [13, 14, 15].

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 343^0К , темп подачи сушильного агента $40000 \text{ м}^3/\text{час}$, расход композиции 15 т/час ($30 \text{ м}^3/\text{час}$).

Табл. 2.

x	$m_1 \cdot 10^6$	T_0	T_{23}
0,17	1,58887	343,131	354,147
0,75	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 сушильной башни (в зоне распыла) превосходит температуру композиции примерно на 10^0 . 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 башню с рассчитанной температурой и проверяется восстанавливаемая ось температуры сушильного агента в зоне распыла, т.е. сравнивается значение температуры сушильного агента в зоне распыла, измеренное и принятое в расчетах («застабелизованное»). Достоверность разработанной модели подтверждается таблицей 3.

Табл. 3.

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 натуральных, лабораторных и эмпирических исследований.
3. Определение зависимостей системных показателей (критериев) от параметров (факторов) – составление линейных уравнений регрессии:

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

где $k = \overline{1, q}$; 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:

$$y_k = \alpha_0^{(k)} + \sum_i \alpha_i^{(k)}P_i + \sum_i \sum_j \alpha_{ij}^{(k)}P_iP_j.$$

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 [16, 17, 18]:

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

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

Табл. 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

По результатам восьми вариантов решения ОДУ (табл. 5) и расчетов коэффициентов регрессии получим:

$$m_1 = 3,703 \cdot 10^{-7} + 0,01 \cdot 10^{-7} \cdot N_1 \cdot 10^{-14} - 0,0014 \cdot 10^{-4} G + 0,0019 \cdot 10^{-7} L,$$

$$T^0 = 352,92 + 8 \cdot 10^{-7} N_1 + 0,398G - 0,587L.$$

Табл. 5. Варианты решения ОДУ

Номер варианта решения ОДУ	Технологические параметры				
	№1	G	L	$m_1 \cdot 10^7$	$T_0 \cdot 10^{-2}$
1	23,2	4,334	11,55	3,714	3,535
2	20,0	4,334	11,55	3,694	3,519
3	23,2	4,0	11,55	3,717	3,527
4	20,0	4,0	11,55	3,696	3,512
5	23,2	4,334	10,0	3,709	3,548
6	20,0	4,334	10,0	3,691	3,53
7	23,2	4,0	10,0	3,713	3,539
8	20,0	4,0	10,0	3,693	3,522

Статистический анализ уравнений регрессии выполнен по соответствующим расчетным формулам [16] и результатам эксперимента, приведенным в табл. 6. При этом получены расчетные значения критерия Стьюдента для коэффициентов a_1^m , a_1^T , соответственно равные:

$$t_{a_1^m}^m = 3 \cdot 10^{-6} \text{ и } t_{a_1^T}^T = 2,22 \cdot 10^{-6}.$$

Поскольку табличное значение критерия Стьюдента при пятипроцентном уровне значимости равно $t_T = 2,306$ [16], коэффициенты a_1^m и a_1^T статистически незначимы. Уравнения регрессии приобретают вид:

$$m_1 = 3,703 \cdot 10^{-7} - 0,0014 \cdot 10^{-4} G + 0,0019 \cdot 10^{-7} L,$$

$$T^0 = 352,92 + 0,398G - 0,587L.$$

Табл. 6. Результаты эксперимента

Номер опыта	Выходные переменные				Расчет	
	$m' \cdot 10^7$	T'	$m'' \cdot 10^7$	T''	$S_m^2 \cdot 10^{20}$	S_T^2
1	3,7176	348,25	3,7170	348,64	0,9	0,038
2	3,6976	346,65	3,6964	347,06	0,16	0,039
3	3,72	347,48	3,7198	347,81	0,01	0,027
4	3,6996	346,57	3,699	346,96	0,9	0,038
5	3,7127	348,38	3,7125	348,81	0,01	0,046
6	3,6946	348,2	3,6942	348,14	0,04	0,0009
7	3,7168	348,1	3,7164	348,014	0,04	0,0018
8	3,6968	348,95	3,6954	348,64	0,3	0,024

Исследование области экстремума выполнено путем зондирования пространства параметров системы в соответствии с двумерной сеткой P_τ -сеткой, приведенной на рис.1. Данная сетка получена путем деления координатных отрезков $[0, 1]$ на $N = 2^m$ ($m = 4$) равных частей, называемых двоичными отрезками.

При этом, каждому двоичному прямоугольнику площади $\frac{1}{N} = \frac{1}{16}$ и размерами $1 \times \frac{1}{16}, \frac{1}{2} \times \frac{1}{8}, \frac{1}{4} \times \frac{1}{4}, \frac{1}{8} \times \frac{1}{2}, \frac{1}{16} \times 1$ принадлежит одна точка сетки.

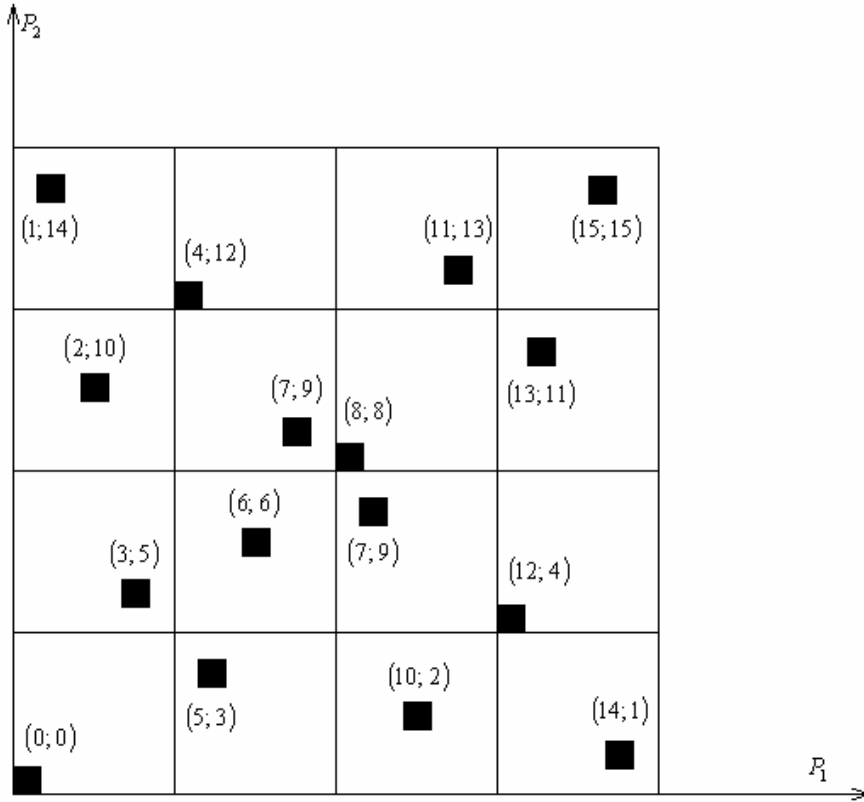


Рис.1. Двумерная Π_τ -сетка

Выбранная Π_τ -сетка является наилучшей из всех традиционных решетчатых сеток, т.е. она наилучшим образом описывает пространство параметров. В качестве точек параметров, подлежащих оптимизации, выбраны точки P_4, P_8, P_{10}, P_{13} .

При нестационарном подходе, математическая модель будет иметь следующий вид:

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

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

$$\frac{\partial T_{32}}{\partial \tau} + v_0 \frac{\partial T_{32}}{\partial x} = \frac{FI_0 \alpha (T_{32} - T_0)}{c_3 I_3} - \frac{I_0 (m_0 + m_1) r_2^S (T_0) F \cdot j_i}{I_3 c_1 m_0}; \quad (19)$$

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

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

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

В качестве начальных условий предлагается брать решение стационарной задачи. Система (17) – (21) представляет собой систему нестационарных нелинейных дифференциальных уравнений в частных производных.

Описание неизвестных параметров, коэффициентов входящих в данную систему приведено выше.

5. Выводы по результатам и направления дальнейших исследований

Дальнейшие исследования в данном направлении, могут основываться на решении рассмотренной нестационарной задачи, путем использования отдельных численных методов.

Показано, что применение разбиения процесса сушки не на два, а на три периода и переход к использованию нестационарной математической модели процесса, позволяет получить более достоверную, по сравнению с уже имеющимися моделями, модель процесса сушки.

Перспективным направлением решения предложенной задачи, может быть использование $ЛП_\tau$ - поиска и $ЛП_\tau$ - последовательностей, являющихся наиболее равномерными последовательностями среди всех имеющихся последовательностей. Зондирование пространства параметров предлагается осуществлять при помощи n -мерной сетки.

ЛИТЕРАТУРА

1. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория переноса энергии и вещества. – Минск: Изд. АН БССР, 1959. – 330с.
2. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. – М.: Наука, 1978. – 736 с.
3. 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.
4. Кутателадзе С.С., Накоряков В.Е. Тепло- и массообмен и волны в газожидкостных системах. – Новосибирск: Наука, 1984. – 301 с.
5. 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.
6. Петров-Денисов В.Г., Масленников Л.А. Процессы тепло- и влагообмена в промышленной изоляции. – М.: Энергоиздат, 1983. – 192 с.

7. Теплофизические свойства вещества / Справочник под ред. Н.Б. Варгафтика.-М. – Л.: Энергоиздат, 1956. – 367 с.
8. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
9. Вукалович Д. Термодинамические свойства воды и водяного пара. – М.:Машгиз, 1955. – 90 с.
10. Девятов Б.Н., Демиденко Н.Д., Охорзин В.А. Динамика распределенных процессов в технологических аппаратах, распределенный контроль и управление. – Красноярское книжное издательство, 1986. – 311 с.
11. 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.
12. Люков А.В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. – М. – Л.: Госэнергоиздат, 1956. – 464 с.
13. Русецкий А.И., Некрасов В.К. Методика расчета на ЭВМ прогнозных значений управляющих и теплофизических параметров противоточного тепло- и массообменного аппарата на примере технологического процесса сушки // РКТ, сер.IV, вып.I (129), - 1991, - С. 123-129.
14. 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.
15. 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.
16. 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.
17. Адлер Ю.П., Маркова Е.В., Грановский Ю.В. Планирование эксперимента при поиске оптимальных условий. НАУКА, 1976.
18. Бондарь А.Г., Статюха Г.А., Потяженко И.А. Планирование эксперимента при оптимизации процессов химической технологии. – Киев: Вища школа, 1980. – 264 с.
19. Соболев И.М., Статников Р.Б. Выбор оптимальных параметров в задачах со многими критериями. Второе расширенное издание, 160 стр. Москва. Дрофа, 2006.