

УДК 66.021

Райко В.Ф., Кансо В.Х., Шапорев В.П.

ТЕПЛООБМЕН МЕЖДУ СТЕНКОЙ И ДИСПЕРСНОЙ СИСТЕМОЙ «ГАЗ-ТВЕРДОЕ» В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»

Введение

В соответствии с классификационным каталогом отходов к твердым промышленным отходам природного происхождения (ТПОПП) относятся около 100 видов отходов, образующихся в 10-ти секторах экономической деятельности (производства и потребления) общим объемом 150–200 млн. т. в год. Среди ТПОПП существенное место занимает кальций содержащие твердые отходы (КТО), объемы которых составляют десятки миллионов тонн в год в виде отсевов карбонатного сырья при его обогащении, отсевов продукта обжига карбонатного сырья, пыли, отходов гашения извести, шламов, которые образуются после основных технологических процессов, использующих карбонатное сырье или продукт обжига. Важность анализа и решения проблем управления (КТО) диктуется следующим:

– в составе КТО в различных секторах их образования теряется 25–75 % первичного сырья и продуктов их переработки, поступающих в сферы производства и потребления;

– при управлении КТО на основе концепции чистого производства-потребления их объем может быть снижен на 20–40 %, а образующиеся продукты исключены из категории отходов и классифицированы как вторичные технологические ресурсы, реализуемые на соответствующих рынках;

– снижение потерь первичных ресурсов увеличивает конкурентоспособность продукции, получаемой с их использованием, и рыночную капитализацию соответствующих производителей;

– благодаря уменьшению объемов образования и трансформации КТО во вторичные ресурсы обеспечивается существенное повышение уровня санитарно-эпидемиологического благосостояния населения, снижается техногенная нагрузка на окружающую среду;

– использование возобновляемых вторичных материальных ресурсов снижает потребности использования ресурсов первичных, не возобновляемых, и становится важным инструментом обеспечения устойчивого развития общества, в частности – выполнения требований протокола Киото.

К одному из видов КТО относится фильтрационный осадок, получаемый с вакуум фильтров после первой сатурации в производстве сахара [1]. Осадок содержит 75...80 % CaCO_3 и 20...25 % органических и минеральных несахаров, в том числе азотистых и безазотистых органических соединений (белки, пектиновые вещества, кальциевые соли щавелевой, лимонной, яблочной и др. кислот, сапонин, минеральные вещества и т.п.). В осадке (% к массе сухого осадка) находится: 0,15 К; 0,4 N_2 ; 0,7 P_2O_5 , влаги 45–50 %. По данным [2] обезвоженный при низких температурах осадок (влажность 8–10 %) сыпуч и широко может использоваться как удобрение – мелиорант для нейтрализации кислых почв и повышения усвояемости неорганических удобрений и как эффективное удобрение. Установлено [2], что 1 т сухого осадка содержит столько азота, фосфора и калия, сколько содержится их соответственно в 0,16; 0,13; и 1,57 т навоза. Таким образом, переработка фильтрационного осадка на мелиорант-удобрение

имеет практическое и коммерческое значение. Однако, как следует из [1,2] проблема состоит в том, что обезвоживание осадка при конвективной сушке топочными газами снижает ценность продукции за счет взаимодействия газов с органикой и ее разложением. Поэтому для обработки осадка предлагаются сушилки кондуктивного типа с ограничением максимальной температуры не более 140 °С. Основные принципы кондуктивной сушки и применяемые аппараты освещены в работе [3]. Учитывая наличие ТЭЦ и в связи с этим возможности на сахарных заводах [1] целесообразно кондуктивную сушку проводить через стенку паром высокого или среднего давления. При такой сушке согласно [4] температура стенки, контактирующей с материалом, будет меньше температуры нагревающего агента (пара) на 1...1,5 °С, т.е. можно считать, что все тело конденсации принимает нагреваемая среда.

Однако для суждения о выборе конструкции аппарата, поверхности нагрева необходимо иметь сведения о коэффициентах теплопередачи от стенки к слою материала, связи коэффициентов с кинетикой сушки при различных температурных режимах и гидродинамике слоя. При этом необходимы не только качественные данные, но и модельные представления о закономерностях нагрева и кинетики сушки. В литературе эти сведения для кондуктивной сушки весьма ограничены [3,5]. В настоящем сообщении рассматриваются выше изложенные вопросы.

Методика проведения экспериментальных работ

Исследования проводили на экспериментальной установке (рис. 1), которая представляла собой открытый цилиндрический резервуар (2) $d = 0,1$ м, $h = 0,3$ м, $b_{cr} = 0,001$ м, помещенный в вертикальную трубчатую печь (1) с открытым электронагревателем, расположенным на дне печи. Таким образом обогрев проходил через днище резервуара, при этом считали, что все тепло электрического элемента принимает нагреваемая среда. При необходимости материал в резервуаре перемешивали каскадной четырехлопастной мешалкой (рис. 1, 3). Количество оборотов изменялось от 0 до 20 об/мин. В качестве модельных материалов использовали стеклянные шарики $d = 0,003$ м, кварцевый песок $d = 0.0005$ м, фильтрационный осадок $d = 0.0005$ м с влажностью от 20 до 50 %. Во всех экспериментах высота слоя засыпки составляла 0,5 м $h = 0,15$ м. Основной резервуар имел герметичную крышку (рис. 1, 4), что позволяло проводить исследования при соотношениях P/P_a от $1,33 \cdot 10^{-1}$ до $1,33 \cdot 10^1$.

Схема тепловых потоков в реакторе приведена на рис. 2, физико-химическая характеристика материалов, используемых при исследованиях – в таблице 1.

Таблица 1 – Физико-химические характеристики материалов, используемых при исследованиях

| Материал слоя | ρ г/см ³ | λ_T Вт/(м·К) | C_p КДж/(кгК) | a , М ² /с·10 ⁶ | ДТА, термо- эффект вы- деления H ₂ O, °С |
|---|-----------------------------|-------------------------|--------------------|---|--|
| Стекло | 2,32 | 0,047 | 2,85 | 0,455 | 105 (смо- ченный) |
| Кварцевый песок | 2,65 | 0,047 | 2,76 | 2,73 (сухой) 0,492 (20% H ₂ O) | 105 |
| Фильтрационный осадок (влаж- ность 20–25%) | 2,92 | 4,56 | 7,83 | 1,15 | 120 |
| Воздух | 1,293 | 3,21 | 1,009 | 0,0478 | - |
| H ₂ O | 0,8043 | 0,68 | 1,893 | 0,168 | - |

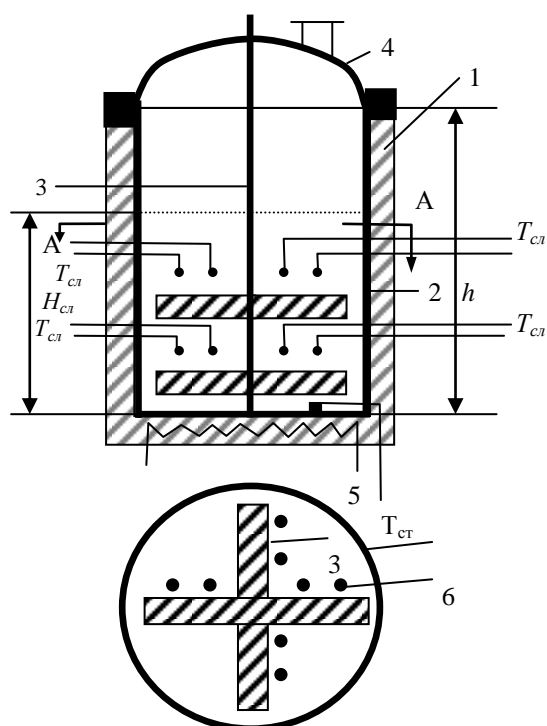


Рисунок 1 – Схема экспериментальной установки
 1 – вертикальная печь, 2 – корпус реактора, 3 – мешалка, 4 – крышка, 5 – спираль электрообогрева, 6 – термопары, h – высота реактора, $H_{сл}$ – высота слоя материала, T_i – температура

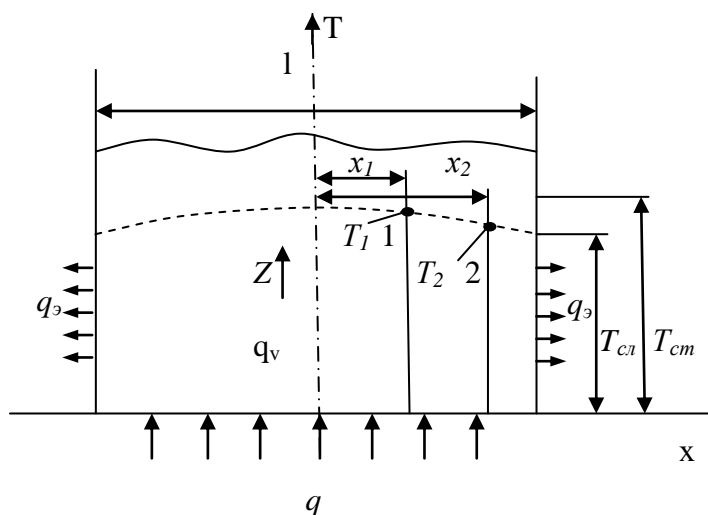


Рисунок 2 – Схема тепловых потоков в реакторе

T_{cm} , $T_{сл}$ – температуры стенок и слоя материала; X , T – координаты, q – общий тепловой поток от нагревателя, $q_э$ – тепловой поток к экранам; q_v – тепловой поток в слое

Начальное теплосодержание стенки Q_0 определим по уравнению [6]:

$$Q_0 = 2c_p F \delta (T_{cm} - T_{сл(o)}), \quad (1)$$

где c , ρ , δ – соответственно теплоемкость, плотность и толщина стенки реактора, $T_{сл(o)}$ – температура материала. Удельный тепловой поток (q) рассчитывали по соотношению $\frac{Q_0}{F}$, где F – поверхность днища реактора, через которое идет обогрев. Температура $T_{ст}$, $T_{сл}$ замеряли термомпарами. $T_{сл}$ в одной плоскости расположения термопар (рис. 1) рассчитывалась как среднеарифметическое значение. Если $\Delta T_{сл}$, определенное как разность $T_{сл}$, вычисленное в разных плоскостях, не превышало 2-3 градуса, считали, что слой однороден по температурному полю. Эти условия достигались при перемешивании материала.

Известно, что для рассматриваемых условий [7] значения коэффициента эффективной теплопроводности слоя в вертикальном направлении по координате Z на порядок превышают аналогичные значения для горизонтального направления. Это позволяет в значительной степени приблизить условия проведения опытов к начальным условиям; $x=0$, $\frac{dT}{dx}=0$ и в качестве характеристики перемешанности материала по аналогии с [8] принять характерное время смешения, определяемое как:

$$\tau_{см}(Z) = R^2(Z) \lambda_{эф}^{-1}(x), \quad (2)$$

где $R(Z)$ – радиус реактора в сечении Z по координате T , $\lambda_{эф}$ – эффективный коэффициент теплопроводности по координате X , то есть в горизонтальном направлении.

Коэффициент $\lambda_{эф}$ согласно рис.2. и [9] определим из соотношения;

$$\lambda_{эф} = \frac{q_v (x_2^2 - x_1^2)}{2(T_1 - T_2)}. \quad (3)$$

Значения, изменяющихся во времени коэффициентов теплообмена K находились как частные от деления потока q_v на разность между температурой стенки и температурой слоя. При этом считали, что теплообмен в начальный период времени $\tau \geq 0$ и при больших значениях времени $\tau \gg \gg 0$ определяется различным сопротивлением. Так, при большом времени процесса эффективное сопротивление ν проникновению потока вглубь слоя (сопротивление проницаемости слоя). При малом времени контакта теплоперенос лимитируется сопротивлением контакта. Для первого случая усредненный по времени коэффициент теплообмена $K_{сл}$ рассчитывали используя теорию теплопроводности Фурье:

$$K_{сл} = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \frac{\sqrt{(\lambda \cdot \rho \cdot C)_{сл}}}{\sqrt{\tau}}, \quad (4)$$

$\rho_{сл}$, $C_{сл}$, $\lambda_{сл}$ – удельный вес, удельная теплоемкость и эффективная теплопроводность слоя, τ – время.

В начальный период времени согласно Тсотсас и Шлюндеру [10] ν определяется сопротивлением слоя газа, находящегося в узком зазоре между греющей стенкой и

первым вертикальным слоем частиц. Исходя из этого, по [10] независимый от времени коэффициент теплопередачи определяется по уравнению:

$$K_{cx} = \frac{4\lambda_g}{d} \left[\left(1 + \frac{2l}{d} \right) \ln \left(1 + \frac{d}{2l} \right) - 1 \right]; \quad (5)$$

$$K_{cc} = \gamma K_{cч} + K_r, \quad (6)$$

где $cч$ – стенка частицы, λ_g – коэффициент молекулярной теплопроводности газа, l – длина свободного пробега молекулы газа, cc – стенка-слой, K_r – коэффициент теплообмена, φ – структурный фактор (для монодисперсного слоя частиц, близких к шарообразной форме, $\varphi = 0,8$). Уравнение 5 основано на допущении параллельных линий тока для теплового потока между плоской стенкой и поверхностью частиц слоя. Коэффициенты K_{cc} и $K_{cч}$ зависят от диаметра твердых частиц и физико-химических свойств газа и твердого материала. Условия $K_{cc} = K_{cч}$ характеризуется критическим временем, которое вычисляется по формуле:

$$\tau_{кр} = \frac{4(\lambda\rho C)_{cl}}{\pi 2K_{cc}}. \quad (7)$$

При исследованиях нагрева и сушки влажных материалов кинетика процесса исследовалась методом отбора проб. Влажность определялась по убыли массы пробы после ее выдержки в эксикаторе под слоем серной кислоты в течение 24-х часов до постоянного веса. В процессе сушки предполагалось, что материал изотропен и его размеры остаются неизменными. Мигрирующим компонентом является вода, то есть разложение материала не наблюдается. В период постоянной скорости процесс сушки описывается уравнением [11]:

$$\frac{dm}{d\bar{l}} = \frac{d}{\bar{l}} \left(D_{r(m)} \frac{dm}{d\bar{l}} \right). \quad (8)$$

С начальными условиями: $m=m_0$ при $\bar{\tau} = 0$ и $0 \leq \bar{l} \leq 1$

Граничные условия: $\frac{dm}{d\bar{l}} = 0$ для $\bar{l} = 0$ и $\bar{\tau} > 0$,

$$- D_r \left(\frac{dm}{d\bar{l}} \right) = F_0 \text{ для } \bar{l} = 1 \text{ и } \bar{\tau} > 0,$$

где m – содержание влаги $\left(\frac{\rho_m}{\rho_m^*} \right)$, ρ_m – массовая концентрация, кг/м^3 , ρ^* – массовая концентрация при насыщении, кг/м^3 , \bar{l} – безразмерное расстояние $\left(\frac{Z}{L} \right)$, Z – расстояние от плоскости нагрева, м, L – толщина слоя (H_{cl}), м; D_r – коэффициент диффузии влаги,

m^2/c ; D_{z0} – коэффициент диффузии влаги в период постоянной скорости, m^2/c ; $\bar{\tau}$ – безразмерное время $\left(\frac{D_{z0}\bar{\tau}}{L^2}\right)$, τ – время (С), F_0 – интенсивность сушки $\left(\frac{\eta_0 L}{D_{z0}\rho_m^\lambda}\right)$, η_0 – массовый поток, скорость сушки, $кг/м^2с$.

D_r выражается как:

$$D_r = \begin{cases} D_r(m) & \text{для } m_g \leq m \leq 1 \\ \emptyset & \text{для } 0 \leq m \leq m_g \end{cases}$$

где m_g – промежуточное содержание влаги. Период постоянной скорости заканчивается, когда поверхностная влага достигает m_g .

Во время падающей скорости материал разбивается на сухую и мокрую зоны.

На их границе, \dot{v} плоскостью испарения, вода изменяет свою фазу. Уравнение для мокрой зоны такое же, как для периода постоянной сушки.

Граничные условия:

$$\begin{aligned} m_g = m & \text{ для } \bar{l} = \eta \text{ и } \bar{\tau} > \tau_c \\ -D_r \left(\frac{dm}{d\bar{l}} \right) &= F + m_g \left(\frac{d\eta}{d\bar{\tau}} \right) \text{ для } \bar{l} = \eta \text{ и } \bar{\tau} > \tau_c, \end{aligned}$$

где F – параметра потока $\left(\frac{nl}{D_{z0}\rho_m^\lambda}\right)$; n – положение \dot{v} названной плоскости испарения от греющей поверхности, τ_c – безразмерное время конца периода постоянной скорости сушки.

Соотношение между скоростью сушки и положением плоскости испарения при условии сухой зоны имеет вид:

$$F = \frac{F_0}{1 + Bi(1 - \eta)}, \tag{9}$$

где $Bi = \frac{k_g L}{\left(\frac{M_v D_{ev}}{RT}\right)}$ – число БИО массопередачи:

k_g – пленочный коэффициент массопередачи, $кг (Па см^2)$, M_v – молекулярная масса пара $кг/моль$, D_{ev} – эффективный коэффициент диффузии пара, $м^2/с$, R – газовая постоянная, $Дж/моль К$, T – абсолютная температура, $К$. Сухая зона рассматривается как дополнительное сопротивление массопередачи к сопротивлению мокрой зоны.

Результаты экспериментов и их обсуждение

На рис. 3,4 приведены мгновенные значения коэффициента теплообмена между стенкой и слоем модельного материала. Как видно из рисунков, в начале опытов (началом опыта считается момент времени $\tau=0$, при котором включается электрообогрев)

значения K постоянны, а затем начинают уменьшаться. Обработка экспериментальных кривых по уравнениям 4-6 показала, что общий коэффициент K находится через свои составляющие K_{cc} и K_{cl} по формуле проводимости. Критические значения для времени контакта вычисляются по уравнению (7). Если время контакта меньше критического, то теплоперенос лимитируется сопротивлением контакта $1/K_{cc}$, если больше, то определяющим является сопротивление проницаемости слоя $1/K_{cl}$. Как видно из рис. 3,4 изменение давления может приводить к значительным изменениям $\tau_{кр}$.

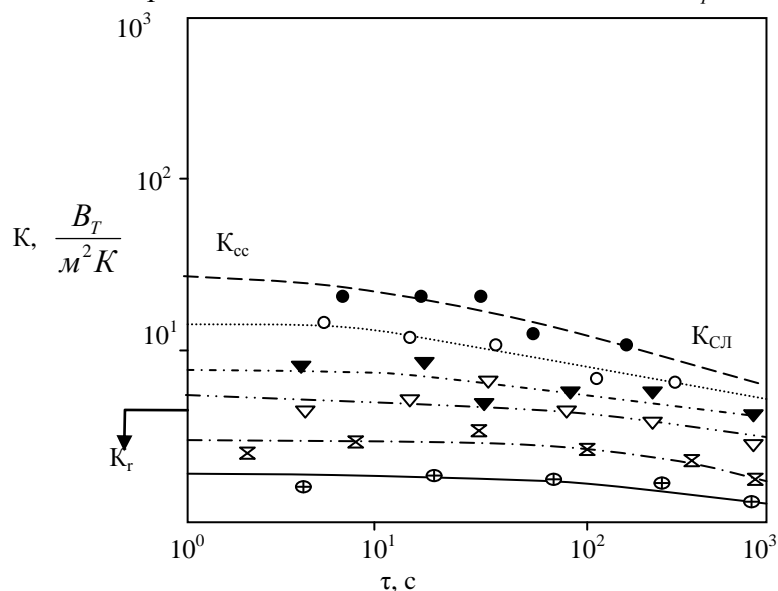


Рисунок 3 – Мгновенные значения коэффициента теплообмена между стенкой и неподвижным слоем (непроточная система): ● ▼ ✕ – стеклянные шарики, ○ ▽ ⊕ – кварцевый песок сухой
● ○ – $P/P_a = 1,33 \cdot 10^1$, ▼ ▽ – $P/P_a = 1,33 \cdot 10^0$, ✕ ⊕ – $P/P_a = 1,33 \cdot 10^{-1}$ ($T_{cm} = 200$ °C)

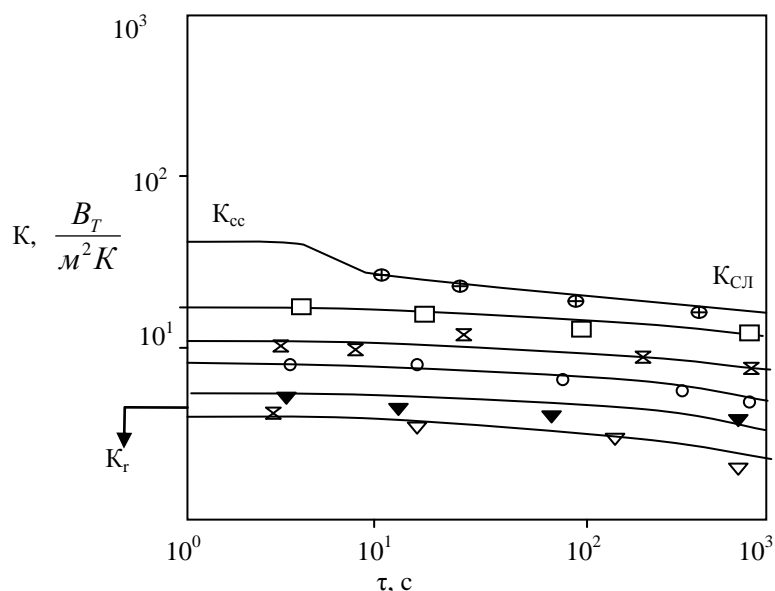


Рисунок 4 – Мгновенные значения коэффициента теплообмена между стенкой и подвижным слоем (непроточная антенна): ▼ ○ ✕ – стеклянные шарики (▼ – неподвижный слой, ○ – 5 об/мин, ✕ – 10 об/мин); □ ▽ ⊕ – кварцевый песок (▽ – неподвижный слой, □ – 5 об/мин, ⊕ – 10 об/мин) ($T_{cm} = 200$ °C)

В случае высоких давлений $\tau_{кр}$ составляет величину порядка 10 с, а в случае низких – несколько минут. В диапазоне низких давлений (под вакуумом) перенос тепла осуществляется за счет лучистого теплообмена. При работающей мешалке (рис. 4) в системе происходит теплообмен между стенкой и механически перемешиваемым слоем твердых частиц. При этом для более крупных частиц (рис. 4, стеклянные шарики) сопротивление $1/K_{сл}$ достаточно велико и является определяющим. Поскольку же сопротивление не зависит от степени перемешанности слоя, то тепловая характеристика слоя мало изменяется при изменении числа оборотов мешалки. Если работали с мелкими частицами (рис. 4, кварцевый песок, то сопротивление $1/K_{сл}$ относительно мало и лимитирующие есть сопротивление $1/K_{сл}$. Последнее зависит от $\tau_{см}(Z)$, которое характеризует цепные перемешанности слоя:

$$K_{сл} = \frac{\lambda}{\sqrt{\pi}} \frac{\sqrt{(\lambda\rho C)_{сл}}}{\sqrt{\tau_{см}(Z)}}, \quad (10)$$

где $\tau_{см}(Z)$ определяется по уравнению (2). Постоянная времени $\tau_{см}(Z)$ может интерпретироваться как некоторый фиктивный спокойный период между состояниями перемешивания слоя вплоть до полного (идеального) его перемешивания (модель проницаемости)

Постоянная $\tau_{см}(Z)$ зависит от геометрических и механических параметров, числа оборотов мешалки. Как следует из эксперимента (рис. 4) с увеличением числа оборотов мешалки происходит улучшение перемешивания, а тем самым уменьшение параметра $\tau_{см}(Z)$, уменьшение сопротивления проникновения теплового потока в слой, к повышению экспериментально наблюдаемых значений K . В предельном случае (идеальное смешение) сопротивление $1/K_{сл}$ стремится к нулю. Очевидно также (рис. 4), что общий коэффициент теплопередачи после нестационарного периода становится независимым от времени, достигая некоторого конечного значения, которое зависит от числа оборотов мешалки, то есть от интенсивности перемешивания слоя или $\tau_{см}(Z)$.

На рис. 5 приведены кинетические кривые сушки фильтрационного осадка при $P/P_a=1$; открытом цилиндре и слабом токе воздуха над слоем. На рис. 5А приведены кривые сушки неподвижного слоя при разных значениях температуры стенки. На рис. 5Б показано влияние $\tau_{см}(Z)$ на кинетику сушки. Как следует из кривых (рис. 5) получены типичные кинетические кривые процесса сушки. Общий коэффициент теплопередачи рассчитывается по формуле проводимости как и ранее. В обоих вариантах после нестационарного периода, величина которого определяется температурой стенки $T_{см}$ и числом оборотов мешалки $\tau_{см}(Z)$, общий коэффициент теплопередачи K не зависит от времени, достигая определенных значений. Для неподвижного слоя K в зависимости от $T_{см}$ изменялось от 3,0 до 5,0 Вт/м²К, а в зависимости от числа оборотов от 5,0 до 20,0 Вт/м²К

От $T_{см}$ и числа оборотов зависит период постоянной скорости на кинетических кривых и время достижения критической точки, когда начинает подниматься температура слоя, то есть перехода к периоду падающей скорости.

Эти данные подтверждают, что параметр $\tau_{см}(Z)$ не является подгоняемым под эксперимент, а действительно характеризует степень перемешанности слоя зернистого материала. При допущении, что механическое перемешивание препятствует развитию фронта сушки, коэффициент $K_{сл}$ хорошо аппроксимируется уравнением 10. Определенную связь между температурой слоя, коэффициентами теплопередачи и процессом

массопередачи при сушке фильтрационного осадка можно увидеть при анализе изменения профилей содержания влаги во времени, которые приведены на рис. 6.

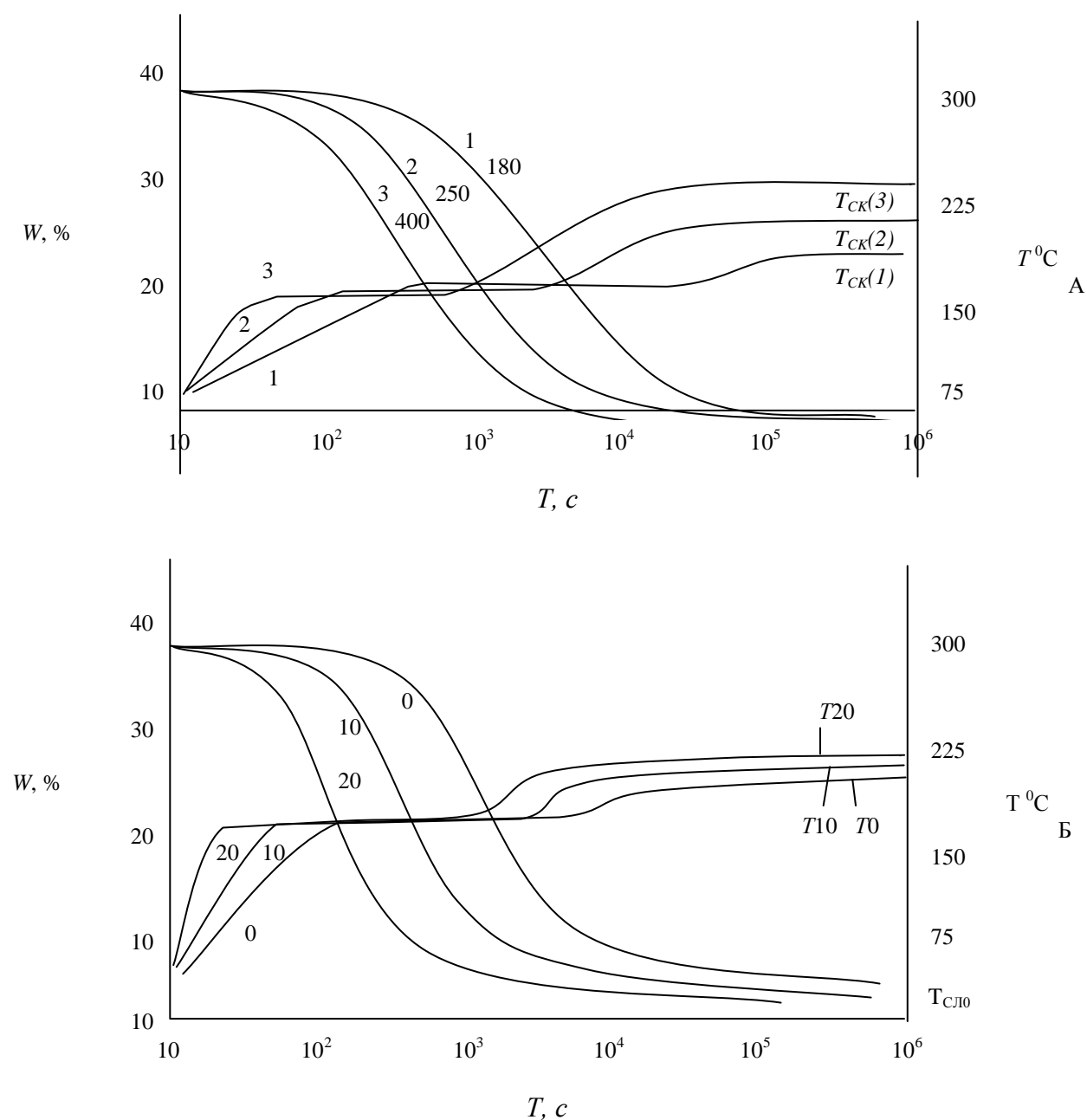


Рисунок 5 – Кинетические кривые сушки фильтрационного осадка
 А – слой неподвижный, 1, 2, 3 кривые W , числа T_{cm} , Б – слой с перемешиванием, числа указывают число оборотов мешалки $T_{cm} = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$

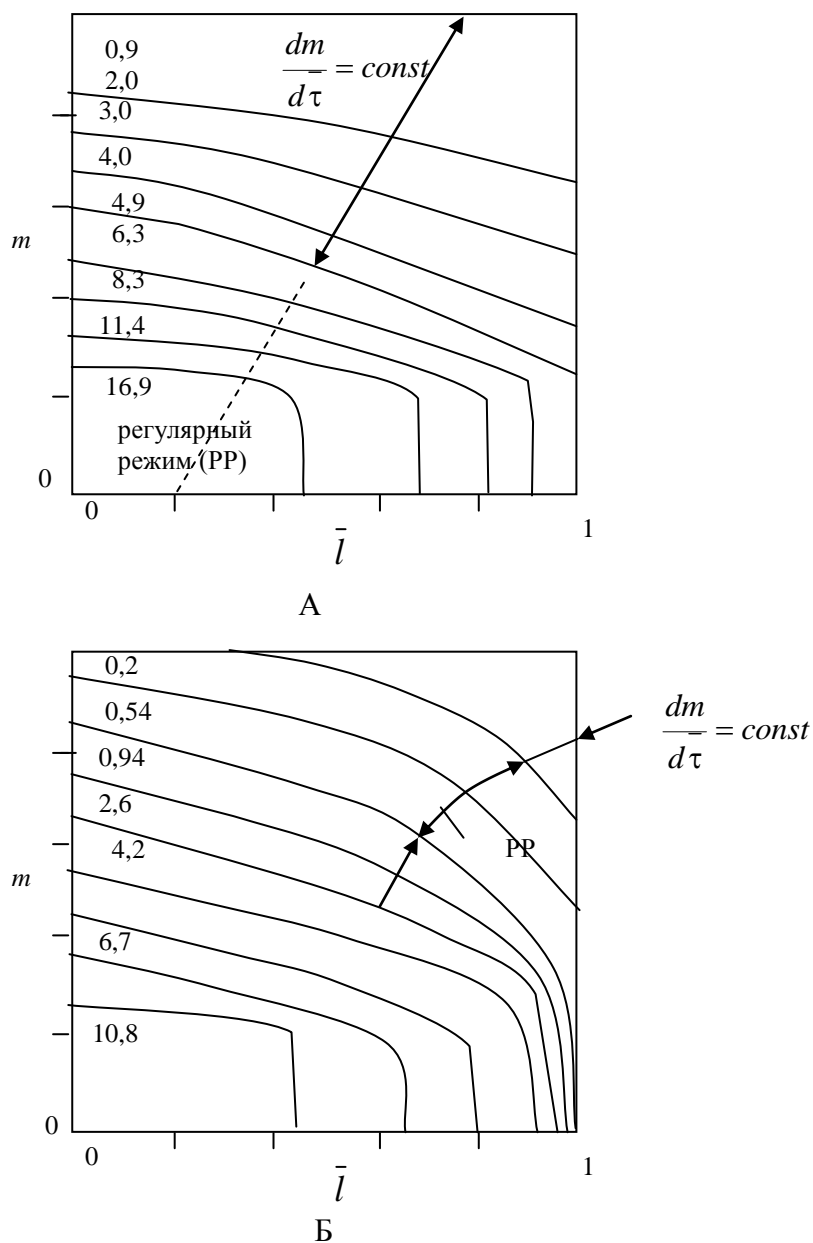


Рисунок 6 – Изменение профиля содержания влаги во времени
 А – неподвижный слой, $F_0=0,1$, $B_i = 10$, $m_g = 0,2$; Б – перемешивание (20 об/мин) $F_0=10$,
 $B_i = 1000$, числа – безразмерное время τ , $m_g = 0,2$

Из графиков приведенных на рис. 6А, как и следовало ожидать видно, что при неподвижном слое период $\frac{dm}{d\tau} = const$, то есть период постоянной скорости сушки очень большой. Режим проникания практически не наблюдается, интенсивность сушки F_0 очень низка. При перемешивании (рис. 6Б) интенсивность сушки F_0 возрастает на два порядка. При этом можно выделить небольшой период постоянной скорости сушки, период проникания (П) и период регулярного режима (PP). Возникновение этих ре-

жимов, их длительность, а также зависимость числа БИО от температуры $B_i = \frac{k_g L}{M_v D_{ev}} \frac{1}{RT}$

позволяет считать, что кинетика сушки и сопротивление теплопередаче (коэффициент теплопередачи) взаимосвязаны и определяются T_{cm} и параметром $\tau_{cm}(Z)$.

На рис. 7 приведены типичные численные результаты соотношений между $\eta \left(\frac{d\eta}{d\tau} \right)$ и m . Слева от круглых точек, при которых содержание влаги у поверхности нагрева достигает 90 % его начального значения, каждая кривая почти плоская. Справа от точек начинается регулярный режим, во время которого содержание влаги у поверхности нагрева уменьшается. В этот период начальное распределение влаги слабо влияет на профиль. Если допустить, что $D_r = \text{const}$ в этот период, то интенсивность выделения влаги в этот период можно определить как:

$$F = \frac{\pi^2}{4} D^r (\bar{m} - m_g). \quad (11)$$

Это означает, что во время регулярного режима соотношение между F и $(m - m_g)$ не зависит от условий сушки, то есть не зависит от T_{cm} , $\tau_{cm}(Z)$.

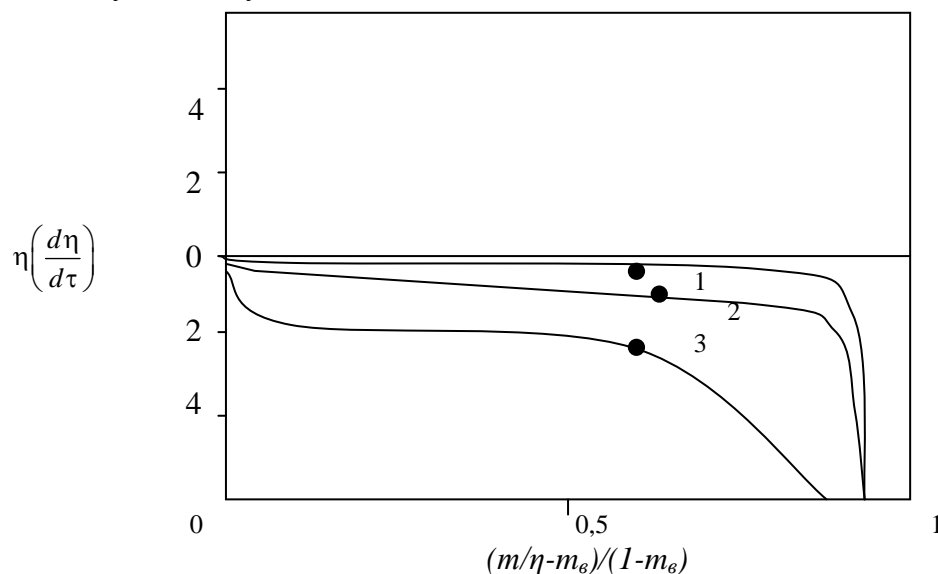


Рисунок 7 – Соотношение между изменением положения плоскости испарения от поверхности нагрева и m при постоянном коэффициенте диффузии влаги D_r ; $D_r=1$, $m_g=0,2$; $m_0=1$; область падающей скорости $1-B_i=1000$, $3-B_i=10$; $m_{(i=0)} = 0,9m_0$

Анализ экспериментальных результатов и моделей, представленных в работе (уравнение 1-11) позволяет считать, что F_0 – массовое количество влаги с 1 м^2 поверхности материала в единицу времени может быть определено как:

$$F_0 = \frac{K}{H_{исп}} (T_{cm} - T_{cl}) = k_g (T_{cl} - T_{нас}), \quad (12)$$

где $H_{исп}$ – теплота испарения влаги, Дж/кг, $T_{нас}$ – теплота насыщенного пара.

Отсюда следует:

$$F_0 = \frac{1}{\frac{H_{усн}}{K} + \frac{1}{k_g}} (T_{см} - T_{нас}). \quad (13)$$

Это соотношение отражает совместное влияние процессов тепло-массопереноса на кинетику сушки в рассматриваемом случае. Время сушки материала при постоянной скорости можно определить как

$$\tau = \frac{\rho_m F_0 H_{усн} L}{6\lambda_{эф} (T_n - T_{сл})}. \quad (14)$$

Вышеприведенные модели процессов нагревания и влаговыделения из материала при контактной сушке, хотя и весьма упрощенные, но позволяют качественно и численно определить влияние различных факторов на протекание процесса. Изложенный подход может применяться для различных вариантов конструкций контактной и сушки. Полученные модели не противоречат теоретическим основам процесса сушки, изложенным в работах Лыкова [12].

Литература

1. Сапронов А.Р. Технология сахарных производств. 2-е изд. – М.: Колос, 1993. – 495 с.
2. ВЕЕ – Sukar technology, Edited by R.A. Magennis, – USA, 1982. – 855 p.
3. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОТЛИНСКАЯ, В.А. ЛЕЩЕНКО, И.А. НЕЧИПОРЕНКО, И.С. ЧЕРНЫШОВ. Процессы и аппараты химической технологии. – Ч.2. – Харьков, 2005, – 532 с.
4. Кальцинация биокарбоната паром высокого давления. Отчет НИР № 22–51, авт. Г.В. Буханцев, Ф.К. Михайлов, 1951 г., – 52 с. архив НИОХИМ
5. В.Б. Коган. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. – Л.: Химия, 1977, – 585 с.
6. Мучник Г.Ф., Рубашов И.Б. Методы теории теплообмена. – Ч.1. – М.: Высшая школа, 1970. – 288 с.
7. Пахануев В.М. Исследование процесса теплового переноса в заторможенных кипящих слоях. Автор дис. канд. техн. наук, Свердловск, 1969. – 54 с.
8. А.А. Бердин, В.З. Кампаниец, А.А. Коноплев и др. Влияние геометрии течения и способа ввода реагентов на характеристики смешения в проточных реакторах // Докл. АН СССР, – 1989, – Т.305, – №5, с.1143–1146.
9. В.В. Маунев, Б.И. Горелик, Б.В. Берг и др. Перемешивание мелкозернистого материала и внутренний теплоперенос в точке котла с кипящим слоем // Инж. физический журнал, – 1983, – №2, – с. 219–227.
10. Tsotsas E, Martin H. Wirmeibertragung zwischen eihier wand and dispersen Gas-Feststoff-Sustomen // Chem. – Ing. – Techn. – 1989 – 61. – №3, – С. 677–686.
11. Yjshida M., Inakoma H. Okazaki M. Characteristic functions for the drying of nonhydroscopic porous sind wich a coustant body temperatures // J.Chem. Eng Jap. – 1990, – 23, – №1, С. 58–63.
12. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности, –М.: Химия, 1979,– 438 с.