

Г.И. Пальченко, Аббас Фалих Хассан

РАСПРЕДЕЛЕНИЕ ТВЕРДОЙ ФАЗЫ В НАДСЛОЕВОМ ОБЪЕМЕ
АППАРАТОВ С КИПЯЩИМ И ЦИРКУЛИРУЮЩИМ СЛОЕМ

Вопросы выноса частиц из кипящего слоя (КС), их переноса и распределения в надслоевом объеме имеют первостепенное значение для проектирования промышленных аппаратов, в частности топочных устройств с КС. Эти факторы должны учитываться при определении высоты и конфигурации реакционной камеры, конструкции и компоновки элементов (например, поверхностей нагрева, сепарационных устройств), размещаемых в надслоевом пространстве, а также при моделировании физико-химических взаимодействий, протекающих в этой зоне. В надслоевом объеме топок с КС осуществляются такие важные процессы, как догорание летучих и оксида углерода, горение мелких частиц топлива, формирование потерь топлива с уносом, теплообмен между дисперсно-газовой средой и водоохлаждаемыми стенками топки и трубными пучками, размещенными непосредственно в топочном пространстве. В последнее время широкое практическое применение за рубежом нашла новая модификация этих устройств - топки с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС). При всех особенностях и различиях между этими двумя типами устройств и осуществляемыми в них способами сжигания топлива ЦКС, по-существу, реализуется из КС путем увеличения скорости псевдоожижающего газа и "растягивания" за счет этого зоны выбросов твердой фазы на всю высоту топки. Это позволяет предполагать определенную общность закономерностей переноса твердой фазы в надслоевом объеме обеих модификаций топок.

Изучению механизма уноса материала из КС, движения и структуры фаз в надслоевом объеме посвящено достаточно большое количество исследований (см., например, обзоры в /1-3/). Предложен ряд эмпирических и полуэмпирических корреляций для определения потока уносимых из КС частиц и высоты зоны сепарации, расчеты по которым, однако, для далеко не экстремальных условий могут различаться на один-два порядка / 4 /.

Относительно качественной стороны рассматриваемых процессов в литературе сложилось достаточно единодушное мнение. Частицы

выбрасываются в надслоевой объем покидающими КС газовыми пузырями в виде "пакетов", фракционный состав которых близок к композиции материала в ядре слоя / I /. Частицы в пакете, выброшенной с начальной скоростью W_0 , движутся коррелированно, достигая высоты h , после чего падают обратно в слой. Пренебрегая сопротивлением и движением газовой среды, эту высоту можно определить как

$$h = \frac{W_0^2}{2g}$$

Величину h обычно отсчитывают от статической высоты слоя H_0 , в пределах которой (за исключением узкой прирешеточной зоны) средние во времени порозность и концентрация материала считаются однородными и равными соответственно ϵ_0 и $\rho_0 = 1 - \epsilon_0$.

В / I / постулируется, что с учетом естественного разброса начальных скоростей выброса пакетов средняя во времени и по сечению аппарата концентрация твердой фазы распределяется по высоте надслоевого пространства в соответствии с экспоненциальным законом

$$\rho = \rho_0 \exp\left(-\frac{2gh}{\bar{W}_0^2}\right). \quad (1)$$

Экспоненциальный характер профиля концентрации материала над КС получил многочисленные экспериментальные подтверждения / I-4 /. Несмотря на то, что в литературе существуют противоречивые мнения относительно того, формируются ли выбрасываемые из КС пакеты в лобовой части пузыря / 5 / или в его шлейфе / 2,4 /, и в том и в другом случаях можно предположить, что средняя квадратическая скорость выброса частиц пропорциональна средней скорости пузыря на выходе из слоя:

$$\bar{W}_0 = k U_{b0}. \quad (2)$$

Для определения U_{b0} в литературе широко используется зависимость

$$U_b = v_b + (U - U_{mf}), \quad (3)$$

где $v_b = 0,711 (g D_b)^{1/2}$ - скорость подъема одиночного пузыря.

Многими исследователями, например авторами монографий / 2,3 /, высказывались сомнения в правомерности введения избыточной скорости газа $(U - U_{mf})$ в правую часть (3). Авторы / 2 / считают, что в этот член необходимо вводить корректирующий множитель. В / 6 / отмечается, что при умеренных значениях $(U - U_{mf}) < 1,5$ м/с в правой части (3) можно ограничиться только первым членом. Это согласуется с полученной в / 7 / эмпирической формулой

$$U_b = 1,2 v_b. \quad (4)$$

С учетом приведенных соображений можно предположить, что при умеренных избыточных скоростях газа, характерных для топок с КС,

$$\bar{W}_0 = k_1 v_{b0}, \quad (5)$$

в то время как при высоких значениях $(U - U_{mf})$, что имеет место в топках с ЦКС,

$$\bar{W}_0 = k_2 (U - U_{mf}). \quad (5')$$

Комбинируя (I) и (5), можно получить

$$\rho = \rho_0 \exp\left(-\frac{a_1 h}{D_{b0}}\right), \quad (6)$$

где

$$a_1 = 2 (0,711 k_1)^{-2}.$$

Аналогично из (I) и (5') имеем

$$\rho = \rho_0 \exp\left[-\frac{a_2 h}{(U - U_{mf})^2}\right], \quad (6')$$

где

$$a_2 = 2g k_2^{-2}.$$

При наличии в КС мелких частиц, скорость свободного витания которых U_t меньше скорости фильтрации газа U , над зоной выбросов формируется поток газозвеси. Концентрация твердой фазы

в этой зоне может быть в первом приближении постоянной по высоте и равной

$$\rho^* = \frac{\dot{m}}{(U_t - U)}.$$

Плотность потока массы твердой фазы \dot{m} соответствует массовому расходу уносимого из аппарата (или циркулирующего в топках с ЦКС) материала. С учетом ρ^* выражения (6), (6') можно переписать как

$$\rho - \rho^* = (\rho_0 - \rho^*) \exp\left(-\frac{a_1 h}{D_{b0}}\right), \quad (7)$$

$$\rho - \rho^* = (\rho_0 - \rho^*) \exp\left[-\frac{a_2 h}{(U - U_{mf})^2}\right]. \quad (7')$$

Выражения (7), (7') удовлетворяют граничным условиям

$$\begin{aligned} \rho &= \rho_0 & \text{при } h &= 0, \\ \rho &\rightarrow \rho^* & \text{при } h &\rightarrow \infty. \end{aligned}$$

Для определения среднего диаметра пузыря в литературе предложен ряд полуэмпирических формул. В / 9 / получена зависимость, хорошо согласующаяся с результатами многочисленных измерений в КС мелких частиц, которая при $h = 0$ имеет вид

$$D_{b0} = D_0 + \frac{1,3}{g^{1/3}} [(U - U_{mf}) H_0]^{2/3}. \quad (8)$$

В / 10 / предложена близкая к (8) по структуре зависимость, которая, по мнению автора / 3 /, справедлива в КС крупнодисперсного материала:

$$D_{b0} = \frac{0,54}{g^{0,2}} (U - U_{mf})^{0,4} (H_0 + 4\sqrt{A_0})^{0,6}. \quad (9)$$

Для решеток, обеспечивающих равномерное газораспределение (например, пористых), параметры D_0 в (8) и A_0 (9) равны нулю. Тогда (7) с учетом (8), (9) приводит к следующим безразмерным зависимостям:

для КС мелких частиц

$$R = \exp \left[-\vartheta_1 \left(\frac{h}{H_0} \right) Fr^{-1/3} \right], \quad (10)$$

для КС крупных частиц

$$R = \exp \left[-\vartheta_2 \left(\frac{h}{H_0} \right) Fr^{-1/5} \right], \quad (11)$$

где

$$\vartheta_1 = \frac{\alpha_1}{1,3}, \quad \vartheta_2 = \frac{\alpha_1}{0,54}.$$

Аналогичным образом в безразмерной форме можно представить выражение (7') для высоких значений $(U - U_{mf})$:

$$R = \exp (-\vartheta_3 Fr_*^{-1}), \quad (12)$$

где

$$\vartheta_3 = 2 k_2^{-2}.$$

С целью проверки справедливости зависимостей (10) – (12) и идентификации входящих в них неизвестных параметров было проведено экспериментальное исследование распределения материала по высоте надслоевого объема лабораторного аппарата с КС размерами 0,25 x 0,40 x 2,0 м. Аппарат имел газораспределительную решетку в виде двух перфорированных металлических пластин с зажатым между ними слоем плотно* ткани, что обеспечивало равномерное газораспределение. Псевдоожижающим агентом служил воздух комнатной температуры, расход которого измерялся с помощью стандартной диаграммы. Материалами КС служили узкие фракции корунда ($d = 0,13$ мм, $\rho_p = 3800$ кг/м³, $U_{mf} = 0,03$ м/с) и песка ($d = 0,25$ мм, $\rho_p = 2500$ кг/м³, $U_{mf} = 0,05$ м/с), а также широкая фракция аглопорита (0,063–10,0 мм, $\rho_p = 1640$ м/с). Эквивалентный диаметр частиц аглопорита, усредненный по наиболее распространенным формулам, составлял

$$d = (\sum x_i / d_i)^{-1} = 1,65 \text{ мм},$$

$$d_f = \sum x_i d_i = 3,10 \text{ мм}.$$

В работе / 11 / было показано, что при определении гидродинамических характеристик полидисперсных КС, в частности скорости начала псевдоожижения, по формулам, рекомендуемым для моно-

дисперсного материала, целесообразно в качестве определяющего размера частиц использовать величину d_1 . Это подтверждается проведенными наблюдениями, которые показали, что величина $U_{mf} = 1,02$ м/с, рассчитанная по известной формуле Тодеса с сотр./ I / при $d_1 = 3,1$ мм, примерно соответствовала минимальной скорости псевдооживления аглопорита без видимой сегрегации материала. В то же время при $U_{mf} = 0,59$ м/с ($d = 1,65$ мм) крупные фракции в нижней части слоя оставались практически в стационарном состоянии. Это дало основание пользоваться значениями $d_1 = 3,1$ мм и $U_{mf} = 1,02$ м/с при дальнейшем обобщении опытных данных.

В экспериментах методом "гидравлического взвешивания" определялась средняя по сечению аппарата квазистационарная концентрация твердой фазы

$$\rho = - \frac{1}{g} \frac{dp}{dh} \quad (13)$$

Статическое давление измерялось с помощью микроанометров типа ММН с задресселированными импульсными трубками через каждые 50 мм в диапазоне высот $h = 50 - 300$ мм над статическим уровнем слоя $H_0 = 250$ мм, который в опытах не изменялся. Недостатком использовавшегося метода является невозможность измерения малых концентраций твердой фазы в верхней части зоны выбросов и в зоне пневмотранспорта, чем объясняется относительно узкий исследованный диапазон высоты надслоевого пространства. Кроме того, метод гидравлического взвешивания не позволяет диагностировать фракционную сегрегацию частиц по высоте надслоевого пространства.

На рис. 1-3 приведены эмпирические значения средней концентрации различных материалов в зависимости от высоты над статическим уровнем слоя и скорости фильтрации воздуха. Обработка приведенных данных в соответствии с выражениями (10) - (12) методом наименьших квадратов показала, что концентрация твердой фазы над КС мелких частиц песка и корунда ($d = 0,13-0,25$ мм) удовлетворительно описывается зависимостью (10) при $k_1 = 1,59$, $b_1 = 1,2$ ($0,25 \leq U \leq 1,2$ м/с; $0,05 \leq h \leq 0,3$ м, $0,22 \leq U - U_{mf} \leq 1,17$ м/с)

$$R = \exp \left[-1,2 \left(\frac{h}{H_0} \right) Fr^{-1/3} \right], \quad (10')$$

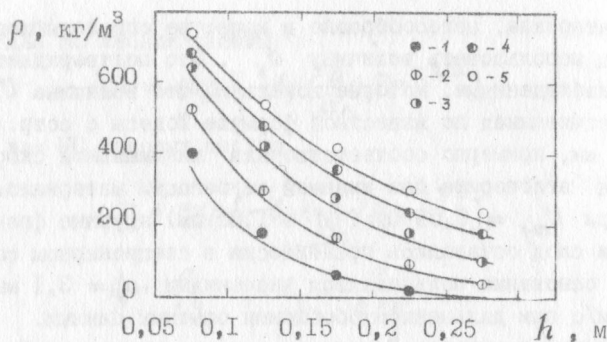


Рис.1. Изменение средней концентрации материала над КС песка ($d = 0,25$ мм): 1-5 - экспериментальные данные соответственно для $U = 0,28$; $0,44$; $0,67$; $0,98$; $1,20$ м/с. Сплошные линии - расчеты по уравнению (10')

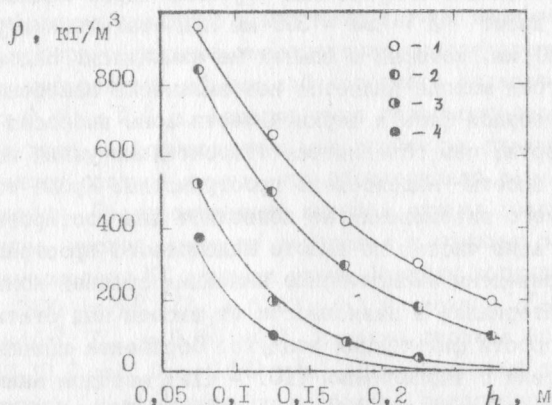


Рис.2. Изменение средней концентрации материала над КС корунда ($d = 0,13$ мм): 1-4 - экспериментальные данные соответственно для $U = 0,78$; $0,52$; $0,47$; $0,25$ м/с. Сплошные линии - расчеты по уравнению (10')

а над КС крупнодисперсного аглопорита - зависимостью (II) при $k_f = 1,75$, $\theta_2 = 2,4$ ($1,2 \leq U \leq 2,4$ м/с; $0,05 \leq h \leq 0,3$ м, $0,18 \leq U - U_{mf} \leq 1,38$ м/с)

$$R = \exp \left[-2,4 \left(\frac{h}{H_0} \right) Fr^{-1/5} \right] \quad (II')$$

Входящая в R средняя плотность твердой фазы в ядре КС ($H \leq H_0$) рассчитывалась в (IO'), (II') с помощью рекомендуемой в / I / зависимости для оценки порозности неоднородного кипящего слоя

$$\varepsilon_0 = \varepsilon_{mf} \left(\frac{Re_p + 0,02 Re_p^2}{Re_{mf} + 0,02 Re_{mf}^2} \right) \quad (I4)$$

Величина ρ^* при расчетах по (IO'), (II') принималась равной нулю. Это могло внести некоторую погрешность в сторону занижения ρ при обработке опытных данных для КС аглопорита, содержащего незначительную массовую долю частиц с $U_t < U$.

Расчеты по (IO'), (II') приведены на рис.1-3 для каждого из исследованных материалов КС в виде сплошных линий. На рис.4 приведено сопоставление расчетных и экспериментальных значений ρ для всех трех материалов. Как видно из рис.1-4, полученные зависимости удовлетворительно описывают результаты измерений. Максимальное относительное отклонение опытных данных от расчетов не превышает $\pm 20\%$, среднее квадратическое - $6,5\%$.

Экспериментально установленные значения коэффициента пропорциональности между средними скоростями выброса пакета (\bar{W}_0) и одиночного пузыря на выходе из слоя (U_{b0}) оказались близкими между собой для КС мелких и крупных частиц и равными соответственно $k_f = 1,59$ и $1,75$.

Интересно сопоставить расчеты по зависимостям (IO'), (II'), полученным в "холодных" условиях на установке лабораторного масштаба, с результатами измерений концентрации твердой фазы в надслоевом объеме крупномасштабных топок с КС и ЦКС. На рис.5 приведены экспериментальные данные /6 / (P.2, fig. 12b), полученные в топке размерами $2,9 \times 3,4 \times 5,9$ м котла с КС мощностью 16 МВт при следующих условиях: $T_{КС} = 1066$ К, $H_0 = 0,53$ м, $d = 0,57$ мм, $\rho_p = 2600$ кг/м³, $U = 2,05$ м/с. Измерения ρ проводились двумя

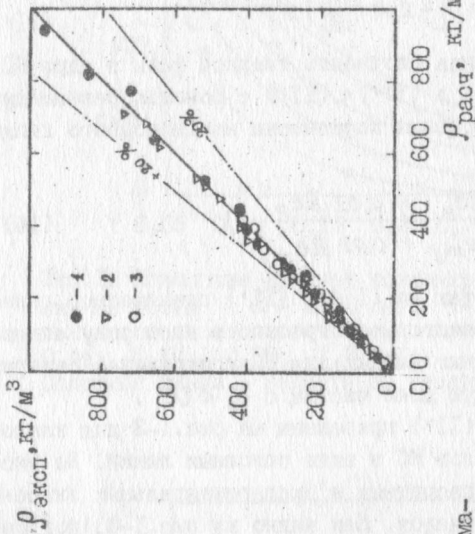


Рис. 4. Сопоставление экспериментальных значений средней концентрации ма- териала ($\rho_{\text{экс}}$) с расчетами ($\rho_{\text{расч}}$) по (I0'), (II'), I-3 - соответственно корунд, песок, аллопорт

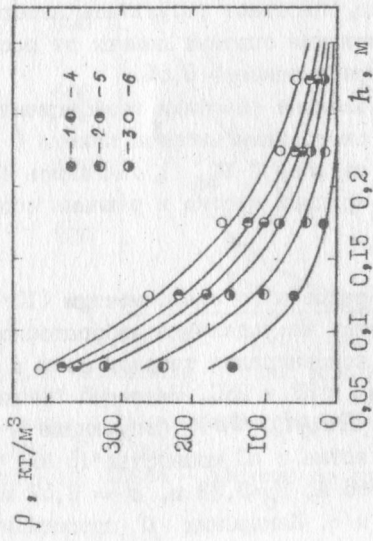


Рис. 3. Изменение средней концентрации ма- териала над КС аллопорта ($d_1 = 3,1 \text{ мм}$): I-6 - экспериментальные данные соответст- венно для $U = 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,4 \text{ м/с}$. Сплошные линии - расчеты по уравнению (II')

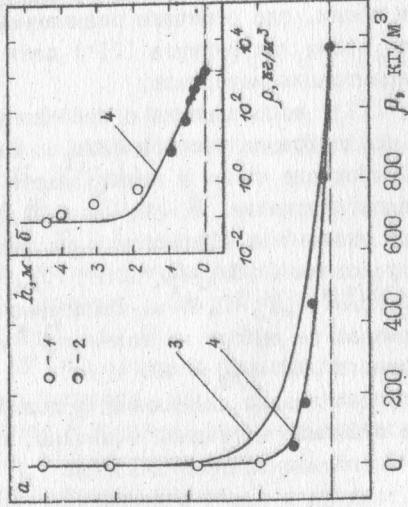
$h, \text{ м}$ 

Рис.5. Изменение средней концентрации материала по высоте точки с КС:

1,2 - экспериментальные данные /6/, измеренные соответственно с помощью зондов-ловушек и методом гидравлического взвешивания;

3,4 - расчеты соответственно по (10'), (11');

а, б - соответственно нормальный и полулогарифмический масштабы

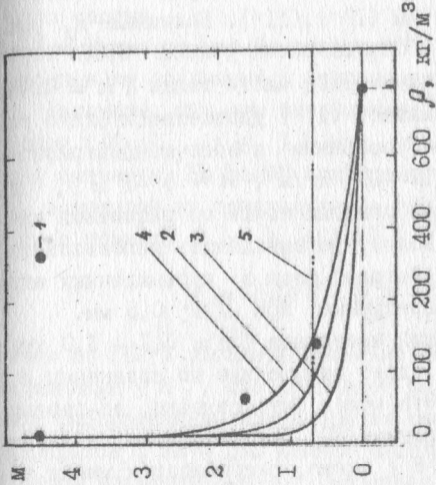


Рис. 6. Изменение средней концентрации материала по высоте точки с ЦКС:

1 — расчеты экспериментальные данные /8/;
 2-4 — расчеты соответственно по (10'),
 (11'), (12'); 5 — уровень ввода
 да вторичного воздуха

методами: гидравлическим взвешиванием в нижней части топки и путем непосредственного определения расхода падающих обратно в КС частиц, путем их сбора в специальные зонды - ловушки. На рис.5 приведены расчеты по зависимостям (I0'), (II'). Величина ρ_0 рассчитывалась по формуле (I4), ρ^* принималась равной $0,083 \text{ кг/м}^3$ по результатам измерений в верхней части топки ($h = 4,4 \text{ м}$).

Как видно из рис.5, зависимость (II') удовлетворительно описывает экспериментальные данные, особенно в зоне концентрированных выбросов материала ($\rho \approx 10 - 10^3 \text{ кг/м}^3$, $h \approx 0 - 1 \text{ м}$), где среднее относительное отклонение опытных точек от расчетной кривой составляет $\pm 25\%$. Это позволяет рекомендовать использовать (II') для оценок распределения твердой фазы в промышленных аппаратах с КС, включая высокотемпературные, при $d \geq 0,5 \text{ мм}$.

В области малых концентраций материала ($\rho \approx 0,1 - 1,0 \text{ кг/м}^3$, $h \approx 1,5 - 3,0 \text{ м}$) формула (II') дает заниженные по сравнению с экспериментом значения ρ . Это может быть связано, во-первых, с подачей топлива на верхнюю границу КС. Выходной конец наклонной точки, судя по приведенной в / 6 / схеме, располагался между отметками $h = 1,0$ и $1,8 \text{ м}$, что могло привести к локальному повышению концентрации твердой фазы над уровнем ввода топлива за счет содержащихся в последнем мелких фракций. Во-вторых, зонды-ловушки располагались в пристенной области топки, где отмечены повышенные локальные значения ρ / 6/, в то время как формула (II') дает средние по сечению аппарата концентрации материала.

На рис.6 расчеты по (I0'), (II') сопоставлены с приведенными в / 8 / результатами измерения концентрации твердой фазы по высоте топки с ЦКС мощностью $2,5 \text{ МВт}$. Сечение топки в нижней части составляло около $1,5 \times 0,7 \text{ м}$, сужаясь к отметке $h = 0,7 \text{ м}$ до $0,7 \times 0,7 \text{ м}$. Высота топки составляла около 8 м . Приведенные на рис.6 данные соответствуют следующим условиям (/ 8/, fig. 1.8): $T_{КС} = 1162 \text{ К}$, $d = 0,24 \text{ мм}$, $\rho_p = 3000 \text{ кг/м}^3$, $H_0 = 0,45 \text{ м}$. Экспериментальные значения концентрации материала: на выходе из топки $\rho^* = 13,3 \text{ кг/м}^3$, в нижней зоне "плотного" КС $\rho_0 = 495 \text{ кг/м}^3$. Отметим, что зависимость (I4) предсказывала для данных условий в несколько раз более высокое значение последней величины, поэтому в расчетах использовалось экспериментальное значение ρ_0 . Скорость фильтрации первичного воздуха в свя. с переменностью поперечного сечения нижней части топки изменялась от $1,57 \text{ м/с}$

на входе до 2,1 м/с на выходе из "плотного" КС. В расчетах использовалась последняя величина, определяющая начальную скорость выброса частиц.

Как видно из рис.6, зависимости (I0'), (II') предсказывают заниженные по сравнению с экспериментом значения ρ (кривые I,2). Напомним, что эти зависимости были получены для умеренных значений $(U - U_{mf}) \leq 1,5$ м/с, что не соответствует рассматриваемой ситуации. На рис.6 приведены также расчеты по зависимости (I2), в которой из предположения справедливости уравнений (2), (3) было принято $k_2 = k_1 = 1,59$ ($d < 0,5$ мм), что приводит к

$$R = \epsilon \rho (-0,79 Fr_*^{-1}). \quad (I2')$$

Расчеты по (I2') удовлетворительно согласуются с экспериментальными данными / 8 /, что позволяет рекомендовать эту формулу для оценок распределения концентрации твердой фазы в надслоевом объеме аппаратов с КС и ЦКС мелких частиц при $(U - U_{mf}) \geq 1,5$ м/с. Для слоев крупнодисперсного материала по аналогии с (II') можно предварительно рекомендовать пользоваться зависимостью (I2) с $k_2 = 1,75$ и $\epsilon_3 = 0,65$, что нуждается в дальнейшей экспериментальной проверке.

О б о з н а ч е н и я

D_b - диаметр пузыря, м; d, d_i - средний диаметр частиц КС и i -й узкой фракции, м; $Fr \equiv (U - U_{mf})^2 / (gH_0)$; $Fr_* \equiv (U - U_{mf})^2 / (gh)$; g - ускорение свободного падения, м/с²; $h = H - H_0$, м; H - высота над газораспределительной решеткой, м; H_0 - статическая высота слоя, м; \dot{m} - поток массы частиц в зоне пневмотранспорта (на выходе из аппарата), кг/(м²с); ρ - давление, Па; $R \equiv (\rho - \rho^*) / (\rho_0 - \rho^*)$; $Re_p \equiv Ud / \nu$; $Re_{mf} \equiv U_{mf} d / \nu$; v_b - скорость подъема одиночного пузыря, м/с; U - скорость фильтрации газа, отнесенная к поперечному сечению аппарата, м/с; $T_{КС}$ - температура КС, К; W_0, \bar{W}_0 - локальная и средняя начальные скорости выброса пакета частиц, м/с; x_i - массовая доля i -й фракции частиц; ρ - средняя концентрация частиц, (I - ϵ); ρ_p - кажущаяся плотность частиц; ρ^* - концентрация частиц в зоне пневмотранспорта (на выходе из аппарата); ϵ - порозность; ν - кинематическая вяз-

кость газа, $\text{м}^2/\text{с}$.

Индексы: b - пузырь, m_0 - начало псевдоожигения; O - верхняя граница ядра КС ($H = H_0$); t - свободное витание.

Л и т е р а т у р а

1. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем. - Ленинград: Химия, 1981. - 296 с.
2. Процессы тепло- и массопереноса в кипящем слое / Под ред. А.П.Васкакова. - М.: Metallurgia, 1978. - 248 с.
3. Ейтс Дж. Основы механики псевдоожигения с приложениями. - М.: Мир, 1986. - 288 с.
4. George S.E., Grace I.R. Heat transfer to horizontal tubes in the freeboard region of a gas fluidized bed // AIChE Journ. - 1982. - V.28, N 5. - P. 759-765.
5. Владимиров А.И., Крымов Н.Ю., Феофанов И.С. Выброс твердых частиц из псевдоожигенного слоя газовыми пузырями // ТОХТ. - 1986. - Т.20, № 1. - С.51-61.
6. Andersson B.-Å. Heat transfer in stationary fluidized bed boilers: Doctoral dissertation. Göteborg, 1988.
7. Toei R., Matsumo R., Koima H., Makagawa K., Yu S. // Kagaku Kagaku.-1966. - V.4. - P. 142.
8. Johnsson F. Bulk density and heat transfer in circulating fluidized bed boilers: Thesis for the Degree of Licentiate of Engineering. Göteborg, 1987.
9. Теплицкий Ю.С., Тамарин А.И. Некоторые закономерности движения газовых пузырей в псевдоожигенном слое // ИФЖ.-1978. - Т.34, № 3. - С.409-416.
10. Darton R.C., La Nause R.D., Davidson J.F., Harrison D. // Trans. I. Chem. Engrs. - 1977. - V.55. - P. 274.
11. Псевдоожигение полидисперсных слоев крупных частиц / В.А.Бородуля, В.Г.Ганжа, Ю.С.Теплицкий, Ю.Г.Епанов. - Минск, 1984. - 29 с. - (Препринт /ИТМО АН БССР, № 4).