

УДК 628.51:622.794

М.И. ШИЛЯЕВ, А.И. ГОРБУНКОВ, А.Р. БОГОМОЛОВ, Е.М. ХРОМОВА

**ОБЕЗВОЖИВАНИЕ УГОЛЬНОЙ СУСПЕНЗИИ  
В ВАКУУМ-ФИЛЬТРАХ И ФИЛЬТР-ПРЕССАХ\***

На основе равенства кинетической энергии, прилагаемой со стороны фильтрационного потока в зернистом слое к пленке жидкости на его гранулах, работе по преодолению сил поверхностного натяжения, удерживающих пленку на поверхностях гранул, установлена аналитическая зависимость для расчета остаточной концентрации жидкости в слое при пневматическом его обезвоживании. Проведены оценочные расчеты, показана реалистичность результатов, получаемых с помощью найденной формулы, а также их хорошая согласованность с опытными и паспортными данными промышленных вакуум-фильтров и фильтр-прессов.

**Ключевые слова:** обезвоживание, угольная суспензия, коэффициент поверхностного натяжения, коэффициент динамической вязкости, порозность, диаметр угольных частиц, вакуум-фильтры, фильтр-прессы, влажность.

**1. Пневматическое обезвоживание. Постановка задачи и ее решение.** Обезвоживание угольной суспензии в вакуум-фильтрах и в фильтр-прессах связано прежде всего с уносом воздухом большей части жидкости, заполняющей поровое пространство, что не определяет основные затраты энергии на этот процесс. Предельное содержание влаги в слое складывается из объемов жидкости, остающейся на поверхностях гранул в виде пленки.

При постановке задачи будем исходить из того, что для отрыва жидкостной пленки с поверхности гранул необходимо затратить энергию, которая превосходила бы энергию (работу) по преодолению сил поверхностного натяжения жидкости на всех гранулах в объеме  $V$ . Это условие можно написать в виде

$$k\varepsilon_{\text{ж}}\rho_{\text{ж}}V\frac{u^2}{2} \geq \frac{\sigma}{d_a^2}STl, \quad (1)$$

где  $u$  — средняя скорость движения жидкости на поверхностях гранул, которая создается фильтрационным потоком воздуха в порах за счет напряжения трения о поверхность пленки;

$S$  — площадь поверхностей гранул в объеме  $V$ ;

$T$  — коэффициент извилистости пор;

$k$  — эмпирический коэффициент;

$Tl/2$  — путь, на котором совершается работа силами поверхностного натяжения, препятствующими отрыву пленки, в слое толщиной  $l$  (рис. 1);

$\varepsilon_{\text{ж}}$  — объемная концентрация жидкости;

$\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости;

\* Статья выполнена в рамках соглашения № 14.583.21.0004 ФЦП.

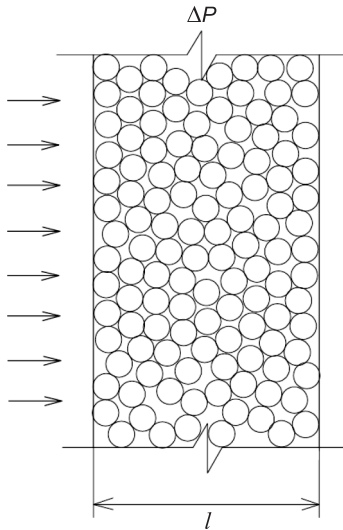


Рис. 1. Схема продуваемого слоя гранулята

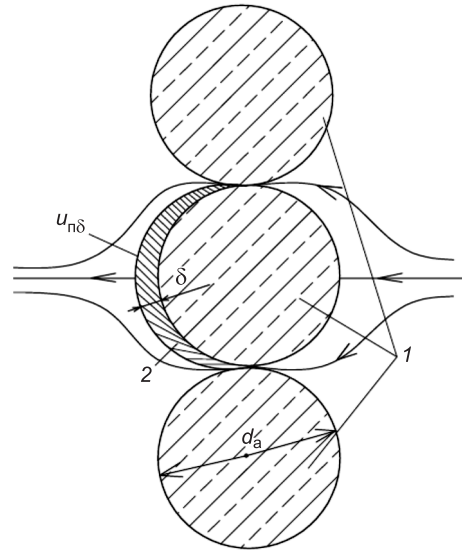


Рис. 2. Расчетная схема продувки гранулята  
1 — гранулы; 2 — пленка жидкости

$\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения жидкости;  
 $d_a$  — диаметр гранул.

В формуле (1) предполагается, что работа сил поверхностного натяжения осуществляется с тыльных поверхностей гранул площадью  $(S/2)$  и на пути  $(Tl/2)$  (рис. 2). Запишем

$$\frac{S}{V} = \frac{S}{V_{ш}} \frac{V_{ш}}{V} = a(1 - \varepsilon_{ш}) = \frac{3}{r_a}(1 - \varepsilon_{ш}), \quad (2)$$

где  $\frac{S}{V_{ш}} = a = \frac{3}{r_a}$  — удельная поверхность шара;

$V_{ш}$  — объем шаров диаметром  $d_a = 2r_a$  в объеме  $V$ ;

$\varepsilon_{ш}$  — порозность слоя;

$\frac{V_{ш}}{V} = (1 - \varepsilon_{ш})$  — по определению.

Среднюю скорость жидкости  $u$  на поверхностях гранул можно представить как

$$u = \frac{u_{n\delta}}{2}, \quad (3)$$

где  $u_{n\delta}$  — скорость жидкости на поверхности пленки толщиной  $\delta$ ,  $u = 0$  на поверхностях гранул (см. рис. 2). Так что соотношение (1) можно переписать в виде

$$k\varepsilon_{ж}\rho_{ж} \frac{u_{n\delta}^2}{8} \geq \frac{6\sigma}{d_a^2}(1 - \varepsilon_{ш})Tl. \quad (4)$$

Для того чтобы сорвать пленку жидкости с поверхности гранул, необходимо создать достаточно интенсивное фильтрационное движение воздуха в порах со скоростью  $u_{ф}$ , которое должно соответствовать квад-

ратичному закону фильтрации. При этом скорость  $u_{п\delta}$  в свою очередь должна соответствовать равенству напряжения трения на поверхности пленки со стороны внешнего фильтрационного потока  $\tau_{\phi}$  напряжению трения со стороны пленки жидкости  $\tau_{п}$ :

$$\tau_{\phi} = \tau_{п}, \quad (5)$$

где  $\tau_{п} = \mu_{ж} \frac{u_{п\delta}}{\delta}$ ,  $\mu_{ж}$  — динамический коэффициент вязкости жидкости, при этом среднюю толщину пленки жидкости определим как

$$\delta = \varepsilon_{ж} \frac{V}{(S/2)} = \frac{2\varepsilon_{ж}}{a(1-\varepsilon_{ш})} = \frac{1}{3} \frac{\varepsilon_{ж}}{1-\varepsilon_{ш}} d_a. \quad (6)$$

Так что

$$\tau_{п} = 3\mu_{ж} \frac{u_{п\delta}}{\varepsilon_{ж}} \frac{1-\varepsilon_{ш}}{d_a}. \quad (7)$$

Рассматривая поровый канал как трубу с эффективным диаметром  $d_{п}$ , можно записать известное равенство

$$\Delta P \frac{\pi d_{п}^2}{4} = \tau_{п} \pi d_{п} \frac{lT}{2} + \tau_{\phi c} \pi d_{п} \frac{lT}{2} \approx \tau_{п} \pi d_{п} lT, \quad (8)$$

где  $\Delta P$  — перепад давления, расходуемый на преодоление фильтрационным потоком напряжения трения на поверхностях пленки с тыльной стороны гранул и сухих поверхностях гранул с лобовой стороны на длине порового канала  $lT$ ;  $\tau_{\phi c}$  — напряжение трения фильтрационного потока на сухих частях поверхностей гранул (по данным [1],  $T = 1,5$  для  $\varepsilon_{ш} = 0,4$  и  $T = 1,1$  для  $\varepsilon_{ш} = 0,8$ ). В (8) принято  $\tau_{\phi c} \approx \tau_{п}$ . Таким образом, в соответствии с равенством (5) будем иметь

$$\Delta P = 4\tau_{\phi} \frac{lT}{d_{п}} = 4 \left( 3\mu_{ж} \frac{u_{п\delta}}{\varepsilon_{ж}} \frac{1-\varepsilon_{ш}}{d_a} \right) \frac{lT}{d_{п}}. \quad (9)$$

Поскольку, согласно [1, 2],

$$d_{п} = \frac{2}{3} \frac{\varepsilon_{ш}}{(1-\varepsilon_{ш})} d_a, \quad (10)$$

из (9) получим

$$\Delta P = 18\mu_{ж} \frac{u_{п\delta} (1-\varepsilon_{ш})^2}{d_a^2 \varepsilon_{ж} \varepsilon_{ш}} lT, \quad (11)$$

откуда

$$u_{п\delta} = \frac{\varepsilon_{ж} d_a^2 \varepsilon_{ш} \Delta P}{18\mu_{ж} (1-\varepsilon_{ш})^2 lT}. \quad (12)$$

Подставив (12) в (4), будем иметь

$$\Delta P \geq \left( \frac{6 \cdot 8 (18)^2}{k\rho_{ж}} \right)^{1/2} \frac{(1-\varepsilon_{ш})^{5/2} \sigma^{1/2} (lT)^{3/2} \mu_{ж}}{\varepsilon_{ш} \varepsilon_{ж}^{3/2} d_a^3}, \quad (13)$$

откуда

$$\varepsilon_{\text{ж}} \geq \left( \frac{48(18)^2}{k\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/3} \frac{(1-\varepsilon_{\text{ш}})^{5/3} (\sigma\mu_{\text{ж}}^2)^{1/3}}{\varepsilon_{\text{ш}}^{2/3} d_a^2} Tl(\Delta P)^{-2/3}. \quad (14)$$

Для плотной упаковки шаров ( $\varepsilon_{\text{ш}} = 0,4$ ,  $T = 1,5$ ) получим

$$\varepsilon_{\text{ж}} \geq 29,44 \left( \frac{\sigma\mu_{\text{ж}}^2}{k\rho_{\text{ж}}\Delta P^2} \right)^{1/3} \frac{l}{d_a^2}. \quad (15)$$

Для плотной упаковки из (15) следует

$$\Delta P \geq 160 \left( \frac{\sigma\mu_{\text{ж}}^2 l^3}{k\rho_{\text{ж}}\varepsilon_{\text{ж}}^3} \right)^{1/2} \frac{1}{d_a^3}. \quad (16)$$

Общие потери давления в слое толщиной  $l$  будут равны

$$\frac{\Delta P_{\Sigma}}{l} = \frac{\Delta P}{l} + \frac{1}{l} \varepsilon_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} \frac{u_{\text{нд}}^2}{8}, \quad (17)$$

где  $\Delta P$  может быть вычислена по формуле Эргана [1] по относительной скорости ( $u_{\text{ф}} - u_{\text{нд}}$ ), где  $u_{\text{ф}}$  — скорость фильтрации воздуха в слое. В формуле (17) второе слагаемое есть затраты энергии на приведение в движение пленки жидкости на единицу толщины слоя. По формуле Эргана для квадратичного закона фильтрации [1]

$$\frac{\Delta P}{l} = 1,75 \frac{1-\varepsilon_{\text{ш}}}{\varepsilon_{\text{ш}}^3} \rho_{\text{в}} \frac{(u_{\text{ф}} - u_{\text{нд}})^2}{d_a}. \quad (18)$$

Второе слагаемое в правой части уравнения (17), как покажем ниже, намного меньше первого и им можно пренебречь. При этом в формуле (18) можно также принять  $u_{\text{ф}} \gg u_{\text{нд}}$ , откуда следует, что  $\Delta P_{\Sigma} \approx \Delta P$ , а значение скорости фильтрации  $u_{\text{ф}}$  можно приближенно рассчитывать по формуле (18) в пренебрежении  $u_{\text{нд}}$  в сравнении с  $u_{\text{ф}}$ , подставляя  $\Delta P$  из формулы (16) в формулу (18).

**2. Общая оценка.** Пусть для воды  $\sigma = 0,072$  Н/м,  $\mu_{\text{ж}} = 10^{-3}$  Па·с,  $\rho_{\text{ж}} = 10^3$  кг/м<sup>3</sup>;  $l = 0,05$  м,  $d_a = 3$  мм = 0,003 м,  $\varepsilon_{\text{ж}} = 0,2$ ,  $\sqrt{k} \approx 1$ . Тогда по формуле (16) получим  $\Delta P = 6275$  Па  $\approx 0,063$  атм, по формуле (12) —  $u_{\text{нд}} = 0,0262$  м/с, по формуле (18) при  $u_{\text{ф}} \gg u_{\text{нд}}$  —  $u_{\text{ф}} = 7,35$  м/с. Из расчетов следует, что полученные значения  $\Delta P$ ,  $u_{\text{нд}}$ ,  $u_{\text{ф}}$  весьма реалистичны, при этом  $u_{\text{нд}} / u_{\text{ф}} = 0,00356$ , что полностью оправдывает принятое приближение  $u_{\text{ф}} \gg u_{\text{нд}}$ . Эффективный диаметр пор  $d_{\text{п}} = 0,00133$  м = 1,33 мм. Эффективное число  $\text{Re}_{\text{э}} = \frac{u_{\text{ф}} d_{\text{п}}}{\nu} = \frac{7,35 \cdot 0,00133}{1,5 \cdot 10^{-5}} = 652 > 100$ , что отвечает

квадратичному закону фильтрации [1] ( $\nu$  — кинематический коэффициент вязкости воздуха). Средняя толщина пленки в соответствии с формулой (6)  $\delta = 333$  мкм.

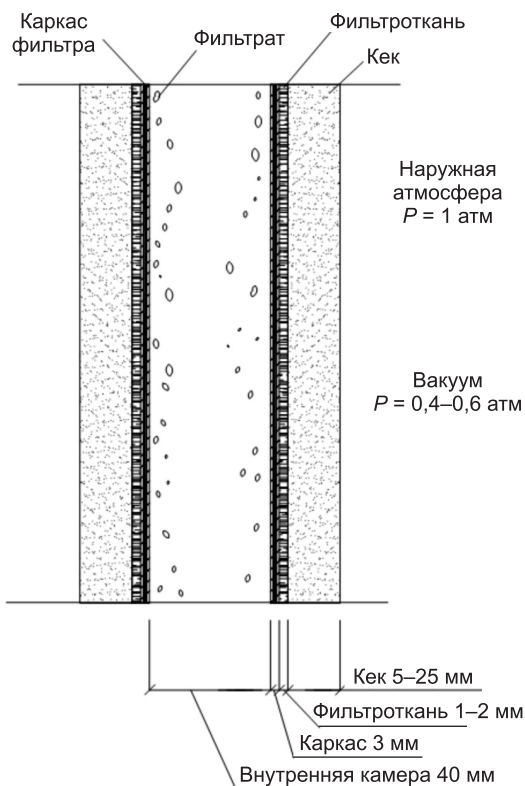


Рис. 3. Схема фильтровального элемента вакуум-фильтра

Время обезвоживания: время фильтрации 1-2 мин; время просушки 1-2 мин; время отдувки 1-10 с; итого цикл 2-4 мин

Таблица 1. Фактический ситовый состав концентрата флотации кл. 0-0,5 мм (подается на вакуум-фильтры) ОФ «Анжерская», октябрь 2014 г.

Продукт	Выход, %	Зольность, %
+0,315	11,4	5,3
-0,315 + 0,125	39,9	5,6
-0,125 + 0,040	23,6	7,3
-0,040	25,1	8,8
Всего	100	6,8

Сопоставление формулы (15) с опытными и паспортными данными для вакуум-фильтров. Схема фильтровального элемента вакуум-фильтра показана на рис. 3. В табл. 1 представлен гранулометрический состав угольной суспензии, подаваемой в вакуум-фильтр. В табл. 2 и 3 приведены данные из паспорта и режимной карты для вакуум-фильтра ДУ 250-3,75 «Сибирь».

Средний диаметр угольных частиц суспензии примем в соответствии с табл. 1 среднеквадратичным, полагая, что процесс обезвоживания связан с поверхностными силами, пропорциональными удельной площади поверхностей частиц:

$$d_a = (40^2 \cdot 0,251 + (125)^2 \cdot 0,236 + (315)^2 \cdot 0,399 + (0,5)^2 \cdot 0,114)^{1/2} = 270 \text{ мкм.}$$

Учитывая две стороны фильтровального элемента, определим толщину отфильтрованного слоя угольных частиц (кека) на фильтровальной ткани по балансу массы

$$l S_{\phi} \rho_{\text{см}} = \frac{1}{2} q S_{\phi} \Delta t, \quad (19)$$

где  $S_{\phi}$  — общая площадь фильтрации,  $\text{м}^2$ ;

$\rho_{\text{см}}$  — плотность кека,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$q$  — общая удельная производительность вакуум-фильтра по готовому продукту,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ ;

$\Delta t$  — продолжительность цикла одного сектора, мин.

Из (19) получим

$$l = \frac{q \frac{\Delta t}{120} 10^3}{\varepsilon_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} + (1 - \varepsilon_{\text{ж}}) \rho_{\text{т}}}, \text{ мм.} \quad (20)$$

Таблица 2. Выписка из паспорта вакуум-фильтра ДУ 250-3,75 «Сибирь» (установлен на ЦОФ «Сибирь»)

Показатель	Значение
Производительность удельная, т/ч · м <sup>2</sup>	0,0–0,32
Полная поверхность фильтровальная, м <sup>2</sup>	250
Поверхность фильтровальная сектора, м <sup>2</sup>	1,12
Число дисков, шт.	14
Диаметр дисков, м	3,75
Число секторов на диске	18
Объем ванны, м <sup>3</sup>	14
Продолжительность цикла одного сектора, мин	0,8–3,2
Зона фильтрования, град.	93
Зона просушки, град.	173
Зона отдувки, град.	39
Высота, мм	9400
Ширина, мм	4400
Длина, мм	4500
Масса, т	33,4

Таблица 3. Выписка из режимной карты к вакуум-фильтру ДУ 250-3,75 «Сибирь», установленного на ЦОФ «Сибирь»

Показатель	Значение
Давление воздуха в ресивере, МПа	0,06–0,07
Вакуум в распределительной головке, МПа	0,06–0,08
Коэффициент отдувки	250
Частота вращения дисков, мин <sup>-1</sup>	1,12
Влажность кека, %	30
Содержание в питании класса менее 0,05 мм, %	Не более 40
Содержание твердого в питании, кг/м <sup>3</sup>	150–250
Содержание твердого в фильтрате, кг/м <sup>3</sup>	20–80
Оптимальный анионоактивный флокулянт	Технофлок-356
Удельный расход флокулянта, г сухого/т	5–15
Рабочая концентрация подаваемого флокулянта	0,02–0,05
Количество вакуум-фильтров	8

Подставляя в формулу (15)  $l$  по формуле (20), получим квадратное уравнение для вычисления  $\varepsilon_{\text{ж}}$  с одним физическим корнем со знаком минус:

$$\varepsilon_{\text{ж}} = \frac{\rho_m}{2(\rho_m - \rho_{\text{ж}})} - \sqrt{\frac{\rho_m^2}{4(\rho_m - \rho_{\text{ж}})^2} - c}, \quad (21)$$

где

$$c = \frac{0,245}{(\rho_m - \rho_{\text{ж}})} \left( \frac{\sigma \mu_{\text{ж}}^2}{k \rho_{\text{ж}} \Delta P^2} \right)^{1/3} \frac{q \Delta t}{d_a^2}. \quad (22)$$

Проведем расчет по формуле (21), принимая  $\rho_{ж} = 10^3 \text{ кг/м}^3$ ,  $\rho_m = 1500 \text{ кг/м}^3$ ,  $k = 1$ ,  $\Delta P = 0,08 \text{ МПа}$  (см. табл. 3),  $q = 320 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{ч}$  (см. табл. 2), среднее значение  $\Delta t = 1,5 \text{ мин}$  (табл. 2, рис. 3),  $\sigma = 0,072 \text{ Н/м}$ ,  $\mu_{ж} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ . Получим  $\varepsilon_{ж} = 0,265$  ( $\varepsilon'_{ж} = 0,23$ ), что составляет близкую величину к паспортному значению  $\varepsilon'_{ж} = 0,3$ . Здесь  $\varepsilon'_{ж} = \left(1 + \frac{1 - \varepsilon_{ш} \rho_{ш}}{\varepsilon_{ж} \rho_{ж}}\right)^{-1}$ , кг/кг [3]. При  $\Delta P = 0,06 \text{ МПа}$   $\varepsilon_{ж} = 0,35$  ( $\varepsilon'_{ж} = 0,28$ ), что ближе отвечает паспортным данным (табл. 3).

Сопоставление формулы (15) с опытными и паспортными данными для фильтр-прессов. Схема фильтровального элемента камерного фильтр-пресса и время операций обезвоживания приведены на рис. 4. Гранулометрический состав угольных частиц суспензии дан в табл. 4.

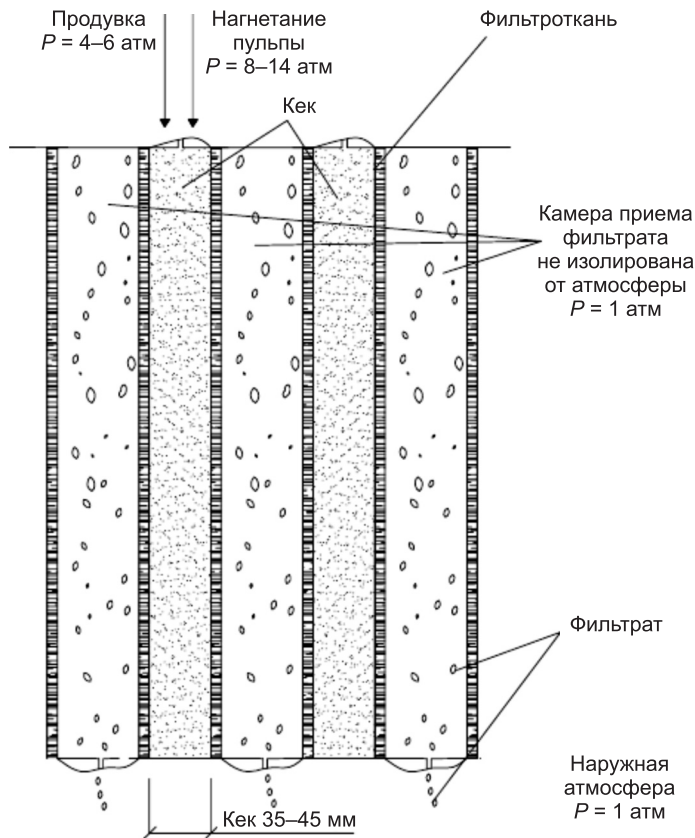


Рис. 4. Схема фильтровального элемента камерного фильтр-пресса

Время обезвоживания: время нагнетания пульпы 8–10 мин; время продувки 1–2 мин; технологические операции 8–15 мин; итого цикл 35 мин

Проведем оценку утончения толщины кека  $l$  в сравнении с шириной фильтровального зазора за счет уменьшения его порозности в процессе продувки на основе массового баланса пульпы:

$$M_{ч} + \varepsilon_{ш0} \rho_{ж} V_0 = M_{ч} + \varepsilon_{ш} \rho_{ж} V + \rho_{ж} (V_0 - V), \quad (23)$$

где  $M_{ч}$  — масса частиц в пульпе, кг;

Таблица 4. Фактический ситовый состав сгущенного продукта радиального сгустителя кл. 0–0,3 мм (подается на камерный фильтр-пресс) ЦОФ «Щедрухинская», сентябрь 2014 г.

Продукт	Выход, %	Зольность, %
+0,2	1,8	9,5
0,1–0,2	5,7	5,7
0,063–0,1	14,6	5,3
0,04–0,063	10,3	7,7
0–0,04	67,6	22,1
Всего	100	17,0

Таблица 5. Результаты опыта 6 ноября 2014 г. на ЦОФ «Щедрухинская»

№ п/п	Время	Подача реагента, л/цикл	Влажность кека, %
В среднем в течение октября 2014 г.			30,0
2	11:00	0	28,9
3	12:00	0	31,5
В среднем			30,1
4	13:00	30	28,2
5	14:00	30	28,9
6	15:00	30	31,4
7	16:00	30	29,5
8	17:00	30	29,8
В среднем			29,6

$\epsilon_{ш0}$  и  $\epsilon_{ш}$  — порозность начальная и конечная слоя от пульпы до кека, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $V_0, V$  — начальный объем пульпы и конечный объем кека, м<sup>3</sup>.

Последнее слагаемое в (23) — масса фильтрата, кг.

Из (23) с учетом  $V_0 = l_0 S_0, V = l S_0$  следует

$$\frac{l}{l_0} = \frac{1 - \epsilon_{ш0}}{1 - \epsilon_{ш}}, \quad (24)$$

где  $l_0$  и  $l$  — толщина зазора, занятого пульпой, и остаточная суммарная толщина кека по обе стороны зазора, м;

$S_0$  — площадь поверхности кека.

Величину порозности между частицами пульпы можно вычислить по массовой концентрации частиц в пульпе  $c$ , кг/м<sup>3</sup>:

$$\epsilon_{ш0} = 1 - \frac{c}{\rho_m}. \quad (25)$$

Эксплуатационная величина  $c_0 = (150–200)$  г/л, так что при значении  $c_0 = 150$  кг/м<sup>3</sup> получим  $\epsilon_{ш0} = 0,9$ . Если принять порозность кека как зернистый слой с плотной упаковкой угольных частиц, то уменьшение толщины слоя должно произойти в 6 раз:

$$\frac{l_0}{l} = \frac{1 - 0,4}{1 - 0,9} = 6. \quad (26)$$

Таким образом, при начальной толщине слоя пульпы 35 мм (см. рис. 4) конечная толщина кека на одной стороне фильтра будет равна

$$l = \frac{35}{2 \cdot 6} = 2,9 \text{ мм}. \quad (27)$$

В соответствии с табл. 4, учитывая, что значительная часть наиболее мелких частиц (менее 40 мкм) уходит в фильтрат, определим среднеквадратичный размер угольных частиц в кеке по крайним их размерам

$$d_a = \sqrt{40 \cdot 300} \approx 110 \text{ мкм}.$$



Тогда, полагая  $\Delta P = 0,6$  МПа, по формуле (15) найдем

$$\varepsilon_{\text{ж}} = 29,44 \left( \frac{0,072 \cdot 10^{-6}}{10^3 (0,6)^2 10^{12}} \right)^{1/3} \frac{2,9 \cdot 10^{-3}}{(1,1)^2 10^{-8}} = 0,41.$$

Полученная величина  $\varepsilon_{\text{ж}} = 0,41$  ( $\varepsilon'_{\text{ж}} = 0,31$ ) соответствует опытной (табл. 5).

**Выводы.** Полученная в работе формула (16) для пневматического обезвоживания суспензии позволяет оценить перепад давления на продуваемом слое кека при заданных значениях  $\sigma$ ,  $\mu_{\text{ж}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  для жидкости, толщины слоя  $l$  со средним размером угольных частиц  $d_a$  и требуемой остаточной концентрацией жидкости в слое  $\varepsilon_{\text{ж}}$ . Формула (15) дает хорошее физическое согласование с подобной формулой, полученной авторами в [3] для центробежного обезвоживания суспензии, в которой остаточное значение  $\varepsilon_{\text{ж}}$  также обратно пропорционально квадрату размера гранул  $d_a$  и линейно зависит суммарно от вязкостных характеристик жидкости, только для центробежного центрифугирования  $\varepsilon_{\text{ж}} \sim \sigma$ , для пневматического обезвоживания  $\varepsilon_{\text{ж}} \sim (\sigma \mu_{\text{ж}}^2)^{1/3}$ . Последнее показывает, что введение добавок, снижающих коэффициент поверхностного натяжения при центрифугировании, дает возможность прямо пропорционально снизить остаточную влагу в слое, а при пневматическом обезвоживании одновременно этот же эффект достигается за счет снижения коэффициента поверхностного натяжения и снижения динамической вязкости жидкости, поскольку  $\sigma \sim \mu_{\text{ж}}$ .

Из вышеприведенных оценок следует, что при всех допущениях, сделанных при постановке задачи, полученные формулы (15) и (16) верно отражают физику пневматического обезвоживания суспензии как в вакуум-фильтрах, так и в фильтр-прессах и могут служить основой для инженерного расчета и оптимизации их режимных и геометрических параметров.

#### БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Аэров, М.Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем [Текст] / М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. Наринский. — Л. : Химия, 1979. — 176 с.
2. Шиляев, М.И. Интенсификация тепломассообмена в дисперсных средах при конденсации и испарении [Текст] / М.И. Шиляев, Е.М. Хромова, А.Р. Богомолов. — Томск : Изд-во ТГАСУ, 2010. — 272 с.
3. Шиляев, М.И. Расчет предельной влажности угольного концентрата при его обезвоживании в центрифугах [Текст] / М.И. Шиляев, А.И. Горбунков, А.Р. Богомолов, Е.М. Хромова // Изв. вузов. Строительство. — 2014. — № 9-10. — С. 71–76.

*ШИЛЯЕВ Михаил Иванович, д-р техн. наук, проф.*

*Томский государственный архитектурно-строительный университет*

*ГОРБУНКОВ Алексей Игоревич, инженер-технолог*

*ООО «НПО Завод химреагентов», г. Кемерово*

*БОГОМОЛОВ Александр Романович, д-р техн. наук, проф.*

*Кузбасский государственный технический университет, г. Кемерово*

*ХРОМОВА Елена Михайловна, канд. физ.-мат. наук, доц.*

*Томский государственный архитектурно-строительный университет*

**Shilyaev Mikhail Ivanovich**, doctor of technical sciences, professor, Tomsk State University of Architecture and Civil Engineering, Russia

**Gorbunkov Alexey Igorevich**, process-engineer, «NPO plant chemicals», Kemerovo, Russia

**Bogomolov Alexandr Romanovich**, doctor of technical sciences, professor, Kuzbass State Technical University, Kemerovo, Russia

**Khromova Elena Mikhailovna**, candidate of physical and mathematical sciences, assistant professor, Tomsk State University of Architecture and Civil Engineering, Russia

## **DEHYDRATION OF COAL SLURRY IN VACUUM-FILTERS AND FILTER-PRESSES**

On the basis of kinetic energy equality supplied by the flow in a granular layer to the film of liquid on its granules and work to overcome the surface tension forces holding the film on the surfaces of the granules, an analytical dependence for calculating the residual concentration in the liquid layer during pneumatic dewatering is found. Conducted estimations show satisfactory results obtained using the established formula, as well as their good agreement with the experimental and published data of industrial vacuum-filters and filter-presses.

**Key words:** dehydration, coal slurry, the surface tension coefficient, the dynamic viscosity coefficient, porosity, the diameter of coal particles, vacuum-filters, filter-presses, humidity.

### **REFERENCES**

1. **Aerov, M.E.** Devices with a stationary granular bed [Text] / M.E. Aerov, O.M. Todes, D.A. Narinskiy. — L. : Chemistry, 1979. — 176 p.
2. **Shilyaev, M.I.** Intensification heat- and mass transfer in disperse environments at condensation and evaporation [Text] / M.I. Shilyaev, E.M. Khromova, A.R. Bogomolov. — Tomsk : TSUACE, 2010. — 272 p.
3. **Shilyaev, M.I.** Calculation of moisture limit of coal concentrates when dewatering in centrifuges [Text] / M.I. Shilyaev, A.I. Gorbunkov, A.R. Bogomolov, E.M. Khromova // News of Higher Educational Institutions. Construction. — 2014. — N 9–10. — P. 71–76.