И.Н.Белоглазов, О.Н.Тихонов, В.О.Голубев

УДК 669.0

ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ФИЛЬТР-ПРЕССОВ КОМПАНИИ «LAROX OY»

Обобщены основные зависимости процессов фильтрации, промывки и сушки, приведенные в работах различных исследователей. На их основе составлен подробный алгоритм расчета этих процессов, учитывающий гидродинамические и тепломассообменные закономерности их протекания. На основе ранее собранных экспериментальных данных обоснована возможность применения фильтр-прессов компании «LAROX OY» для фильтрации пульп гидрометаллургических производств. Произведены обработка экспериментальных данных по процессам разделения суспензий и их подготовка к проведению численных расчетов.

Basic dependencies of filtration, streaming and drying processes, as given in different research works, are generalized. A detailed calculation algorithm for these processes has been developed, which takes into account hydrodynamic and heat-mass exchange regularities of the above mentioned processes. On the basis of previously gathered experimental data, a possibility of LAROX OY filter press application for crushed ore suspension filtration at hydro-metallurgical works has been given grounds. Experimental data on suspension separation have been processed and prepared for numerical computation.

* * *

На современном этапе мировая промышленность столкнулась с целым рядом глобальных проблем, важнейшими из которых являются существенное сокращение запасов природных ресурсов, сопровождающееся снижением содержания полезного продукта в них, и загрязнение окружающей среды отходами производства. Это, в первую очередь, касается предприятий горнодобывающей, обогатительной и металлургической промышленности, являющихся крупнейшими потребителями природных ресурсов и занимающих верхние строки в рейтингах масштабности и значительности воздействий, оказываемых ими на окружающую среду. На восстановление нарушенного равновесия в природной среде затрачиваются огромные средства, что снижает экономическую эффективность производств.

Поскольку объемы продукции, выпускаемой этими предприятиями, неуклонно растут, неизбежен процесс увеличения нагрузки на окружающую среду. Единственный выход из сложившейся ситуации интенсификация производства и проведение ресурсосберегающей политики. Поэтому на первый план выдвигаются проблемы рационального и комплексного использования сырья, внедрение мало- и безотходных технологий и др.

На предприятиях горно-металлургического комплекса одним из основных источников загрязнения природной среды являются сточные воды и промышленные шламы. В них наряду с растворенными веществами в большом количестве содержатся и мелкодисперсные твердые частицы, часто обладающие химической активностью и включающие тяжелые металлы. При сбросе такие стоки проникают в земную кору и разносятся грунтовыми водами на большие расстояния, а при попадении в водные объекты грозят разрушением установившихся там экосистем.

Применяемые методы очистки сточных вод от взвешенных частиц не всегда эффек-

тивны ввиду несовершенства применяемых технологий и оборудования. На предприятиях горно-металлургического комплекса чаще всего сталкиваются с суспензиями, характеризуемыми высокой степенью полидисперсности или содержащими мелкодисперсные твердые частицы. Для разделения таких пульп используются фильтры различных типов, но эффективность их недостаточна. В связи с этим возникла потребность в скорейшем создании высокоинтенсивных технологичных фильтров, отвечающих оптимальным условиям производства, и оптимизации режимов работы уже используемого оборудования. И то и другое осуществимо только на основе подробных и четких математических моделей и алгоритмов.

Последние наиболее серьезные работы по данной тематике датируются серединой 80-х – началом 90-х гг. Большинство представленных в них математических моделей поверхностны и затрагивают только общие черты процессов фильтрования, промывки и сушки, а следовательно, не могут быть использованы при проведении расчетов конкретного типа оборудования с присущей ему спецификой.

Ввиду отсутствия надежных инженерных методов расчета процессов разделения суспензий на практике приходится устанавливать эмпирически не только отдельные параметры процесса, но и саму возможность разделения той или иной пульпы на том или ином типе оборудования.

Основными задачами данной работы являются обобщение существующих математических моделей процессов фильтрования суспензии, промывки и сушки осадка и выработка такого алгоритма их расчета, который бы позволил определять основные параметры процессов, не прибегая к прямым экспериментам.

В качестве объекта моделирования был выбран автоматизированный фильтр-пресс LAROX RF0,1 H2 с гидравлическим приводом и площадью фильтрации 0,1 м^2 Выбор не случаен, поскольку фильтр-пресс является одним из наиболее универсальных агрегатов, в котором последовательно и эффективно реализуются все три перечисленные стадии разделения. Вышеупомянутый фильтр-пресс представляет собой лабораторную установку и с успехом используется специалистами финской компании «LAROX OY» для моделирования промышленных агрегатов с эффективной поверхностью фильтрования от 1,6 до 144 м^2

Фильтры LAROX были приобретены и отечественными компаниями: «Челябинский электролитный цинковый завод» и АО «Печенганикель». Ведутся переговоры о поставках фильтр-прессов и другим крупным российским предприятиям.

В свете сказанного необходимость в точном расчете фильтр-прессов, определении необходимой площади фильтрования, выборе оптимальных условий и режимов протекания процессов разделения фаз, а следовательно, и в создании алгоритмов, позволяющих проводить такие расчеты, не вызывает сомнений.

Общая теория фильтрования базируется на эмпирическом законе Дарси, согласно которому уравнение кинетики процесса фильтрования осадка или фильтрующей перегородки, имеющих неизменную толщину и постоянную пористость, можно записать в виде

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\varepsilon^3}{k'_K (1-\varepsilon)^2 S_{уд}^2} \frac{\Delta p}{\mu h_{ос}},$$

где V – объем фильтрата; τ – продолжительность фильтрования; ε – пористость осадка или фильтрующего слоя; F – площадь поперечного сечения слоя; $S_{уд}$ – удельная поверхность; Δp – перепад давлений при фильтровании; μ – динамический коэффициент вязкости фильтрата; $h_{ос}$ – толщина осадка или слоя; k'_K – константа Козени, $k'_K \approx 5$.

Более детальный анализ показал, что в зависимости от внешних условий и характеристик суспензии фильтрование может протекать в различных режимах. Поэтому первый шаг при моделировании процесса фильтрования определение типа исследуемого процесса. С этой целью необходимо установить линейную зависимость между экспериментально определенными пара-

метрами процессов: $V - \tau/V$ (процесс с образованием осадка), $q - \upsilon$ (процесс с полным закупориванием пор), $\tau - \tau/q$ (процесс с постепенным закупориванием пор) и $\tau - 1/\upsilon$ (промежуточный процесс). Здесь υ – объем прошедшей сквозь слой материала твердой фазы; q удельная производительность фильтра, т.е. объем фильтрата, получаемый с единицы поверхности фильтра за время фильтрования τ.

Расчет производительности фильтрата или продолжительности фильтрования с образованием осадка можно вести по уравнению

$$V^2 + 2VC = K\tau, \qquad (1)$$

где V – объем фильтрата, собранный за время τ с единицы поверхности фильтра; C – объем фильтрата, образующий при прохождении через единицу фильтрующей поверхности осадка с сопротивлением, равным сопротивлению фильтрующей перегородки; K – константа, учитывающая физико-химические свойства материала.

Для графического определения констант K и C на оси ординат откладывают величину, обратную скорости фильтрования, $d\tau/dV \approx \approx \Delta\tau/\Delta V$, а по оси абсцисс – объемы собранного с единицы поверхности фильтра фильтрата V (рис.1). Экстраполируя прямую до пересечения с абсциссой, находят константу C, а по тангенсу угла наклона прямой – K.

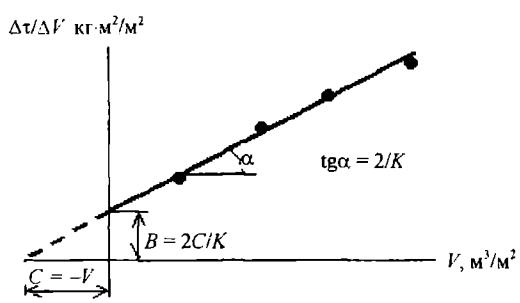


Рис.1. Экспериментальная зависимость $\Delta\tau/\Delta V = f(V)$ для определения констант фильтрования C и K

Опытные значения объемов фильтрата V_1 и V_2 за время τ_1 и τ_2 позволяют вычислить константы K и C при помощи системы двух уравнений, составленных на основе уравнения (1):

$$V_1^2 + 2CV_1 = K\tau_1;\ V_2^2 + 2CV_2 = K\tau_2.$$

Для несжимаемых осадков константы C и K могут быть выражены соотношениями

$$C = r_{\text{ф.п}} / ra;,\ K = 2\Delta p/(\mu ra),$$

где r – удельное сопротивление осадка; $r_{\text{ф.п}}$ – удельное сопротивление фильтрующей поверхности; μ – динамический коэффициент вязкости фильтрата; a – масса сухого вещества, откладывающегося на фильтре при прохождении 1 м^3 фильтрата.

При фильтровании с образованием сжимаемого осадка давление жидкости в процессе фильтрования изменяется. Непостоянен и характер его распределения по толщине осадочного слоя и фильтрующей перегородки. Задача усложняется в случае, если фильтрующая перегородка также сжимаема или имеет большую толщину по сравнению с толщиной слоя осадка. Поэтому для сжимаемых осадков

$$K = \frac{2\Delta p^{1-n}(1-m)}{\mu r_0 \rho x} \quad C = \frac{r_{\text{ф.п}}(1-m)}{r_0 \rho x},$$

где ρ – плотность фильтрата; x – массовая концентрация твердой фазы в пульпе; m – масса влажного осадка на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества; n – показатель сжимаемости осадка, имеющий пределы $0 > n > 1$; r_0 – удельное сопротивление осадка при давлении 1 атм.

Необходимая поверхность фильтрования определяется из отношения общей производительности передела по фильтрату Q к удельной производительности V, рассчитываемой по основному уравнению фильтрования (1): $V = \sqrt{C^2 + K\tau} - C$ Отсюда поверхность фильтрования $F = Q/V$

В процессе фильтрования с закупориванием пор концентрация твердой фазы постепенно уменьшается от наружной поверхности в глубь фильтрующей перегородки (рис.2).

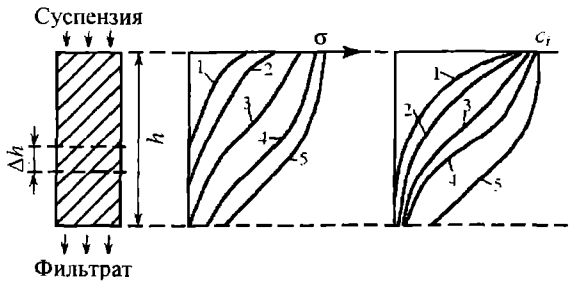


Рис.2. Выходные кривые фильтрования (1-5) с закупориванием пор

$_i$ – концентрация твердой фазы в суспензии; σ – задержка твердой фазы в порах фильтрующей перегородки; h – толщина слоя

При постепенном закупоривании пор фильтрующей перегородки перепад давления в слое изменяется во времени:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_0} = (1 - a\tau)^{-m}$$

где Δp – перепад давления в закупоренной твердыми частицами перегородке, Па; Δp_0 – сопротивление фильтрующей перегородки в начале процесса или при фильтровании жидкости, не содержащей твердых частиц, Па; τ – продолжительность фильтрования; a и m – константы,

$$a = \left| -(B-1)\omega k \Delta p_0^{B-1} \right|, \quad m = \left| \frac{-1}{B-1} \right|;$$

k и B постоянные; ω – средняя скорость прохождения суспензии сквозь слой.

Уравнение материального баланса для рассматриваемого случая примет вид

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\sigma + \varepsilon c) + \omega_\phi \frac{\partial c}{\partial h} - D\frac{\partial^2 c}{\partial h^2} = 0,$$

где σ задержка твердой фазы, т.е. доля объема слоя, занимаемая осевшими частицами; ε – пористость слоя перегородки; c – объемная концентрация твердой фазы в суспензии; ω_ϕ – фиктивная (в расчете на пустое сечение аппарата) скорость потока; D – коэффициент диффузии.

Перемещение фронта задержки твердой фазы в любой момент времени можно описать зависимостью

$$\tau - \frac{\varepsilon_0 h}{\omega_\phi} = \text{const},$$

где $\varepsilon_0 h/\omega_\phi$ – время, необходимое для перемещения суспензии сквозь слой.

Вероятность задержки частицы на единицу толщины слоя

$$k = \frac{1}{\omega_\phi c}\frac{\partial \sigma}{\partial \tau},$$

а вид функции задержки может быть определен при помощи экспериментальных коэффициентов:

$$\varphi(\sigma) = (1 + b\sigma)\left(1 - \frac{\sigma}{\sigma_{max}}\right)^q$$

где b – коэффициент, учитывающий начальное увеличение задержки; q показатель, отражающий нелинейность функции.

Объем твердой фазы, проходящий через входное сечение слоя за время τ,

$$v_2 = F\int_0^{\tau_1} \omega_\phi c d\tau$$

За то же время рассматриваемый элементарный слой покинет объем твердой фазы

$$v_3 = v_2 + \frac{\partial v_2}{\partial h} dh$$

Скорость продвижения фронта задержки

$$v_F = \omega_\phi \frac{c}{\sigma}$$

Промывка осадков представляет собой процесс выделения растворенных веществ из влаги осадков и пульп замещением маточного раствора промывным, в частности чистой водой, и служит средством повышения извлечения ценных компонентов в растворы из твердой фазы или чистоты твердого продукта.

Процесс промывки твердой фазы на фильтрах можно рассматривать по аналогии с процессом фильтрования при условии неизменной толщины осадка на фильтре. Тогда скорость промывки можно описать уравнением

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V_ф + C)} \frac{\mu_{пр}}{\mu_ф},$$

где $\mu_ф$ и $\mu_{пр}$ – динамические коэффициенты вязкости фильтрата и промывной жидкости соответственно.

Время промывки на фильтре периодического действия

$$\tau_{пр} = V_{пр}(\alpha_ф V_ф + R_{ф.п})\mu_{пр} / p,$$

где $V_{пр}$, $V_ф$ – объемы промывной жидкости и фильтрата соответственно; p давление фильтрования; $R_{ф.п}$ – сопротивление фильтрующей перегородки; $\alpha_ф = R/V_{общ}$ – среднее удельное сопротивление по фильтрату; R полное сопротивление осадка; $V_{общ}$ – общий объем фильтрата.

Процесс промывки подразделяют на три периода. Первый характеризуется простым вытеснением маточного раствора из пор осадка. Во второй период наблюдается совместное истечение из капилляров осадка маточного и промывного растворов. В третий период промывки вытекает только промывной раствор с медленно падающей концентрацией. Для этих периодов соответственно

$$m/m_0 = a'(V_{пр}/V_0);$$

$$m/m_0 = b' + c'(V_{пр}/V_0) + i'(V_{пр}/V_0)^2$$

$$m/m_0 = 1 - k'(V_{пр}/V_0),$$

где m и m_0 – массы растворенного вещества в промывной жидкости и фильтрате, содержащемся в порах осадка; $V_{пр}$ и V_0 – объем промывной жидкости и фильтрата перед промывкой; a', b', c', i', k' – константы, значения которых зависят от физико-химических свойств системы.

При проведении процесса промывки наблюдается пленочное течение жидкости в пористой среде, на которое оказывают влияние размеры и форма межзерновых каналов, характер укладки частиц и их удельная поверхность, а также степень взаимодействия частиц.

Для описания профиля скоростей в падающей пленке используется уравнение, полученное при решении уравнения Навье – Стокса:

$$u = \frac{\rho g}{\mu}\left(hy - \frac{y^2}{2}\right),$$

где u – скорость жидкости вдоль оси y; ρ – плотность жидкости; μ – динамическая вязкость жидкости; h – толщина пленки.

При этом за положительное направление оси y в декартовой системе координат принимается направление от верхней поверхности осадка вглубь него, а ось x параллельна этой поверхности.

Предположим, что каналы осадка имеют цилиндрическую форму, тогда расход жидкости в соответствии с пленочной моделью

$$Q = \frac{\pi\rho g}{2\mu} \times$$

$$\times\left[y^4 \ln\left(\frac{R_{ос}}{y}\right) - y^2(R^2 - y^2) + \frac{1}{4}(R_{ос}^4 - y^4)\right],$$

где g – ускорение свободного падения; $R_{ос}$ – радиус канала осадка.

Уравнение кинетики стекания жидкости в цилиндрических каналах имеет вид

$$\frac{x}{\tau} + \frac{\rho g}{2\mu}\left[2y^2 \ln\left(\frac{R_{ос}}{y}\right) + y^2 - R_{ос}^2\right] = 0$$

Процесс сушки с просачиванием сушильного агента сквозь слой материала, организованный в фильтр-прессе, не получил должного описания в литературе.

В теории сушки используется метод анализа внешнего тепломассообмена, основанный на совместном рассмотрении уравнений движения и неразрывности вязкого несжимаемого потока:

$$\frac{\partial\vec{\omega}}{\partial\tau} + (\vec{\omega}, \text{grad})\vec{\omega} = \vec{g} - \frac{1}{\rho}\text{grad}P + \upsilon\nabla^2\vec{\omega};$$

$$\frac{\partial\rho}{\partial\tau} + \text{div}\rho\vec{\omega} = 0,$$

уравнения конвективно-диффузионного переноса паров влаги в движущемся сушильном агенте

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + (\vec{\omega}, \operatorname{grad} C) = D\nabla^2 C$$

и уравнения, описывающего поле температуры в потоке теплоносителя,

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + (\vec{\omega}, \operatorname{grad} t) = a\nabla^2 t,$$

где ω, P, C, t – искомые функции скорости, общего статического давления, концентрации влаги и температуры в потоке сушильного агента; ρ, υ, a, D соответственно плотность, кинематический коэффициент вязкости, коэффициент температуропроводности и коэффициент диффузии паров в сушильном агенте; τ – время; ∇^2 – оператор Лапласа.

Для вынужденного движения воздуха относительно поверхности пляжного материала получено следующее критериальное уравнение теплообмена:

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

где $\mathrm{Nu} = \alpha d/\lambda$ критерий Нуссельта; Re и Pr – критерии Рейнольдса и Прандтля соответственно; $\mathrm{Gu} = (T - T_м)/T$ – параметрический критерий; T температура воздуха; $T_м$ – температура мокрого термометра; α – коэффициент теплоотдачи; λ – коэффициент теплопроводности сушильного агента; d – характерный геометрический размер тела.

Уравнение для массообменного критерия Нуссельта имеет вид

$$\mathrm{Nu}_m = 2 + A'\,\mathrm{Re}^{n'}\,\mathrm{Pr}_m^{0,33}\,\mathrm{Gu}^{m'} \qquad (3)$$

Значения параметров уравнений (2) и (3) в зависимости от диапазона изменения критерия Рейнольдса следующие:

Диапазон Re	A	n	m
1-200	1,07	0,48	0,175
$3,15\ 10^3$-$2,2\ 10^4$	0,51	0,61	0,175
$2,2\ 10^4$-$3,15\ 10^5$	0,027	0,90	0,175
Диапазон Re	A'	n'	m'
1-200	0,83	0,53	0,135
$3,15\ 10^3$-$2,2\ 10^4$	0,49	0,61	0,135
$2,2\ 10^4$-$3,15\ 10^5$	0,025	0,90	0,135

Для интенсивности испарения воды с поверхности неподвижного слоя сферических частиц в фильтрующийся через слой сушильный агент получено уравнение вида

$$\mathrm{Nu}_m = 0,9\,\mathrm{Re}^{0,5}\,\mathrm{Pr}_m^{0,33} \quad \mathrm{Re} = (7,55 \div 8,7)\cdot 10^4,$$

где определяющим размером служит диаметр сфер, а скорость воздуха отнесена к полному сечению аппарата.

В качестве балансового уравнения для кинетики сушки дисперсных материалов можно использовать выражение

$$\tau = \frac{r_c \rho_в}{\lambda_м a \gamma}\left\{\frac{1}{6}\ln\frac{\left(a^2 + aR_т + R_т^2\right)(a-\xi)^2}{\left(a^2 + a\xi + \xi^2\right)(a - R_т)^2} - \right.$$

$$-\frac{1}{\sqrt{3}}\operatorname{arctg}\frac{2(R_т - \xi)/(\sqrt{3}a)}{1 + (2R_т + a)(2\xi + a)/(3a^2)} +$$

$$\left. + \frac{1}{3}\ln\frac{a^3 - \xi^3}{a^3 - R_т^3}\right\}, \qquad (4)$$

где r_c – удельная теплота парообразования; $\rho_в$ – начальная объемная плотность влаги в материале; $\lambda_м$ – коэффициент теплопроводности сухого слоя материала; a – коэффициент температуропроводности; γ – относительная степень высушивания твердой частицы; $R_т$ – радиус частиц твердой фазы; ξ координата, определяющая текущее положение фронта испарения.

Из уравнения (4) можно получить время полного обезвоживания монодисперсных сферических частиц, если положить $\xi = 0$:

$$\tau = \frac{r_c \rho_в}{\lambda_м a \gamma}\left\{\frac{1}{6}\ln\frac{a^2 + aR_т + R_т^2}{(a - R_т)^2} - \right.$$

$$\left. -\frac{1}{\sqrt{3}}\operatorname{arctg}\frac{\sqrt{3}R_т}{2a + R_т} + \frac{1}{3}\ln\frac{a^3}{a^3 - R_т^3}\right\}$$

В 1998-2001 гг. в Санкт-Петербургском горном институте в соответствии с договором между институтом и компанией «LAROX» проводилось тестирование пульп гидрометаллургических предприятий России на уже упомянутой установке LAROX RF0,1 H2.

Целью исследований ставилось определение условий максимального снижения ос-

таточной влажности кека при фильтрации и содержания твердой фазы в фильтрате, а также установление максимальной производительности фильтрации.

В ходе экспериментов исследованиям были подвергнуты суспензии медного, никелевого, медно-никелевого, цинкового и пиритного концентратов с исходным содержанием твердого в диапазоне 50-70 % по массе.

Таблица 1

Оптимальные показатели фильтруемости суспензий, полученные на лабораторной установке

Концентрат	Влагосодержание,% по массе		Скорость фильтрации, кг/(м^3·ч) по сухому
	исходное	остаточное	
Cu	35-40	6,61	400
Ni	35-40	5,65	245
Cu-Ni	30-40	8,05	373
Zn	30-40	6,51	421
FeS_2	30-32	4,51	256

Таблица 2

Показатели фильтрования флотационных концентратов на промышленных фильтр-прессах

Концентрат	Влажность, %	Скорость фильтрации, кг/(м^3·ч) по сухому
Медный	5-8	140-900
Кобальтовый	7-8	200-600
Никелевый	5-7	250-800
Цинковый	4,7-8	200-1150
Свинцовый	6,5-9	300-900
Магнетитовый	7,5-10,5	200-400

Эксперименты показали, что результаты фильтрования, полученные на пилотной лабораторной установке (табл.1), хорошо моделируют результаты работы промышленных фильтр-прессов (табл.2). В этой связи очевидно, что собранные экспериментальные данные можно использовать для проверки достоверности обобщенной математической модели, что станет направлением дальнейших исследований.