

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ МЕТОДОВ РАСЧЕТА И АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ ГИДРОМЕТАЛЛУРГИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА

В.О. Голубев, Т.Е. Литвинова

Один из важнейших переделов гидрометаллургического производства – разделение технологических пульп и сбросных растворов фильтрованием. Совершенствование процессов разделения суспензий – ключевая проблема на пути повышения комплексности использования природного сырья, сокращения объемов сбрасываемых сточных вод, внедрения новых мало- и безотходных технологий.

На подавляющем большинстве отечественных гидрометаллургических предприятий на сегодняшний день используются фильтры образца 70-х – 80-х годов, устаревшие как физически, так и морально. Очевидно, что грядущая замена парка фильтровального оборудования должна быть произведена с таким расчетом, чтобы вновь устанавливаемые фильтры удовлетворяли всем требованиям современного гидрометаллургического производства.

Современный фильтр должен обеспечивать высокую эффективность разделения суспензий без ущерба для производительности; обладать способностью к разделению суспензий широкого диапазона крупности твердой фазы и с различным отношением Т:Ж; эффективно разделять суспензии, содержащие мелкодисперсные частицы (менее 40 мкм); отличаться абсолютной герметичностью; иметь высокую экономичность и надежность; обладать полностью адаптируемой и легко настраиваемой системой автоматического управления и др.

Многие исследователи отмечают, что наиболее перспективным типом фильтровального оборудования, которому под силу выполнение всех этих задач является автоматический фильтр-пресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ) [1,2]. Поэтому, в качестве объекта моделирования в данной работе был выбран именно ФПАКМ или более поздняя его модификация – фильтр-пресс Larox PF [3, 4].

Автоматизированный фильтр-пресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ) – это фильтр периодического действия, работающий под давлением (рис. 1). В нем обеспечены более благоприятные условия для стадии фильтрования, так как направления силы тяжести и движения фильтрата совпадают, что дает возможность оседания частиц суспензии в гравитационном поле.

Конструктивно ФПАКМ представляет собой набор горизонтально расположенных плит, зажатых между верхней и нижней неподвижными упорными плитами и соединенных

между собой четырьмя стержнями (стяжками). Фильтровальные плиты могут перемещаться вдоль стяжек вверх и вниз. При опускании плит между ними образуется зазор. Перемещение и сжатие плит производится электромеханическим зажимом через нажимную плиту. На фильтр-прессе последовательно осуществляются фильтрация суспензии, прессование, промывка и сушка получающегося осадка. Заканчивается цикл регенерацией фильтрующей перегородки.

Фильтры типа ФПАКМ могут быть использованы для фильтрации тонкодисперсных суспензий (с крупностью твердых частиц менее 3 мкм и концентрацией от 5 до 500 г/л). В металлургической практике они работают под избыточным давлением до 15 атм при температуре до 90° С [5].

На первом этапе исследований проводилось тестирование ряда технологических пульп гидromеталлургических предприятий России и стран СНГ. Целью экспериментов ставилось определение условий максимального снижения величины остаточной влажности кека при фильтрации и содержания твердого в фильтрате, а также установление максимальной производительности фильтрации, характерных для пресс-фильтров Lafox.

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

Для проведения исследований был использован лабораторный пресс-фильтр Lafox RF 0.1 H2 с гидравлическим приводом и площадью фильтрации 0,1 м² (рис. 2). Он предназначен для моделирования работы промышленных фильтровальных установок с эффективной поверхностью фильтрации от 9,5 до 144 м².

На первой стадии в фильтровальную камеру из шламового бака 1 насосом 2 закачивается суспензия. В результате на фильтровальной ткани откладывается осадок, а фильтрат проходит сквозь перегородку. Далее в диафрагму, расположенную в верхней части фильтровальной камеры подается вода под давлением, что приводит к сдавливанию осадка и удалению из него большей части жидкой фазы. В дальнейшем плиты размыкаются и ведется промывка осадка для извлечения целевых компонентов в жидкую фазу. Продувка осадка сжатым воздухом может следовать сразу же вслед за операцией промывки, или после повторного прессования. Съем осадка производился вручную. Давление на стадии подачи суспензии устанавливалось в пределах 5,5-6,5 атм.; диафрагменное давление – 15-16 атм.; давление продувочного воздуха составляло 6 атм.

По итогам работы были получены усредненные характеристики фильтруемости различных суспензий на автоматизированных фильтр-прессах (табл. 1).

Оптимальные показатели фильтруемости суспензий

Концентрат	Крупность, мкм	Влагосодержание, % по массе		Производительность, кг/м ² ·ч	Расход продувочного воздуха, л/мин	Длительность цикла, мин
		исходное	остаточное			
Cu	95% -50	35-40	6,61	400	350-400	11,5
Ni	82% -44+0	35-40	5,65	245	450-500	10,5
Cu-Ni	90% -63	30-40	8,05	373	180-260	10,5
Zn	90% -50	30-40	6,51	421	200-300	10,5
FeS ₂	70% -44+0	30-32	4,51	256	100-200	14,5

При проектировании и настройке фильтров невозможно обойтись без надежных методов расчета разделительных процессов (фильтрования суспензии, промывки и сушки осадка). Ввиду отсутствия надежных инженерных методов расчета процессов разделения суспензий при выборе и настройке фильтровального оборудования пользуются преимущественно эмпирическими методами. Расчеты, произведенные на основе математических моделей фильтрования, промывки и сушки встречаются крайне редко и носят исключительно оценочный характер. Подобные эксперименты требуют специализированного лабораторного оборудования; влекут значительные материальные и временные затраты; представляют неудобства заказчику, который вынужден отправлять компании – поставщику представительные пробы своей суспензии до 100-200 кг по сухому.

Единственный путь к решению всех этих вопросов – составление математической модели процессов разделения суспензий.

После проведения глубокого анализа литературных данных по процессам фильтрования суспензии, промывки и сушки образующегося осадка было составлено обобщенное математическое описание процессов разделения технологических пульп на фильтр-прессах, учитывающее гидродинамические и теплообменные закономерности их протекания. Основные положения этой математической модели в тезисной форме представлены далее.

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 [6, 7]:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\varepsilon^3}{k'_k(1-\varepsilon)^2 S_{yo}^2} \cdot \frac{\Delta p}{\mu h_{oc}} \quad (1)$$

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_{oc} – толщина осадка или слоя; k'_k – константа Козени, близкая к 5.

При более детальном рассмотрении выясняется, 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 выражают линейную зависимость между экспериментально определенными параметрами:

$$\left. \begin{array}{l} \text{с образованием осадка:} \\ \text{с полным закупориванием пор:} \\ \text{с постепенным закупориванием пор:} \\ \text{промежуточный:} \end{array} \right\} \begin{array}{l} V - \tau/V; \\ q - \nu; \\ \tau - \tau/q; \\ \tau - 1/\nu. \end{array} \quad (2)$$

Здесь τ – время фильтрования; ν – 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.

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (3)$$

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

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 из двух уравнений, составленных на основе уравнения (3):

$$\left. \begin{array}{l} V_1^2 + 2CV_1 = K\tau_1 \\ V_2^2 + 2CV_2 = K\tau_2 \end{array} \right\} \quad (4)$$

Для несжимаемых осадков константы C и K могут быть выражены соотношениями:

$$C = r_{тк} / rx, \quad K = \frac{2\Delta p}{\mu rx} \quad (5)$$

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

При фильтровании с образованием сжимаемого осадка константы K и C принимают вид [8, 9]:

$$K = \frac{2\Delta p^{1-n}(1-m)}{\mu r_0 \rho x}, \quad C = \frac{r_{\text{тк}}(1-m)}{r_0 \rho x} \quad (6)$$

где ρ - плотность фильтрата; m - масса влажного осадка на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества; n - показатель сжимаемости осадка, имеющий пределы от 0 до 1; r_0 - удельное сопротивление осадка при давлении 1 атм.

В процессе фильтрования с закупориванием пор концентрация твердой фазы постепенно уменьшается от наружной поверхности вглубь перегородки.

При постепенном закупоривании пор фильтрующей перегородки перепад давления в слое изменяется во времени в соответствии с выражением

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_0} = (1 - b\tau)^{-m} \quad (7)$$

где Δp - перепад давления в закупоренной твердыми частицами перегородке в данный момент времени; Δp_0 - сопротивление фильтрующей перегородки в начале процесса или при фильтровании жидкости не содержащей твердых частиц; b и m - константы.

Уравнение материального баланса для рассматриваемого случая примет вид:

$$\frac{\partial}{\partial \tau}(\sigma + \varepsilon c) + \omega_\phi \frac{\partial c}{\partial h} - D \frac{\partial^2 c}{\partial h^2} = 0 \quad (8)$$

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

Для вычисления скорости продвижения фронта задержки используют зависимость:

$$v_F = \omega_\phi \frac{c}{\sigma} \quad (9)$$

Промывка осадков представляет собой процесс выделения растворенных веществ из влаги осадков и пульпы замещением маточного раствора промывным, в частности чистой водой, и служит средством повышения извлечения ценных металлов в растворы из твердой фазы или повышения чистоты твердого продукта. С целью повышения эффективности этой стадии промывка на автоматизированных фильтр-прессах ведется по прямоточной схеме, т.е. в каждую последующую фильтровальную камеру поступает промывной раствор с предыдущей.

В целом, процесс промывки твердой фазы на фильтрах можно рассматривать по аналогии с процессом фильтрования при условии неизменной толщины осадка на фильтре [10].

Скорость промывки описывается уравнением

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V_\phi + C)} \frac{\mu_{np}}{\mu_\phi} \quad (10)$$

где μ_ϕ – вязкость фильтрата; μ_{np} – вязкость промывной жидкости.

Время промывки на фильтре периодического действия рассчитывается по формуле

$$\tau_{np} = V_{np} (\alpha_\phi V_\phi + R_{\phi.n.}) \mu_{np} / p \quad (11)$$

Здесь V_{np} , V_ϕ – объемы промывной жидкости и фильтрата; p – давление фильтрования; $R_{\phi.n.}$ – сопротивление фильтрующей перегородки; $\alpha_\phi = R_{oc} / V_{общ}$ – среднее удельное сопротивление (по фильтрату) (R_{oc} – полное сопротивление осадка; $V_{общ}$ – общий объем фильтрата).

Для расчетов промывки осадков по последовательной схеме используется формула

$$C_n = C_0 \left(\frac{1}{1 + V_{п.р} / V} \right)^n \quad (12)$$

где C_0 и C_n – концентрации отмываемого вещества в исходном и промытом продуктах; $V_{п.р}$ и V – объемы промывного раствора, добавляемого на промывку и удерживаемого твердой фазой; n – число ступеней промывки.

Для оценки эффективности промывки используется величина E , равная отношению количества отмытого целевого компонента к общему его количеству в жидкости перед промывкой [10]:

$$E = 1 - (1 - E_1)^m \quad (13)$$

где m – модуль промывки, равный количеству промывной жидкости, отнесенному к количеству жидкости, находящейся в твердой пористой фазе; E_1 – эффективность промывки при величине модуля промывки, равной 1.

В теории воздушной сушки осадков используется метод анализа внешнего теплообмена, основанный на совместном рассмотрении уравнений движения и неразрывности вязкого несжимаемого потока [11, 12].

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

$$Nu = 2 + A Re^n Pr^{0.33} Gu^m \quad (14)$$

Здесь $Nu = \alpha d / \lambda$ – критерий Нуссельта; $Pr = \nu / a$ – критерий Прандтля; $Gu = (T - T_m) / T$ – параметрический критерий; T – температура воздуха; T_m – температура мокрого термометра; α – коэффициент теплоотдачи; λ – коэффициент теплопроводности сушильного агента; d –

характерный геометрический размер тела; ν - кинематический коэффициент вязкости жидкости; a – коэффициент температуропроводности.

Уравнение для массообменного критерия Нуссельта имеет вид:

$$Nu_m = 2 + A' Re^{n'} Pr_m^{0,33} Gu^{m'} \quad (15)$$

Значения параметров уравнений (14) и (15) в зависимости от диапазона изменения критерия Рейнольдса приведены в табл. 2:

Таблица 2

Коэффициенты критериальных уравнений для сушки дисперсных материалов

Re	A	n	m	A'	n'	m'
1-2·10 ²	1.07	0.48	0.175	0.83	0.53	0.135
3.15·10 ³ – 2.2·10 ⁴	0.51	0.61	0.175	0.49	0.61	0.135
2.2·10 ⁴ – 3.15·10 ⁵	0.027	0.90	0.175	0.025	0.90	0.135

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

$$Nu_m = 0.9 Re^{0,5} Pr_m^{0,33}, \quad Re = (7.55 - 8.7) \cdot 10^4 \quad (16)$$

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

В качестве балансового уравнения для кинетики сушки дисперсных материалов просачиванием сквозь слой можно использовать выражение:

$$\tau = \frac{r_c \rho_6}{\lambda_m a \gamma} \left\{ \frac{1}{6} \ln \frac{(a^2 + aR + R^2)(a - \xi)^2}{(a^2 + a\xi + \xi^2)(a - R)^2} - \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{2(R - \xi)/(\sqrt{3}a)}{1 + (2R + a)(2\xi + a)/(3a^2)} + \frac{1}{3} \ln \frac{a^3 - \xi^3}{a^3 - R^3} \right\} \quad (17)$$

где r_c – удельная теплота парообразования; ρ_6 – начальная объемная плотность влаги в материале; λ_m – коэффициент теплопроводности сухого слоя материала; γ – относительная степень высушивания твердой частицы; R – радиус частиц твердой фазы; ξ – координата, определяющая текущее положение фронта испарения.

Откуда легко получается время полного обезвоживания монодисперсных сферических частиц, если положить, что $\xi = 0$:

$$\tau = \frac{r_c \rho_6}{\lambda_m a \gamma} \left\{ \frac{1}{6} \ln \frac{a^2 + aR + R^2}{(a - R)^2} - \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{\sqrt{3}R}{2a + R} + \frac{1}{3} \ln \frac{a^3}{a^3 - R^3} \right\} \quad (18)$$

С целью проверки данной модели, определения типа и постоянных фильтрования была проведена серия экспериментов. Исследования велись с использованием капроновой фильтровальной ткани артикул 56027 при перепаде давлений 500 мм рт.ст. Снимаемыми величинами являлись объем образующегося фильтрата и время, необходимое для его

образования. Эксперимент повторялся несколько раз при различных температурах (60 °С и 90 °С) и различной продолжительности фильтрования.

Собранные экспериментальные данные в последствии использовались для вычисления коэффициентов регрессии C и K , отвечающих системе уравнений (4) (табл. 3 и на рис. 3). Для их нахождения был применен метод наименьших квадратов. Продолжительность фильтрования для получения заданного объема фильтрата при известных постоянных фильтрования вычислялась по уравнению (3).

Таблица 3

Сводная таблица величин, входящих в уравнение фильтрования (3).

Величина	Обознач.	Размерн.	Численное значение при	
			60 °С	90 °С
Поверхность фильтрования	F	м^2	$3,85 \cdot 10^{-3}$	$3,85 \cdot 10^{-3}$
Разность давлений	Δp	Па	$6,67 \cdot 10^4$	$6,67 \cdot 10^4$
Динамический коэффициент вязкости жидкой фазы суспензии	$\mu_{ж}$	Па·с	$1,027 \cdot 10^{-3}$	$0,668 \cdot 10^{-3}$
Отношение объемов осадка и фильтрата	a_o	$\text{м}^3/\text{м}^3$	$9,625 \cdot 10^{-2}$	$9,206 \cdot 10^{-2}$
Сопrotивление фильтровальной перегородки	$R_{\phi.п.}$	1/м	0,0	$5,464 \cdot 10^{10}$
Удельное объемное сопротивление осадка	$r_{об.}$	$1/\text{м}^2$	$9,966 \cdot 10^{13}$	$1,522 \cdot 10^{14}$

Положительные результаты тестирования технологических пульп АО «Челябинский электролитный цинковый завод» и АО «Печенга-никель» послужили причиной приобретения последними автоматизированных фильтр-прессов марки Lаgоx PF. Ведутся переговоры о поставке этих фильтров на АО «Норильский горно-металлургический комбинат».

Создание обобщенной математической модели процессов фильтрования суспензии, промывки и сушки получаемого осадка является решением крупной практической задачи. Она позволяет с высокой вероятностью предсказать фильтруемость той или иной суспензии на фильтр-прессе, не прибегая к прямому эксперименту; в кратчайшие сроки и с малыми затратами настроить фильтр на требуемые показатели производительности и остаточной влажности.

Показатели фильтрования суспензий, полученные в экспериментальной части, хотя и не являются итоговыми, все же дают основание утверждать о существенном влиянии температуры на ход процесса, а, следовательно, необходимость учета теплообмена в слое дисперсных частиц при фильтровании, что нашло отражение в теоретической части данной работы, можно считать обоснованной.

Направлением дальнейших исследований является доработка обобщенной математической модели, ее дополнение необходимыми экспериментальными данными и составление компьютерной программы, реализующей предложенный выше алгоритм расчета процессов разделения суспензий.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. **Travinski Н.** Filterapparate. - "Chem. – Ing. – Techn.", 1973. Bd.45, #23, s.1381-1384.
2. **Thomas С.М., Amos К.Л.** Integrating filter presses into process design. – "Filtr. and Separ.", 1972, v.9, #1, p.43-50. Discuss.
3. На переднем крае фильтрационной технологии. – "Larox News": Lappeeranta (Finland), 1996, # 2.
4. Separates the best from the rest. - "Larox News": Lappeeranta (Finland), 1994, # 6.
5. **Маширов Б.С.** Фильтрпрессы для обработки отходов флотации на обогатительных ПНР. М.: Мин-во угольной промышл., 1978. – 28 с.
6. **Романков П.Г., Курочкина М.И.** Гидромеханические процессы химической технологии (изд. 3-е, перераб. и доп.). Л.: Химия, 1982. – 288 с.
7. **Баландин С.М** Фильтрование грубодисперсных материалов. М.: Недра, 1988. – 104 с.
8. **Протодяконов И.О., Чесноков Ю.Г.** Гидромеханические основы процессов химической технологии: Учебное пособие для вузов. – Л.: Химия, 1987. – 360 с., ил.
9. **Витков Г.А., Шерстнев С.Н.** К расчету фильтрации и конвективного теплообмена в пористых средах // Деп. в ВИНТИ 31.04.84 № 602-84 ДЕП (РЖ «Механика». 1984. № 5. 5Г320 ДЕП.).
10. **Брук О.А.** Оценка эффективности процессов промывки осадков. – «Теоретические основы химической технологии», 1969, т. 3, № 6.
11. **Витков Г.А., Шерстнев С.Н.** Обобщение экспериментальных данных по гидродинамике и теплообмену в системах (межфазный тепло- и массоперенос в пористых средах) // Деп. в ВИНТИ 15.10.81, № 4813-81 ДЕП.
12. **Фролов В.Ф.** Моделирование сушки дисперсных материалов. Л.: Химия, 1987. – 208 с.



Рис. 1. Фильтр-пресс Larox M 60.

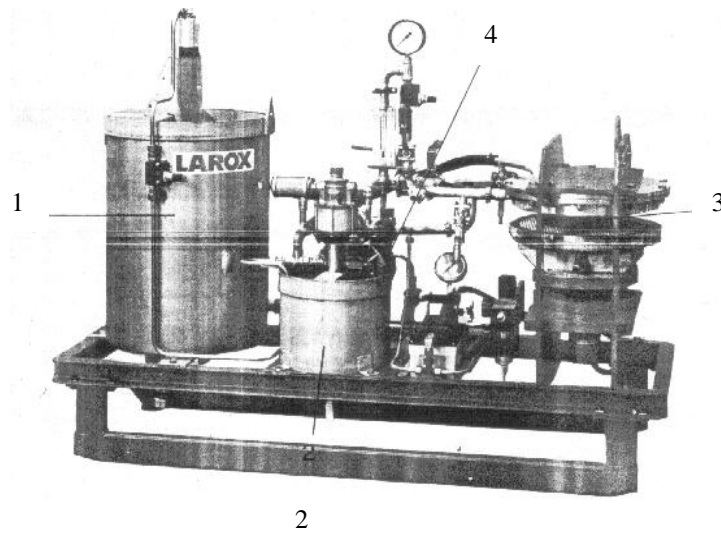


Рис. 2. Лабораторная установка LAROX RF 0.1 H2:

1 – шламный бак емкостью 100 л; 2 – насос высокого давления; 3 – фильтр 0.1 м², снабженный гидравлическим приводом; 4 – мембранный насос для взвеси.

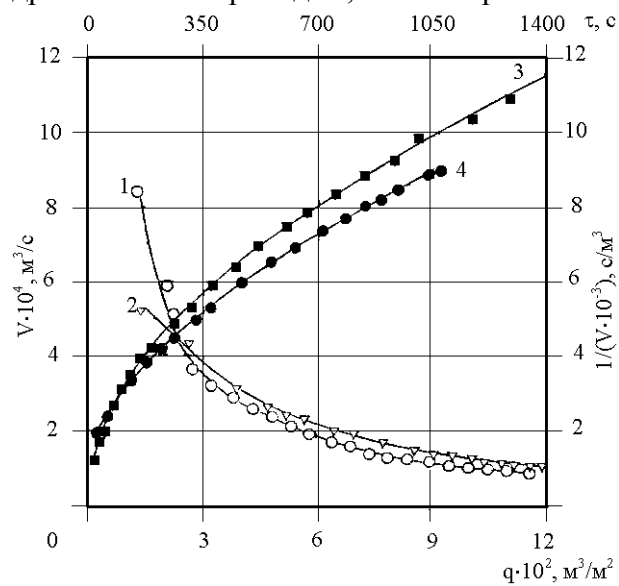


Рис. 3. Экспериментальные зависимости для различных типов фильтрации:

1 и 2 – в координатах $V - q$; 3 и 4 – в координатах $\tau - 1/V$;
1 и 3 – при температуре 60 °С; 2 и 4 – при температуре 90 °С.