МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Уральский государственный лесотехнический университет» (УГЛТУ)

М. И. Ведерникова

Л. Г. Старцева

И. К. Гиндулин

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Учебно-методическое пособие

УДК 66.021.1(075.8) ББК 35.111я73 В26

Рецензенты:

кафедра химической технологии топлива и промышленной экологии УрФУ, заведующий кафедрой канд. техн. наук, доцент *С. Г. Стахеев*;

Д. П. Ординарцев, канд. техн. наук, старший научный сотрудник лаборатории гетерогенных процессов, отдела физической химии ИМЕТ УрО РАН

Ведерникова, Майя Ивановна.

В26 Гидромеханические процессы : учебно-методическое пособие / М. И. Ведерникова, Л. Г. Старцева, И. К. Гиндулин ; Министерство науки и высшего образования Российской Федерации, Уральский государственный лесотехнический университет. — Екатеринбург : УГЛТУ, 2023. — 100 с.

ISBN 978-5-94984-881-4

В учебно-методическом пособии представлены методические указания к проведению лабораторного практикума по курсам «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты биотехнологии». В пособии приведены краткие характеристики гидромеханических процессов и установок для их осуществления в лабораторных условиях.

Пособие также может быть использовано при изучении практических задач курса, при курсовом проектировании и проведении практики.

Пособие предназначено для обучающихся, осваивающих образовательные программы по направлениям технического профиля.

Издается по решению редакционно-издательского совета Уральского государственного лесотехнического университета.

УДК 66.021.1(075.8) ББК 35.111я73

ISBN 978-5-94984-881-4

- © ФГБОУ ВО «Уральский государственный лесотехнический университет», 2023
- © Ведерникова М. И., Старцева Л. Г., Гиндулин И. К., 2023

ВВЕДЕНИЕ

Изучение курсов «Процессы и аппараты химической технологии» и «Процессы и аппараты биотехнологии», являющихся фундаментальными для химико-технологического и биотехнологического образования, большое значение имеет проведение лабораторного практикума, целью которого является:

- практическое изучение физико-химической сущности технологических процессов;
- ознакомление с устройством типовых конструкций машин и аппаратов, а также с техникой обслуживания этих аппаратов;
- освоение инженерных методов расчета основных рабочих параметров;
- определение факторов, влияющих на производительность оборудования и интенсивность протекающих процессов.

На занятиях в лаборатории обучающиеся знакомятся с установками, физическими приборами, методикой измерения и обработкой результатов измерения.

Для лучшего понимания обучающимися механизма взаимодействия фаз в зоне контакта большую роль играет наглядность протекания процессов. Исходя из этих условий большинство наших моделей аппаратов сделано из прозрачных материалов при соблюдении необходимых правил техники безопасности.

Многочисленные процессы химической технологии связаны с перемещением жидкостей, газов (паров) в трубопроводах и аппаратах, образованием или разделением гетерогенных систем (перемещивание, отстаивание, фильтрование и др.). Скорость всех указанных физических процессов определяется законами гидромеханики. Поэтому такие процессы и называют гидромеханическими.

При расчете процессов и аппаратов необходимо учитывать гидродинамические условия в аппаратах (скорости потоков, гидродинамические структуры потоков и т. п.), оказывающие решающее влияние на ход технологического процесса. Гидродинамические закономерности часто в значительной степени определяют характер протекания процессов теплопередачи и массопередачи в промышленных аппаратах.

Характерной чертой представленного лабораторного практикума является изучение элементов кинетики процессов (то есть скорости процессов) в зависимости от различных гидромеханических факторов.

РАБОТА 1

ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ СОПРОТИВЛЕНИЙ ТРУБОПРОВОДОВ

Введение и теория задачи

Одним из важнейших вопросов прикладной гидравлики является определение потерь энергии при движении жидкости.

Закон движения идеальных текучих сред (невязких и несжимаемых) по трубопроводу описывается уравнением Бернулли:

$$Z_1 + \left(\frac{P_1}{\rho g}\right) + \left(\frac{w_1^2}{2g}\right) = Z_2 + \left(\frac{p_2}{\rho g}\right) + \left(\frac{w_2^2}{2g}\right),\tag{1}$$

где w_1 и w_2 — скорости потока в поперечных сечениях трубопровода, взятых произвольно на любом расстоянии один от другого по направлению длины трубопровода, соответственно.

Величина $Z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g}$ называется гидродинамическим напором.

Этот напор складывается из следующих величин:

 $Z = h_{\epsilon}$ — геометрический (высотный) напор, м ст. жидкости; выражает потенциальную энергию положения жидкости;

 $h_{cm} = \frac{p}{\rho g}$ — пьезометрический статический напор, м ст. жидкости;

выражает потенциальную энергию давления жидкости;

$$h_{\rm \tiny eta un} = rac{wr^2}{2g}$$
 — скоростной (динамический) напор, м ст. жидкости;

выражает удельную кинетическую энергию движущейся жидкости.

Уравнение Бернулли для идеальной жидкости формулируется так: для любого сечения трубопровода при установившемся движении идеальной жидкости сумма геометрического, статического и динамического напоров есть величина постоянная, равная полному гидродинамическому напору H.

$$H = h_{z} + h_{cm} + h_{\partial uH} = \text{const.}$$

С энергетической точки зрения уравнение Бернулли представляет собой частный случай закона сохранения энергии в применении к движению текучих сред и тогда формулируется так: для любого сечения трубопровода при установившемся движении идеальной жидко-

сти сумма потенциальной энергии $Z + \frac{p}{\rho g}$ и кинетической энергии $\frac{w^2}{2g}$ жидкости, движущийся по трубопроводу, остается величиной постоянной.

При изменении сечения трубопровода и, соответственно, скорости движения жидкости, происходит превращение энергии: при сужении трубопровода часть потенциальной энергии может перейти в кинетическую и, наоборот, при расширении трубопровода часть кинетической энергии может перейти в потенциальную, причем общее количество энергии остается неизменным.

В технике приходится иметь дело не с идеальными, а с реальными жидкостями, то есть с такими, при движении которых возникают силы трения, обусловленные вязкостью жидкости, характером ее движения, трением о стенки труб и т. д.

На преодоление возникающего сопротивления должна расходоваться часть энергии. Наличие сил внутреннего трения между слоями и струйками среды вызывает сопротивление движению. Сопротивление, естественно, стремится замедлить скорость потока по трубопроводу, то есть уменьшить величину динамического напора (кинетическую энергию). Но эта величина немедленно восстанавливается за счет статического напора (потенциальной энергии), так как по условиям неразрывности потока величина скорости, а следовательно, и динамического напора, должна оставаться постоянной по всей длине трубопровода постоянного сечения. Таким образом, полный гидродинамический напор при наличии гидравлического сопротивления трубопровода уменьшается за счет уменьшения статического напора (h_{cm}) .

Потерянная энергия превращается в тепло, поэтому внутренняя энергия жидкости во втором сечении u_2 увеличивается по сравнению с u_1 .

В этом случае сумма членов уравнении (1) будет величиной постоянной только при учете потерь энергии:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + \frac{u_2 - u_1}{\rho g} = \text{const.}$$
 (2)

В этом уравнении $u_2 - u_1$ — увеличение внутренней энергии 1 кг жидкости, равное удельной энергии, затрачиваемой на преодоление сопротивления в трубопроводе.

Обозначим:
$$h_n = \frac{u_2 - u_1}{\rho g}$$
 — потерянный напор.

Уравнение Бернулли для реальной жидкости может быть сформулировано так: для любого сечения трубопровода, в котором протекает реальная жидкость, при установившемся режиме движения сумма напоров геометрического, статического, динамического и потерянного есть величина постоянная:

$$h_2 + h_{cm} + h_{\partial uu} + h_n = \text{const.}$$

В случае протекания жидкости по горизонтальному трубопроводу при установившемся движении геометрические высоты для всех сечений трубопровода будут одни и те же, следовательно, величина $h_{\varepsilon} = Z$ из уравнения Бернулли может быть исключена, и тогда уравнение имеет вид:

$$\frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} + h_n = \text{const},\tag{3}$$

или

$$h_{cm} + h_{\partial u_H} + h_n = \text{const.}$$

Гидравлическое сопротивление в трубопроводах складывается из сопротивления трения на прямых участках трубопровода и местных сопротивлений при изменении геометрической формы трубопровода.

Сопротивление на прямых участках

Сопротивление трения жидкости о стенки трубопровода будет тем больше, чем длиннее трубопровод и чем меньше его диаметр. Кроме того, сопротивление трения зависит от скорости движения жидкости, ее плотности и динамического коэффициента вязкости.

Зависимость потери давления на преодоление сопротивления трения от перечисленных параметров может быть представлена в следующем виде:

$$\Delta P = f(\alpha, d, w, \rho, \mu). \tag{4}$$

Используя метод анализа размерности, получим:

$$\frac{\Delta P}{\rho w^2} = A(\frac{L}{d})^b (\frac{wd \, \rho}{\mu})^{-e},$$

где
$$\frac{\Delta P}{\rho w^2} = E_u$$
 — критерий Эйлера; $\frac{L}{d}$ — симплекс геометрического подобия; $\frac{wd \, \rho}{u} = Re$ — критерий Рейнольдса.

Тогда
$$E_u = A \left(\frac{L}{d}\right)^b \Delta R e^{-e}$$
;
$$E_u = f_1 \left(\frac{L}{d} \Delta R e\right);$$

$$\Delta P = A R e^{-a} \left(\frac{L}{d}\right)^b \Delta w^2 \Delta \rho \ .$$

Опытами установлено, что ΔP прямо пропорционально L и обратно пропорционально d, отсюда

$$\Delta P = ARe^{-e} \frac{L}{d} \Delta w^2 \Delta \rho.$$

Обозначим $ARe^{-e} = \frac{\lambda}{2}$ и получим уравнение Дарси-Вейсбаха, н/м²:

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{d} \Delta \left(\frac{w^2 \rho}{2} \right). \tag{5}$$

Таким образом, потерянный напор на преодоление трения в трубопроводах имеет вид, м ст. жидк.:

$$h_{cm} = \lambda \frac{L}{d} \Delta \left(\frac{w^2}{2g} \right), \tag{6}$$

где λ – коэффициент трения.

Расчет коэффициента трения λ зависит от режима движения. При ламинарном режиме движения значение функции находится теоретически.

Для трубы круглого сечения величина сопротивления трения, то есть потеря давления на трение, определяется по формуле Гагена-Пуазейля, H/M^2 :

$$\Delta P_{mp} = \frac{32\Delta\mu\Delta w\Delta L}{d^2} \,. \tag{7}$$

Сопоставляя уравнения (5) и (7), выражающие потери давления на трение в трубопроводе,

$$\lambda \frac{L}{d} \Delta \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{32\Delta\mu\Delta w\Delta L}{d^2} , \qquad (8)$$

найдем коэффициент трения при ламинарном режиме течения жидкости по трубопроводу круглого сечения:

$$\lambda = \frac{64\,\mu}{wd\,\rho} = \frac{64}{Re}\,.\tag{9}$$

При ламинарном режиме движения жидкости в прямых трубах коэффициент трения зависит от формы сечения трубы и величины критерия Re, но не зависит от шероховатости стенок трубы и вычисляется по формуле

$$\lambda = \frac{A}{Re} \,. \tag{10}$$

Здесь *Re* определяется для эквивалентного диаметра:

$$Re = \frac{wd_{_{9}}\rho}{\mu},$$

где ρ и μ – плотность и динамический коэффициент вязкости жидкости, кг/м³ и Π а·с, соответственно;

A — коэффициент, зависящий от формы сечения трубы.

Так, для круга A=64, для квадрата A=57, для кольца шириной «а» A=96.

При турбулентном режиме движения, вследствие сложности происходящих здесь явлений, коэффициент трения не может быть определен теоретическим путем. Его вычисляют по эмпирическим и полуэмпирическим формулам, полученным после обобщения и обработки опытных данных.

Коэффициент трения при турбулентном режиме движения зависит от вида труб: гладкие или шероховатые.

Для гладких трубопроводов коэффициент трения зависит только от критерия *Re* и определяется по формуле Блазиуса:

$$\lambda = \frac{0.316}{Re^{0.25}} \,. \tag{11}$$

Формула (11) действительна при Re = 3000...100000.

При значении Re > 5000 коэффициент трения для гладких труб можно определить и по формуле Филипенко:

$$\lambda = \frac{0,303}{(\lg Re - 0,9)^2} \ . \tag{12}$$

Для шероховатых трубопроводов, то есть для труб с нешлифованной внутренней поверхностью, загрязненных и прокорродировавших, следует учитывать влияние шероховатости на величину λ .

Характеристикой шероховатых труб является относительная шероховатость, то есть отношение средней высоты выступов (бугорков) на стенках трубы e к ее внутреннему диаметру d_3 :

$$\overline{\Delta} = \frac{e}{d_{_{9}}} \,. \tag{13}$$

Применяется также обратная величина e, называемая степенью шероховатости.

Ориентировочные средние значения шероховатости труб e смотри в [1, табл. XII, с. 519].

При ламинарном режиме движения жидкости шероховатость труб не влияет на величину коэффициента трения λ , шероховатые трубы можно считать гидравлически гладкими и коэффициент трения рассчитывается по формуле (9).

При турбулентном режиме движения жидкости влияние шероховатости на величину λ определяется соотношением между средней высотой выступов шероховатости e и толщиной ламинарного подслоя δ_{c_n} .

Если высота выступов e в трубе меньше толщины ламинарного подслоя δ_{cn} , то шероховатость стенок не оказывает влияние на величину коэффициента трения λ при турбулентном режиме движения потока. Такие трубы носят название гидравлически гладких, и λ вычисляют по уравнению (11). Это зона гладкого трения.

При возрастании критерия Re величина ламинарного подслоя δ_{cn} уменьшается. Наступает момент, когда $\delta_{cn} \approx e$ и становится меньше

ее ($\delta_{c_n} < e$), то есть ламинарный подслой уже не покрывает выступы шероховатости. При этом величина λ начинает зависеть от шероховатости и критерия Re. Это зона смешанного трения.

Наконец, наступает момент, когда ламинарный подслой становится очень тонким. Величина λ практически перестает зависеть от критерия Re и определяется лишь шероховатостью стенок труб. Эта зона шероховатого трения называется автомодельной, а трубы вполне шероховатыми.

Коэффициент трения λ в шероховатых трубах рекомендуется рассчитывать по формуле

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2\lg\left[\frac{\Delta}{3.7} + \left(\frac{6.81}{Re}\right)^{0.9}\right]. \tag{14}$$

Эта формула применима и для автомодельной области, если второе слагаемое в квадратных скобках приравнять нулю.

Определение коэффициента трения λ можно осуществить по графику [1, с. 22, рис. 1.5] в зависимости от числа Re и степени шероховатости $\frac{d_3}{e}$.

Местные сопротивления

Этот вид сопротивлений имеет место при изменении геометрической формы потока: при поворотах, при прохождении через участки резкого расширения или сужения, в вентилях, кранах и т. д.

Потери напора в местном сопротивлении определяют по формуле, м ст. жидк.:

$$h_{\scriptscriptstyle MC} = \xi_{\scriptscriptstyle MC} \, \frac{w^2}{2g} \ . \tag{15}$$

Механизм местных сопротивлений можно представить следующим образом: при поворотах, в силу инерции среды, поток направляется и прижимается к «внешней» (удаленной от центра искривления) стенке трубопровода, в результате чего происходит трансформация части кинетической энергии потока в напор, далее этот напор снова переходит в кинетическую энергию, но уже по другому направлению. При этом часть энергии затрачивается на преодоление инерции жидкости. Потери полного напора и здесь проявляются уменьшением его статической составляющей.

Коэффициенты местных сопротивлений определяются опытным путем [1, табл. XII, с. 520].

Цель работы

- 1. Ознакомление с запорной и регулирующей арматурой.
- 2. Экспериментальное определение гидравлического сопротивления запорной и регулирующей арматуры.
- 3. Опытное определение коэффициентов местных сопротивлений и сравнение их со справочными данными.
- 4. Опытное определение коэффициента трения и сравнение его в зависимости от критерия Re в условиях опыта с рассчитанным по формулам.

Описание установки

Вода из центрального трубопровода (рис. 1.1) подается в систему различных гидравлических сопротивлений: запорная арматура (кран 1, вентиль 2 и задвижка 3), внезапное сужение 7, внезапное расширение 6, плавный поворот 5, внезапный поворот 4, и сливается в канализацию.

Количество воды, подаваемой на установку, регулируется вентилем 9 и определяется с помощью ротаметра 10. Потери давления при прохождении прямого участка трубопровода 8 измеряются водяным дифференциальным манометром 8a, а потери давления при прохождении потока через арматуру, повороты и т. д. — дифманометрами 1a, 2a, 3a и 7a.

Температуру воды измеряют ртутным термометром.

Порядок выполнения работы

Открывают вентиль 9 по указанию преподавателя. Вода подается из системы водоснабжения.

Опыты проводят при трех — пяти различных расходах жидкости. По показаниям ротаметра 10 вентилем 9 поток воды направляется через заданные объекты исследования. Потери давления на соответствующих участках замеряют дифманометрами 1a, 2a, 3a, 4a, 5a, 6a, 7a, 8a.

Результаты измерений записывают в табл. 1.1.

Изучение зависимости коэффициента трения от величины критерия Рейнольдса проводится по перепаду давления на прямом участке 8.

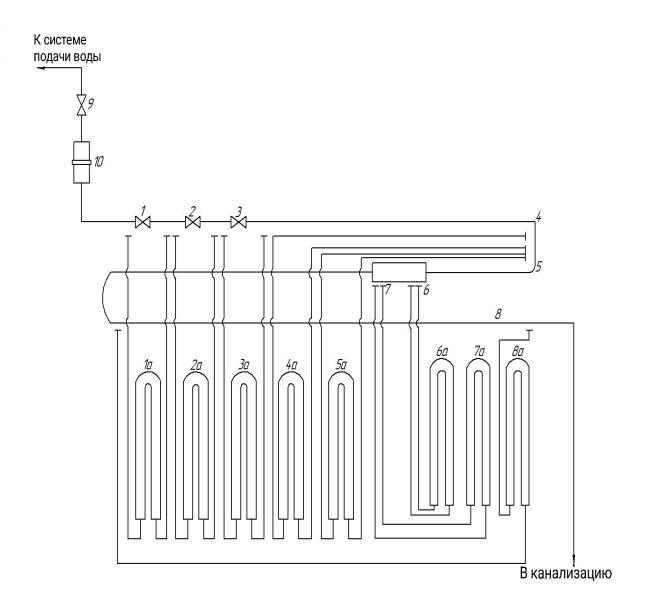


Рис. 1.1. Схема установки для определения гидравлических сопротивлений в трубопроводе:

1 — кран; 2 — вентиль; 3 — задвижка; 4 — внезапный поворот; 5 — плавный поворот; 6 — внезапное расширение; 7 — внезапное сужение; 8 — прямой участок трубопровода; 9 — вентиль; 10 — ротаметр; 1a, 2a, 3a, 4a, 5a, 6a, 7a, 8a — дифманометры

Таблица 1.1

Значение измеряемых величин

Наименование величины	Обозначение размерности	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3
Расход воды				
Температура воды				
Потери напора при прохожден	нии			
(показания дифманометра):				
крана				
вентиля				
задвижки				
внезапного поворота				
плавного поворота				
внезапного расширения				
внезапного сужения				
на прямом участке трубы длиной 1,55 м				

Обработка результатов опыта

Результаты измерений обрабатываются для каждого из трех режимов работы:

1) рассчитывают скорости движения воды в узком сечении трубопровода w_1 и широком w_2 из уравнения расхода

$$w = \frac{G}{3600 \cdot \rho \cdot d^2 \cdot 0,785},\tag{16}$$

где ρ — плотность воды в условиях опыта, кг/м³;

d — внутренний диаметр трубы, м; в узком сечении $d=20\,$ мм; в широком сечении $d=36\,$ мм;

G – расход воды, кг/ч (рис. 1.2);

2) из выражения $h_{mp} = \lambda_{on} \frac{L}{d} \cdot \frac{w^2}{2g}$ находят: λ_{on} для каждого из трех режимов. Длина трубы — 1,55 м,

 h_{mp} — падение давления (напор) на прямом участке трубопровода определяется дифманометром 8a, м вод. ст.;

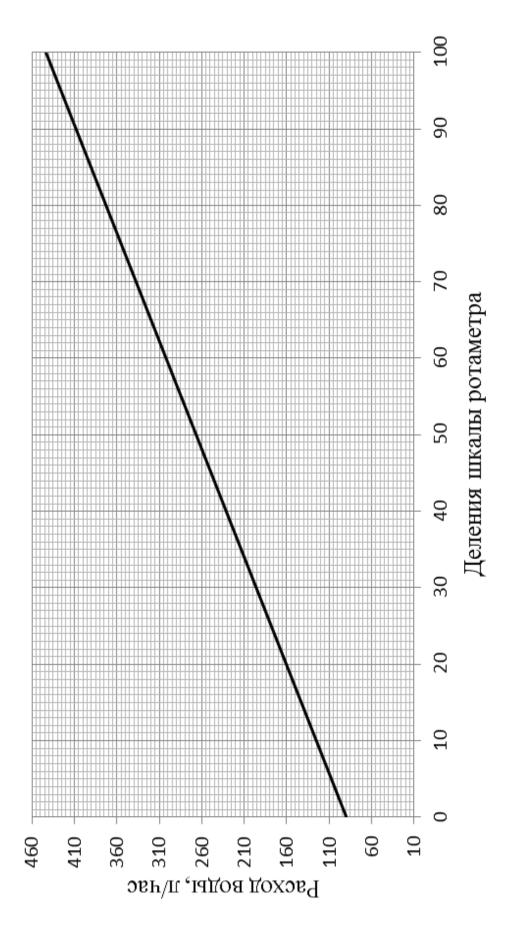


Рис. 1.2. График перевода расхода воды из показаний водяного ротаметра в л/час

3) определяют число Re:

$$Re = \frac{wd\,\rho}{\mu}\,,\tag{17}$$

где μ – вязкость воды в условиях опыта, Па·с;

- 4) в зависимости от числовых значений числа Re рассчитывают три значения λ_m по одной из формул (9, 11, 12, 14) или по графику [1, рис. 1–5] и сравнивают их с соответствующими значениями λ_{on} , найденными из выражения (6);
 - 5) определяют относительную шероховатость трубы:

$$\overline{\Delta} = \frac{e}{d_{\scriptscriptstyle 9}}$$
,

где e — шероховатость трубы, данные берут из [1, табл. XII, с. 519].

6) уравнение Бернулли для реальной жидкости, записанное для двух произвольных сечений, имеет вид:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{MC} , \qquad (18)$$

откуда

$$h_{MC} = (Z_1 - Z_2) + \frac{P_1 - P_2}{\rho g} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g}$$
 (18a)

ИЛИ

$$h_{MC} = h_c + h_{cm} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g} , \qquad (186)$$

где $h_{\varepsilon}=Z_{1}-Z_{2}$ — разница уровней точек измерения давления P_{1} и P_{2} , м; $h_{cm}=\frac{P_{1}-P_{2}}{\rho g}$ — показания дифференциального манометра, м.

Для трубопровода одинакового сечения скорости потока равны $(w_1 = w_2)$, поэтому

$$\frac{w_1^2 - w_2^2}{2g}$$
, тогда

$$h_{MC} = h_{c} + h_{cm}. ag{19}$$

Так как оба колена всех дифманометров присоединены на одном уровне, то геометрические напоры и в обоих коленах дифманометров будут одинаковы и равны высоте столба воды от основания дифманометра до точки слива ее в канализацию. Поэтому при таком способе подключения дифманометры не будут показывать перепад геометрического напора в точках замера давления независимо от их уровня, то есть $h_{\epsilon} = 0$. При измерении перепада давлений в кране 1, вентиле 2, задвижке 3, при внезапном и плавном поворотах 4, 5, на горизонтальном участке 8 скорости потока до и после местного сопротивления одинаковы ($w_1 = w_2$), поэтому

$$\frac{w_1^2 - w_2^2}{2g} = 0,$$

и потери давления на преодоление местных сопротивлений будут равны показаниям соответствующих дифманометров, то есть

$$h_{MC} = h_{cm} . ag{20}$$

При внезапном расширении 6 и внезапном сужении 7 скорости потока в узком и широком сечении трубопровода различны: в узком сечении w_1 (м/с), в широком сечении w_2 (м/с).

В этом случае перепад давлений будет равен:

а) при внезапном расширении:

$$h_{pacu} = h_{cm} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g}; (21)$$

б) при внезапном сужении:

$$h_{cyx} = h_{cm} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g}. {(22)}$$

Из выражения $h_{MC} = \xi_{MC} \frac{w_1^2}{2g}$ находят ξ_{KP} , ξ_{B} , ξ_{S} , ξ_{CYMC} , ξ_{PACW} ,

 $\xi_{\text{вн. noв}}$, $\xi_{\text{пл. noв}}$ и сравнивают их со значениями, приведенными в [1, табл. 12, с. 520].

Результаты работы сводятся в табл. 1.2.

Таблица 1.2

Результаты работы

Наименование величин	Среднее гидравличе- ское сопротивление, мм вод. ст.	Опытное значение	Теоретическое значение
Коэффициент трения			
Коэффициент местных сопротив	лений:		
крана			
вентиля			
задвижки			
внезапного поворота			
плавного поворота			
внезапного расширения			
внезапного сужения			
Относительная шероховатость трубы			

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема установки со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Таблицы 1.1 и 1.2.
- 5. Подробный расчет всех величин.
- 6. Анализ полученных результатов.

Контрольные вопросы

- 1. На преодоление каких потерь затрачивается энергия при движении жидкости по трубопроводам?
- 2. В какую форму переходит механическая энергия потока, теряемая при движении?
 - 3. Что такое средняя скорость потока?
 - 4. Как влияет шероховатость на потери энергии потока?
- 5. Как экспериментально определить коэффициент трения и коэффициент местного сопротивления?
- 6. Почему задвижка, кран и вентиль оказывают различные сопротивления?

- 7. Как в описанном исследовании измеряют расход воды, текущей по трубопроводу?
 - 8. Опишите физический смысл критериев Эйлера и Рейнольдса?
- 9. Какова общая форма зависимости коэффициента трения от критерия Рейнольдса?

Рекомендуемая литература

1. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград: Химия, 1987. – 576 с.

РАБОТА 2

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ЖИДКИХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ГРАВИТАЦИОННЫХ СИЛ. ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ОСАЖДЕНИЯ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ В ВЯЗКОЙ СРЕДЕ

Введение

Разделение пульп отстаиванием, гравитационное обогащение, обезвоживание нефтей и шлаков, классификация материалов по крупности, процессы пылеотчистки, проведение реакций в распыленном состоянии реагирующих веществ, сжигание топлива в распыленном состоянии, пневматический транспорт — все эти крупнейшие химические процессы базируются на зависимости и законах движения частицы в вязкой среде.

Всплывание пузырьков газов при флотации, при работе барботажных аппаратов, эмульгаторов также определяется этими закономерностями. Вот почему очень важно знать закономерности движения твердых частиц (жидких капель и газовых пузырьков) в вязкой среде и уметь провести необходимые вычисления сопротивления среды, скорости осаждения частиц и других параметров процесса движения частиц.

Движение твердых частиц в вязкой среде. Сопротивление среды

При движении твердой частицы в вязкой среде с какой-либо скоростью возникает сопротивление этой среды, которая характеризуется силой сопротивления S, направленной в противоположную движению частицы сторону (рис. 2.1).

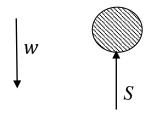


Рис. 2.1. Движение твердой частицы в вязкой среде

Сопротивление среды обусловливается внутренним вязкостным трением жидкости или газа и инерцией состояния среды, в которой движется частица. Соответственно этому, сила сопротивления среды может быть представлена как сумма двух слагаемых:

- а) силы сопротивления, обусловленной внутренним трением среды вязкостью (сила трения);
- б) силы сопротивления, обусловленной инерцией состояния среды (инерционная сила).

Соотношение этих сил, действующих на частицу, зависит от гидродинамического характера движения частицы в вязкой среде, который, в свою очередь, зависит от размера частицы (d), скорости ее движения (w), динамической вязкости (μ) и плотности среды (ρ_t) и может быть охарактеризован величиной критерия Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd \, \rho_t}{\mu_t} ,$$

где w – скорость движения частиц, м/с;

d – диаметр частицы, м;

 ρ_t – плотность среды при температуре t °C, кг/м³;

 μ_t – динамическая вязкость среды при температуре t °C, Па·с.

При малой скорости движения частиц малых размеров или частиц больших размеров в среде с большой вязкостью не происходит сильного возмущения среды на участке движения частицы, поэтому влияние инерционных сил на движение частицы ничтожно мало и ими можно пренебречь.

Обтекающие частицу слои среды имеют строго слоистый характер движения (ламинарный) (рис. 2.2).

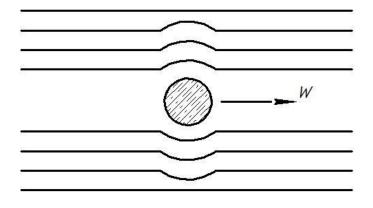


Рис. 2.2. Ламинарное движение слоев жидкости

Трение между движущейся частицей и средой всегда больше, чем между отдельными слоями самой среды. Поэтому слой среды, который непосредственно соприкасается с частицей, как бы «прилипает» к этой самой частице и движется с ней с той же скоростью w. Последующие слои среды, вследствие трения между ним, увлекаются движущейся частицей и двигаются с различной скоростью в зависимости от их расстояния от поверхности частицы.

Сопротивление внутреннего трения между слоями среды при ламинарном движении частицы будет иметь основное значение.

Величина такого сопротивления среды для шарообразных частиц была определена Стоксом:

$$S = 3\pi d\,\mu_{\scriptscriptstyle t} w\,,\tag{1}$$

где S — сила сопротивления среды, H;

d – диаметр частицы, м;

 μ_t – динамическая вязкость среды при температуре t °C, $\Pi a \cdot c$.

Таким образом, по закону Стокса, сила сопротивления среды при ламинарном движении шарообразной частицы прямо пропорциональна величине динамической вязкости среды (μ_t), диаметру частицы (d) и скорости ее движения (w) в первой степени.

Опыт показывает, что закон Стокса справедлив при ламинарном движении, верхняя граница которого определяется величиной критерия Рейнольдса, равной двум ($Re \le 2$).

При большой скорости движения частицы нарушается ламинарнослоистый характер обтекания ее средой. Частица своим движением вызывает турбулизацию среды. Происходит отрыв струй от поверхности частицы. Лишь на самой поверхности частицы остается очень тонкий слой, так называемый слой Прандтля, движущийся вместе с частицей. В пространстве за движущейся частицей образуются вихревые потоки среды (рис. 2.3).

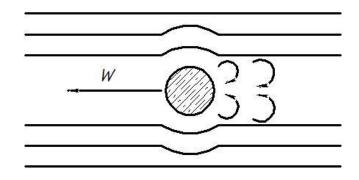


Рис. 2.3. Турбулентное движение слоев жидкости

В этом случае движущаяся частица должна преодолеть не только силы трения, но и инерцию среды при переходе ее из спокойного состояния в вихревое (турбулентное) движение.

При турбулентном движении частицы, нижняя граница которого определяется величиной критерия Рейнольдса, равной $500~(Re \ge 500)$, величина сопротивления среды определяется, главным образом, инерционными силами. Это сопротивление следует рассматривать как обратный по отношению к движению частицы гидродинамический напор струи среды, который может быть определен по закону Ньютона:

$$S = \xi F \frac{w^2 \rho_t}{2} \quad , \tag{2}$$

где ξ – коэффициент сопротивления;

F — площадь проекции частицы на поверхность, перпендикулярную направлению движения частицы, м 2 .

Опытным путем для шарообразной частицы найдено, что $\xi = 0,44$, а площадь проекции шарообразной частицы равна

$$F=\frac{\pi d^2}{4}.$$

Закон Ньютона для шарообразной частицы напишется в следующем виде:

$$S = \xi \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{w^2 \rho_t}{2} = 0,173 w^2 d^2 \rho_t . \tag{3}$$

Из полученного уравнения видно, что сила сопротивления среды при турбулентном движении шарообразной частицы прямо пропорциональна диаметру частицы и скорости ее движения во второй степени и не зависит от величины динамической вязкости среды.

Между пределами применимости закона Ньютона и закона Стокса существует значительная промежуточная область переходного режима движения частицы. В этой области силы трения и силы инерции имеют величину одинакового порядка, и поэтому нельзя пренебречь ни сопротивлением трения, ни сопротивлением инерции среды.

Переходная область характеризуется величиной критерия Рейнольдса от 2 до $500~(2 \le Re \le 500)$.

Математическое описание процесса движения твердых частиц в вязкой среде

Установлено, что в общем случае гидродинамическое давление среды на движущееся в ней тело P является функцией нескольких параметров: скорости движения тела w, диаметра тела d, плотности среды ρ_t и динамической вязкости среды μ_t , H/M^2 :

$$P = f\left(w, d, \rho_t, \mu_t\right) \quad . \tag{4}$$

Уравнение (4) можно представить в виде степенной функции, H/M^2 :

$$P = Aw^a d^b \rho_t^c \mu_t^d \quad . \tag{5}$$

Методом анализа размерностей параметров, входящих в уравнение (5) можно найти, что данное уравнение может быть представлено в виде функциональной связи между двумя безразмерными комплексами: критерием Эйлера Eu и критерием Рейнольдса Re

$$\frac{P}{\rho_t w^2} = A \left(\frac{wd \, \rho_t}{\mu_t} \right)^{-e} \tag{6}$$

ИЛИ

$$Eu = ARe^{-e} = f(Re). (6a)$$

Из уравнения (6) найдем величину гидродинамического давления среды на движущуюся в ней частицу, H/M^2 :

$$P = ARe^{-e} \cdot w^2 \rho_t \quad . \tag{7}$$

Сила сопротивления среды будет равна:

$$S = PF, (8)$$

где F — площадь проекции частицы на площадь по нормали к направлению движения частицы, M^2 .

Для шарообразной частицы $F = \frac{\pi d^2}{4}$.

Подставив значение для шарообразной частицы в уравнение (7), найдем силу сопротивления среды при движении в ней шарообразных частиц:

$$S = ARe^{-e} \frac{\pi}{4} d^2 w^2 \rho_t. \tag{9}$$

Обозначим
$$\frac{\pi A}{4}Re^{-e}=\psi$$
 .

Получим общее уравнение сопротивления среды:

$$S = \psi d^2 w^2 \rho_t, \tag{10}$$

где ψ – коэффициент сопротивления среды.

Величина коэффициента сопротивления среды при движении в ней шарообразной частицы зависит от режима движения частицы, который определяется величиной критерия Рейнольдса.

Опытным путем найдено:

а) для ламинарного режима движения частицы при

$$Re \le 2 \qquad \qquad \psi = \frac{3\pi}{Re} \,; \tag{11}$$

б) для переходного режима движения частицы при

$$Re = 2...500$$
 $\psi = \frac{7,27}{Re^{0.6}};$ (12)

в) для турбулентного режима движении частицы при

$$Re \ge 500$$
 $\psi = 0.173$. (13)

Из уравнения (13) следует, что при турбулентном режиме движения частицы величина коэффициента сопротивления ψ не зависит от критерия Рейнольдса, следовательно, турбулентный режим движения частицы является автомодельным относительно критерия Рейнольдса.

Подставив в уравнение (10) значения коэффициента сопротивления для различных режимов, получим уравнения для расчета силы сопротивления среды:

а) для ламинарного режима (уравнение Стокса)

$$S = 3\pi w d \mu_t; \tag{14}$$

б) для переходного режима (уравнение Аллена)

$$S = 7,27w^{1,4}d^{1,4}\rho_t^{0,4}\mu^{0,6}; (15)$$

в) для турбулентного автомодельного режима (уравнение Ньютона)

$$S = 0.173w^2d^2\rho_t. {16}$$

Из полученных расчетных уравнений следует:

- уравнения Стокса и Ньютона являются частными случаями общего уравнения сопротивления среды;
- в области ламинарного режима сила сопротивления среды определяется, в основном, силами внутреннего трения среды (вязкостью);
- в области переходного режима движения сила сопротивления среды определяется инерционными силами и силами, обусловленными вязкостью среды.

Скорость осаждения

Частицы в вязкой неподвижной среде могут двигаться под действием силы тяжести, силы взаимодействия заряда частицы и электрического поля, центробежной силы и других.

Пусть на частицу массой m действует сила P. В противоположную сторону действует сила сопротивления среды (рис. 2.4).

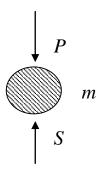


Рис. 2.4. Силы, действующие на частицу в вязкой неподвижной среде

Уравнение движения частиц имеет следующий вид:

$$P - S = ma, (17)$$

где a — ускорение, с которым движется частица, м/с²; m — масса частицы, кг.

В исходный момент, когда скорость движения частицы равна нулю (w = 0), сопротивление среды также равно нулю (S = 0). Однако, как только частица начинает двигаться, скорость ее возрастает. С увеличением скорости возрастает сила сопротивления среды S. И в определенный момент сила сопротивления среды станет равной движущей силе P. При этом вся движущая сила расходуется на преодоление

сопротивления среды, а ускорение частицы становится равным нулю (a=0). С этого момента частица движется с постоянной установившейся скоростью.

Скорость равномерного движения частицы в газообразной или жидкой среде называется скоростью осаждения (w_0) .

Необходимым условием для осаждения частицы является равенство

$$P = S$$
.

Заменив в уравнении (10) S на P, найдем значение скорости осаждения:

$$w_0 = \sqrt{\frac{P}{\psi d^2 \rho_t}} \,. \tag{18}$$

Так как коэффициент сопротивления ψ зависит от критерия Рейнольдса Re, в который также входит искомая скорость осаждения, то уравнение (18) можно решить только подбором, принимая произвольно величину скорости осаждения w_0 . Определяем величину Re, ψ и находим по формуле (18) величину скорости осаждения w_0 .

Расчет повторяется до совпадения расчетной величины с предварительно принятой.

Расчет значительно упрощается, если исключить искомую скорость w_0 из уравнения (10), умножив обе части уравнения на $\frac{\rho}{u^2}$.

Тогда, заменяя S на P, получим:

$$\frac{P\rho}{\mu_t^2} = \psi \, \frac{w^2 d^2 \rho_t^2}{\mu_t^2} = \psi \, Re^2 \,. \tag{19}$$

При осаждении шарообразной частицы под действием силы тяжести, движущая сила P будет равна

$$P = \frac{\pi d^3}{6} \left(\rho_{me} - \rho_t \right) g \ . \tag{20}$$

Подставляя в уравнение (13) вместо P ее значение из уравнения (14), получим

$$\psi Re^2 = \frac{\pi d^3 (\rho_{ms} - \rho_{t}) \rho_0 g}{6\mu_t^2} = \frac{\pi}{6} Ar , \qquad (21)$$

где
$$\frac{d^{3}(\rho_{ms}-\rho_{t})\rho_{0}g}{\mu_{t}^{2}}=Ar$$
 – критерий Архимеда.

Подставляя в выражение (21) значение ψ для различных режимов движения частицы и решая полученные уравнения относительно Re, найдем:

при
$$Re < 2$$
 или $Ar < 36$ $Re = 0.056Ar$; (22)

при
$$Re = 2...500$$
 или $Ar = (36...83) \cdot 10^3$ $Re = 0.152 Ar^{0.715}$; (23)

при
$$Re > 500$$
 или $Ar > 83 \cdot 10^3$ $Re = 1,74Ar^{0.5}$. (24)

Теперь, чтобы найти скорость осаждения w, нужно подсчитать критерий Архимеда, затем по приведенным выше уравнениям или пользуясь графиком Ar = f(Re) [1, c. 108], определить критерий Re, а по нему скорость осаждения w_0 :

$$w_0 = \frac{Re \cdot \mu_t}{u \cdot \rho_t} \ .$$

Возможен еще один вариант нахождения скорости осаждения с помощью критерия Лященко L_{v} .

Критерий Лященко выведен путем деления Re^3 на Ar:

$$L_{y} = \frac{Re^{3}}{Ar} = \frac{w_{0}^{3} \rho_{t}^{2}}{\mu_{t} (\rho_{ms} - \rho_{t}) g}.$$
 (25)

Критерий Лященко, подобно критерию Рейнольдса, характеризует, в случае осаждения частицы, гидродинамическое подобие при обтекании частицы жидкостью.

Появление этого критерия вызвано желанием исключить из критерия Re величину диаметра частицы. Используя график зависимости $L_y = f(Ar)$ [1, c. 95], по величине критерия Ar можно найти критерий L_y , а затем скорость осаждения:

$$w_0 = \sqrt[3]{\frac{L_y \mu_t \left(\rho_{ms} - \rho_t\right) g}{\rho_t^2}}.$$
 (26)

В случае, когда известна скорость осаждения (w_0) и свойства среды и материала частицы $(\rho_{m_6}, \rho_t, \mu_t)$, можно вычислить критерий

 L_{y} , по графику найти критерий Ar и вычислить диаметр осаждающейся частицы:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu_t^2}{(\rho_{ms} - \rho_t)\rho_0 g}}.$$
 (27)

Скорость осаждения нешарообразной частицы меньше. Ее определяют по формуле

$$w_{oc} = \varphi w_0 = \varphi \frac{Re\mu_t}{d\rho_t} = \varphi \sqrt{\frac{Ly\mu_t (\rho_{me} - \rho_t)g}{\rho_t^2}}, \qquad (28)$$

где φ – опытный коэффициент, учитывающий форму частицы.

В технических расчетах часто принимают

$$W_{oc} = (0,5...0,75)W_0$$
.

При вычислении скорости осаждения нешарообразных частиц по формуле (28) вместо диаметра частицы подставляем величину эквивалентного диаметра, который определяется как диаметр шара, объем которого равен объему нешарообразной частицы, по формуле

$$d_{_{9K6}} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}V} = 1,24\sqrt[3]{\frac{G}{\rho_{m6}}},$$
 (29)

где V – объем частицы, м³;

G – масса частицы, кг;

 ρ_{ms} – плотность материала частицы, кг/м³.

При движении жидких капель в жидкости или газе, а также пузырьков газа в жидкости, уравнение для вычисления скорости осаждения w_{oc} усложняется вследствие изменения формы капель или пузырьков при их движении.

Цель работы

- 1. Определение скорости и режима осаждения твердых частиц в жидкости.
- 2. Сравнение опытных значений скорости осаждения с расчетными (теоретическими).

Методика проведения работы

Описание установки

Лабораторная установка для определения скорости осаждения частиц состоит из стеклянного цилиндра (рис. 2.5) с нанесенными на нем метками, расстояние между которыми равно 0,1 м.

В начале частица движется с ускорением a м/с до тех пор, пока не установится равенство P = S. Лишь пройдя какой-то небольшой участок пути твердая частица начинает двигаться с равномерной скоростью (скорость осаждения). Поэтому верхняя метка делается на 0,2 м ниже уровня жидкости.

Цилиндр заполняется жидкостью (водой или глицерином) до уровня 0,2 м выше метки.

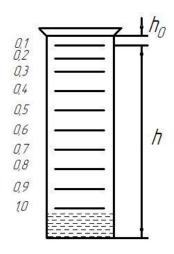


Рис. 2.5. Установка для определения скорости осаждения частиц

Диаметр частиц приблизительно определяется измерительным микроскопом. Плотность глицерина или другой жидкости определяется ареометром. Масса частиц определяется взвешиванием на аналитических весах. Время осаждения частиц замеряется секундомером.

В данной лабораторной работе необходимо получить опытные значения скорости осаждения и сравнить их с ее значениями, рассчитанными теоретически.

Правильное и быстрое выполнение этой задачи требует следующей последовательности при выполнении работы:

- приучить глаз замечать падение твердой частицы в жидкой среде, для чего бросить частицу в цилиндр и проследить за ее движением;
- подобрать частицу с размерами как можно более близкими к эквивалентному диаметру, заданному преподавателем; для этого измеряют размер подбираемой частицы в двух взаимно перпендикулярных направлениях; диаметр частицы берется ориентировочно как среднее значение из двух ее размеров во взаимно перпендикулярных направлениях, кроме этого, определяется форма частицы (шарообразная, продолговатая, пластинчатая, округленная);

- каждую частицу взвесить на аналитических весах с точностью до $0{,}0001\ \mbox{г};$
- вычислить эквивалентный диаметр частицы, как диаметр условного шара, объем которого равен объему частицы неправильной формы, по формуле (29);
- частицу поместить на листок бумаги и сбросить ее в цилиндр, не трогать частицу руками, так как жирная пленка на ее поверхности может изменить закономерность падения;
- при прохождении частицей верхней метки 0,0 включить секундомер и следить за движением частицы; при достижении ею нужной метки $(0,8\ \text{м})$ выключить секундомер и, таким образом, засечь продолжительность прохождения частицей пути между верхней и нижней меткой h м;
- замерить термометром температуру, а ареометром плотность жидкости, заполняющей цилиндр; по номограмме [1, с. 556 или табл. II.I] определить динамическую вязкость жидкости.

Может оказаться, что концентрация глицерина, заполняющего цилиндр, не соответствует той, для которой приведена вязкость в номограмме (50 и 100 %). В этом случае динамическую вязкость глицерина (или другой жидкости) следует определить опытным путем. Для этого определяется скорость осаждения стандартного шарика диаметром d (плотность материала шара ρ_{ms} известна):

$$W_{oc} = \frac{h}{\tau}$$
.

Затем определяется критерий Архимеда Ar.

По критерию Архимеда вычисляется критерий Re по уравнениям (22, 23 или 24 в зависимости от величины критерия Ar) и вычисляется величина динамической вязкости, которая и используется в дальнейшем расчете:

$$\mu_{t} = \frac{wd \, \rho}{Re} \, .$$

Полученные данные наблюдений и вычислений вносятся в табл. 2.1

Таблица 2.1

Средний пример- ный диаметр частицы, м	Эквива- лентный диаметр, $d_{_{9KB}}$, м	Время осажде- ния, т, с	Длина пути осаждения, l , м	Наименование измеряемой величины	Еди- ница измере- ния	Вели- чина
				Плотность частицы	кг/м ³	
				Плотность среды	кг/м ³	
				Динамическая вязкость	Па∙с	

Обработка результатов опыта

По результатам проведенных опытов вычисляются:

1. Действительная скорость осаждения каждой частицы w_1 , w_2 , $w_3...w_n$, м/с, из соотношения

$$W_{oc} = \frac{h}{\tau}$$
.

2. Для каждой частицы критерий Архимеда Ar_1 , Ar_2 , Ar_3 ..., Ar_n :

$$Ar = \frac{d_{\scriptscriptstyle 9KB}^{3} \left(\rho_{\scriptscriptstyle mB} - \rho_{\scriptscriptstyle t}\right) \rho_{\scriptscriptstyle t} g}{\mu_{\scriptscriptstyle t}^{2}}.$$

Для расчета критерия Архимеда плотность и вязкость глицирина найти в прил. 1 и 2.

- 3. Используя вычисленные величины критерия Архимеда, по уравнениям (22, 23 или 24) определяются критерии Рейнольдса для каждой частицы Re_1 , Re_2 , Re_3 ..., Re_n .
- 4. По величине критерия Рейнольдса вычисляется теоретическая скорость осаждения w_{01} , w_{02} , w_{03} ..., w_{0n} . Это аналитическое определение скорости осаждения частиц.
- 5. Для одной любой частицы рассчитывается скорость осаждения графическим способом; по значению критерия Ar для этой частицы и по графику зависимости $L_v = f(Ar)$ [1, рис. 3.1, с. 95] определяется кри-

терий Лященко, а затем скорость осаждения по формуле (26); сравнивается значение опытной скорости осаждения этой частицы с теоретически рассчитанной аналитическим и графическим методами.

6. Вычисляется коэффициент, учитывающий влияние формы частицы на скорость осаждения:

$$\varphi = \frac{w_{oc}}{w_0}.$$

Все вычисления построчно записываются в отчете, например, при вычислении критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{d^{3} \left(\rho_{ms} - \rho_{t}\right) \cdot \rho_{t} g}{\mu_{t}^{2}} = \frac{0,001^{3} \left(2000 - 1000\right) \cdot 1000 \cdot 9,80}{\left(1 \cdot 10^{-3}\right)^{2}} = 9800.$$

Результаты вычислений записываются в табл. 2.2

Таблица 2.2

					Коэффици-
Диаметр частицы, <i>d</i>	Опытная скорость осаждения $\frac{h}{\tau} = w_{oc}$	Критерий <i>Ar</i>	Критерий <i>Re</i>	Теоретиче- ская ско- рость осаждения, <i>w</i> ₀ , м/с	ент, учиты- вающий влияние формы ча- стицы на
					скорость осаждения,
					$\psi = \frac{1}{W_o}$

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема установки со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Таблицы 2.1 и 2.2.
- 5. Подробные расчеты всех значений.
- 6. Анализ полученных результатов.

Контрольные вопросы

- 1. Какова цель изучения кинетики осаждения элементарных частиц в жидкости?
- 2. Какие существуют способы разделения суспензий и эмульсий? Как называются аппараты для осуществления этих процессов?
- 3. Какие способы очистки газов применяются в химической промышленности?
 - 4. В чем заключается расчет отстойника?

Рекомендуемая литература

- 1. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. Ленинград : Химия, 1987. –576 с.
- 2. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. 3. Каган. Москва : Госхимиздат, 1962.-848 с.
- 3. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Химия, 2009. 754 с.

%% масс.	Температура, °С				
7070 Macc.	15	20	25	30	
5	1011,2	1010,1	1008,8	1006,4	
10	1023,4	1022,1	1020,7	1018,3	
15	1035,9	1034,6	1032,9	1030,6	
20	1048,6	1047,0	1045,3	1043,0	
25	1061,4	1059,7	1057,5	1055,4	
30	1074,4	1072,7	1070,6	1068,3	
35	1087,8	1086,0	1083,7	1081,4	
40	1101,3	1099,5	1097,1	1094,7	
45	_	1112,8	1110,6	1108,1	
50	1123,5	1126,3	1123,9	1121,5	
55	1142,5	1139,8	1137,4	1135,0	
60	1156,4	1153,3	1151,1	1148,7	
65	1170,3	1167,0	1164,7	1162,5	
70	1184,2	1180,8	1178,4	1176,1	
75	1197,9	1194,4	1191,9	1189,4	
80	1211,4	1207,9	1205,4	1202,5	
85	1224,9	1221,9	1218,7	_	
90	1238,2	1234,7	1232,0	_	
95	1251,2	1248,2	1245,1		
100	1264,1	1260,9	1258,0	_	

Приложение 2

Вязкость глицерина, $\mu \cdot 10^3$, Па·с

Концентрация		Температура, °С				
глицерина, % масс.	20	25	30			
75	36,46	27,73	21,68			
76	40,19	30,56	23,60			
77	44,53	33,58	25,90			
78	49,57	37,18	28,68			
79	55,47	41,16	31,62			
80	62,00	45,86	34,92			
81	69,30	51,02	38,56			
82	77,90	56,90	42,92			
83	87,90	64,20	47,90			
84	99,60	72,20	53,63			
85	112,90	81,50	60,05			
86	129,60	92,60	68,10			
87	150,40	106,10	77,50			
88	174,50	122,60	88,80			
89	201,40	141,80	101,10			
90	234,60	163,60	115,30			
91	278,40	189,30	134,40			
92	328,40	221,80	156,50			
93	387,70	262,90	182,80			
94	457,70	308,70	212,00			
95	545,00	366,00	248,80			
96	661,00	435,00	296,80			
97	805,00	522,90	354,00			
98	974,00	629,00	424,00			
99	1197,00	775,00	511,00			
100	1499,00	945,00	624,00			

РАБОТА 3

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ЖИДКИХ СИСТЕМ ПОД ДЕЙСТВИЕМ РАЗНОСТИ ДАВЛЕНИЙ. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ НА ЭЛЕМЕНТЕ ВАКУУМ-ФИЛЬТРА

Введение

Фильтрование суспензий является широко распространенным процессом разделения. При расчете фильтров всегда необходимо знать гидравлическое сопротивление фильтровальной перегородки и слоя осадка. Эти величины зависят от физических и физико-химических свойств частиц осадка и фильтрата. Их определяют, как правило, опытным путем.

Целью данной работы является экспериментальное определение констант фильтрования, на основании которых рассчитывается удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки.

Основы теории процесса фильтрования

Фильтрование применяется в промышленности для разделения различных суспензий на твердую и жидкую фазы — осадок и фильтрат. В некоторых случаях фильтрование применяют для разделения аэрозолей.

Сущность процесса фильтрования заключается в том, что разделяемая суспензия под действием разности давлений проходит через соответствующую фильтровальную перегородку.

Фильтрующая перегородка подбирается с таким расчетом, чтобы размеры ее пор (каналов) были несколько меньше размера твердых частиц фильтруемой суспензии. В процессе фильтрования через поры и каналы фильтрующей перегородки проходит только жидкость (фильтрат), твердые частицы задерживаются на поверхности фильтра в виде осадка.

Этот осадок сам по себе начинает играть роль фильтрующей перегородки. В большинстве случаев осадок оказывается более эффективной фильтрующей перегородкой, чем первоначальная фильтрующая перегородка. Поэтому при фильтровании с образованием слоя осадка

последний является основным фильтрующим слоем, а фильтровальная перегородка служит для формирования и поддержания слоя осадка.

В технологических расчетах процессов фильтрования одним из основных параметров, определяющих скорость протекания процесса, размеры и производительность фильтров, является скорость фильтрования.

Скорость фильтрования выражается объемом фильтрата, который проходит через единицу поверхности фильтровальной перегородки в единицу времени, м/с:

$$w = \frac{dV_{\phi}}{Fd\tau} = \frac{dq}{d\tau},\tag{1}$$

где V_{ϕ} – объем фильтрата, прошедшего через фильтровальную перегородку за время τ , м³;

q — удельная производительность фильтра, то есть объем фильтрата, прошедшего через 1 м² фильтровальной перегородки за время τ , м³/м²;

F – поверхность фильтровальной перегородки, м²;

 τ – время фильтрования, с.

При фильтровании жидкая фаза (фильтрат) должна преодолеть гидравлическое сопротивление фильтровальной перегородки и слоя осадка.

Сопротивление фильтровальной перегородки складывается из сопротивления самой перегородки с проникшими в нее твердыми частицами суспензии и сопротивления тонкого слоя осадка, если он остался на перегородке после снятия с нее основного слоя. Величина сопротивления фильтровальной перегородки $R_{\phi n}$ может быть принята приблизительно постоянной, так как толщина фильтровальной перегородки в процессе фильтрования почти не изменяется.

Толщина слоя осадка в процессе фильтрования увеличивается, что в свою очередь приводит к росту гидравлического сопротивления осадка. Толщина слоя осадка значительно больше толщины фильтровальной перегородки, поэтому общее гидравлическое сопротивление фильтрования определяется, в основном, свойствами и величиной осадка.

Опыт показывает, что скорость фильтрования пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости фильтрата и сопротивлению фильтровальной перегородки осадка.

Скорость фильтрования можно определить следующим образом:

– через фильтрующую перегородку:

$$w = \frac{dV_{\phi}}{Fd\tau} = \frac{\Delta P_2}{\mu \cdot R_{\phi n}}; \qquad (2)$$

- через слой осадка:

$$w = \frac{dV_{\phi}}{Fd\tau} = \frac{\Delta P_1}{\mu \cdot R_{oc}} = \frac{\Delta P_1}{\mu \cdot r_{oc} \cdot h_{oc}},$$
(3)

где ΔP_2 — перепад давлений в слое фильтровальной перегородки, Па;

 ΔP_1 – перепад давлений в слое осадка, Πa ;

 μ – коэффициент динамической вязкости фильтрата, $H \cdot c/m^2$;

 $R_{\phi n}$ — сопротивление фильтровальной перегородки, $1/\text{M}^2$;

 r_{oc} — удельное сопротивление слоя осадка, $1/\text{M}^2$;

 h_{oc} – высота слоя осадка, м;

 $R_{oc} = r_{oc} \cdot h_{oc}$ — сопротивление слоя осадка, 1/м.

Уравнения (2) и (3) можно записать в следующем виде:

$$\frac{dV_{\phi}}{Fd\tau}\mu \cdot R_{\phi n} = \Delta P_2, \tag{4}$$

$$\frac{dV_{\phi}}{Fd\tau}\mu \cdot R_{oc} = \Delta P_{1}. \tag{5}$$

Складывая правые и левые части уравнений (4) и (5), получим:

$$w = \frac{dV_{\phi}}{Fd\tau} = \frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu \left(R_{oc} + R_{\phi n}\right)},\tag{6}$$

где $\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2$ — общий перепад давлений в фильтровальной перегородке и слое осадка, Π а.

Перепад давлений может быть определен как разность давлений над слоем осадка P_1 и под фильтровальной перегородкой P_2 :

 $\Delta P = P_1 - P_2$ и является движущей силой процесса фильтрования.

Из уравнения (6) следует, что скорость фильтрования прямо пропорциональна разности давлений над слоем осадка и под фильтровальной перегородкой и обратно пропорциональна общему сопротивлению фильтровальной перегородки и осадка.

Напишем уравнения (2) и (3) в следующем виде:

$$r_{oc} = \frac{\Delta P_1}{\mu \cdot h_{oc} \cdot w}; \qquad R_{\phi n} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot w}.$$

Если принять $\mu = 1 \text{ H} \cdot \text{c/m}^2$; w = 1 м/c; $h_{oc} = 1 \text{ м}$, тогда получим:

$$r_{oc} = \Delta P_1, \qquad R_{\phi n} = \Delta P_2,$$

откуда следует:

- а) сопротивление фильтровальной перегородки это падение давления по всей толщине фильтровальной перегородки при прохождении через нее фильтрата вязкостью $1 \text{ H} \cdot \text{c/m}^2$ со скоростью 1 m/c;
- б) удельное сопротивление осадка это падение давления в слое осадка высотой 1м при прохождении через осадок фильтрата вязкостью $1 \text{ H} \cdot \text{c/m}^2$ со скоростью 1 m/c;

Величина удельного сопротивления осадка (r_{oc}) зависит:

- от свойств твердых частиц, образующих осадок, и от структуры осадка: пористости, удельной поверхности, среднего размера частиц, формы частиц и от сжимаемости осадка;
- от физико-химических факторов: поверхностных явлений (адсорбции ионов, коллоидных частиц на поверхности твердых частей осадка), наличия в жидкости электролитов, коллоидных и слизистых примесей.

Осадки по их фильтрующим свойствам разделяют на несжимаемые и сжимаемые.

Несжимаемые осадки – такие осадки, частицы которых при увеличении давления не меняют своей формы, пористость осадка так же не изменяется, поэтому удельное сопротивление таких осадков остается постоянным и скорость фильтрования подчиняется уравнению (6).

К несжимаемым осадкам относятся кристаллические осадки: песок, известняк, бикарбонат натрия и др.

Сжимаемые осадки — такие осадки, частицы которых под действием давления легко деформируются и меняют свое взаимное расположение. С увеличением давления пористость таких осадков уменьшается, удельное сопротивление увеличивается.

К сжимаемым осадкам относятся: аморфные, хлопьевидные, коллоидные осадки (гидраты окислов тяжелых металлов).

Зависимость удельного сопротивления сжимаемых осадков может быть выражена следующими эмпирическими уравнениями:

$$r_{oc} = r'_{oc} \cdot \Delta P^{s'}, \tag{7}$$

ИЛИ

$$r_{oc} = r''_{oc} + \alpha \cdot \Delta P^{s''}, \tag{8}$$

где r_{oc} — фактическое удельное сопротивление осадка;

 r'_{oc} , r''_{oc} – удельное сопротивление осадка до появления эффекта сжимаемости:

 α , S', S" – опытные константы.

Уравнение (6) выражает закономерность скорости протекания фильтрата через слой осадка постоянной величины $h_{oc} = \text{const.}$

По этому уравнению можно считать скорость фильтрования суспензии после предварительного отстаивания или скорость промывки уже образовавшегося слоя осадка. В процессе же фильтрования суспензии в обычных условиях слой осадка непрерывно увеличивается.

При фильтровании данной суспензии толщина слоя осадка в любой данный момент времени будет пропорциональна количеству фильтрата, протекшего уже через данную поверхность фильтра к рассматриваемому моменту времени:

$$h_{oc} = \frac{u \cdot V_{\phi}}{F} = uq ,$$

где u — объем влажного осадка, который откладывается на поверхность фильтра при отфильтровывании 1 м^3 фильтрата, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Для наиболее простых условий фильтрования с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой фильтровальной перегородке при постоянной разности давлений скорость фильтрования будет выражаться следующим уравнением:

$$w = \frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu \left(r_{oc} \cdot u \cdot g + R_{\phi n} \right)}.$$
 (9)

Для условий фильтрования с образованием сжимаемого осадка на сжимаемой фильтровальной перегородке при постоянной разности давлений аналогичное уравнение имеет вид:

$$w = \frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta P^{1-s'}}{\mu \left(r_{oc} \cdot u \cdot g + R_{\phi n} \right)}.$$
 (10)

Уравнение (9) можно записать в следующем виде:

$$qdq \frac{R_{\phi n}}{r_{oc} \cdot u} dq = \frac{\Delta R}{r_{oc} \cdot \mu \cdot u} d\tau . \tag{11}$$

После интегрирования в пределах от 0 до q и от 0 до τ получим:

$$q^{2} + \frac{2R_{\phi n}}{r_{oc} \cdot u} q = \frac{2\Delta P}{r_{oc} \cdot u \cdot \mu} \tau. \tag{12}$$

Из уравнения (12) найдем время, необходимое для отфильтровывания q м³ фильтрата через 1 м² фильтровальной перегородки:

$$\tau = \frac{\mu \cdot r_{oc} \cdot u \cdot q^2}{2\Delta P} + \frac{\mu \cdot R_{\phi n} \cdot q}{\Delta P} \,. \tag{13}$$

Для расчетов процесса фильтрования при проектировании фильтров необходимо знать постоянные константы фильтрования: сопротивление фильтровальной перегородки $R_{\phi n}$ и удельное сопротивление осадка r_{oc} .

Величину удельного сопротивления осадка можно определить следующими способами:

- 1) вычислить по эмпирическим уравнениям как функцию пористости осадка, удельной поверхности, диаметра частиц и формы частиц;
- 2) определить опытным путем сопротивление фильтровальной перегородки.

Для вычисления величины удельного сопротивления осадка предложено несколько эмпирических формул. Одну из них можно вывести следующим образом.

Перепад давлений в слое зернистого материала можно определить по уравнению Дарси-Вейсбаха:

$$\Delta P = \lambda \frac{h_{oc}}{d_{s}} \cdot \frac{w_{\kappa}^{2} \rho}{2}, \qquad (14)$$

где h_{oc} – высота слоя осадка, м;

 $d_{\text{\tiny 3}}$ — эквивалентный диаметр пор и каналов в слое зернистого материала, м; $d_{\text{\tiny 3}}=\frac{2}{3}\cdot\frac{d_r\cdot E_0}{1-E_0}\cdot \Phi$.

 w_{κ} — скорость движения фильтрата в порах и каналах, м/с; $w_{k} = \frac{w_{0}}{E_{0}}$.

 ρ – плотность фильтрата, кг/м³;

 E_0 – пористость осадка;

 d_r – средний диаметр твердых частиц осадка, м;

 Φ – фактор формы: $\Phi = \frac{f_u}{f_r}$.

 λ – коэффициент трения;

 f_{uu}, f_r — поверхность частиц равного объем; шарообразных и нешарообразных.

Для ламинарного движения жидкости в слое зернистого материала коэффициент трения можно определить по формуле

$$\lambda = \frac{134}{Re_{\nu}} ,$$

где
$$Re_k = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1 - E_0} \cdot \frac{w_0 d_r \rho}{\mu}$$
.

Подставив в уравнение (14) значения $d_{3\kappa\theta}$, w_{κ} , λ , Re_{κ} получим:

$$\Delta P = \frac{150h_{oc} \left(1 - E_0\right)^2 \mu w_0}{d_r^2 \cdot E_0^3 \cdot \Phi^2},$$
(15)

откуда найдем скорость фильтрования:

$$w_0 = \frac{d_r^2 \cdot E_0^3 \cdot \Phi^2 \cdot \Delta P}{150(1 - E_0)^2 \,\mu \cdot h_{oc}}.$$
 (16)

Из сравнения уравнений (3) и (16) найдем:

$$r_{oc} = \frac{150(1 - E_0)^2}{\Phi^2 \cdot d_x \cdot E_0^3}.$$
 (17)

Из уравнения (17) следует, что удельное сопротивление осадка обратно пропорционально диаметру твердых частиц во второй степени, пористости в третьей степени и фактору формы в квадрате.

Уравнение (17) позволяет установить влияние размера частиц, формы частиц и пористости осадка на величину удельного сопротивления. Но на практике это и другие эмпирические уравнения не применяются по двум причинам:

- вследствие трудности получения надежных данных о свойствах частиц и структуре осадка (d_r, E_0, Φ) ;
- эмпирические уравнения не учитывают влияния на процесс фильтрования физико-химических факторов.

Поэтому сопротивление фильтровальной ткани и удельное сопротивление осадка определяются опытным путем.

Для обработки опытных данных уравнение фильтрования (12) при постоянной разности давлений удобно представить в следующем виде:

$$q^2 + 2Cq = K\tau, (18)$$

где $C = \frac{R_{\phi_n}}{r_{oc} \cdot u}$ — константа фильтрования, характеризующая влияние сопротивления фильтрующей перегородки и физические свойства осадка;

 $K = \frac{2\Delta P}{\mu \cdot r_{oc} \cdot u}$ — константа фильтрования, характеризующая влияние режима фильтрования и физико-химические свойства жидкости (фильтрата).

Продифференцировав уравнение (18), получим:

$$2qdq + 2cdq = Kd\tau,$$

откуда найдем скорость фильтрования:

$$w = \frac{dq}{d\tau} = \frac{K}{2(q+C)} . {19}$$

Полученное уравнение (19) можно написать в следующем виде:

$$\frac{d\tau}{dq} = \frac{2}{K}q + \frac{2C}{K}. (20)$$

Дифференциал $\frac{d\tau}{dq}$ можно заменить отношением конечных равенств:

$$\frac{\Delta \tau}{\Delta q}$$
.

Тогда уравнение (20) запишется в следующем виде:

$$\frac{\Delta \tau}{\Delta q} = \frac{2}{K} q + \frac{2C}{K} \ . \tag{21}$$

Последнее уравнение выражает прямолинейную зависимость между величинами $\Delta \tau / \Delta q$ и q и применяется для определения констант фильтрования K и C. Для этой цели проводят опыт по разделению исследуемой суспензии на фильтре выбранной конструкции при постоянной разности давлений (при постоянном разряжении).

Цель работы

- 1. Ознакомление с процессами фильтрования.
- 2. Экспериментальное определение скорости фильтрования различных суспензий.
- 3. Опытное определение констант фильтрования удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки.

Описание установки

Установка для лабораторных опытов по фильтрованию состоит из погруженного в суспензию элемента вакуум-фильтра I, бачка для суспензии 2 с мешалкой 3, вакуум-насоса 8, буферной склянки 6 и измерительных приборов: термометра 4, жидкостного вакуумметра 9 и крана для регулирования разряжения 7 (рис. 3.1).

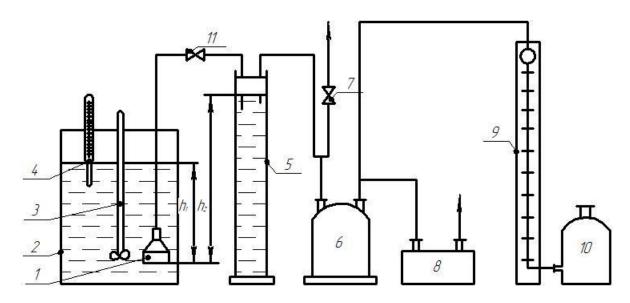


Рис. 3.1. Схема лабораторной установки для определения констант фильтрования К и С:

1 – фильтр; 2 – бачок для суспензии; 3 – мешалка; 4 – термометр; 5 – приемник фильтрата; 6 – буферная склянка; 7 – кран (зажим) для регулирования разряжения; 8 – вакуум-насос; 9 – вакуумметр;
 10 – сосуд для измерительной жидкости; 11 – кран

Элемент вакуум-фильтра (рис. 3.2) — разборный, состоит из воронки 1 со съемной решеткой 2 и шайбой 6 и зажимной гайки 7.

На воронку с установленной решеткой накладывают сначала сетку, затем фильтровальную ткань (или бумагу) и зажимают гайкой.

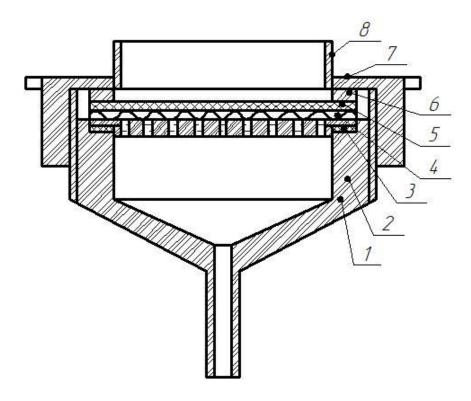


Рис. 3.2. Фильтр для определения констант фильтрования: I — воронка; 2 — решетка; 3 — резиновая прокладка; 4 — сетка; 5 — фильтрующая перегородка; 6 — шайба стальная; 7 — зажимная гайка; 8 — кольцо для защиты осадка от смывания

Отдельные части установки соединяют между собой вакуумными резиновыми трубками, как показано на рис. 3.2. На трубке поставлены кран (или зажим) 7 (см. рис. 3.1) для установления и поддержания заданного вакуума и кран 11. Последний открывают после подготовки всей установки к работе.

Методика проведения работы

Приготавляют суспензию (или пользуются готовой суспензией) и заливают ее в бачок 2 (см. рис. 3.1). Во избежание осаждения осадка включают мешалку 3, устанавливают термометр 4. Собирают элемент вакуум-фильтра 1 и устанавливают его в бачок 2. Кран 11 закрывают.

Затем собирают приемник для фильтрата 5, и все элементы установки соединяют, так как показано на схеме (рис. 3.1).

Включают вакуум-насос 8 и, медленно закрывая зажим 7, устанавливают заданный руководителем вакуум по вакуумметру 9-10. После установленного назначенного режима открывают кран 11 и одновременно включают секундомер. При открывании крана 11 установленный вакуум нарушается, поэтому при открывании крана 11 одновременно регулируют вакуум зажимом 7.

Затем через заданные промежутки времени по шкале приемника фильтрата замеряют количество полученного фильтрата от начала фильтрования до данного момента.

После окончания процесса фильтрования, не выключая вакуумнасоса, закрывают кран 11 и выключают секундомер. Освобождают вакуум-фильтр 1 и поднимают его вверх так, чтобы резиновая трубка нигде не создавала застоев жидкости. Фильтрующая поверхность должна быть повернута вверх. После этого открывают кран 11 и отсасывают фильтрат, оставшийся в фильтре и трубке.

Когда поверхность осадка потеряет свой влажный блеск и перестанет изменять свой вид, продувку прекращают, останавливают вакуумнасос и записывают последний объем фильтрата.

Добавившееся при продувке фильтра количество фильтрата появилось в первые моменты фильтрования, но его невозможно было обнаружить, так как оно заполняло фильтр и резиновую трубку до приемника.

Это добавочное количество фильтрата приписывают к первому замеру времени (до появления первых капель) и прибавляют ко всем остальным объемам.

Затем торцом металлической линейки измеряют толщину слоя осадка на фильтре и диаметр слоя.

Фильтр разбирают, осадок снимают в специальный бачок и промывают его.

Все замеры времени и объем фильтрата проводят, не выключая секундомера и считая их от начального момента фильтрования.

Все результаты замеров записывают в лабораторных журналах в виде табл. 3.1.

Таблица 3.1

Результаты замеров опыта

$ au_i, { m c}$	Объем фильтрата, мл				N		3 ,	валь-	7)
Время от начала фильтрования,	полученный при фильтровании за время, $ au_i$, V_i	полученный при продувке, ΔV	общий за время, $V_i = V_i + \Delta V$	Диаметр фильтра, d , мм	Толщина слоя осадка, h_{oc} , мм	Вакуум, $H_{вa\kappa}$ м вод. ст.	Глубина погружения фильтра,	Высота фильтрата над фильтроваль ной перегородкой, h_2 , мм	Температура суспензии, t °C

Обработка результатов опыта

1. По полученным замерам объемов фильтрата V_1 , V_2 , V_3 , ... V_n определяют удельные производительности элемента фильтра за соответствующие продолжительности фильтрования $\tau_1, \tau_2, \tau_3, ... \tau_n$:

$$q_1 = \frac{V_1}{F}; \quad q_2 = \frac{V_2}{F}; \quad q_3 = \frac{V_3}{F}; \quad \dots \quad q_n = \frac{V_n}{F},$$

где V_1 , V_2 , V_3 , V_n — количество полученного фильтрата в течение времени фильтрования $\tau_1, \tau_2, \tau_3, ... \tau_n$, м³;

 $F = 0.785d^2 -$ поверхность фильтра, м²;

d — диаметр фильтра, м.

2. Определяют промежутки времени между отдельными замерами количеств полученного фильтрата:

$$\Delta \tau_1 = \tau_1 - \tau_0, \quad \Delta \tau_2 = \tau_2 - \tau_1, \quad \Delta \tau_3 = \tau_3 - \tau_2, \dots \quad \Delta \tau_n = \tau_n - \tau_{n-1}.$$

3. Определяют приращение удельной производительности в течение интервалов времени:

$$\Delta q_1 = q_1 - q_0$$
, $\Delta q_2 = q_2 - q_1$, $\Delta q_3 = q_3 - q_2$, ... $\Delta q_n = q_n - q_{n-1}$.

4. Вычисляют отношения:

$$\frac{\Delta \tau_1}{\Delta q_1}$$
; $\frac{\Delta \tau_2}{\Delta q_2}$; $\frac{\Delta \tau_3}{\Delta q_3}$; ... $\frac{\Delta \tau_n}{\Delta q_n}$.

5. Так как отношения $\frac{\Delta \tau_i}{\Delta q_i}$ представляют собой среднюю величину относительного приращения времени фильтрования в интервале удельной производительности $q_i - q_{i-1}$, то в уравнении (21) величина q_i должна быть тоже средней величиной, которую рассчитывают как среднеарифметическую:

$$q_{1cp} = \frac{0+q_1}{2}; \quad q_{2cp} = \frac{q_1+q_2}{2}; \quad q_{3cp} = \frac{q_3+q_2}{2}; \quad \dots \quad q_{ncp} = \frac{q_{n-1}+q_n}{2}.$$

6. Результаты расчетов записывают в виде табл. 3.2

Таблица 3.2

Средняя удельная производительность, $ q_{i \ cp}, \ M $ $ q_{i \ cp}, \ M $
--

Так как $q = q_{cp}$, то уравнение (21) запишется в следующем виде:

$$\frac{\Delta \tau}{\Delta q} = \frac{2}{K} q_{cp} + \frac{2C}{K} \quad , \tag{22}$$

ИЛИ

$$Y = Aq_{cp} + B (23)$$

где
$$Y = \frac{\Delta \tau}{\Delta q}$$
; $A = \frac{2}{K}$; $B = \frac{2c}{K}$.

7. Для определения коэффициентов A и B в уравнении (23) и констант фильтрования K и C используют один из методов: графический метод, метод средних и метод наименьших квадратов (в данной работе не описан).

Графический метод

Строят графики зависимости $\frac{\Delta \tau}{\Delta q}$ от q_{cp} (рис. 3.3), для чего откладывают точки, имеющие рассчитанные координаты:

$$a_1 igg(rac{\Delta au_1}{\Delta q_1}, \; q_{1\,cp} igg), \;\; a_2 igg(rac{\Delta au_2}{\Delta q_2}, \; q_{2\,cp} igg), \;\; a_3 igg(rac{\Delta au_3}{\Delta q_3}, \; q_{3\,cp} igg)$$
 и т. д.

Через отложенные точки проводят прямую $a_1 \dots a_n$ и продолжают ее до пересечения с осью ординат.

По графику находят

$$tg\alpha = A = \frac{2}{K} = \frac{\frac{\Delta \tau_n}{\Delta q_n} - \frac{\Delta \tau_1}{\Delta q_1}}{q_{ncp} - q_{1cp}},$$

откуда
$$K = \frac{2}{\lg \alpha}$$
, $B = \frac{C}{K} = \operatorname{ctg} \alpha$, отсюда найдем $C = \frac{B}{\lg \alpha} = \frac{B \cdot K}{2}$.

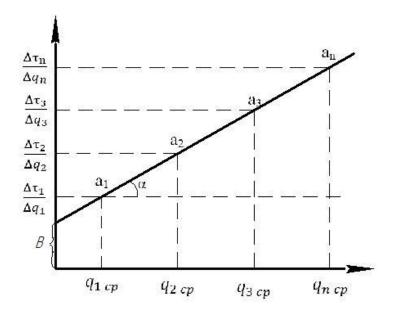


Рис. 3.3. График зависимости $\frac{\Delta \tau}{\Delta q}$ от q_{cp}

Метод средних

Подставив в уравнение (23) значения величин, соответствующих экспериментальным данным по табл. 3.2, получим n уравнений

$$Y_1 = Aq_{1cp} + B;$$

 $Y_2 = Aq_{2cp} + B;$
 $Y_3 = Aq_{3cp} + B;$
 $Y_n = Aq_{ncp} + B.$

Разделив эти уравнения на две равные группы и сложив уравнения каждой группы, получим систему двух уравнений:

$$\sum_{1}^{m} Y_{i} = A \sum_{1}^{m} q_{i \, cp} + mB; \tag{24}$$

$$\sum_{m+1}^{n} Y_{i} = A \sum_{m+1}^{n} q_{i \, cp} + (n - m) B.$$
 (25)

Путем совместного решения уравнений (24) и (25) определяют коэффициенты A и B уравнения: $Y = Aq_{cp} + B$. Для проверки правильности решения системы уравнений на диаграмме в координатах $Y - q_{cp}$ по уравнению $Y = Aq_{cp} + B$ строят прямую линию и наносят точки с рассчитанными координатами:

$$a_{\!\scriptscriptstyle 1}\!\left(\!rac{\Delta au_{\!\scriptscriptstyle 1}}{\Delta q_{\!\scriptscriptstyle 1}},\,q_{\!\scriptscriptstyle 1\,cp}
ight)\!,\;\; a_{\!\scriptscriptstyle 2}\!\left(\!rac{\Delta au_{\!\scriptscriptstyle 2}}{\Delta q_{\!\scriptscriptstyle 2}},\,q_{\!\scriptscriptstyle 2\,cp}
ight)$$
 и т. д.

8. По рассчитанным коэффициентам A и B уравнения (23) определяют константы фильтрования K и C:

$$K = \frac{2}{A}$$
; $C = \frac{BK}{2} = \frac{B}{A}$.

9. Рассчитывают движущую силу процесса фильтрования:

$$\Delta P = P_1 - P_2 \tag{26}$$

где
$$P_1 = P_a + h_1 \rho_c g$$
, Па;
$$P_2 = P_a P_{_{\!\mathit{BAK}}} + h_2 \rho_\phi g$$
, Па;
$$P_{_{\!\mathit{BAK}}} = H_{_{\!\mathit{BAK}}} \rho g$$
, Па; ρ – плотность воды в условиях опыта.

Подставив значения P_1 и P_2 в уравнение (26) получим, Па:

$$\Delta P = P_{\text{\tiny BAK}} + \left(h_1 \rho_c - h_2 \rho_\phi\right) g,$$

где ρ_c – плотность суспензии, кг/м³, определяемая из выражения, кг/м³:

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{x_{me}}{\rho_{me}} + \frac{1 - x_{me}}{\rho_{ne}}} ,$$

где x_{ms} – массовая доля твердой фазы в суспензии;

10. Рассчитывают объем осадка, выделившегося при прохождении 1 m^3 фильтрата:

$$u = \frac{V_{oc}}{V_{\phi}} = \frac{F \cdot h_{oc}}{V_{\phi}},\tag{27}$$

где V_{ϕ} – объем полученного фильтрата, м³;

F – площадь фильтра, м²;

 h_{oc} – высота слоя полученного осадка, м.

11. Рассчитывают удельное сопротивление осадка и сопротивление фильтровальной перегородки:

$$r_{oc} = \frac{2\Delta P}{\mu \cdot u \cdot k}; \qquad R_{\phi n} = c \cdot r_{oc} \cdot u .$$

12. Рассчитывают скорость фильтрования в начале процесса (q = 0) и в конце процесса $(q = q_n)$ по формуле (9) или (19):

$$w = \frac{\Delta P}{\mu \left(r_{oc} \cdot u \cdot q + R_{\phi n} \right)} = \frac{K}{2(q+C)}.$$

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема установки со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Результаты наблюдений при проведении опыта (табл. 3.1).

- 5. Обработка результатов проведенного опыта. Все вычисления подробно записываются и результаты вычислений заносятся в табл. 3.2.
 - 6. График зависимости $\frac{\Delta \tau}{\Delta q} = f(q_{cp})$.
 - 7. Расчет величин r_{oc} , $R_{\Phi n}$, w_0 , w_n .
 - 8. Анализ полученных результатов.

Контрольные вопросы

- 1. Что является движущей силой процесса фильтрования?
- 2. Какие условия влияют на выбор фильтрующей перегородки?
- 3. Из чего складывается сопротивление фильтрования?
- 4. Опишите физический смысл удельного сопротивления осадка.
- 5. Что учитывают константы уравнения фильтрования K и C?
- 6. Каково назначение и устройство распределительной головки?
- 7. Из каких последовательных операций складывается полный цикл работы барабанного вакуум-фильтра?
- 8. Из каких основных узлов состоит фильтровальная установка?

РАБОТА 4

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ГАЗОВЫХ СИСТЕМ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ. ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ ЦИКЛОНА ЦН–15

Введение и теория задачи

В технике разделения неоднородных систем под действием центробежных сил применяется большое разнообразие аппаратов: циклоны, гидроциклоны, сепараторы и центрифуги.

В циклонах и гидроциклонах сам аппарат остается неподвижным, вращение же потоку, а следовательно, и взвешенным частицам придается за счет тангенциального ввода или с помощью закручивающего устройства.

В центрифугах и сепараторах вращательное движение среды достигается при вращении ее вместе с ротором.

Для разделения суспензий применяются центрифуги и гидроциклоны, для разделения эмульсий – сепараторы и гидроциклоны.

Циклоны предназначены для очистки газов и могут очищать от $100 \text{ до } 100000 \text{ м}^3/\text{ч}$ при размере частиц более 10 мкм. Содержание пыли в газе не должно превышать $0,2-0,4 \text{ кг/м}^3$. Наиболее распространенными в промышленности являются циклоны НИИОгаз.

Устройство циклона изображено на рис. 4.1. Газовый поток со взвешенными частицами с большой скоростью (15...20 м/с) через прямоугольный патрубок I вводится в циклон тангенциально. Огибая выхлопную трубу 3, поток в виде вращающейся нисходящей спирали направляется по цилиндрической части корпуса 4 вниз. Взвешенные частицы (пыль) под действием центробежной силы отбрасываются к стенке циклона и вместе с частью газового потока движутся (сползают) вниз в бункер 5.

В бункере завихренный поток меняет свое направление и теряет скорость, вследствие чего взвешенные частицы пыли выпадают, а газ выходит из бункера через центральную часть пылеотводящего отверстия.

Очищенные газы, присоединяя к себе часть потока, выходящего из бункера, движутся по восходящей спирали (внутренней) к выхлопной трубе, через которую выводятся из циклона.

Поток, поступающий в выхлопную трубу, продолжает интенсивно вращаться, что увеличивает гидравлические потери. Для устранения вращательного движения выхлопных газов применяются специальные устройства.

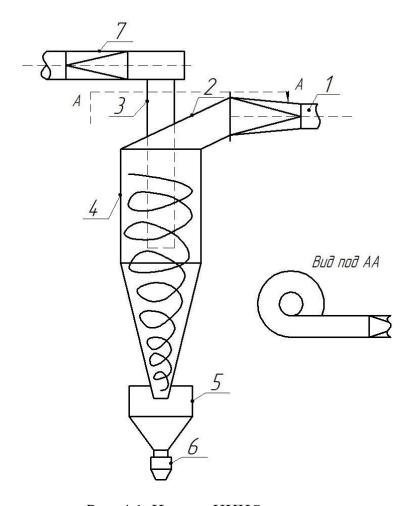


Рис. 4.1. Циклон НИИОгаз:

1 — патрубок входа запыленного газа; 2 — винтообразная крышка; 3 — выхлопная труба; 4 — цилиндрический корпус; 5 — бункер; 6 — пылевой затвор; 7 — патрубок очищенного газа

Чтобы обеспечить эффективность очистки необходимо следить за герметичностью пылевого затвора 6. В случае подсоса воздуха скорость выходящего из бункера 5 газа увеличивается и усиливается вынос осевших частиц пыли.

В промышленности применяют следующие типы циклонов НИИОгаз: ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24. Отличительная особенность этих циклонов – наличие удлиненной цилиндрической части,

 11° , 15° и 24° наклон крышки и входного патрубка. Для всех этих циклонов выдерживается одинаковое отношение диаметра выхлопной трубы d к диаметру циклона D:

$$\frac{d}{D} = 0.59$$
 (1)

ЦН-15H — это укороченный циклон, применяется там, где требуются строгие ограничения по высоте помещения, имеет низкие техническо-экономические показатели.

ЦН-24 – применяется при невысоких требованиях к степени очистки.

ЦН-11 и ЦН-15 обладают высокими технико-экономическими показателями.

Осаждение под действием центробежных сил

Запыленный газовый поток вводится в циклон тангенциально и движется вокруг выходной трубы по спирали вниз и затем выходит по центральной трубе.

Твердые частицы движутся вместе с газовым потоком вокруг центральной трубы и одновременно под действием центробежной силы перемещаются от центра к периферии, совершая таким образом сложный путь, показанный на рис. 4.2.

Частица, взвешенная в газовом потоке, в циклоне

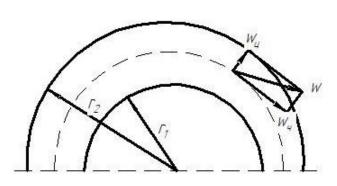


Рис. 4.2. Траектория движения частиц в циклоне

испытывает, с одной стороны, действие следующих сил:

— центробежной силы $G_{_{\!\mathit{U}}} = \frac{m \cdot w^2}{r} \; ;$

- силы тяжести $G_m = mg$;

- подъемной (архимедовой) силы $G_{Ar}=mg$,

где m – масса частицы, кг;

 m_1 – масса среды, вытесненной частицей, кг;

w – линейная скорость частицы, м/с;

r — радиус движения частицы, м.

Равнодействующая этих сил равна:

$$G = \sqrt{G_u^2 + \left(G_m - G_{Ar}\right)^2} \ .$$

С другой стороны, в направлении, противоположном равнодействующей силе, на частицу действует сила сопротивления среды R (рис. 4.3).

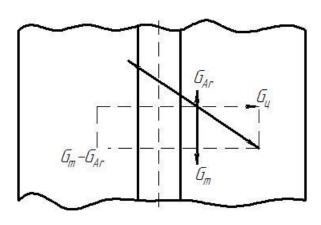


Рис. 4.3. Схема сил, действующих на частицу в циклоне

Так как величина силы тяжести и подъемной силы малы по сравнению с центробежной силой, то их влиянием на движение частицы можно пренебречь, приняв $G = G_{\mu}$.

Эффективность центробежного разделения определяется центробежным критерием Фруда Fr_u , который обычно называют фактором разделения K_p :

$$Fr_{u} = K_{p} = \frac{w_{r}^{2}}{rg} , \qquad (2)$$

где w_r – окружная скорость частицы, м/с;

r — радиус вращения, м;

 $\frac{w_r^2}{r}$ – ускорение центробежной силы, м/с.

Если окружную скорость в формуле (2) выразить через число оборотов в минуту ротора центрифуги, то фактор разделения центрифуги будет равен:

$$K_p = \frac{rn^2}{900} \,. \tag{3}$$

Таким образом, фактор разделения — это отношение ускорения центробежной силы к ускорению силы тяжести.

Умножив и разделив значения фактора разделения на массу частицы, получим:

$$K_p = \frac{w_r^2 \cdot m}{r \cdot g \cdot m} = \frac{G_u}{G_m} . \tag{4}$$

Следовательно, фактор разделения показывает, во сколько раз центробежная сила $m \cdot w_r^2 / r$ больше силы тяжести mg. Поэтому центробежную силу можно рассчитать как произведение силы тяжести на фактор разделения:

$$G_{u} = G_{m} \cdot K_{p} = mg \cdot K_{p}. \tag{5}$$

Законы осаждения под действием силы тяжести действительны и для осаждения в поле центробежных сил. Но сила, действующая на частицу, в K_p раз больше силы тяжести и для шарообразных частиц равна

$$G_{u} = G_{m} \cdot K = \frac{\pi d^{3}}{6} \left(\rho_{m} - \rho_{c}\right) g \cdot K_{p}. \tag{6}$$

Основным условием осаждения в поле центробежных сил является равенство центробежной силы и силы сопротивления среды:

$$G_{u} \ge R_{u} = \psi w_{u}^{2} d^{2} \rho_{c} \,, \tag{7}$$

или

$$\psi w_{u}^{2} d^{2} \rho_{c} = \frac{\pi d^{3}}{6} (\rho_{m} - \rho_{c}) g \cdot K_{p}.$$
 (8)

Умножив обе части уравнения (8) на $\frac{\rho_c}{\mu_c}$, получим:

$$\psi Re_{u}^{2} = \frac{\pi}{6} Ar \cdot K_{p} \,. \tag{9}$$

Подставив в это уравнение значение коэффициента сопротивления $\psi = f\left(Re_{u}\right)$ для разных режимов осаждения и решая его относительно Re_{u} , получим уравнения для расчета скорости осаждения:

при

$$Re_{_{u}} < 2$$
 и $Ar \cdot K_{_{p}} < 36$; $Re_{_{u}} = 0,056$; (10)

$$Re_u = 2...500$$
 и $Ar \cdot K_p = 36...83 \cdot 10^3$;

$$Re_{u} = 0.152 \left(Ar \cdot K_{p} \right)^{0.715};$$
 (10a)

$$Re_u > 500$$
 и $Ar \cdot K_p > 83 \cdot 10^3$;

$$Re_{u} = 1,74 \left(K_{p} \cdot A_{r} \right)^{0.5}$$
 (106)

Сравнивая полученные уравнения с аналогичными уравнениями для осаждения под действием силы тяжести, найдем, что:

при ламинарном режиме осаждения

$$w_u = w_0 \cdot K_p; \tag{11}$$

– при переходном режиме

$$w_{u} = w_{0} \cdot K_{p}^{0.715}; \tag{11a}$$

– при турбулентном режиме

$$w_{u} = w_{0} \cdot K_{p}^{0,5}, \tag{116}$$

где w_u – скорость осаждения под действием центробежных сил;

 w_0 – скорость осаждения под действием силы тяжести.

Для расчета локальной скорости осаждения твердых частиц прежде всего рассчитывают:

- критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d_u^3 \cdot \rho_c \left(\rho_m - \rho_c\right) g}{\mu_c^2};$$

фактор разделения

$$K_p = \frac{w_r^2}{r \cdot \varrho}.$$

По величине произведения $Ar \cdot K_p$ выбирают расчетную формулу (10a), (10б) или (10), рассчитывают критерии Re_u и скорость осаждения:

$$w_{u} = \frac{Re_{u} \cdot \mu_{c}}{\rho_{c} \cdot d_{u}} \quad . \tag{12}$$

Для частиц нешарообразной формы скорость осаждения будет меньше:

$$W_{uH} = \varphi W_u \,, \tag{13}$$

где φ – коэффициент, учитывающий форму частицы.

Скорость осаждения взвешенных частиц в поле центробежных сил может быть выражена уравнением

$$W_{u} = \frac{d_{r}}{d_{\tau}}. (14)$$

Из уравнения (14) можно найти время осаждения:

$$\tau_{oc} = \int_{r_1}^{r_2} \frac{d_r}{w_u} \,. \tag{15}$$

Время осаждения при помощи уравнения (15) может быть рассчитано методом графического интегрирования. Для этого для нескольких радиусов в пределах от r_1 до r_2 по уравнению (10), (10a), (10б) рассчитываются скорости осаждения и строится график зависимости $\frac{1}{w_y}$ от r (рис. 4.4).

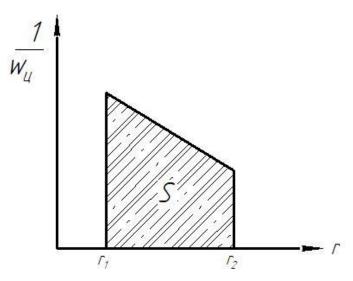


Рис. 4.4. Диаграмма к расчету времени осаждения

Время осаждения определяется площадью под кривой в пределах от r_1 до r_2 :

$$\tau_{oc} = S \cdot a, \tag{16}$$

где a — масштаб диаграммы.

Приближенно время осаждения можно определить по уравнению

$$\tau_{oc} = \frac{r_2 - r_1}{w_{ucn}},\tag{17}$$

где $w_{u\,cp}$ — скорость осаждения, вычисленная по среднему радиусу $r_{cp} = \frac{r_1 + r_2}{2}$ и при средней скорости газового потока $w_{r_{cp}}$.

Оптимальный режим работы циклонов

Основными параметрами, характеризующими работу циклонов, является степень очистки газа (КПД) η и гидравлическое сопротивление циклона. Степенью очистки или коэффициентом полезного действия циклона η называют отношение количества уловленных частиц $G_{y\pi}$ к количеству твердых частиц в потоке газа на входе в циклон G_{ex} :

$$\eta = \frac{G_{yn}}{G_{ex}} = \frac{V(\overline{C_{ex}} - \overline{C_{ebix}})}{V\overline{C_{ex}}} = \frac{\overline{C_{ex}} - \overline{C_{ebix}}}{\overline{C_{ex}}},$$
(18)

где $\overline{C_{ex}}$ – концентрация твердых частиц в газовом потоке на входе в циклон, кг/м³;

 $C_{\rm \scriptscriptstyle GMX}$ — то же на выходе из циклона, кг/м³;

V- объем газового потока, проходящего через циклон м 3 .

В циклонах КПД очистки газа находится в широких пределах: от 50 до 95 %.

КПД очистки прежде всего зависит от физических свойств газа и взвешенных частиц: размера частиц, плотности материала частиц, плотности и вязкости очищаемого газа. Чем больше размеры частиц и плотность материала частиц, тем выше степень очистки.

Степень очистки газа зависит также от конструкции и размеров (диаметра) циклона и скорости газа на входе в циклон.

Согласно уравнению (2) эффективность разделения в циклоне пропорциональна квадрату окружной скорости газового потока в циклоне \mathbf{w}_r и обратно пропорциональна радиусу циклона. С увеличением радиуса циклона уменьшается фактор разделения K_p и эффективность циклона. С увеличением окружной скорости возрастает эффективность циклона, так как возрастает центробежная сила и скорость осаждения частиц. Но при увеличении скорости возрастает гидравлическое сопротивление циклона.

Оптимальной скоростью газового потока считают: на входе в циклон 12...20 м/с, а фиктивную $w_{vcn} = 2,4...4,0$ м/с.

Увеличение скорости выше 20 м/с на входе в циклон нежелательно из-за увеличения гидравлического сопротивления циклона и понижения эффективности циклонов вследствие турбулизации газового потока и увеличения уноса пыли с газовым потоком.

Высокий КПД очистки достигается в циклонах малого диаметра, поэтому и применяют батарейные циклоны, представляющие собой батареи из нескольких десятков циклонов малого диаметра -100, 150, 200, 250 мм.

Батарейные циклоны применяют при очистке газов производительностью более 100000 м³/ч.

Недостатками батарейных циклонов являются: высокое гидравлическое сопротивление, большой расход металла, забивание элементов, высокая стоимость.

Гидравлическое сопротивление циклона рассчитывается по уравнению

$$\Delta P_{u} = \xi \frac{w_{ycn}^{2} \cdot \rho_{t}}{2}, \qquad (19)$$

где w_{ycn} — фиктивная или условная скорость газового потока, отнесенная к площади поперечного сечения цилиндрической части циклона, м/с:

$$w_{ycn} = \frac{V_t}{3600 \cdot 0,785 \cdot D^2}, \tag{20}$$

где V_t – расход газа, проходящего через циклон, при температуре t °C, M^3/Ψ ;

 ρ_t – плотность газа при данной температуре t °C, кг/ м³;

 ξ – коэффициент сопротивления циклона.

Коэффициент сопротивления циклона зависит от типа, его диаметра, состояния внутренней поверхности стенок, скорости газа, вязкости и запыленности потока.

Различают два основных случая работы циклонов:

- работа циклона в сети, то есть после цикла стоят еще и другие очистные аппараты;
- работа циклона на выхлоп, то есть газ из циклона выбрасывается в атмосферу.

Коэффициент сопротивления циклона зависит от вида установки в сети, поэтому различают:

 $\boldsymbol{\xi}^{\!x}$ – коэффициент сопротивления циклона, работающего на сеть;

 ξ^b — коэффициент сопротивления циклона, работающего на выхлоп.

Коэффициент сопротивления циклона рассчитывают по уравнениям:

$$\xi^c = K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{500}^c; \tag{21}$$

$$\xi^b = K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{500}^b \,, \tag{22}$$

где K_1 – коэффициент, учитывающий влияние диаметра циклона;

 K_2 – коэффициент, учитывающий влияние запыленности и газа;

 ξ_{500}^{c} — коэффициент сопротивления циклона диаметром 500 мм, работающего на сеть;

 ξ_{500}^{b} — коэффициент сопротивления циклона диаметром 500 мм, работающего на выхлоп.

Эти коэффициенты устанавливаются опытным путем.

Так, для циклона ЦН–1

$$\xi_{500}^c = 155$$
, $\xi_{500}^b = 163$.

Циклоны, работающие на выхлоп, имеют коэффициент сопротивления больше, чем циклоны, работающие на сеть. При выбросе газа в атмосферу вся кинетическая энергия вращающегося потока теряется.

Для снижения гидравлического сопротивления циклона их снабжают лопастными раскручивателями, которые привариваются к нижней части выхлопной трубы или устанавливают кольцевые диффузоры на выхлопной трубе. Установка этих устройств снижает ΔP_u на 17 %.

Падение напора газа при прохождении через циклон принято характеризовать величиной $\frac{\Delta P_{\scriptscriptstyle \parallel}}{\rho_{\scriptscriptstyle t}}$. Исследования показали, что оптимальные условия очистки для каждого типа циклона при фиктивной скорости газа 2,5...4,0 м/с обеспечиваются при значениях:

Тип циклона	$\frac{\Delta P_u}{\rho_t}$, M^2/c^2
ЦН-11	. 8001400
ЦН-15, ЦН-15У	
ЦН-24	. 300600

Зависимость степени очистки от величины $\frac{\Delta P_{u}}{\rho_{t}}$ такова, что увели-

чение $\frac{\Delta P_{_{_{\!\mathit{U}}}}}{\rho_{_{\!\mathit{t}}}}$ сверх указанных пределов незначительно повышает сте-

пень очистки, а уменьшение $\frac{\Delta P_{_{u}}}{\rho_{_{t}}}$ ниже указанных пределов ведет к резкому падению степени очистки.

Цель работы

- 1. Ознакомиться с устройством, принципом работы циклона и разделением неоднородной системы в поле центробежных сил.
- 2. Исследовать зависимость гидравлического сопротивления циклона от фиктивной скорости газового потока.
- 3. Определить коэффициент сопротивления циклона и степень очистки газа (воздуха).
 - 4. Исследовать влияние подсоса воздуха на степень очистки газа.

Описание экспериментальной установки

Основным аппаратом лабораторной установки (рис. 4.5) является циклон 1 диаметром 100 мм, выполненный из прозрачного оргстекла по типу ЦН-15.

Установка включает также воздуходувку 8 с электродвигателем для подачи воздуха в циклон, приемник 2 для сбора осажденной пыли, дозатор 5 для подачи пыли в газовый поток, работающий по принципу естественного осыпания. Расход воздуха измеряется ротаметром PC-7 3. Расход воздуха регулируется вентилем 4. Гидравлическое сопротивление циклона замеряется дифманометром 7. Подача пыли регулируется заслонкой 6.

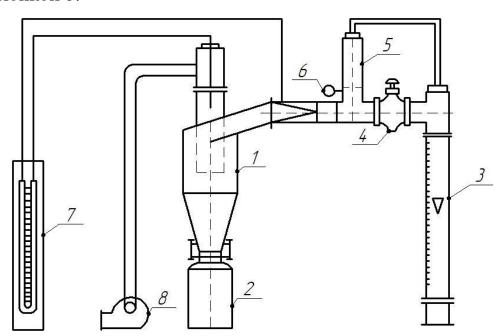


Рис. 4.5. Схема установки для исследования работы циклона НИИОГаз ЦН-24: 1 – циклон ЦН-24; $\mathcal{L}_{u}=100$ мм; 2 – приемник для пыли; 3 – ротаметр; 4 – вентиль; 5 – дозатор; 6 – заслонка; 7 – дифференциальный манометр; 8 – воздуходувка

Методика проведения работы

Задание 1. Включают воздуходувку и с помощью вентиля 4 устанавливают заданный расход воздуха.

Проводят измерения гидравлического сопротивления циклона при 4...5 расходах газа по заданию преподавателя. Измерения гидравлического сопротивления при каждом расходе повторяют 2–3 раза. Зависимость гидравлического сопротивления циклона от скорости газа изучают при продувке циклона незапыленным воздухом.

Задание 2. Проводят изучение степени очистки газа при заданных расходах газа. Для этого при закрытой заслонке 6 в дозатор 5 засыпают предварительно 10...15 грамм взвешенной пыли, пускают воздуходувку 8, вентилем 4 устанавливают заданный расход воздуха и, постепенно открывая заслонку, в поток воздуха подают пыль из дозатора в течение 1...3 минут. Продолжительность подачи пыли замеряют секундомером. После окончания подачи пыли выключают воздуходувку, снимают приемник 2 с собранной пылью и взвешивают ее. По разности количеств загруженной и собранной в приемнике пыли определяют унос пыли газовым потоком из циклона.

$$G_{ebix}\xi = G_{ex} - G_{vi}$$
,

где G_{ex} – количество загруженной пыли, кг;

 $G_{y_{7}}$ – количество пыли, собранной в приемнике, кг.

Задание 3. Изучение влияния подсоса воздуха через неплотности на степень очистки газа. Повторить задание 2, но бункер-приемник неплотно соединить с циклоном.

Результаты наблюдений записывают в виде табл. 4.1.

Таблица 4.1

a Nº	Ь/8	Перепад давления в циклоне, мм вод. ст. $\Delta P_{_{ij}}$					$10^3~{ m KF}$	сть мин	нике,	потоком,
Показания ротаметра №	Расход воздуха (по графику), V_t , м 3 /ч	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Среднее	Среднее, Па	3 агруженно пыли, $G_{ m ex}$ · 10^3	Продолжительность улавливливания $ au$, ми	Собрано пыли в приемнике $G \cdot 10^3$ кг	Вынесено газовым по $G{\cdot}10^3{ m kr}$

Обработка результатов опытов

- 1. По уравнению (20) для каждого заданного расхода воздуха (рис. 4.6) рассчитать условную скорость воздуха в циклоне, а по уравнению (19) рассчитать коэффициенты сопротивления циклона ξ_i .
 - 2. Рассчитать среднюю запыленность воздуха:
 - на входе в циклон

$$\overline{C}_{ex} = \frac{G_{ex}}{V_3} ;$$

- на выходе из циклона

$$\overline{C}_{\rm\scriptscriptstyle Bblx} = \frac{G_{\rm\scriptscriptstyle Bblx}}{V_{\rm\scriptscriptstyle 3}} = \frac{G_{\rm\scriptscriptstyle Bx} - G_{\rm\scriptscriptstyle yc}}{V_{\rm\scriptscriptstyle 3}} \ , \label{eq:cblx}$$

где $V_3 = \frac{V_t}{3600} \cdot \tau$ — объем запыленного газа, проходящего через циклон в течение τ с, M^3 ;

 V_t – объемный расход воздуха, м³/ч;

 τ — продолжительность подачи опила, с;

 $G_{\text{вых}}$ – количество пыли, вынесенной из циклона газовым потоком, кг; G_{yx} – количество пыли, уловленной в циклоне, кг.

- 3. Рассчитать степень очистки газа η по уравнению (18).
- 4. Все расчеты записать в отчете построчно, а результаты расчетов записать в виде табл. 4.2 и табл. 4.3.

Таблица 4.2

Показания	Расход	Условная скорость	Сопротивление циклона, $\Delta P_{\scriptscriptstyle q}$		Коэффициент	
ротаметра, <i>N</i>	воздуха V_t , м 3 /ч	воздуха в циклоне, <i>wycл</i> , м/с	мм вод.ст.	Па	сопротивле-ния циклона, ξ	$\frac{\Delta P_{u}}{\rho_{t}}$

Таблица 4.3

	Запыленнос	гь воздуха	Степень очистки		
Расход воздуха, м 3 /ч, V_t	на входе в цик- лон, \overline{C}_{ex}	на выходе из циклона, $\bar{C}_{_{6bx}}$	опытная	теоретиче- ская	

5. Построить совмещенный график зависимости

$$\Delta P_{u} = f_{1}(w_{ycn}) u \quad \xi = f_{2}(w_{ycn}).$$

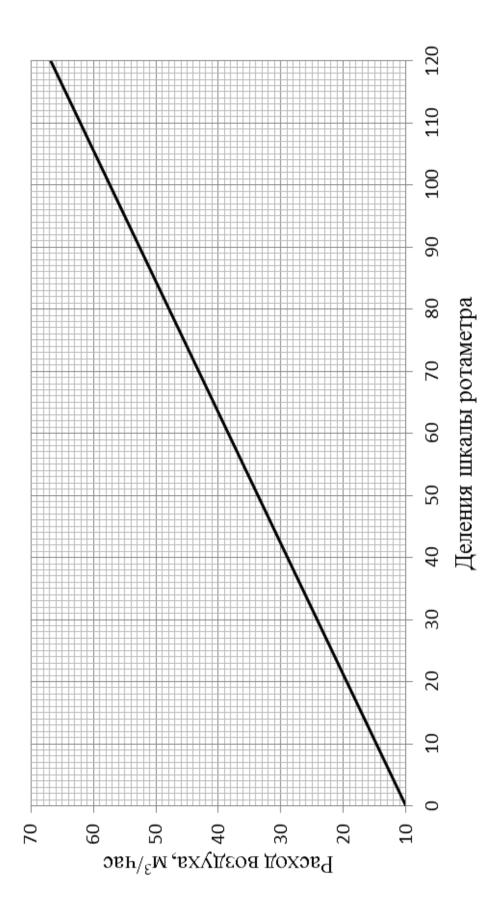


Рис. 4.6. График перевода расхода воздуха из показаний воздушного ротаметра в $\mathrm{M}^3/\mathrm{час}$

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема установки со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Таблица результатов наблюдений (табл. 4.1).
- 5. Подробный расчет всех величин при одном расходе воздуха.
- 6. Расчеты и табл. 4.2 и 4.3.
- 7. Совмещенный график

$$\Delta P_{\mu} = f_1(w_{ycn})$$
 и $\xi = f_2(w_{ycn})$.

8. Выводы, анализ полученных результатов.

Контрольные вопросы

- 1. Какие силы действуют на твердую частицу в потоке газа или жидкости?
 - 2. Что такое условная скорость?
- 3. Как теоретически рассчитать гидравлическое сопротивление циклона?
- 4. Для чего в промышленности применяют циклон, как устроен циклон?
 - 5. Как измеряют в установке расход воздуха?
 - 6. Что такое дифманометр, для чего он служит?
- 7. Как экспериментально определяют гидравлическое сопротивление циклона?
 - 8. Когда применяют батарейные циклоны?

Рекомендуемая литература

1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – Москва : Химия, 2009. – 754 с.

РАБОТА 5

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПСЕВДООЖИЖЕНИЯ В СИСТЕМЕ ГАЗ – ТВЕРДОЕ

Введение и теория задачи

Процесс псевдоожижения в настоящее время широко используется в химической и других отраслях промышленности. Аппараты с взвешенным (псевдоожиженным) или кипящим слоем применяются для перемещения и смешения сыпучих материалов, для проведения процесса обжига, теплообмена, сушки, абсорбции, увлажнения, каталитических процессов.

Широкое распространение этого метода обусловлено рядом досто-инств:

- возможность проведения процесса с сильно измельченным материалом, имеющим большую удельную поверхность, что приводит к ускорению тепло- и массопереноса;
- интенсивное перемешивание твердой фазы обеспечивает выравнивание температур и концентрации в объеме слоя;
- малое гидравлическое сопротивление и независимость его от скорости газа в слое;
- текучесть псевдоожиженного материала, позволяющая легко организовать непрерывный процесс.

С другой стороны, метод проведения процессов в псевдоожиженном слое не лишен недостатков, как, например, невозможность создать противоток в пределах одного слоя, что снижает движущую силу процесса; необходимость установки мощных пылеулавливающих аппаратов на выходе газа из псевдоожиженного слоя и др.

Для создания противоточного непрерывного процесса в псевдоожиженном слое применяют аппараты с последовательным ступенчатым секционированием по высоте слоя. Между секциями ступенями осуществляется переток сверху вниз твердого материала через специальные переточные устройства, газ же проходит последовательно через все ступени, выполненные в виде беспровальных решеток. Ступенчато противоточное проведение процесса позволяет создавать требуемое распределение температур и концентрацию по высоте аппарата.

Характеристика слоя зернистого материала включает следующие понятия: порозность, эквивалентный диаметр, фактор формы, удельная поверхность, действительная и фиктивная скорости газа через зернистый слой.

Порозность – объемная доля газа в слое зернистого материала:

$$E_0 = \frac{V_{cn} - V_r}{V_{cn}} = I - \frac{V_r}{V_{cn}}, \tag{1}$$

где V_{cn} – общий объем, занимаемый слоем зернистого материала, м³;

 V_r – объем, занимаемый только твердыми частицами, м³;

Эквивалентный диаметр каналов в зернистом слое выражается отношением

$$d_{9} = \frac{4E_{0}}{a},\tag{2}$$

где a — удельная поверхность — это поверхность твердых частиц материала, находящихся в единице объема, занятого зернистым слоем, ${\rm M}^2/{\rm M}^3$.

Эквивалентный диаметр может быть выражен через размер частиц, составляющих слой:

$$d_{_{9}} = \frac{2\Phi E_{0}d_{_{r}}}{3(I - E_{0})},\tag{3}$$

где Φ – фактор формы:

$$\Phi = \frac{F_u}{F} \,, \tag{4}$$

 F_{uu} – поверхность шара, имеющего тот же объем, что и рассматриваемая частица поверхностью F.

Действительную скорость газа в каналах w_k зернистого слоя трудно измерить, поэтому принято расчеты вести через фиктивную скорость w_0 , условно равную отношению объемного расхода газа V, m^3/c , к площади поперечного сечения зернистого слоя f, m^2

$$w_0 = \frac{V}{f} \,. \tag{5}$$

Действительную скорость газа в порах (каналах) определяют по уравнению:

$$w_0 = \frac{w_0}{E_0} \ . {6}$$

Если через неподвижный слой твердых частиц, лежащих на решетке, пропускать снизу вверх поток газа и при этом постоянно увеличивать его скорость, то будет наблюдаться следующее: при малых скоростях потока зернистый слой остается неподвижным, так как газ проходит по каналам между частицами, то есть фильтруется через зернистый слой. При некоторой критической скорости газа весь слой твердых частиц переходит во взвешенное состояние. При дальнейшем увеличении скорости газа в аппарате выше критической объем взвешенного слоя увеличивается. При этом происходит интенсивное перемешивание твердых частиц; во многом этот процесс напоминает кипящую жидкость, он «течет», принимает форму сосуда, через него пробулькивают пузырьки газа, поэтому его часто называют кипящий или псевдоожиженный слой. При дальнейшем увеличении скорости газа продолжается расширение слоя взвешенных частиц. Наконец, при некоторой второй критической скорости газа, называемой скоростью уноса или витания, взвешенный слой разрушается, твердые частицы уносятся из аппарата потоком газа – возникает пневмотранспорт.

Следовательно, существуют три режима, характеризующих взаимодействие газового потока и слоя зернистого материала:

- фильтрование, неподвижный слой

$$w_0 < w_{\kappa pI}; E = 0,4;$$

- взвешенный слой

$$w_{\kappa p2} > w_0 > w_{\kappa pn}; \ 0.4 < E < 1.0;$$

- унос, пневмотранспорт

$$w_0 > w_{\kappa p2}; E = 1$$
.

С увеличением скорости газа гидравлическое сопротивление слоя изменяется. Эта зависимость предоставлена на рис. 5.1 в логарифмических координатах.

На рис. 5.1 линия ДЕ соответствует уравнению (7) и характеризуется независимостью ΔP_{cn} от скорости прохождения газа через слой. В точке E начинается унос частиц и слой разрушается.

Точка A соответствует $w_{\kappa p1}$, называемой скоростью начала псевдоожижения w_{nc} ($\mathbf{w}_{\kappa p1} = w_{nc}$).

Точка E соответствует $w_{\kappa p2}$, называемой скоростью витания $w_{\textit{вит}}$ или скоростью уноса $w_{\textit{y}}$:

$$W_{\kappa p2} = W_{\text{eum}} = W_{y}.$$

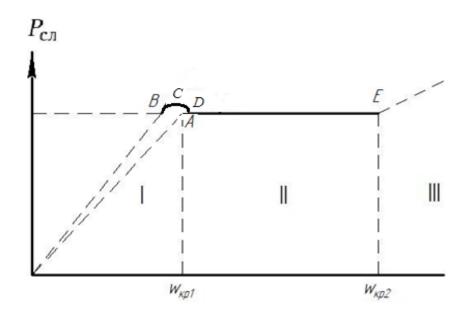


Рис. 5.1. Зависимость гидравлического сопротивления зернистого слоя от фиктивной скорости:

I – неподвижный слой (фильтрование);

II – псевдоожиженный слой (взвешенный, кипящий);

III – унос, пневмотранспорт

При увеличении скорости газа гидравлическое сопротивление ΔP неподвижного слоя (фильтрование) увеличивается до точки B, затем ΔP проходит через максимум (точка C), наличие которого объясняется силами адгезии или самоторможения потока вблизи стенок. Характерно, что при обратном ходе кривой $\Delta P_{cr} = f(w_0)$, то есть при уменьшении скорости, точка C отсутствует и прямая процесса фильтрования расположена ниже в результате образования более рыхлой структуры слоя.

Это смещение кривой называется гистерезисом. При дальнейшем увеличении скорости газового потока в какой-то момент перепад давления (гидравлическое сопротивление слоя) становится равным противоположно направленной силе тяжести.

Переход твердых частиц неподвижного слоя во взвешенное состояние начинается, когда гидравлическое сопротивление слоя становится равным весу частиц слоя $G_{c,n}$, находящихся на единице площади поперечного сечения аппарата:

$$\Delta P_{cn} = \frac{G_{cn}}{f} = \text{const}; \tag{7}$$

$$G_{cn} = H \cdot f(\rho_2 - \rho) \cdot g(1 - E_0); \tag{8}$$

$$\Delta P_{cn} = \frac{H \cdot f(\rho_2 - \rho) \cdot g(1 - E_0)}{f} = H(\rho_2 - \rho) \cdot g(1 - E_0), \qquad (9)$$

где H – высота слоя, м;

 ρ_2 , ρ – плотность твердых частиц и среды, соответственно, кг/м³;

Постоянство ΔP_{cn} объясняется тем, что при повышении расхода газа и его фиктивной скорости w_0 происходит одновременное увеличение объема взвешенного слоя и расстояния между частицами. Вследствие этого действительная скорость газа между частицами w_{κ} , от которой зависит сопротивление слоя, остается неизменной.

Отношение рабочей скорости w_{pab} , находящейся в пределах между w_{no} и w_{sum} , к скорости начала псевдоожижения называется числом псевдоожижения K_w :

$$K_{w} = \frac{W_{pa\delta}}{W_{no}} .$$

Число псевдоожижения характеризует интенсивность перемешивания частиц и состояние псевдоожиженного слоя. Опытами установлено, что интенсивное перемешивание наблюдается при $K_w = 2$.

Оптимальное значение K_w для каждого конкретного случая устанавливается практически.

Структура псевдоожиженного слоя (однородное и неоднородное кипение)

Однородное кипение характерно для одинаковых по размеру и по форме твердых частиц при небольших рабочих скоростях.

Неоднородное кипение возникает при увеличении скорости газа и размеров частиц, уменьшении диаметра аппарата. Этот режим работы нежелателен, так как псевдоожижение неоднородное, сквозь слой прорываются крупные пузыри воздуха, и происходит выброс твердых частиц над слоем.

Каналообразование наблюдается при псевдоожижении мелких или слипающихся частиц, склонных к агломерации. В зернистом слое образуются сквозные каналы, по которым прорывается газ, создавая неустойчивость в системе.

Фонтанирование — предельный случай каналообразования, возникает при подаче газа в слой через решетку, которая значительно меньше площади сечения аппарата. Струя газа фонтанирует вдоль вертикальной оси аппарата, увлекая частицы вверх, затем частицы падают вниз и снова выбрасываются вверх.

Для проведения какого-либо технологического процесса с применением кипящего слоя надо знать скорость начала псевдоожижения, рабочую скорость и скорость уноса. Обычно эти скорости устанавливаются опытным путем.

Теоретически эти скорости рассчитываются из условия равенства гидравлического сопротивления слоя весу твердой фазы, отнесенной к единице площади поперечного сечения аппарата (уравнение 7).

Гидравлическое сопротивление слоя зернистого материала определяется по уравнению Дарси-Вейсбаха, аналогичному уравнению для определения потери давления на трение трубопровода:

$$\Delta P_{cn} = \lambda \frac{H}{d_2} \cdot \rho \frac{w_k^2}{2},\tag{10}$$

где λ — коэффициент трения, учитывает сопротивление трения и дополнительные местные сопротивления при обтекании потока газа по искривленным каналам;

H – высота зернистого слоя материала, м;

 d_9 – эквивалентный диаметр каналов, м;

 w_k – скорость газа в каналах, м/с;

 ρ – плотность газа, кг/м³.

Для всех режимов движения рекомендуют определять λ по уравнению

$$\lambda = \frac{133}{Re_{_{\kappa p}}} + 2{,}34\,, (11)$$

где $Re_{\kappa\rho} = \frac{w_0 \cdot d_r \cdot \rho}{\mu} \cdot \frac{2\Phi}{3(1-E_0)}$ — критерий Рейнольдса.

Поставив в уравнение (10) значения d_3 , w_k , λ из уравнений (3), (6), (11), получим уравнение Эрлина для технических расчетов гидравлического сопротивления неподвижного слоя зернистого материала, а именно:

$$\Delta P = 150 \frac{\left(1 - E_0\right)^2 \mu H w_0}{E_0^3 \Phi^2 d_r^2} + 1,75 \frac{\left(1 - E_0\right) H \rho w_0^2}{E_0^3 \Phi^2 d_r^2} . \tag{12}$$

Приравняв гидравлическое сопротивление кипящего слоя, определяемое по уравнению (12), весу слоя зернистого материала, находящегося на 1 м² площади поперечного сечения аппарата, получим

$$H(\rho_r - \rho)g(1 - E_0) = 150 \frac{(1 - E_0)^2 \mu H w_0}{E_0^3 \Phi^2 d_r^2} + 1,75 \frac{(1 - E_0) H \rho w_0^2}{E_0^3 \Phi d_r}.$$
 (13)

После преобразования этой зависимости получается уравнение для определения критической скорости псевдоожижения:

$$Re_{\kappa p \, 1} = \frac{Ar \cdot \Phi^2}{150 \cdot \frac{1 - E_0}{E_0^3} + \sqrt{\frac{1,75}{E_0^3} Ar}},\tag{14}$$

или более точное уравнение:

$$Re_{\kappa p} = \frac{Ar \cdot \Phi^2}{75 \cdot \frac{1 - E_0}{E_0^3} + \sqrt{\left(75 \cdot \frac{1 - E_0}{E_0^3}\right)^2 + \frac{1,75}{E_0^3} Ar}}.$$

При беспорядочной засыпке слоя порозность в момент образования взвешенного слоя равна одному из минимальных значений периода 0,35...0,55.

Для шарообразных частиц, имеющих равную порозность, уравнение (14) примет следующий вид:

$$Re_{\kappa p1} = \frac{Ar \cdot \Phi^2}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}},$$
 (15)

где
$$Ar = \frac{d_r^3(\rho_2 - \rho)g\rho}{\mu^2}$$
 – критерий Архимеда;

$$Re_{\kappa p} = \frac{w_{\kappa p1}d_r\rho}{\mu}$$
 — критерий Рейнольдса.

Расчет рабочей скорости псевдоожижения, необходимой для достижения заданного расширения слоя (E = 0.4 ... 0.75), проводят по общей формуле

$$Re = \frac{Ar \cdot E^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar \cdot E^{4,75}}} \,. \tag{16}$$

Вторую критическую скорость или скорость витания (уноса) $w_{\kappa p2} = w_{\textit{вит}}$ можно рассчитать по уравнению (16) при подстановке E = 1:

$$Re_{\kappa p2} = \frac{Ar \cdot \Phi^2}{18 + 0.61\sqrt{Ar}}$$
 (17)

Для приближенных расчетов удобно пользоваться зависимостью

где
$$L_{y} = f(Ar_{,}E)$$
, $L_{y} = \frac{Re^{3}}{Ar} = \frac{w^{3} \cdot \rho^{2}}{\mu(\rho_{2} - \rho_{1})g}$ – критерий Лященко.

С помощью графика зависимости $L_y = f(Ar, \varepsilon)$ [2, с. 110 рис. 3–8] с погрешностью ± 2 % можно определить:

- скорость газового потока w_{no} , которая необходима для образования взвешенного слоя частиц заданного диаметра d_r при заданной порозности E_0 (из критерия Лященко);
- минимальный диаметр частиц d_r , которые переходят во взвешенное состояние при заданной w_{no} и E_0 (из критерия Архимеда).

Теоретическая порозность слоя может быть вычислена по интерполяционной формуле, если дана рабочая скорость псевдоожижения:

$$E = \frac{\left(18Re + 0,36Re^2\right)^{0.21}}{Ar} \ . \tag{18}$$

Цель работы

Получение экспериментальной зависимости гидравлического сопротивления слоя от фиктивной скорости газа. Определение критической скорости газа, скорости витания, среднего диаметра частиц, веса слоя.

Методика проведения работы

Установка для исследования гидродинамики кипящего слоя зернистого материала (рис. 5.2) состоит из стеклянного цилиндрического аппарата кипящего слоя 4. На решетке находится слой твердых частиц (иониты, катиониты, пластмассы), со следующими характеристиками:

- порозность слоя $\varepsilon_0 = 0.51$;
- насыпная плотность материала $\rho_H = 760 \text{ кг/м}^3$;
- плотность материала $\rho = 920$ кг/м³;
- фактор формы $\Phi = 0.83...0.87.$

Воздух, подаваемый воздуходувкой 1, проходит через расходомер (ротаметр) 2 и подается под решетку у аппарата «a». Количество подаваемого воздуха регулируется вентилем 3.

Падение давления воздуха в кипящем слое (вместе с сопротивлением решетки) измеряется дифференциальным манометром 5. Пыль улавливается ловушкой 6.

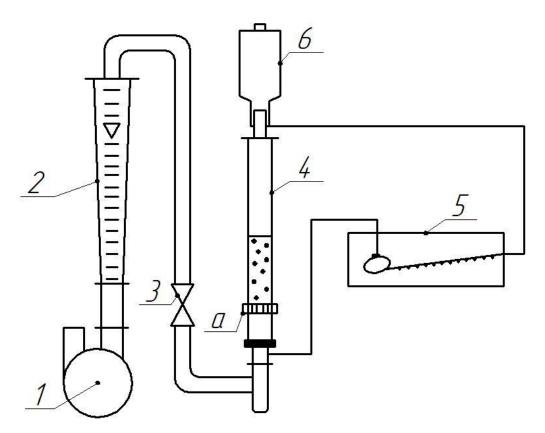


Рис. 5.2. Схема установки для исследования гидродинамики кипящего слоя зернистого материала:

1 — воздуходувка; 2 — ротаметр; 3 — вентиль для регулирования подачи воздуха; 4 — аппарат кипящего слоя; 5 — дифманометр; 6 — ловушка; a — решетка (сетка)

При закрытом вентиле 3 пускают воздуходувку 1. Затем, постепенно открывая вентиль 3 через заданные интервалы делений шкалы ротаметра (5...10 делений), записывают показания ротаметра n, показания дифференциального манометра h_0 и замеряют высоту слоя зернистого материала H. Расход воздуха увеличивают до тех пор, пока частицы твердого материала не начнут подниматься до верха аппарата взвешенного слоя (без уноса). Затем через заданные деления шкалы ротаметра уменьшают подачу воздуха и опять записывают показания ротаметра n, дифференциального манометра Δh и замеряют высоту зернистого материала H. После окончания работы закрывают вентиль 3 и выключают воздуходувку.

Результаты наблюдений записывают в табл. 5.1. В эту же таблицу записывают расход воздуха V_i , который определяют по графику зависимости $V_i = f(n)$; сопротивление решетки ΔP_{peu} , которое определяется по графику зависимости $\Delta P_{peu} = f(n)$, и сопротивление слоя зернистого материала, которое определяется по разности $\Delta h = \Delta hg - \Delta hp$.

Таблица 5.1

етра, п	V_i , M^3/\mathbf{u} , ic. 5.3)	нометра ст.	решетки (рис. 5.4)		пение слоя о материала	я Уиала,
Показания ротаметра,	Расход воздуха, $V_{i,}$ (по графику, рис.	Показания дифманометра Δh_{∂} , мм вод. ст.	Сопротивление ре Δh_p , мм вод. ст. (р	$\Delta h = \Delta h_{\partial} - \Delta h_{p},$ MM BOД. СТ.	$\Delta P = \Delta h_{\delta}$, Πa	Высота слоя зернистого материала Н, мм

Обработка опытных данных

1. Рассчитывают фиктивные скорости воздуха в аппарате псевдоожижения, м/с:

$$w_{0i} = \frac{V_i}{0.785 \cdot d_a^2 \cdot 3600} \quad ,$$

где V_i – расход воздуха, м³/ч;

d_а – диаметр аппарата псевдоожижения (решетки), м.

- 2. Строят график зависимости $\Delta P_{cn} = f(w_0)$ и по графику определяют критическую скорость псевдоожижения w_{no} .
- 3. Рассчитывают критерий Лященко, соответствующий скорости псевдоожижения

$$L_{y \kappa p} = \frac{w_{no}^3 \cdot p_t^2}{\mu_t (\rho_r - \rho_t) \cdot g} ,$$

где w_{no} – скорость псевдоожижения м/с;

 ρ_t – плотность воздуха при температуре t и давлении P, кг/м³:

$$\rho_t = \rho_0 \frac{273}{273 + t} \cdot \frac{P}{P_0} ;$$

 $P = B + \frac{P_{cn}}{2}$ — среднее давление в аппарате псевдоожижения;

t — температура воздуха, подаваемого в аппарат, $\,\mathcal{C}\,;$

 ρ_r – плотность частиц зернистого материала, кг/м³;

 μ_t — динамический коэффициент вязкости воздуха при температуре воздуха t °C (рассчитывается по формуле Сатерленда), Па·с.

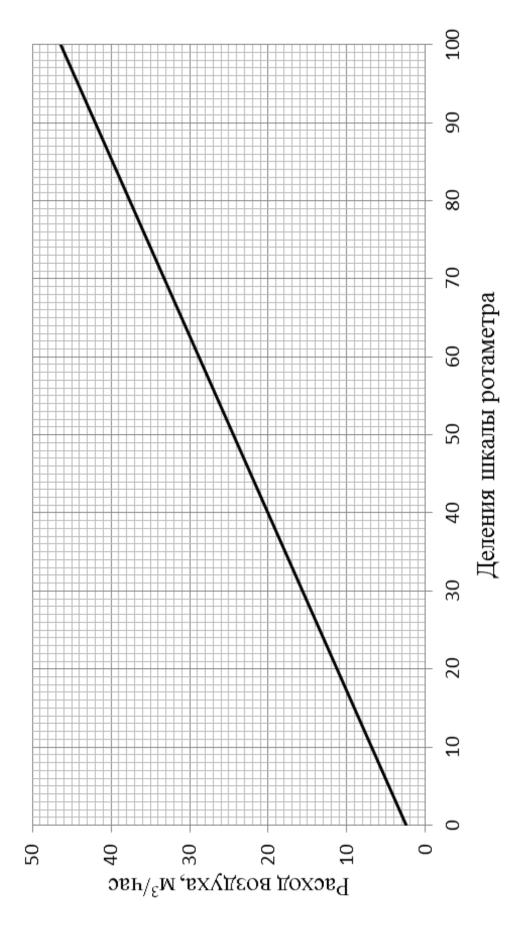


Рис. 5.3. График перевода расхода воздуха из показаний воздушного ротаметра в ${\rm M}^3/{\rm Hac}$

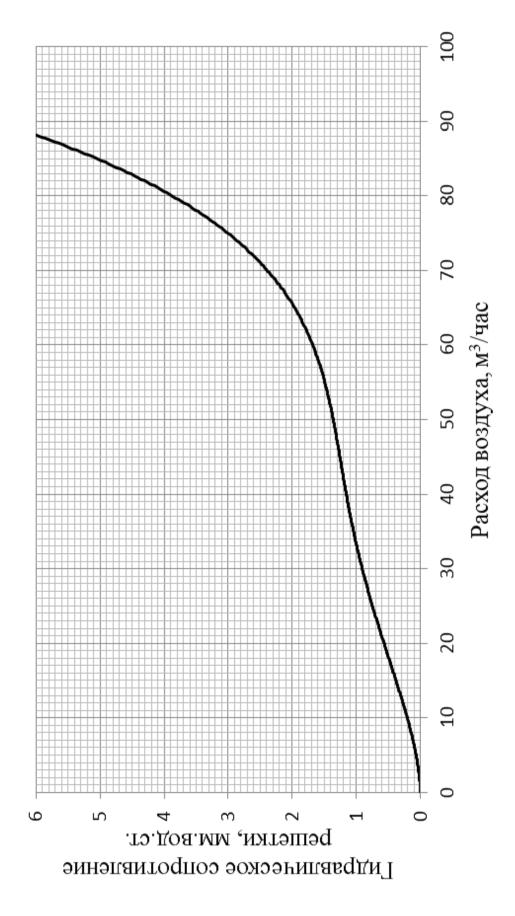


Рис. 5.4. График зависимости сопротивления решетки от расхода воздуха

4. По величине критерия Лященко L_y при известной начальной порозности материала ε_0 с помощью графика зависимости $L_y = f\left(Ar, E\right)$ [2, с. 110, рис. 3–8] находят критерий Архимеда и по величине критерия Архимеда рассчитывают средний диаметр частиц зернистого материала:

$$d_r = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu_t^2}{\rho_t (\rho_r - \rho_t)g}} .$$

- 5. По величине критерия Архимеда по тому же графику зависимости $L_y = f(Ar, E)$ при порозности, равной единице (E=1), определяют критерий Лященко, соответствующий началу уноса (скорости витания) $L_{y_{sum}}$, и по величине критерия Лященко $L_{y_{sum}}$ рассчитывают скорость начала уноса (скорость витания) и далее расход воздуха V_{vh} .
- 6. По уравнению (14) рассчитывают скорость псевдоожижения теоретическую.

Результаты расчеты записывают в виде табл. 5.2.

7. Рассчитывают вес слоя зернистого материала в Н:

$$G_{cn} = 0,785 \cdot D^2 \Delta P_{cn} ,$$

где ΔP_{cn} — сопротивление слоя зернистого материала при скорости начала псевдоожижения, Π а;

D – диаметр аппарата, м.

Таблица 5.2

|--|

Все расчеты записывают в отчет построчно.

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема установки со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Результаты эксперимента (табл. 5.1).
- 5. Расчеты фиктивной скорости воздуха и сопротивлений слоя зернистого материала (табл. 5.2) Подробно привести все расчеты.
 - 6. График зависимости $\Delta P = f(w_0)$
- 7. Расчеты среднего диаметра частиц зернистого материала d_r , скорости витания $w_{\textit{вит}}$, теоретической скорости псевдоожижения $w_{\textit{no}}^{\textit{meop}}$, расхода воздуха при скорости витания $V_{\textit{вит}}$, веса слоя $G_{\textit{сл}}$.

Контрольные вопросы

- 1. Что такое фиктивная, действительная и критическая скорость газа?
- 2. Что такое порозность слоя? В каких пределах изменяется порозность взвешенного слоя?
- 3. Как изменяется с возрастанием фиктивной скорости газа его действительная скорость в неподвижном и взвешенном слоях?
- 4. Какой характер имеет зависимость порозности слоя от расхода газа?
- 5. При каком соотношении действующих сил твердые частицы переходят во взвешенное состояние?
- 6. От чего зависят значения критической скорости газа и скорости уноса?
- 7. Почему с увеличением фиктивной скорости воздуха гидравлическое сопротивление неподвижного слоя растет, а взвешенного слоя остается постоянным?
- 8. Как рассчитать гидравлическое сопротивление взвешенного слоя, зная вес неподвижного слоя?
 - 9. Для чего служит ротаметр?

Рекомендуемая литература

- 1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Химия, 2009. 754 с.
- 2. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. Ленинград : Химия, 1987. 576 с.

РАБОТА 6

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ С ПОМОЩЬЮ МЕХАНИЧЕСКИХ МЕШАЛОК

Введение

Перемешивание в жидких средах в промышленности применяют для приготовления суспензий, эмульсий и гомогенных систем (растворов), а также для ускорения химических, тепловых и диффузионных (массообменных) процессов. В первом случае, перемешивание проводится в специальных аппаратах — смесителях; во втором — непосредственно в аппаратах для проведения тепловых, массообменных или химических процессов. В таком случае аппараты или реакторы снабжают перемешивающими устройствами.

Способ перемешивания и выбор аппарата для его проведения определяется агрегатным состоянием перемешиваемых материалов и целью перемешивания.

Применяют следующие способы перемешивания в жидких средах:

- механический (с помощью механических мешалок);
- гидромеханический (в трубах, соплах, сосудах путем принудительной циркуляции жидкости насосами);
 - пневматический (при помощи сжатого воздуха);
 - с помощью ультразвука.

Наибольшее распространение в промышленности получило перемешивание путем введения в перемешиваемую среду механической энергии из внешнего источника (механическое перемешивание).

Механическое перемешивание проводится, главным образом, вращающимися механическими мешалками различных конструкций.

Мешалка обычно состоит из одной или нескольких пар лопастей, закрепленных на валу, который вращается электродвигателем.

По устройству лопастей различают мешалки лопастные, пропеллерные, турбинные и специальные. Конструкции мешалок, их характеристика и область применения подробно описаны в литературе [1, 2].

Вращение мешалки осуществляется либо непосредственно электродвигателем (быстроходные мешалки), либо через редуктор или клиноременную передачу.

Известны мешалки с возвратно-поступательным движением с приводом от механического или электромагнитного вибратора.

При сравнительной оценке перемешивающих устройств (мешалок) рассматривают следующие показатели их работы:

- расход энергии на перемешивание (или мощность, потребляемая мешалкой);
 - интенсивность перемешивания;
 - эффективность перемешивания.

Механизм процесса перемешивания механической мешалкой

Мешалка, получая энергию от электродвигателя, вызывает движение и перемешивание жидкости.

- В зависимости от способа передачи движения жидкости различают два типа мешалок:
- мешалки, которые передают движение за счет тангенционального напряжения в направлении, перпендикулярном направлению движения мешалки; например, дисковая мешалка при вращении диска вместе с ним приходит в движение пограничный (прилипший) слой жидкости; под действием сил внутреннего трения постепенно начнут двигаться и следующие слои жидкости, пока течение не возникнет во всем объеме;
- мешалки, которые передают количество движения за счет прямого давления лопастей на жидкость в направлении движения потока; это лопастные, пропеллерные и турбинные мешалки.

Для перемешивания жидкостей преимущественно применяют мешалки второго типа.

При медленном вращении мешалки лопасти оказывают давление на жидкость, находящуюся перед лопастью, вследствие чего часть жидкости плавно обтекает кромки лопастей, а часть начинает вращаться вместе с ними. При этом перемешиваются только те слои, которые примыкают к лопастям. Такой режим называется ламинарным. Он существует при Re < 30. При ламинарном режиме расход энергии на перемешивание определяется силами внутреннего трения.

При увеличении скорости вращения мешалки происходит отрыв пограниченого слоя от поверхности лопасти и его турбулизация, особенно у кромки лопастей.

В пространстве за движущимися лопастями образуются турбулентный кормовой след.

С увеличением числа оборотов мешалки во вращающейся части жидкости развиваются центробежные силы, способные преодолеть сопротивление перемешиваемой среды. Вследствие этого возникает радиальное движение жидкости от центра к стенкам сосуда. При этом в центре мешалки создается разряжение и происходит подсасывание жидкости.

При $Re > 10^2$ возникает турбулентный режим перемешивания, при котором происходит интенсивное перемешивание жидкости. В аппарате с мешалкой в результате взаимодействия сил лобового давления лопастей на жидкость, центробежных сил и сил сопротивления трения и инерции среды происходит перемещение масс жидкости в различных направлениях и интенсивное перемешивание содержимого аппарата.

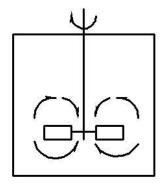
При турбулентном режиме расход энергии на перемешивание определяется не только силами внутреннего трения, но и силами инерции, влияние которых возрастает с увеличением числа оборотов мешалки (n, o6/m).

В области развитой турбулентности при $Re > 10^5$ возникает автомодельный режим перемешивания. При этом режиме расход энергии не зависит от сил внутреннего трения, а определяется только инерционными силами. Дальнейшее увеличение числа оборотов мешалки становится нецелесообразным, так как увеличение расхода энергии на перемешивание не компенсируется достигаемым эффектом.

В зависимости от конструкции лопастей мешалки и скорости ее вращения, в аппарате могут возникать три главных направления течения жидкости:

- тангенциальное течение жидкость в аппарате движется по концентрическим окружностям параллельно плоскости вращения мешалки; перемешивание происходит за счет вихрей, возникающих по контуру лопастей, жидкость плохо перемешивается в вертикальном направлении;
- радиальное течение вызывается центробежными силами, жидкость течет в направлении от мешалки к стенкам аппарата перпендикулярно оси мешалки; в этом случае мешалка создает две зоны течения: в нижней части аппарата жидкость подсасывается снизу вверх, а в верхней части аппарата – сверху вниз (рис. 6.1).

– осевое течение – жидкость поступает и вытекает из мешалки параллельно оси ее вращения (рис. 6.2).



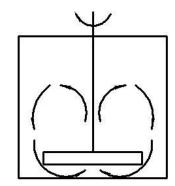


Рис. 6.1. Радиальные потоки жидкости при вращении мешалки

Рис. 6.2. Осевые потоки жидкости при вращении мешалки

В промышленных аппаратах с мешалками возможны различные сочетания этих основных типов течения жидкости.

При больших скоростях вращения мешалок перемешиваемая жидкость вовлекается в круговое движение, и вокруг вала образуется воронка. Глубина воронки увеличивается с возрастанием числа оборотов и уменьшением плотности и вязкости жидкости. При этом перемешивание ухудшается.

Для предотвращения образования воронки в аппаратах устанавливают отражательные перегородки, которые также способствуют образованию вихрей и турбулентности системы.

Образование воронки можно предотвратить, если аппарат закрыть крышкой и доверху заполнить жидкостью (без воздушной прослойки). Воронка не образуется в аппаратах прямоугольного сечения и при эксцентричной установке мешалки относительно аппарата.

Установка отражательных перегородок и эксцентричная установка мешалки увеличивают потребляемую мощность.

Мощность, потребляемая мешалками

Теоретический анализ процесса перемешивания и результаты опытов показывают, что мощность, потребляемая геометрически подобранной мешалке конструкцией, зависит от диаметра мешалки $(d_{\scriptscriptstyle M})$, числа оборотов (n), плотности и вязкости (ρ, μ) и от ускорения силы тяжести:

$$N = f\left(d_{_{M}}, n, \rho_{_{C}}, \mu_{_{C}}, g\right). \tag{1}$$

Предполагая, что связь между названными параметрами можно выразить в виде степенного одночлена, уравнение (1) запишем в следующем виде:

$$N = c \cdot d_{M}^{b} \cdot n^{e} \cdot \rho_{c}^{k} \cdot \mu_{c}^{m} \cdot q^{-p} . \tag{2}$$

В соответствии с методом анализа размерностей, получим:

$$\left| \frac{\kappa 2 \cdot m^2}{C^3} \right| = \left| m \right|^b \cdot \left| \frac{1}{c} \right|^e \cdot \left| \frac{m}{m^3} \right|^{\kappa} \cdot \left| \frac{\kappa 2}{m \cdot c} \right|^m \cdot \left| \frac{m}{c^2} \right|^{-p}.$$

Сопоставив показатели степени при одноименных единицах измерения, найдем систему трех уравнений с пятью неизвестными:

$$m+k=1$$
,
 $-m+2p-e=-3$,
 $b-3k-m-p=2$.

Полагая, что показатели степени m, (-p) известны, найдем:

$$k=1-m,$$

$$e=3-m+2p,$$

$$b=5-2m+p.$$

Заменим в уравнении (2) показатели степеней k, e, b их значениями:

$$N = c \cdot d^{5-2m+p} \cdot n^{3-m+2p} \cdot \rho_c^{1-m} \cdot \mu_c^m \cdot g^{-p} .$$

Группируя величины с одинаковыми буквенными показателями, получим:

$$\frac{N}{\rho_c \cdot n^3 \cdot d_M^5} = c \left(\frac{\rho_c \cdot n \cdot d_M^2}{\mu_c} \right) \cdot \left(\frac{n^2 \cdot d_M^p}{g} \right), \tag{3}$$

где $\frac{N}{\rho_c \cdot n^3 \cdot d_{_M}^5} = K_{_N}$ – критерий мощности (аналог модифицированного критерия мощности);

$$\frac{\rho_c \cdot n \cdot d_{_M}^2}{\mu_c} = Re_{_M} -$$
 модифицированный критерий Рейнольдса;

$$\frac{n^2 \cdot d_{_{M}}}{g} = Fr_{_{M}} -$$
модифицированный критерий Фруда.

Критерии $K_N, Re_{_M}, Fr_{_M}$ могут быть получены из обычных критериев Eu, Re, Fr путем замены линейного размера $l=d_{_M}$, линейной скорости $w=\pi d_{_M}n$ в критерии Эйлера и перепада давления $\Delta P=N$.

Таким образом, уравнение (3) можно записать в следующем виде:

$$K_N = c \cdot Re_M^{-m} \cdot Fr^p \,. \tag{4}$$

В случае перемешивания без образования воронки, силы тяжести не будут влиять на процесс перемешивания и уравнение (4) упрощается:

$$K_N = c \cdot Re_{\scriptscriptstyle M}^{-m} \,. \tag{5}$$

Мощность, потребляемая мешалкой, будет равна:

$$N = K_N \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d_M^5. \tag{6}$$

Величина критерия мощности K_N для геометрически подобных мешалок зависит от гидродинамического режима перемешивания и величины критерия Re_{M} .

При ламинарном режиме перемешивания, то есть при Re < 10, $m = \pm 1$, тогда

$$K_N = \frac{C_1}{Re_{_M}} \,. \tag{7}$$

Для турбулентного режима перемешивания, то есть при $Re_{M} = 100...10000$, m < 1, и для различных мешалок зависимость K_{N} от Re_{M} будет иметь следующий вид:

$$K_N = \frac{C_2}{Re_{_M}^m} \,. \tag{8}$$

При автомодельном режиме перемешивания ($Re_{_{M}} > 10^{5}$) критерий мощности не зависит от величины критерия $Re_{_{M}}$:

$$K_N = c_3 = \text{const} . (9)$$

Величину критерия мощности для модельных мешалок можно определить по графику зависимости $K_N = f(Re_{_M})$ [3, c. 350; 4, c. 558].

При пуске мощность, потребляемая мешалкой, больше рабочей в 2,5...4,5 раза. Но установка электродвигателя мощностью в 2,5...4,5 раза больше номинальной нецелесообразна, так как это ведет к ухудшению станционарного режима работы двигателя. Поэтому на приводе мешалки устанавливают электродвигатель с пусковыми кольцами, а мощность его принимают равной рабочей мощности, умноженной на коэффициент запаса. Для того чтобы при пуске не ломались детали привода, на валу в элементах соединения с редуктором или с мешалкой предусматривают ослабленный элемент (шпонка, пальцы муфты).

Интенсивность и эффективность перемешивания

Интенсивность перемешивания J определяется количеством энергии, подводимой в единицу времени к единице объема перемешиваемой среды:

$$J = \frac{N}{V},\tag{10}$$

где N — мощность, потребляемая мешалкой, ватт;

V – объем перемешиваемой жидкости, м³.

При перемешивании определенного объема жидкости мешалкой данного размера интенсивность перемешивания прямо пропорциональна числу оборотов мешалки (n).

Мерой оценки интенсивности перемешивания при нестационарном режиме может служить время достижения заданного технологического эффекта при заданном числе оборотов.

В процессах получения суспензий эффективность перемешивания характеризуется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата. В процессах получения эмульсий эффективность характеризуется степенью диспергирования (размером капель) дисперсной фазы и равномерностью ее распределения в сплошной фазе.

При интенсификации тепловых, массообменных и химических процессов эффективность перемешивания можно характеризовать отношением коэффициентов скорости процессов при перемешивании и без перемешивания (отношение коэффициентов теплопередачи, массопередачи и отношение скорости химических реакций).

Эффективность процесса перемешивания возрастает с увеличением интенсивности перемешивания лишь до определенного момента.

Дальнейшее увеличение интенсивности работы мешалки или не повышает эффективность процесса или является экономически нецелесообразным (при автомодельном режиме перемешивания).

Например, при приготовлении суспензии важно получить однородную по концентрации систему, состоящую из жидкой и твердой фаз. Равномерное распределение частиц твердой фазы в жидкости достигается при числе оборотов мешалки, при котором осевая составляющая скорости потока жидкости становится равной или несколько больше скорости осаждения частиц.

В этом случае восходящие потоки жидкости задерживают твердые частицы во взвешенном состоянии, препятствуя их осаждению.

Минимальное число оборотов мешалки (n_0), при котором достигается равномерное распределение твердой фазы и суспензии, называют определяющим. При этом концентрации твердой фазы в любой точке объема жидкости будут одинаковы и равны средней концентрации твердой фазы в суспензии:

$$\overline{x_i} = \overline{x_0}$$
,

где x_0 — средняя концентрация твердой фазы в жидкости при равномерном распределении фаз, кг/кг;

 x_i — концентрация твердой фазы в жидкости в любой i-й точке объема жидкости.

Увеличение числа оборотов мешалки выше определенного не улучшит равномерность распределения фаз, но расход энергии на перемешивание возрастет.

Определяющее число оборотов мешалки в случае приготовления суспензий может быть рассчитано по уравнению

$$Re_{\scriptscriptstyle M} = \frac{n \cdot d_{\scriptscriptstyle M}^2 \cdot \rho_{\scriptscriptstyle C}}{\mu_{\scriptscriptstyle C}} = c_1 \cdot Ar^{0.5} \left(\frac{d_{\scriptscriptstyle r}}{d_{\scriptscriptstyle M}}\right)^{0.5} \cdot \left(\frac{D}{d_{\scriptscriptstyle M}}\right)^k, \tag{11}$$

где $Ar = \frac{d_{_{M}}^{3} \cdot \Delta \rho \cdot \rho_{_{c}}}{\mu_{_{c}}^{2}}$ – критерий Архимеда.

 $\Delta \rho$ – разность плотностей фаз, кг/м³;

ho – плотность сплошной среды, кг/м³;

 μ_c – вязкость сплошной среды, н·с/м²;

D — диаметр бака (аппарата), м;

 $d_{\scriptscriptstyle M}$ – диаметр мешалки, м;

 d_r – наибольший диаметр частиц твердой фазы, м.

Значение коэффициента c_1 и показателя степени K для различных типов мешалок приведены в литературе [4, с. 634].

Определяющее число оборотов мешалки можно найти опытным путем. Для этого при разных числах оборотов мешалки в разных точках системы по высоте определяется концентрация твердой фазы в жидкости $\overline{x_i}$.

Построив график зависимости концентрации твердой фазы в суспензии от числа оборотов для каждой из выбранных точек объема суспензии (рис. 6.4), получим несколько кривых, которые в определенной точке сливаются в одну кривую, если при дальнейшем увеличении числа оборотов мешалки суспензия остается однородной, либо они пересекаются и затем слегка расходятся, если при увеличении числа оборотов мешалки однородность суспензии по тем или иным причинам нарушается. Число оборотов мешалки, соответствующее точке слияния или пересечения кривых, является определяющим.

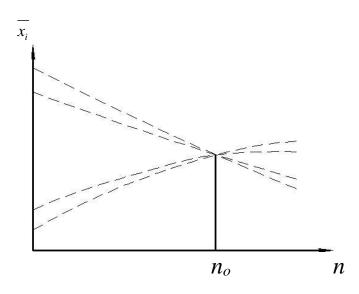


Рис. 6.4 График зависимости концентрации твердой фазы в суспензии от числа оборотов

Цель работы

1. Ознакомление с конструкциями мешалок (лопастными и турбинными) и процессом перемешивания суспензий.

2. Экспериментальное определение концентрации суспензии, соответствующей равномерному распределению твердой фазы в размешиваемом объеме, а также определяющего числа оборота мешалки (n_0) . (Тип используемой мешалки задается преподавателем).

Методика проведения работы

На рис. 6.3 показана схема установки для исследования процесса перемешивания. На станине *1* установлен электродвигатель *6*, который с помощью клиноременной передачи связан с вертикально установленным валом *3*. На валу крепится мешалка *2*. Бак со съемными перегородками *8* установлен на подъемном столе *9*, который может опускаться и подниматься с помощью подъемного механизма *4*. Мешалка приводится во вращение электродвигателем постоянного тока *6* с помощью клиноременной передачи. Число оборотов регулируется реостатом выпрямителя *7*. Число оборотов мешалки замеряется электронным тахометром *8* через выступающий вал электродвигателя или вал мешалки.

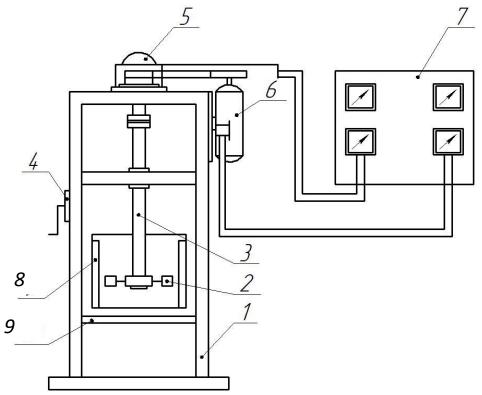


Рис. 6.3. Схема установки для исследования процесса перемешивания 1 — станина; 2 — мешалка; 3 — вал; 4 — механизм подъема стола; 5 — валик для замера числа оборотов мешалки; 6 — электродвигатель постоянного тока; 7 — выпрямитель постоянного тока с регулирующим реостатом; 8 — бак с перегородками; 9 — подъемный стол

Перед началом работы устанавливается заданный тип мешалки 2. Затем при помощи подъемного механизма 4 подъемный стол с баком поднимается так, чтобы расстояние от мешалки до дна бака было равно 1/3 диаметра мешалки. В бак загружается жидкость и твердая фаза. С помощью реостата выпрямителя 7 пускается в работу мешалка на 10...15 мин, чтобы привести твердую фазу во взвешенное состояние. Затем устанавливается заданное число оборотов мешалки и через 10...15 мин пробоотборниками отбираются пробы в двух—трех точках по высоте жидкости: верхняя точка отбора на высоте 50 мм от поверхности, нижняя — на высоте 50 мм от дна и в случае отбора проб в трех точках — в середине высоты жидкости в баке.

Пробы сливаются в предварительно взвешенные измерительные цилиндры.

После этого меняется число оборотов мешалки и через 10–15 мин снова отбираются пробы суспензии и т. д.

Объем отобранных проб должен составлять в каждом опыте 100 мл. Отобранные пробы взвешивают, находя при этом вес 100 мл отобранной суспензии. Данные опытов заносят в табл. 6.1, при этом пользуются табл. 6.2, где приведены расчетные значения плотности суспензии ρ_c и массовой доли твердой фазы $\overline{x_i}$.

Табл. 6.2 составлена для системы «мел – вода», при этом принималось, что плотности твердой и жидкой фаз составляют $\rho_m = 2200 \text{ кг/м}^3$, $\rho_{\infty} = 1000 \text{ кг/м}^3$, соответственно.

Таблица 6.1

Уровень отбора	Число оборотов мешалки, об/мин	Номер измери- тельного цилиндра	Масса пустого цилин- дра, g ₁	Масса цилин- дра с сус- пен- зией, g ₂	Масса отобран- ной пробы суспен- зии, g ₂ – g ₁	Плот- ность суспен- зии, ρ_c , кг/м 3	Массовая доля твердой фазы, \bar{x}_{l}
1	2	3	4	5	6	7	8
H_1	n ₁ n ₂ n ₃ n ₄ n ₅ n ₆						

Окончание табл. 6.1

1	2	3	4	5	6	7	8
	n_1						
	n_2						
H_2	n_3						
112	n_4						
	n_5						
	n_6						
	10.1						
	n_1						
	n_2						
H_3	n_3						
	n_4						
	n_5						
	n_6						

Таблица 6.2

Масса 100 мл суспензии, г	Плотность суспензии, $ ho_{\rm c}$, кг/м 3	Массовая доля твердой фазы, $\overline{\mathbf{x}_{i}}$		
1	2	3		
103,97	1039,7	0,07		
104,56	1045,6	0,08		
105,16	1051,6	0,09		
105,78	1057,8	0,10		
107,64	1076,4	0,13		
108,93	1089,3	0,15		
110,88	1108,8	0,18		
112,25	1122,5	0,20		
114,35	1143,5	0,23		
115,79	1157,9	0,25		
118,04	1170,36	0,28		
119,57	1195,7	0,30		

Обработка результатов опыта

- 1. По результатам опыта строятся графики зависимости концентрации твердой фазы в суспензии от числа оборотов мешалки для трех уровней $\overline{x_i} = f(n)$.
- 2. По графику находятся: определяющее число оборотов мешалки n_0 и концентрация равномерно распределенной фазы в суспензии $\overline{x_0}(n_0 u \overline{x_0})$ являются координатами точки слияния трех кривых на графике).
 - 3. Последовательно вычисляются:
 - 1) объемная доля твердой фазы в суспензии

$$\varphi = \frac{\frac{\overline{x_i}}{\rho_m}}{\frac{\overline{x_0}}{\rho_m} + \frac{1 - x_0}{\rho_{w}}},$$

где $\overline{x_0}$ – концентрация равномерно распределенной твердой фазы в суспензии, массовая доля;

 ρ_m — плотность твердой фазы (дисперсной фазы), кг/м³; ρ_{∞} — плотность жидкой фазы (дисперсионной фазы), кг/м³; 2) плотность суспензии

при
$$\frac{\Delta \rho}{\rho_{_{\mathcal{H}}}} = \frac{\rho_{_{m}} - \rho_{_{\mathcal{H}}}}{\rho_{_{\mathcal{H}}}} < 0,3 \qquad \rho_{_{c}} = \rho_{_{\mathcal{H}}};$$

при
$$\frac{\Delta \rho}{\rho_{\scriptscriptstyle \mathcal{H}}} = \frac{\rho_{\scriptscriptstyle m} - \rho_{\scriptscriptstyle \mathcal{H}}}{\rho_{\scriptscriptstyle \mathcal{H}}} > 0,3 \qquad \rho_{\scriptscriptstyle c} = \varphi \cdot \rho_{\scriptscriptstyle m} + (1 - \varphi) \rho_{\scriptscriptstyle \mathcal{H}};$$

3) коэффициент динамической вязкости , н-c/m^2

при
$$\varphi \le 0,1$$
 $\mu_c = \mu_{\mathcal{H}} (1+2,5\varphi);$

при
$$\varphi \ge 0,1$$
 $\mu_c = \mu_{\mathcal{H}} (1+4,5\varphi);$

4) критерий Рейнольдса при $n_0 = n$

$$Re_{\scriptscriptstyle M} = \frac{\rho_{\scriptscriptstyle c} \cdot n_{\scriptscriptstyle 0} \cdot d_{\scriptscriptstyle M}^2}{\mu_{\scriptscriptstyle c}},$$

где n_0 — определяющее число оборотов в секунду;

 $d_{\scriptscriptstyle M}$ – диаметр мешалки, м.

4. По графику зависимости $K_N = f\left(Re\right)$ [3, с. 350; 4, с. 558] находим критерий мощности K_N , соответствующий критерию Re_M .

Величина критерия мощности, найденная по графику, действительна только для модельной мешалки ($K_N = K'_N$). Если соотношения размеров испытываемой мешалки отличаются от модельной, критерий мощности следует умножить на симплексы геометрического подобия в соответствующей степени:

$$K_{N} = K_{N}^{\prime} \cdot \Gamma_{D}^{a} \cdot \Gamma_{H}^{c} \cdot \Gamma_{B}^{c} \cdot \Gamma_{e}^{g} \cdot \Gamma_{S}^{h} \cdot \Gamma_{z}^{u} \cdot \Gamma_{m}^{k} \cdot \Gamma_{B}^{p} ,$$

где
$$\Gamma_D = \frac{D}{\alpha \cdot d_{_M}}; \ \Gamma_H = \frac{H}{D};$$

$$\Gamma_B = \frac{b}{\beta \cdot d_{_M}}; \ \Gamma_l = \frac{l}{0,25d_{_M}};$$

$$\Gamma_S = \frac{S}{d_{_M}}; \ \Gamma_m = \frac{m}{6};$$

$$\Gamma_z = \frac{z}{4}; \ \Gamma_B = \frac{B}{0.1D};$$

D — диаметр бака мешалки, м;

 $d_{\scriptscriptstyle M}$ – диаметр мешалки, м;

H – высота уровня жидкости в баке, м:

b — ширина лопастей мешалок турбинных и лопастных, м;

l – длина лопасти турбинных мешалок, м;

S — шаг пропеллера лопастной мешалки, м;

B — ширина перегородки, м;

т – число лопастей турбинных мешалок;

z — число перегородок;

 α – отношение $\frac{D}{d_{_{\scriptscriptstyle M}}}$ для модельной мешалки.

Показатели степеней поправочных коэффициентов приведены в табл. 6.3

Таблица 6.3

Показатели степеней поправочных коэффициентов

Тип мешалок	α	С	l	g	h	k	p	r
Турбинная								
и пропеллер-	0,93	0,6	_	1,5	_	m < 60.8	_	_
ная без пере-	0,23	0,0		1,5		m > 60,7		
городок								
Пропеллерная								
с перегород-	0,0	0,0	_	_	1,7	0,0	0,3	0,0
ками								
Турбинная						m < 60.8		
с перегород-	0,0	0,0	_	1,5	_	m < 60.8 $m > 60.7$	0,3	0,0
ками						m > 00,7		
Лопастные								
с перегород-	1,1	0,6	0,3	_	_	_	_	_
ками								

5. Мощность на валу мешалки рассчитывается по формуле, Вт:

$$N = K_N \cdot \rho_c \cdot n_0^3 \cdot d_{_M}^5 ,$$

или

$$N = \frac{K_N \cdot \rho_c \cdot n_0^3 \cdot d_M^5}{1000}, \text{ kBt.}$$

Содержание отчета

- 1. Цель работы.
- 2. Схема со спецификацией.
- 3. Задание.
- 4. Результаты опыта изложить в виде табл. 6.1.
- 5. Обработка результатов опыта: построить график зависимости $\overline{x_i} = f(n)$, определить n_0 и рассчитать мощность, потребляемую мешалкой. Привести подробный расчет значений мощности.
 - 6. Оценка результатов проведенного исследования.

Контрольные вопросы

- 1. Промышленное значение процесса перемешивания.
- 2. Почему перемешивание оказывает решающее влияние на ход процессов химического превращения?
- 3. Особенности течения жидкости при перемешивании вращающимися механическими мешалками.
 - 4. Понятия об интенсивности и эффективности перемешивания.
- 5. Почему при инженерной характеристике работы мешалок скорость движения жидкости в аппаратах заменяют произведением частоты вращения на диаметр мешалки?
 - 6. Каким прибором определяют частоту вращения мешалки?
 - 7. Как рассчитать мощность на валу мешалки?
- 8. Опишите физический смысл центробежных критериев Рейнольдса и Фруда.
 - 9. Опишите физический смысл критерия мощности?

Рекомендуемая литература

- 1. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва: Химия, 2009. 754 с.
- 2. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. 3. Каган. Москва : Госхимиздат, 1962.-848 с.
- 3. Плановский, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. Москва, 1968.
- 4. Павлов, К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П .Г. Романков, А. А. Носков. Ленинград : Химия, 1987.-576 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

		3
Работа 1.	ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ.	
	ОПРЕДЕЛЕНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ	
	СОПРОТИВЛЕНИЙ ТРУБОПРОВОДОВ	4
	Введение и теория задачи	4
	Сопротивление на прямых участках	6
	Местные сопротивления	10
	Цель работы	11
	Описание установки	11
	Порядок выполнения работы	11
	Обработка результатов опыта	13
	Содержание отчета	17
	Контрольные вопросы	17
	Рекомендуемая литература	18
Работа 2.	РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ЖИДКИХ	
	СИСТЕМ В ПОЛЕ ГРАВИТАЦИОННЫХ СИЛ.	
	ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИКИ ОСАЖДЕНИЯ	
	ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ В ВЯЗКОЙ СРЕДЕ	19
	Введение	19
	Движение твердых частиц в вязкой среде.	
	Сопротивление среды	19
	Математическое описание процесса движения	
	твердых частиц в вязкой среде	23
	Скорость осаждения	25
	Цель работы	28
	Методика проведения работы	29
	Обработка результатов опыта	31
	Содержание отчета	32
	Контрольные вопросы	33
	Рекомендуемая литература	33
	Приложение 1	34
	Приложение 2	35
Работа 3.	РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ЖИДКИХ	
	СИСТЕМ ПОД ДЕЙСТВИЕМ РАЗНОСТИ	
	ДАВЛЕНИЙ. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА	
	ФИЛЬТРОВАНИЯ НА ЭЛЕМЕНТЕ	
	ВАКУУМ-ФИЛЬТРА	36
	Введение	36
	Основы теории процесса фильтрования	36
	Цель работы	44
	Описание установки	44
	Методика проведения работы	45

	Обработка результатов опыта
	Содержание отчета
	Контрольные вопросы
Работа 4.	РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ ГАЗОВЫХ
	СИСТЕМ В ПОЛЕ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ СИЛ.
	ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ ЦИКЛОНА ЦН–15
	Введение и теория задачи
	Осаждение под действием центробежных сил
	Оптимальный режим работы циклонов
	Цель работы
	Описание экспериментальной установки
	Методика проведения работы
	Обработка результатов опытов
	Содержание отчета
	Контрольные вопросы
	Рекомендуемая литература
Работа 5.	ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ
	ПСЕВДООЖИЖЕНИЯ В СИСТЕМЕ
	ГАЗ – ТВЕРДОЕ
	Введение и теория задачи
	Структура псевдоожиженного слоя (однородное
	и неоднородное кипение)
	Цель работы
	Методика проведения работы
	Обработка опытных данных
	Содержание отчета
	Контрольные вопросы
	Рекомендуемая литература
Работа 6.	ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ
	В ЖИДКОЙ СРЕДЕ С ПОМОЩЬЮ МЕХАНИЧЕСКИХ
	МЕШАЛОК
	Введение
	Механизм процесса перемешивания механической
	мешалкой
	Мощность, потребляемая мешалками
	Интенсивность и эффективность перемешивания
	Цель работы
	Методика проведения работы
	Обработка результатов опыта
	Содержание отчета
	Контрольные вопросы
	Рекомендуемая литература

Учебное издание

Ведерникова Майя Ивановна Старцева Лариса Гельевна Гиндулин Ильдар Касимович

Гидромеханические процессы



Редактор Л. Д. Черных Оператор компьютерной верстки О. А. Казанцева

Подписано в печать 31.08.2023. Формат 60х84/16. Бумага офсетная. Цифровая печать. Уч.-изд. л. 4,29. Усл.-печ. л. 5,81. Тираж 300 экз. (1-й завод 36 экз.). Заказ № 7741

ФГБОУ ВО «Уральский государственный лесотехнический университет». 620100, Екатеринбург, Сибирский тракт, 37. Редакционно-издательский отдел. Тел.: 8(343) 221-21-44.

Типография ООО «ИЗДАТЕЛЬСТВО УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКИЙ ЦЕНТР УПИ». 620062, РФ, Свердловская область, Екатеринбург, ул. Гагарина, 35а, оф. 2. Тел.: 8(343)362-91-16.