



Орлов С. Л.

# **Интенсификация флотационного процесса в центробежном поле**

**Научная монография**

Екатеринбург  
2016

## Содержание

стр.

Введение.....	3
Глава 1. Флотация тонких классов минералов в центробежном поле....	3
Глава 2. Влияние центробежного поля на число столкновений частиц с пузырьками при флотации. ....	5
Глава 3. Влияние величины диссипации энергии турбулентным движением жидкости на существование флотационных агрегатов частица – пузырек при флотации в центробежном поле.....	24
Глава 4. Флотация крупных частиц в центробежном поле.....	30
Глава 5. Разработка и промышленные испытания центробежной флотационной машины.	
5.1. Разработка опытно – промышленного образца центробежной флотационной машины объемом 1,2м <sup>3</sup> и промышленные испытания на обогатительной фабрике Карабашского медеплавильного комбината.....	37
5.2. Промышленные испытания центробежной флотационной машины на Среднеуральском медеплавильном заводе (СУМЗ).....	47
5.3. Промышленные испытания центробежной флотационной машины на Прикаспийском ГМК (г. Актау, Казахстан).....	50
Заключение.....	51
Литература.....	52

## Введение

Одним из направлений интенсификации флотационного процесса является создание центробежных флотационных аппаратов и использование способа флотации в центробежном поле для обогащения полезных ископаемых и очистки сточных вод [1-4, 7-15]. К наиболее известным конструкциям последнего времени, используемых при обогащении полезных ископаемых, относятся такие центробежные флотационные машины как: Inhoflot (Великобритания), Cenriflot и КФМ (Россия).

Удельная производительность центробежных флотомашин и эффективность обогащения в них тонких классов минералов выше, чем в механических и пневматических флотомашинах [13].

Скорость флотации в центробежном поле увеличивается настолько, что время флотации становится сравнимым со временем естественного закрепления пузырьков на поверхности частиц, которое составляет несколько миллисекунд. Такая скорость флотации может обеспечить производительность 2÷4 тыс. тонн в сутки на 1 м<sup>3</sup> объёма центробежной флотационной машины, что в 50-100 раз больше удельной производительности традиционных флотомашин.

Во время проведения испытаний по флотации медной руды на флотоциклоне, при времени флотации 1 сек, в концентрат извлекалось 80 % меди. Обычная флотация требует 10-15 минут. А при флотации пиритной руды с содержанием 3,26 % пирита, проведенной в флотоциклоне, извлечение сульфидов достигает 85-93 %, за время флотации 1 сек. Полученный концентрат содержит 65-75 % пирита. В обычной механической флотомашине время флотации этой руды составляет 300 сек. [4].

При экспериментах по напорной флотации в гидроциклоне постоянная скорость флотации оказалась в несколько раз больше, чем в обычных системах напорной флотации [3]. То есть флотация в центробежном поле идёт более эффективно и с большей скоростью.

## Глава 1. Флотация тонких классов минералов в центробежном поле

Закрученный поток пульпы, образованный подачей пульпы тангенциально в цилиндрическую часть камеры, резко повышает инерционность тонких частиц и скорость движения воздушных пузырьков и позволяет снизить минимальный критический размер флотируемых частиц.

Этот же вывод следует из рассмотрения предложенного Дерягиным Б.В. и Духиным С.С. [23] выражения для критического размера частиц, меньше которого частицы не могут соударяться с пузырьками только из – за сил инерции,

$$R_{кр} = \frac{9}{\sqrt{24}} \sqrt{\frac{\nu\eta}{g\Delta\rho r_{п}}} \quad (1)$$

Где  $\nu = \frac{\eta}{\rho}$ ;  $\eta$  – вязкость жидкости;  $\rho$  – плотность жидкости;  $\Delta\rho$  – разность плотности минерала и жидкости;  $r_{п}$  – радиус пузырька;  $g$  – ускорение силы тяжести

Ускорение силы тяжести является константой и не может быть увеличено, но при ведении процесса флотации в центробежном поле его заменяет центробежное ускорение  $a$  – величина переменная, при увеличении которого  $R_{кр}$  снижается.

При увеличении центробежного ускорения от  $10 \text{ м / с}^2$  до  $500 \text{ м / с}^2$  для пузырьков размером  $0,08 \text{ см}$ , минимальный размер частиц которые могут сталкиваться с пузырьком за счет инерционных сил, снижается с  $20 \text{ мкм}$  до  $2,9 \text{ мкм}$  и для пузырьков размером  $0,48 \text{ см}$  с  $8,46 \text{ мкм}$  до  $1,18 \text{ мкм}$ . То есть частицы размерами  $1\text{--}3 \text{ мкм}$  и плотностью  $5 \text{ г / см}^3$  в центробежном поле могут сталкиваться с пузырьками за счет сил инерции, что показано в табл. 1. и на рис.1.

Таки образом, одним из следствий интенсифицирующего действия центробежного поля является снижение минимального критического размера частиц, флотируемых за счет столкновения их с пузырьками по инерционному механизму до  $1\text{--}3 \text{ мкм}$ .

Таблица 1. Влияние центробежного ускорения на минимальный критический размер флотируемых частиц

Центробежное ускорение, $\text{м/с}^2$	Минимальный критический размер флотируемой частицы, мкм $d_{\text{п}} = 0,08 \text{ см}$	Минимальный критический размер флотируемой частицы, мкм $d_{\text{п}} = 0,154 \text{ см}$	Минимальный критический размер флотируемой частицы, мкм $d_{\text{п}} = 0,3 \text{ см}$	Минимальный критический размер флотируемой частицы, мкм $d_{\text{п}} = 0,48 \text{ см}$
9,8	20	15	10,7	8,46
100	6,49	4,67	3,35	2,64
300	3,47	2,7	1,93	1,53
500	2,9	2,1	1,5	1,18
700	2,45	1,77	1,27	1,0
900	2,16	1,56	1,12	0,88
1200	1,87	1,34	0,97	0,77

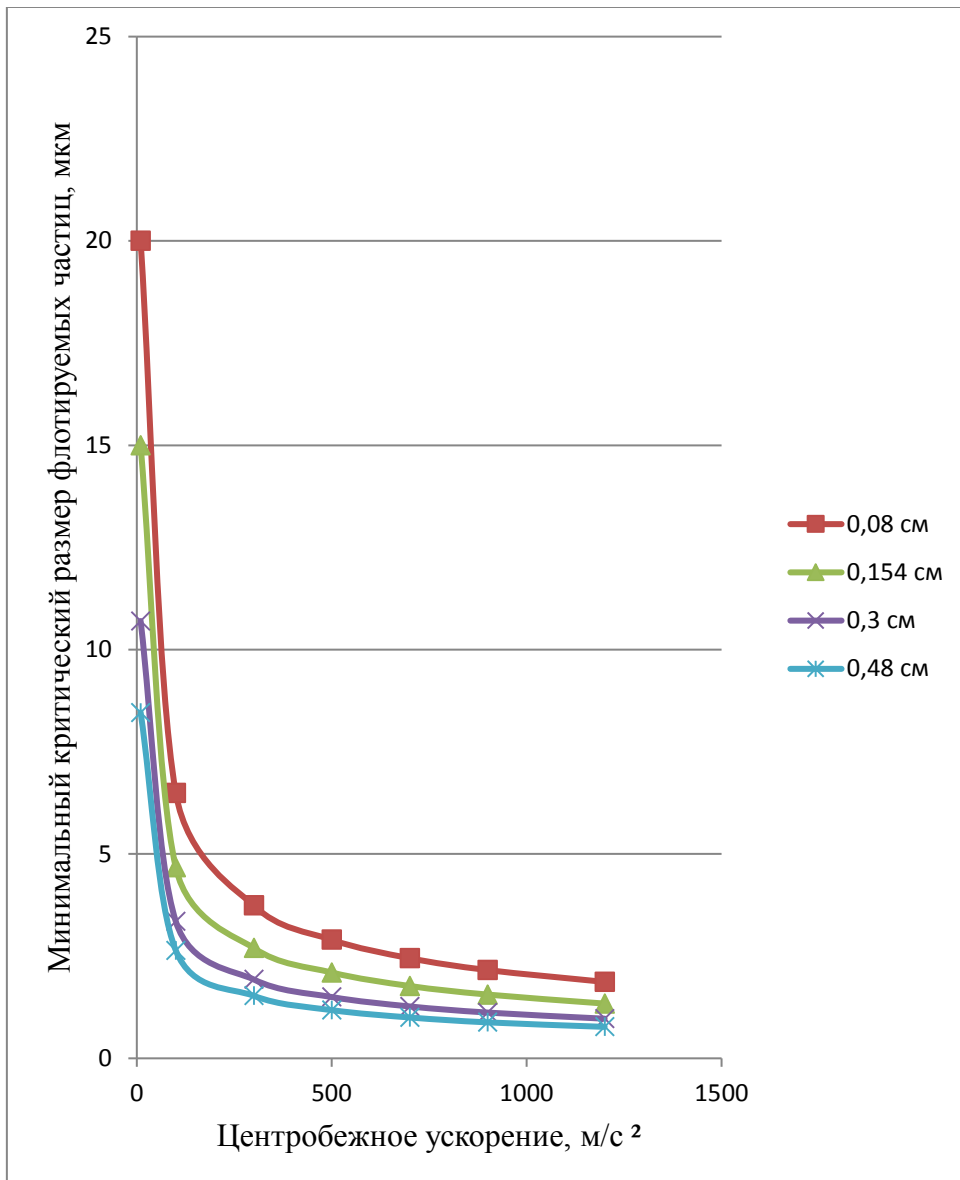


Рис. 1. Влияние центробежного ускорения на минимальный критический размер флотируемых частиц при различном размере воздушных пузырьков.

## Глава 2. Влияние центробежного поля на число столкновений частиц с пузырьками при флотации

В связи с ухудшением качества минерального сырья, обогащение полезных ископаемых методом флотации с каждым годом приобретает все большее значение. Актуальными становятся вопросы связанные с интенсификацией флотационного процесса с целью создания высокопроизводительных флотационных аппаратов и расширения диапазона крупности флотируемых частиц. Одним из способов интенсификации флотационного процесса является использование центробежного поля. Однако его воздействие на процесс флотации изучено недостаточно. Наиболее проработанным можно считать раздел, посвященный выделению минерализованных воздушных пузырьков в центробежном поле [21]. Исследование работы центробежного пеноотделителя показало, что подача пульпы содержащей минерализованные воздушные пузырьки позволяет увеличить производительность с единицы площади зеркала пены в 4 раза, при получении кондиционного пенного продукта. Это связано с интенсификацией процесса выделения минерализованных воздушных пузырьков из флотационной пульпы, более эффективному процессу аэрофлокуляции и коалесцентной минерализации и более интенсивной вторичной концентрации минеральных частиц в пенном слое, чем в механических флотомашинах.

В настоящей работе выполнена качественная и количественная оценка влияния центробежного ускорения на механизм образования флотационных комплексов частица – пузырек в условиях центробежного поля. Для этого рассматривается зависимость числа вероятных столкновений частиц с воздушными пузырьками от ускорения силы тяжести и центробежного ускорения через определение максимальной скорости турбулентного движения жидкости при диссипации энергии диспергированного в виде пузырьков газа.

Поскольку размер флотируемых частиц, как правило, не превышает 0,5 мм, в процессе соударений их с воздушными пузырьками главную роль играют мелкомасштабные турбулентные пульсации скорости жидкости, соизмеримые с размером частиц. В этом случае, число соударений частиц с воздушными пузырьками в турбулентных потоках, по аналогии с процессами химической кинетики, составит [19,21]:

$$Z = 5,0D_{\text{чп}}^2 (n_{\text{ч}} \cdot n_{\text{п}}) \sqrt{v_{\text{ч}}^2 + w_{\text{п}}^2}, \quad (2)$$

где  $D^2 = \left(\frac{d_{\text{ч}} + d_{\text{п}}}{2}\right)^2$  ;

$d_{\text{ч}}$  – средний размер частиц, см;  $d_{\text{п}}$  – средний размер пузырьков, см;  $(n_{\text{ч}} \cdot n_{\text{п}})$  – концентрация частиц и пузырьков в единице объема жидкости,  $\text{м}^{-3}$ ;  $v_{\text{ч}}$  – средняя пульсационная скорость частиц в турбулентном потоке,  $\text{см} / \text{с}$ ;  $w_{\text{п}}$  – скорость всплывания пузырьков  $\text{см} / \text{с}$ , .

При флотации в центробежном поле процесс столкновения частиц с воздушными пузырьками происходит в турбулентных потоках, образованных как всплывающими воздушными пузырьками, так и скоростным движением жидкости, при подаче питания под давлением во флотомашину циклонного типа. Тогда  $v_{\text{ч}} = v_{Re_{\text{п}}} + v_{Re}$ , где  $v_{Re_{\text{п}}}$  – средняя пульсационная скорость частиц в турбулентных потоках, образованных движением воздушных пузырьков в центробежном поле,  $v_{Re}$  – средняя пульсационная скорость частиц в турбулентных потоках, образованных скоростным движением жидкости.

Средняя пульсационная скорость частиц в турбулентном потоке трудно поддается экспериментальному определению. Для ее расчета можно воспользоваться представлениями физико-химической гидродинамики. Учитывая допущения теории турбулентного транспортирования частиц (размер частиц меньше самых мелких турбулентных вихрей, концентрация их сравнительно невелика и частицы движутся относительно друг друга в ламинарном режиме), величину  $v_{\text{ч}}$  можно приравнять к скорости пульсации жидкости, обтекающей пузырек при его подъеме. Максимальная скорость турбулентных пульсаций жидкости  $U_{\text{max}}$ , обтекающей воздушный пузырек, равна [23]:

$$U_{\text{max}} = \frac{\rho_0 V^{1,5} d_{\text{п}}}{\rho \sqrt{L \nu}}, \quad (3)$$

где  $V$  – верхняя граница средней скорости турбулентного движения жидкости в случае перемешивания ее пузырьками,  $\text{м} / \text{с}$ ;  $\nu$  – кинематическая вязкость жидкости,  $\text{м}^2 / \text{с}$ ;  $L$  – линейный размер аппарата,  $\text{м}$ ;  $\rho$  и  $\rho_0$  соответственно плотность газа и жидкости,  $\text{кг} / \text{м}^3$ .

В случае перемешивания жидкости пузырьками газа можно провести грубую оценку скорости  $V$ . Если воздух поступает в жидкость через

отверстие радиусом  $r$  со скоростью  $v_B$  и поток воздуха диспергируется в виде непрерывной цепочки пузырьков одного размера. Тогда в единицу времени при прохождении через  $n$  отверстий воздух поставляет энергию, которая вся диссипируется турбулентным движением жидкости и в этом случае скорость диссипации энергии равна:

$$\varepsilon = \frac{\rho v_B^3 \pi r^2 n}{2} \quad (4)$$

Из зависимости для объемной скорости истечения газа через отверстие:

$$Q_B = v_B \pi r^2 \quad (5)$$

и выражения для диаметра пузырька в зависимости от объемной скорости газа:

$$d_{\Pi} = \sqrt{\frac{6Q_B}{\pi w_{\Pi}}} \quad (6)$$

получим:

$$v_B = \frac{d_{\Pi}^2 w_{\Pi}}{6r^2} \quad (7)$$

Совместно решая (4) и (7) и согласно методу размерностей принимая :

$$\varepsilon = \rho v^3 L^2 \quad (8)$$

получим зависимость:

$$V = \frac{\pi^{0,33} n^{0,33} d_{\Pi}^2 w_{\Pi}}{8,1r^{1,33} L^{0,667}} \quad (9)$$

Подставляя формулу (9) в (3) и учитывая принятые допущения для  $u_c$ , можно записать максимальную скорость турбулентных пульсаций жидкости  $U_{\max}$ , обтекающей воздушные пузырьки во время его всплывания при пневматической флотации:

$$U_{\max} = \frac{\rho_0 \pi^{0,5} n^{0,5} w_{\Pi}^{1,5} d_{\Pi}^4}{23,053 \rho r^2 L^{1,5} \nu^{0,5}} \quad (10)$$

Известно, что число Рейнольдса пузырька при его движении в жидкости равно:

$$Re_{\Pi} = \frac{w_{\Pi} d_{\Pi}}{\nu} . \quad (11)$$

Тогда формула (10) определяющая среднюю пульсационную скорость частиц в турбулентных потоках, образованных движением воздушных пузырьков  $v_{Re_{\Pi}}$  приобретает вид:

$$v_{Re_{\Pi}} = U_{\max} = 0,93 \cdot 10^{-4} \frac{n^{0,5} w_{\Pi} d_{\Pi}^{3,5}}{r^2 L^{1,5}} Re_{\Pi}^{0,5} . \quad (12)$$

Среднюю пульсационную скорость частиц в турбулентных потоках, образованных скоростным движением жидкости  $v_{Re}$ , можно определить принимая, что скорость движения тонких частиц, размер которых значительно меньше внутреннего масштаба турбулентности, равна турбулентным пульсациям скорости жидкости. Зависимость скорости турбулентных пульсаций от величины диссипации энергии и внутреннего масштаба турбулентности, определяемой из закона Колмогорова –Обухова как:

$$Y = \varepsilon^{0,33} \cdot \lambda_0^{0,33} . \quad (13)$$

Известно также:

$$\varepsilon = \frac{\nu^3}{\lambda_0^4} , \quad (14)$$

где  $\varepsilon$  – диссипация энергии,  $m^2 / c^3$ ,  $\nu$  – кинематическая вязкость,  $m^2 / c$ ,  $\lambda_0$  – внутренний масштаб турбулентных пульсаций, м.

Тогда  $v_{Re}$  будет равно:

$$v_{Re} = Y = \frac{\nu}{\lambda_0} . \quad (15)$$

Из работы[17] известно, что

$$Re^{0,75} = \frac{L}{\lambda_0} . \quad (16)$$

Подставляя (16) в (15), получим

$$v_{Re} = \frac{\nu}{L} Re^{0,75} . \quad (17)$$

Тогда выражение (2) для определения числа столкновений частиц с пузырьками приобретает вид:

$$Z = 5,0 \cdot D_{\text{чп}}^2 (n_{\text{ч}} \cdot n_{\text{п}}) \sqrt{\left(0,93 \cdot 10^{-4} \frac{n^{0,5} w_{\text{п}} d_{\text{п}}^{3,5} Re_{\text{п}}^{0,5}}{r^2 L^{1,5}} + \frac{v}{L} Re^{0,75}\right)^2 + w_{\text{п}}^2}. \quad (18)$$

Для описания столкновения безинерционных частиц с пузырьками во флотационных аппаратах с перемешиванием пульпы как воздушными пузырьками, так и различными перемешивающими устройствами или напорным движением жидкости необходимо, как было сказано выше, учитывать, что скорость движения безинерционных частиц за счет турбулентного движения жидкости определяется как сумма скоростей частиц за счет турбулентности, образованной движением воздушных пузырьков  $\mathbf{v}_{Re \text{ п}}$ , так и скоростным движением жидкости во флотомашинах  $\mathbf{v}_{Re}$ .

$$v_{\text{ч}} = v_{Re \text{ п}} + v_{Re}.$$

Для определения вклада величин входящих в общее число столкновений частиц и пузырьков  $Z$ , выражение (18), представим в следующем виде:

$$Z = A \sqrt{(v_{Re \text{ п}} + v_{Re})^2 + w_{\text{п}}^2}, \quad (18^*)$$

Где  $A = 5,0 \left(\frac{d_{\text{п}} + d_{\text{ч}}}{2}\right)^2 (n_{\text{ч}} \cdot n_{\text{п}})$ ;  $\mathbf{v}_{Re \text{ п}}$  – определяется из формулы 12;

$\mathbf{v}_{Re}$  – определяется из формулы 17;  $w_{\text{п}}$  - рассчитывается по формуле 19

Для определения зависимости числа столкновений от числа Рейнольдса при скоростном движении жидкости для пузырьков различных размеров, производим расчет по формуле (18) при следующих значениях:

$d_{\text{ч}} = 0,001 \text{ см}$ ;  $n_{\text{ч}} = 1 \cdot 10^6$ ;  $n_{\text{п}} = 1 \cdot 10^4$ ;  $d_{\text{п}} = 0,075 \text{ см}$ ;  $0,154 \text{ см}$ ;  $0,3 \text{ см}$ ;  $0,48 \text{ см}$ ;  $0,7 \text{ см}$ ;  $r = 0,01 \text{ см}$ ;  $L = 30 \text{ см}$ ;  $n = 1 \cdot 10^3$ ;  $g = 980 \text{ см /с}^2$ , при  $Re = 2000$ ;  $100000$ ;  $500000$ ;  $2000000$

Данные расчетов приведены в табл.2,3,4,5 .

Анализ расчетных данных по выражению (18), приведенных в табл. 2,3,4,5, показывает, что число столкновений частиц и пузырьков при

флотации в турбулентных потоках определяется в основном размером пузырьков, скоростью всплывания пузырьков и числом Рейнольдса при механическом перемешивании пульпы. Влияние числа Рейнольдса существенно для столкновения тонких частиц только с пузырьками малых размеров ( $< 3$  мм) и при  $Re > 0,5 \cdot 10^6$ , (рис. 2).

Число столкновений частиц с крупными пузырьками диаметром 7 мм в 465 раз превосходит число столкновений с пузырьками размером 1 -1,5 мм. Причем за счет коэффициента  $A$  в выражении (18\*), учитывающего размеры пузырьков, эта разница составляет 75 раз. Остальное превышение числа столкновений у крупных пузырьков происходит за счет высокой скорости их всплывания  $w_{\Pi}$  и высокой скорости движения частиц в турбулентных потоках  $v_{Re_{\Pi}}$ , образованных крупными всплывающими пузырьками.

Однако скорость всплывания мелких воздушных пузырьков в условиях ускорения свободного падения, то есть в гравитационном поле, ограничена константой гравитационного ускорения  $g = 9,8 \text{ м/с}^2$ , как это видно из выражения для скорости подъема воздушных пузырьков (19).

При движении воздушных пузырьков в турбулентном режиме при  $Re_{\Pi} > 10$  в виде цепочки пузырьков, скорость всплывания [16]:

$$w_{\Pi} = \sqrt{\frac{4d_{\Pi}g}{3f} \left( \frac{\rho - \rho_0}{\rho} \right)}, \quad (19)$$

где  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{см/с}^2$ ,

коэффициент сопротивления в условиях гравитационного ускорения  $f$  равный 2,67. Плотностью воздуха можно пренебречь, тогда формула (19) приобретает вид:

$$w_{\Pi} = \sqrt{\frac{d_{\Pi}g}{2}}, \quad (20)$$

В центробежном поле ускорение свободного падения  $g$ , заменяется центробежным ускорением  $a$ , которое может изменяться в широких пределах. При этом для корректного использования выражения (19) для точных расчетов, коэффициент сопротивления  $f$  необходимо определять экспериментальным путем. Рост центробежного ускорения приводит к увеличению скорости подъема пузырьков, в том числе и малого размера как это показано в таблице 6 и на рис. 3.

Коэффициент сопротивления может значительно изменяться в зависимости от размера пузырьков, условий всплывания пузырьков, турбулентной обстановки и центробежного ускорения.

Так в работе [28] показано, что коэффициент сопротивления шарообразных частиц, при движении в турбулентных потоках, снижается от 2,67 до 0,4, при увеличении числа Рейнольдса с  $10$  до  $10^5$ .

Таблица 2. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от числа Рейнольдса при турбулентном движении жидкости для пузырьков различных размеров (при  $Re = 2000$ )

$d_{п}, \text{см}$	A	$w_{п}$	$w_{п}^2$	$Re_{п}$	$VRe_{п}$	$VRe$	$(VRe_{п} + VRe)^2$	Z	Lg Z
0,08	82012	6,26	39,2	5,0	0,000363	0,0996	0,01	$5,14 \times 10^5$	5,71
0,154	300312	8,69	75,46	133,8	0,0258	0,0996	0,157	$2,61 \times 10^6$	6,41
0,3	1132510	12,12	147	363,6	0,612	0,0996	0,506	$1,375 \times 10^7$	7,14
0,48	2892013	15,34	235,2	736,13	<b>5,7</b>	0,0996	33,6	$4,74 \times 10^7$	7,68
0,7	6142513	18,52	343	1296,4	34,2	0,0996	1176	$2,39 \times 10^8$	8,38

Таблица 3. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от числа Рейнольдса при турбулентном движении жидкости для пузырьков различных размеров (при  $Re = 100000$ )

$d_{п}, \text{см}$	A	$w_{п}$	$w_{п}^2$	$Re_{п}$	$VRe_{п}$	$VRe$	$(VRe_{п} + VRe)^2$	Z	Lg Z
0,08	82012	6,26	39,2	5,0	0,000363	1,874	3,5	$5,36 \times 10^5$	5,73
0,154	300312	8,69	75,46	133,8	0,0258	1,874	3,61	$2,67 \times 10^6$	6,43
0,3	1132510	12,12	147	363,6	0,612	1,874	6,18	$1,401 \times 10^7$	7,15
0,48	2892013	15,34	235,2	736,13	<b>5,7</b>	1,874	57,37	$4,95 \times 10^7$	7,69
0,7	6142513	18,52	343	1296,4	34,2	1,874	1301,3	$2,49 \times 10^8$	8,4

Таблица 4. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от числа Рейнольдса при турбулентном движении жидкости для пузырьков различных размеров (при  $Re = 500000$ )

$d_{п}, \text{см}$	A	$w_{п}$	$w_{п}^2$	$Re_{п}$	$VRe_{п}$	$VRe$	$(VRe_{п} + VRe)^2$	Z	Lg Z
0,08	82012	6,26	39,2	5,0	0,000363	6,27	39,32	$7,27 \times 10^5$	5,86
0,154	300312	8,69	75,46	133,8	0,0258	6,27	39,64	$3,22 \times 10^6$	6,51
0,3	1132510	12,12	147	363,6	0,612	6,27	47,4	$1,58 \times 10^7$	7,19
0,48	2892013	15,34	235,2	736,13	<b>5,7</b>	6,27	143,28	$5,63 \times 10^7$	7,75
0,7	6142513	18,52	343	1296,4	34,2	6,27	1637,8	$2,73 \times 10^8$	8,44

Таблица 5. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от числа Рейнольдса при турбулентном движении жидкости для пузырьков различных размеров (при  $Re = 2000000$ )

$d_{п}, \text{см}$	A	$w_{п}$	$w_{п}^2$	$Re_{п}$	$VRe_{п}$	$VRe$	$(VRe_{п} + VRe)^2$	Z	Lg Z
0,08	82012	6,26	39,2	5,0	0,000363	17,73	314,4	$1,54 \times 10^6$	6,19
0,154	300312	8,69	75,46	133,8	0,0258	17,73	315	$5,94 \times 10^6$	6,77
0,3	1132510	12,12	147	363,6	0,612	17,73	336	$2,49 \times 10^7$	7,4
0,48	2892013	15,34	235,2	736,13	<b>5,7</b>	17,73	549	$8,1 \times 10^7$	7,91
0,7	6142513	18,52	343	1296,4	34,2	17,73	2696,7	$3,39 \times 10^8$	8,53

Таблица 6. Влияние центробежного ускорения на скорость всплывания воздушных пузырьков

Центробежное ускорение, $\text{м/с}^2$	Скорость всплывания воздушных пузырьков диаметром 0,08 см, $\text{см/с}$	Скорость всплывания воздушных пузырьков диаметром 0,154 см $\text{см/с}$	Скорость всплывания воздушных пузырьков диаметром 0,3 см $\text{см/с}$	Скорость всплывания воздушных пузырьков диаметром 0,48 см $\text{см/с}$	Скорость всплывания воздушных пузырьков диаметром 0,7 см $\text{см/с}$
9,8	6,26	8,69	12,12	15,34	18,52
100	20	27,74	38,73	49	59,16
300	34,64	48,06	67,08	84,85	102
500	44,7	62,05	86,6	109,5	132,3
700	52,9	73,42	102,5	129,6	156,5
900	60	83,25	116,2	147	177,48
1200	69,3	96,12	134,2	169,7	204,5

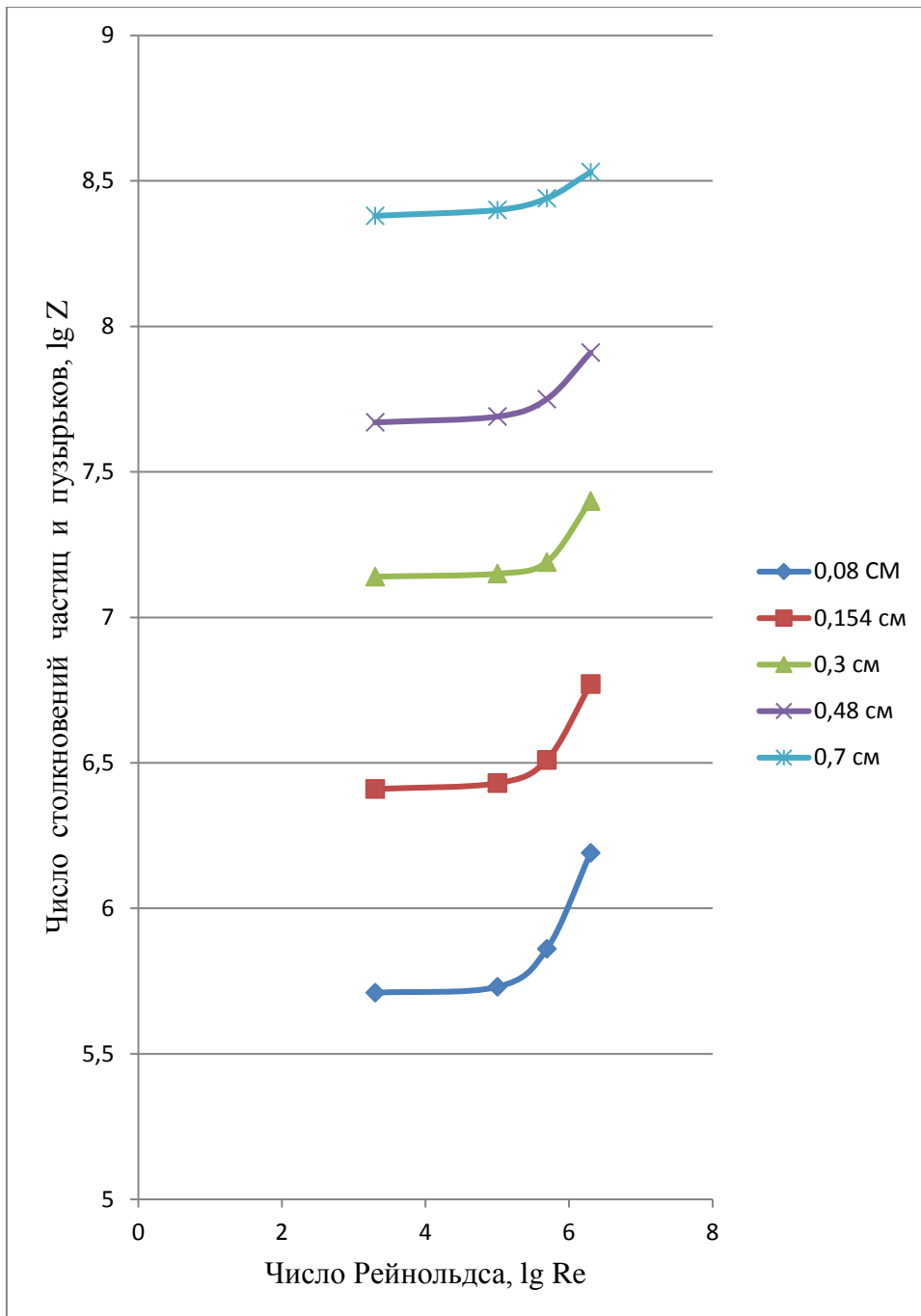


Рис. 2. Зависимость числа столкновений частиц и пузырьков от числа Рейнольдса при турбулентном движении жидкости

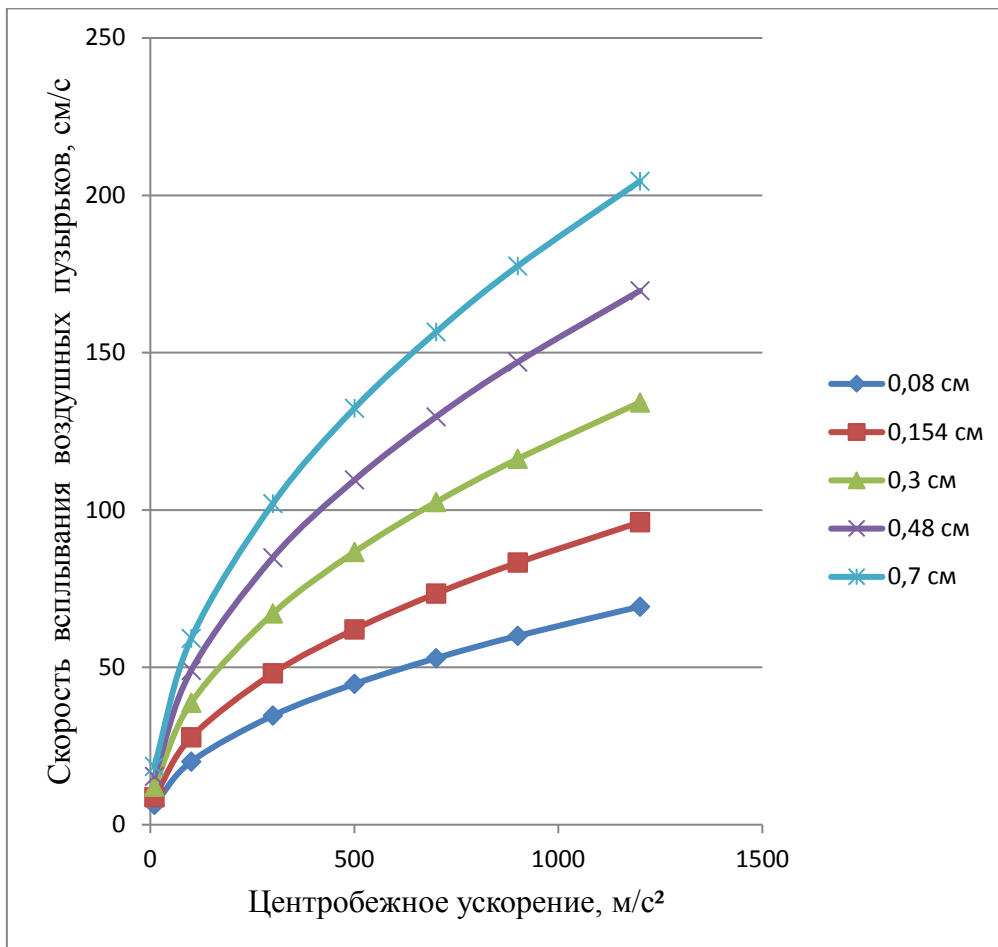


Рис.3. Влияние центробежного ускорения на скорость всплывания воздушных пузырьков

В условиях флотации в центробежном поле, рост ускорения от 10 до  $1200 \text{ м/с}^2$  при слабой турбулентности за счет скоростной подачи питания во флотомашину циклонного типа ( $Re < 2 \cdot 10^4$ ) приводит к увеличению числа столкновений частиц с пузырьками всех размеров в 11 раз. Причем наиболее интенсивно число столкновений растет в диапазоне центробежного ускорения от 10 до  $500 \text{ м/с}^2$ , где оно увеличивается более чем в 7 раз, (рис. 4).

Расчет производили по выражению (18) при следующих значениях:

$d_{\text{ч}} = 0,001 \text{ см}$ ;  $n_{\text{ч}} = 1 \cdot 10^6$ ;  $n_{\text{п}} = 1 \cdot 10^4$ ;  $d_{\text{п}} = 0,075 \text{ см}, 0,154 \text{ см}, 0,3 \text{ см}, 0,48 \text{ см}$ ;  $r = 0,01 \text{ см}$ ;  $L = 30 \text{ см}$ ;  $n = 1 \cdot 10^3$ ;  $a = 1000\text{-}120000 \text{ см/с}^2$ .

Данные расчета приведены в табл. 7,8,9,10 и на рис.4.

На число столкновений частиц с пузырьками в центробежном поле большое влияние оказывает величина центробежного ускорения и размер воздушных пузырьков. Так число столкновений частиц с пузырьками размером 0,48 см, при центробежном ускорении  $500 \text{ м/с}^2$  в 24, 5 раза выше, чем с пузырьками размером 0,154 см.

Пузырьки размером менее 3,0 мм, являются наиболее флотоактивными из – за большой удельной поверхности раздела фаз газ – жидкость. Поэтому увеличение числа столкновений частиц с пузырьками за счет увеличения скорости движения воздушных пузырьков малых размеров в центробежном поле позволяет повысить эффективность флотационного процесса. При этом вероятность столкновений для пузырьков крупных размеров более 3,0 мм все равно превышает ту же величину для мелких пузырьков. Поэтому крупные пузырьки необходимо использовать как для создания интенсивной турбулентности в пульпе, для вовлечения безинерционных частиц в скоростное движение за счет мелкомасштабной интенсивной турбулентности, так и для создания аэрофлокул, обладающих высокой скоростью подъема флотационных комплексов.

В пульпе одновременно должны находиться флотационно активные пузырьки малых размеров с высокой удельной поверхностью и пузырьки крупных размеров для создания интенсивной мелкомасштабной турбулентности, способствующей повышению вероятности столкновений тонких частиц и пузырьков.

Таблица 7. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от центробежного ускорения для воздушных пузырьков диаметром 0,08 см

$a, \text{ м } \setminus \text{ с}^2$	A	$w_{\Pi}, \text{ см } \setminus \text{ с}$	$w_{\Pi}^2$	$Re_{\Pi}$	$\sqrt{Re_{\Pi}}, \text{ см } \setminus \text{ с}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2 + w_{\Pi}^2}$	Z	Lg Z
9,8	82012	6,26	39,2	5,0	0,000363	$1,316 \times 10^{-7}$	39,2	$5,14 \times 10^5$	5,71
100	82012	20	400	160	0,00656	$4,3 \times 10^{-5}$	400	$1,64 \times 10^6$	6,21
300	82012	34,64	1199	277	0,0149	$2,23 \times 10^{-4}$	1199	$2,84 \times 10^6$	6,45
500	82012	44,7	1998	358	0,0219	$4,8 \times 10^{-4}$	1998	$3,67 \times 10^6$	6,56
700	82012	52,9	2798	423	0,0282	$7,95 \times 10^{-4}$	2798	$4,34 \times 10^6$	6,63
900	82012	60	3600	480	0,0341	$1,16 \times 10^{-3}$	3600	$4,92 \times 10^6$	6,69
1200	82012	69,3	4802	554	0,0423	$1,79 \times 10^{-3}$	4802	$5,68 \times 10^6$	6,75

Таблица 8. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от центробежного ускорения для воздушных пузырьков диаметром 0,154 см

$a, \text{ м } \setminus \text{ с}^2$	A	$w_{\Pi}, \text{ см } \setminus \text{ с}$	$w_{\Pi}^2$	$Re_{\Pi}$	$\sqrt{Re_{\Pi}}, \text{ см } \setminus \text{ с}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2 + w_{\Pi}^2}$	Z	Lg Z
9,8	300312	8,69	75,5	133,8	0,0258	0,000656	75,5	$2,609 \times 10^6$	6,41
100	300312	27,74	769,5	427,2	0,147	0,0216	769,5	$8,33 \times 10^6$	6,92
300	300312	48,06	2309,8	740,1	0,335	0,112	2310	$1,44 \times 10^7$	7,16
500	300312	62,05	3850	955,6	0,492	0,242	3825,24	$1,86 \times 10^7$	7,26
700	300312	73,42	5390	1130,1	0,633	0,401	5390,63	$2,2 \times 10^7$	7,34
900	300312	83,25	6931	1282,1	0,763	0,582	6931,76	$2,56 \times 10^7$	7,40
1200	300312	96,12	9239	1480	0,949	0,9	9240	$2,89 \times 10^7$	7,46

Таблица 9. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от центробежного ускорения для воздушных пузырьков диаметром 0,3 см

$a, \text{ м } \backslash \text{ с}^2$	A	$w_{\Pi}, \text{ см } \backslash \text{ с}$	$w_{\Pi}^2$	$Re_{\Pi}$	$\sqrt{Re_{\Pi}}, \text{ см } \backslash \text{ с}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2 + w_{\Pi}^2}$	Z	Lg Z
9,8	1132510	12,12	146,9	363,6	0,612	0,375	147,3	$1,37 \times 10^7$	7,13
100	1132510	38,73	1500	1161,9	3,49	12,2	1512,2	$4,4 \times 10^7$	7,62
300	1132510	67,08	4499	2012	7,96	63,4	4562	$7,65 \times 10^7$	7,88
500	1132510	86,6	7500	2598	11,68	136	7636	$9,9 \times 10^7$	7,996
700	1132510	102,5	10506	3075	15,04	226	10732	$1,17 \times 10^8$	8,07
900	1132510	116,2	13502	3486	18,1	327	13829	$1,33 \times 10^8$	8,125
1200	1132510	134,2	18010	4026	22,54	508	18518	$1,54 \times 10^8$	8,19

Таблица 10. Расчет числа столкновений частиц и пузырьков в зависимости от центробежного ускорения для воздушных пузырьков диаметром 0,48 см

$a, \text{ м } \backslash \text{ с}^2$	A	$w_{\Pi}, \text{ см } \backslash \text{ с}$	$w_{\Pi}^2$	$Re_{\Pi}$	$\sqrt{Re_{\Pi}}, \text{ см } \backslash \text{ с}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2}$	$\sqrt{Re_{\Pi}^2 + w_{\Pi}^2}$	Z	Lg Z
9,8	2892013	15,34	235,2	736,13	5,71	32,6	267,8	$4,73 \times 10^7$	7,67
100	2892013	49	2401	2352	32,5	1056	3457	$1,7 \times 10^8$	8,23
300	2892013	84,85	7199	4073	74,26	5514	12713	$3,2 \times 10^8$	8,51
500	2892013	109,5	11990	5256	108,9	10890	22880	$4,37 \times 10^8$	8,64
700	2892013	129,6	16796	6221	140,2	19656	36452	$5,52 \times 10^8$	8,74
900	2892013	147	21609	7056	169,3	28662	50271	$6,48 \times 10^8$	8,81
1200	2892013	169,7	28798	8146	210	44116	72914	$7,81 \times 10^8$	8,89

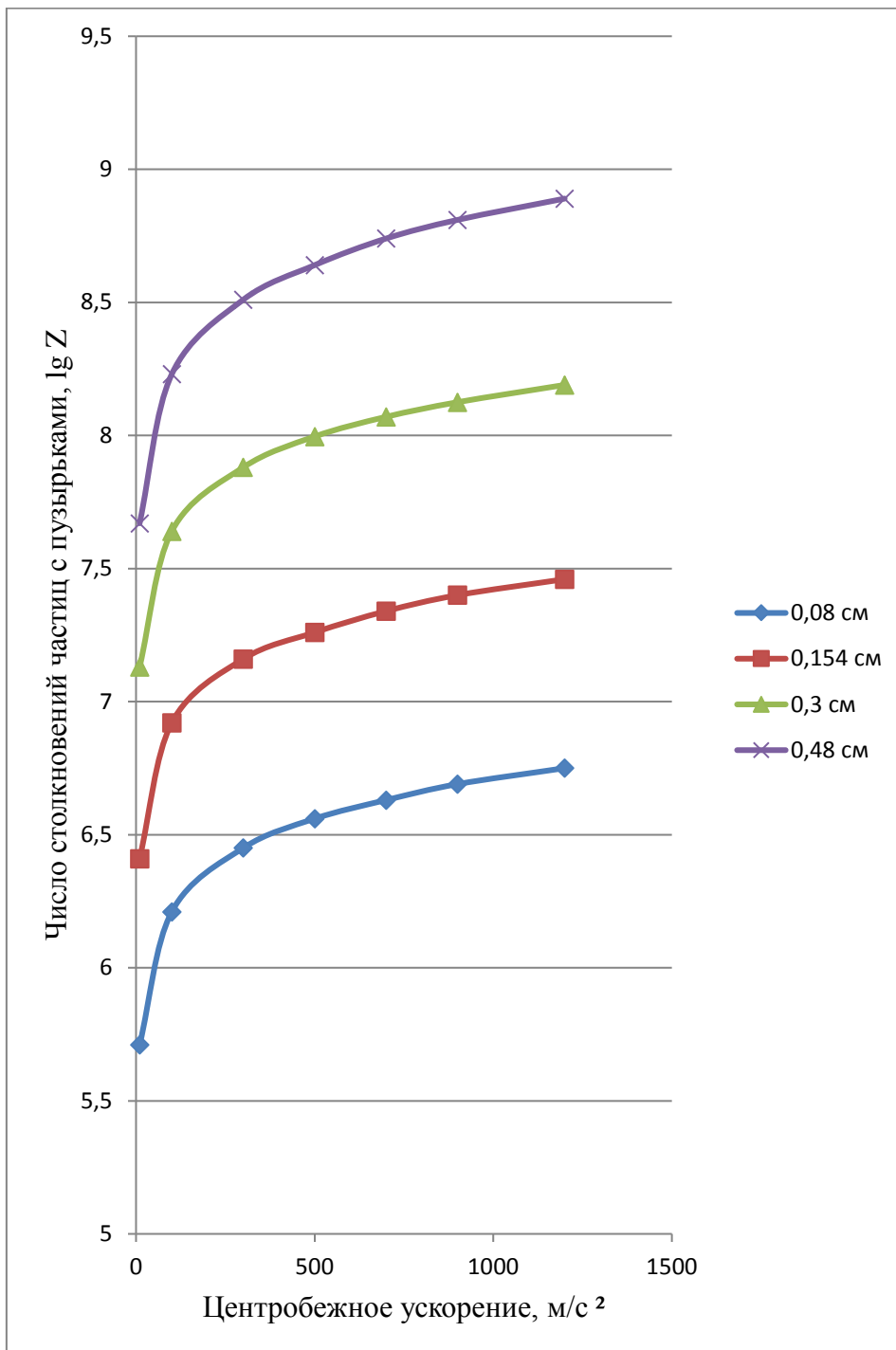


Рис. 4. Влияние центробежного ускорения на число столкновений частиц и пузырьков.

Для выявления связи между внутренним масштабом турбулентности, скоростью всплывания и размером воздушных пузырьков, совместно решая уравнения (11), (16) и (20), получим:

$$\lambda_0 = \frac{\sqrt{2}Lv^{0,75}}{d_{\text{п}}^{1,125}g^{0,375}} \cdot \quad (21) \cdot$$

Рост центробежного ускорения, заменяющего ускорение свободного падения в центробежном поле, приводит к увеличению скорости подъема (уравнение 20) как это показано в таблице 6 и на рис.3, и числа Рейнольдса пузырька (уравнение 11) на рис. 6. При этом уменьшается внутренний масштаб турбулентных пульсаций, как показано на рис 5.

Большое влияние на увеличение числа столкновений оказывает рост размеров пузырьков и центробежного ускорения. На рис. 6 показано, как увеличение числа Рейнольдса пузырька при постоянном его размере, что имитирует воздействие центробежного поля, приводит к росту числа столкновений частиц и пузырьков.

Расчет для кривых на рис. 5 и 6 проводили по уравнению (21 и 11) при значениях:  $d_{\text{п}} = 0,075 \text{ см}, 0,154 \text{ см}, 0,3 \text{ см}; L = 30 \text{ см}; g = a = 10 - 1200 \text{ м} \setminus \text{с}^2$ .

Механизм интенсифицирующего воздействия центробежного поля на процесс флотации тонких частиц заключается в следующем. Скорость движения тонких частиц в турбулентных потоках определяется скоростью и масштабом турбулентных пульсаций жидкости. Эти параметры при пневматической флотации в основном зависят от скорости движения и размера воздушных пузырьков. Очевидно, что в центробежном поле скорость движения воздушных пузырьков возрастает (формула 20) и это приводит к увеличению скорости турбулентных пульсаций и уменьшению внутреннего масштаба турбулентности. При этом возрастает скорость движения тонких частиц и число их столкновений с пузырьками.

В центробежном поле число столкновений тонких частиц с воздушными пузырьками возрастает в несколько раз, что приводит к ускорению процесса флотации и увеличению удельной производительности центробежных флотационных машин.

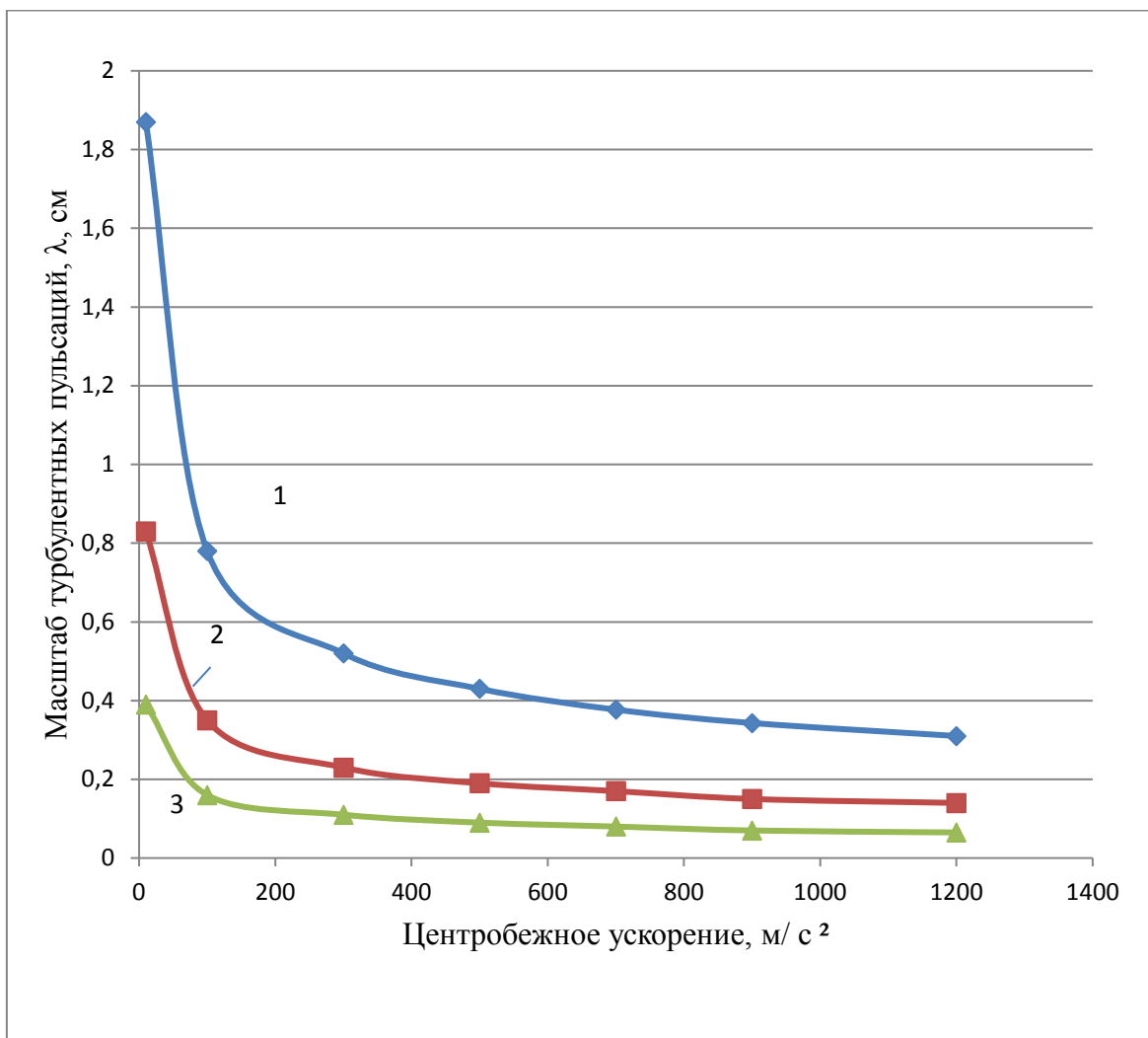


Рис.5. Влияние центробежного ускорения на масштаб турбулентных пульсаций

1- для пузырьков 0,075 см; 2- для пузырьков 0,154 см; 3- для пузырьков 0,3 см

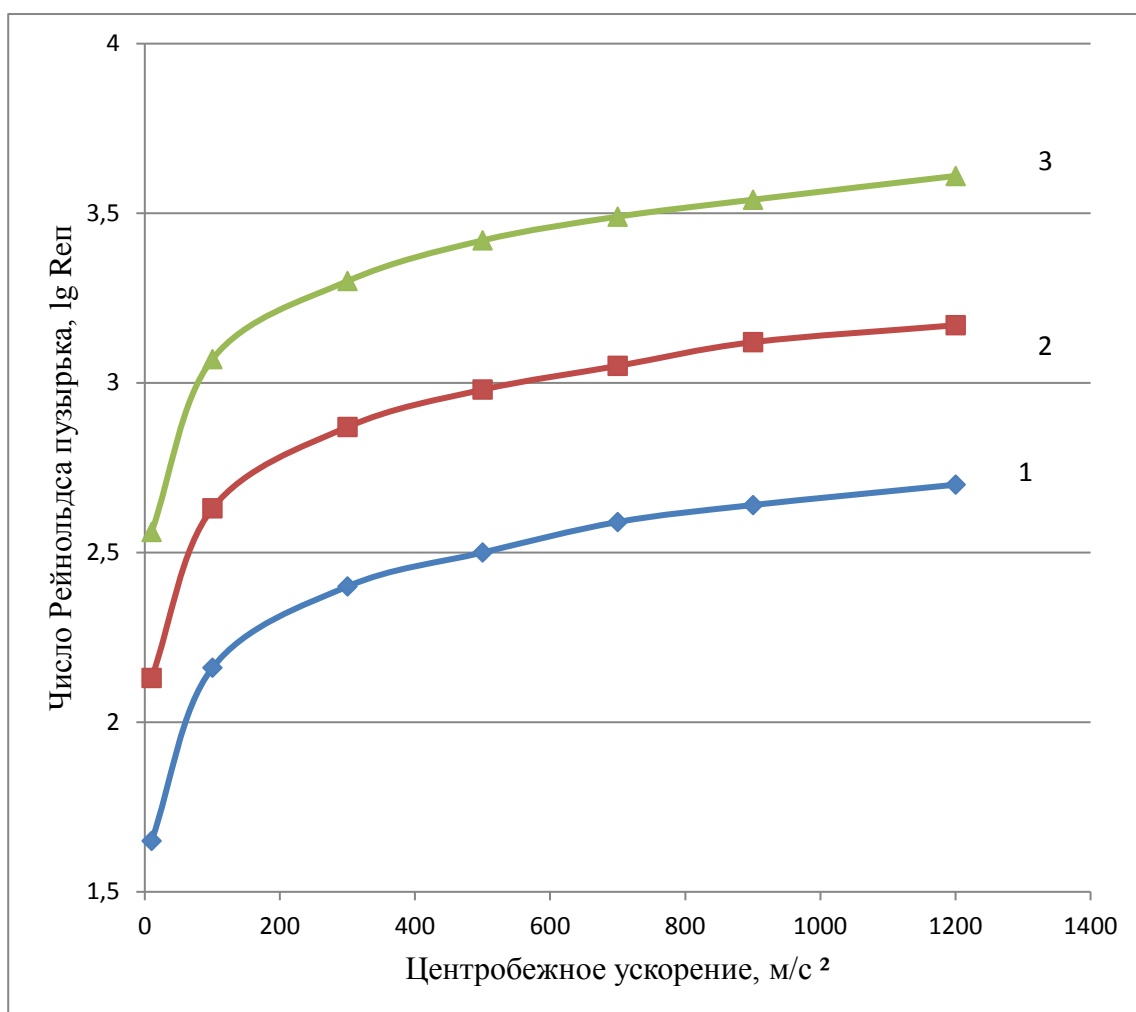


Рис .6. Влияние центробежного ускорения на число Рейнольдса пузырька  
 1-для пузырьков 0,075 см; 2-для пузырьков 0,154 см; 3-для пузырьков 0,3 см

### **Глава 3. Влияние величины диссипации энергии турбулентным движением жидкости на существование флотационных агрегатов частица – пузырек при пневматической флотации в центробежном поле.**

В данной главе проводится оценка влияния центробежного ускорения на устойчивость флотационных комплексов частица - пузырек с позиций физико – химической гидродинамики.

При всплывании воздушных пузырьков в турбулентном режиме ( $Re_{п} > 10$ ) в виде цепочки пузырьков, скорость всплывания определяется, как было показано выше, по формуле (19).

Пренебрегаем плотностью воздуха как относительно малой величиной, тогда выражение для скорости подъема пузырьков приобретает вид (формула 20):

$$w_{п} = \sqrt{\frac{d_{п} g}{2}}.$$

Известно, что число Рейнольдса пузырька, при его движении в жидкости определяется выражением (11):

В центробежном поле постоянное ускорение свободного падения  $g$  заменяется на центробежное ускорение  $a$ , тогда из формул 20 и 11 выражение для определения числа Рейнольдса пузырька в центробежном поле будет иметь вид:

$$Re_{п} = \frac{a^{0,5} d_{п}^{1,5}}{1,414\nu}, \quad (22)$$

где  $a$  – центробежное ускорение, м / с<sup>2</sup>

В своей работе [17] Левич В.Г. определяет связь между числом Рейнольдса и внутренним масштабом турбулентности как:

$$Re^{0,75} = \frac{L}{\lambda_0}, \quad (23)$$

где  $\lambda_0$  – внутренний масштаб турбулентных пульсаций, м;

$L$  – внешний масштаб турбулентности, м.

Диссипация энергии при турбулентном движении жидкости определяется Кафаровым В.В. [18] как:

$$\varepsilon = \frac{v^3}{\lambda_0^4} \cdot \quad (24)$$

Тогда из выражений 23 и 24 следует, что диссипация энергии при движении одного пузырька в жидкости равна :

$$\varepsilon_{\Pi} = \frac{v^3 Re_{\Pi}^3}{L^4} \cdot \quad (25)$$

При определенном газосодержании в  $1,0 \text{ м}^3$  воды содержится следующее количество воздушных пузырьков одного размера:

$$\eta_{\Pi} = \frac{V_B}{V_{\Pi}} = \frac{6V_B}{\pi d_{\Pi}^3} \quad (26)$$

где  $V_B$  – объем воздуха в пульпе,  $\text{м}^3$ ;  $V_{\Pi}$  – объем одного пузырька,  $\text{м}^3$

Тогда диссипация энергии в центробежном поле за счет движения воздушных пузырьков при заданном газосодержании из уравнений 22,25,26 составит:

$$\varepsilon = \varepsilon_{\Pi} \eta_{\Pi} = 0,675 \frac{V_B a^{1,5} d_{\Pi}^{1,5}}{L^4}, \text{ м}^2/\text{с}^3 \cdot \quad (27)$$

В табл.11 и 12 приведены данные расчетов по формуле 27 диссипации энергии, соответствующие различной величине числа Рейнольдса пузырька, зависящей от центробежного ускорения, при различном газосодержании водо – воздушной смеси.

Величина газосодержания определяется как:

$$V_{\Gamma} = \frac{V_B}{V_{H_2O} + V_B} \cdot \quad (28)$$

Принимаем диаметр пузырька равным  $d_{\Pi} = 1,0 \text{ мм}$  и  $d_{\Pi} = 0,1 \text{ мм}$ , центробежное ускорение  $a$  от  $10 \text{ м/с}^2$  до  $10000 \text{ м/с}^2$ , газосодержание водо–воздушной смеси 33 %, 9,0 % и 1,0 % и составляет  $0,5 \text{ м}^3$ ,  $0,1 \text{ м}^3$ ,  $0,01 \text{ м}^3$  воздуха на  $1,0 \text{ м}^3$  воды соответственно, внешний масштаб турбулентности  $L = 1,0 \text{ м}$ .

Зависимость величины диссипации энергии воздушных пузырьков при пневматической флотации от центробежного ускорения и величины газосодержания приведена на рис. 7 и показывает, что при увеличении

центробежного ускорения, размера воздушных пузырьков и величины газосодержания диссипация энергии возрастает. Воздушные пузырьки при своем движении в жидкости создают интенсивную турбулентность, которая возрастает с увеличением скорости их движения как за счет увеличения размера пузырьков, так и за счет их скоростного движения в центробежном поле. С уменьшением размера пузырьков диссипация энергии падает.

Выражение (27) предназначено для определения величины диссипации энергии при флотации в центробежном поле за счет турбулентности, создаваемой движением воздушных пузырьков без учета турбулентности, создаваемой при подаче питания во флотационную камеру или перемешивания флотационной пульпы импеллером.

Таблица 11. Влияние газосодержания и центробежного ускорения на величину диссипации энергии турбулентного движения воздушных пузырьков размером 0,1 мм при пневматической флотации.

$\alpha, \text{ м / с}^2$	$\lg \alpha$	$V_B = 0,5\text{ м}^3$		$V_B = 0,1\text{ м}^3$		$V_B = 0,01\text{ м}^3$	
		$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$	$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$	$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$
10	1	0,0013	-2,88	0,000264	-3,58	0,0000264	-4,58
100	2	0,0416	-1,38	0,00833	-2,08	0,000833	-3,08
500	2,7	0,465	-0,33	0,093	-1,03	0,0093	-2,03
1200	3,08	1,73	0,238	0,346	-0,46	0,0346	-1,46
5000	3,7	14,73	1,168	2,97	0,46	0,297	-0,53
10000	4	41,67	1,62	8,33	0,92	0,833	-0,079

Таблица 12. Влияние газосодержания и центробежного ускорения на величину диссипации энергии турбулентного движения воздушных пузырьков размером 1,0 мм при пневматической флотации.

$\alpha, \text{ м / с}^2$	$\lg \alpha$	$V_B = 0,5\text{ м}^3$		$V_B = 0,1\text{ м}^3$		$V_B = 0,01\text{ м}^3$	
		$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$	$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$	$\varepsilon, \text{ м}^2/\text{с}^3$	$\lg \varepsilon$
10	1	0,04	-1,38	0,008	-2,08	0,0008	-3,08
100	2	1,31	0,119	0,26	-0,58	0,026	-1,58
500	2,7	14,73	1,168	2,95	0,47	0,295	-0,53
1200	3,08	54,77	1,74	10,95	1,04	1,095	0,04
5000	3,7	466,7	2,67	93,16	1,97	9,3	0,97

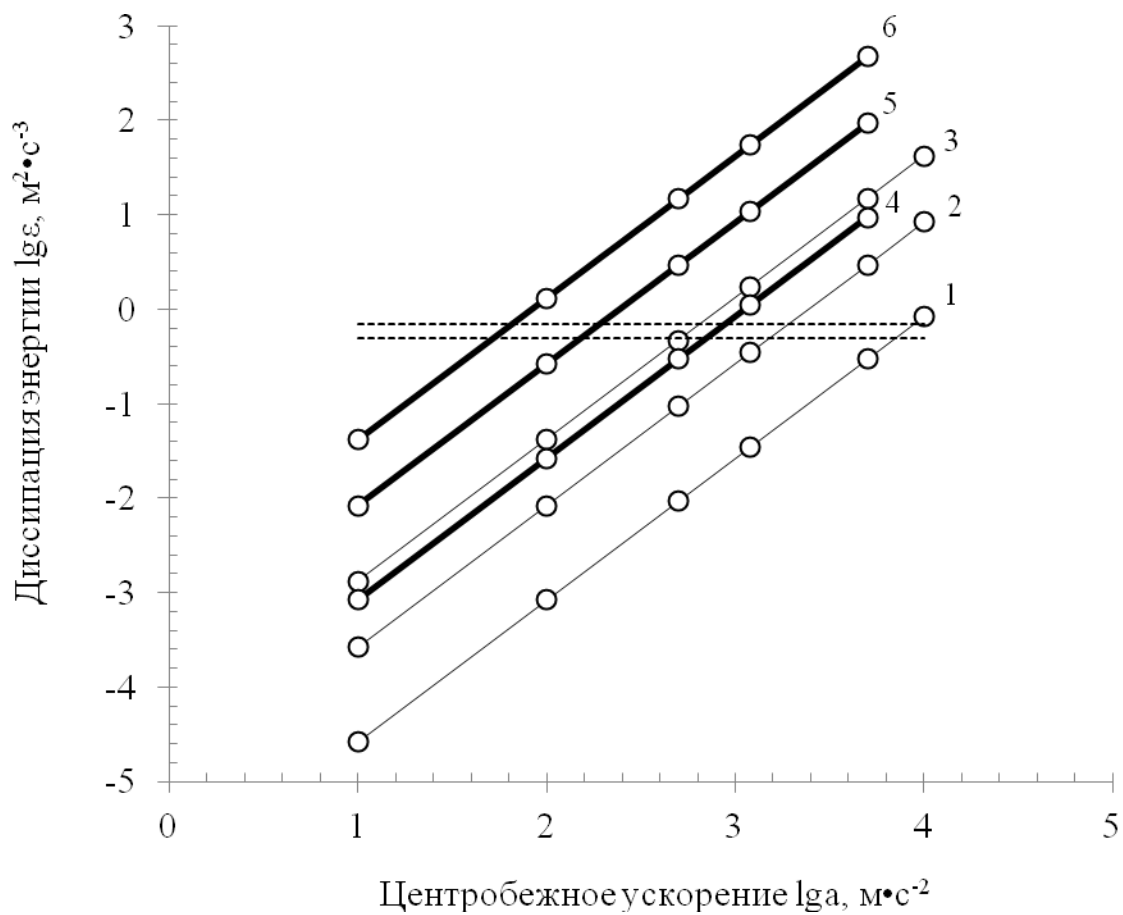


Рис. 7. Влияние центростремительного ускорения на величину диссипации энергии турбулентного движения воздушных пузырьков при флотации: 1,2,3, для  $d_p = 0,1$  мм, при газосодержании 1,0 %, 9,0 %, 33,0%, соответственно; 4,5,6, для  $d_p = 1$  мм, при газосодержании 1,0 %, 9,0 %, 33,0%, соответственно.

В центростремительном поле частицы и пузырьки движутся в противоположных направлениях. Пузырьки всплывают к оси вращения за счет Архимедовой силы выталкивания, а частицы от оси вращения к стенкам аппарата за счет центробежной силы. То есть движение частиц и пузырьков в осевом направлении является противоположным. Движение происходит в среде с высокоинтенсивной мелкомасштабной турбулентностью и высокой степенью диссипации энергии.

Возможность образования флотационных агрегатов частица – пузырек при пневматической флотации в центростремительном поле зависит от относительной скорости движения частиц и пузырьков в турбулентных потоках. Связь между величиной диссипации энергии, относительной скоростью движения частиц и пузырьков и их размерами, можно определить из выражения предложенного Г. Шульце [27,28];

$$V_{отн} = \frac{\varepsilon^{0,444} 2(r_{п}-r_{ч})^{0,778}}{\nu^{0,333}} \left( \frac{\rho_{ч}-\rho_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{0,667} \quad (29)$$

где  $V_{отн}$  - относительная скорость движения частиц и пузырьков, м /с;

$r_{п}$  и  $r_{ч}$  - радиус пузырька и частицы, м;  $\rho_{ч}$  и  $\rho_{ж}$  - плотность частицы и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $\nu$  - кинематическая вязкость жидкости, м<sup>2</sup> /с;  $\varepsilon$  - диссипация энергии, м<sup>2</sup>/с<sup>3</sup>.

По этой формуле можно рассчитать относительную скорость движения частиц и пузырьков в турбулентных потоках в зависимости от диссипации энергии. После определения относительной скорости движения по предложенной Г. Шульце номограмме определяется максимальная крупность флотируемых частиц. Расчетные данные, приведенные в номограмме Г. Шульце [26,27], подтверждены опытами на шарообразных частицах.

Расчет для влияния центробежного ускорения на  $V_{отн}$ , производился для пузырьков размером 1,0 мм, частиц 0,2 мм при центробежном ускорении 10 – 5000 м/с<sup>2</sup> и приведен в табл.13 и на рис. 8

Таблица 13. Влияние центробежного ускорения на относительную скорость движения частиц и пузырьков

$\alpha$ , м / с <sup>2</sup>	lg $\alpha$	$V_{в} = 0,5\text{м}^3$		$\rho_{ч} = 1400 \text{ кг/м}^3$	$\rho_{ч} = 3000 \text{ кг/м}^3$
		$\varepsilon$ , м <sup>2</sup> /с <sup>3</sup>	lg $\varepsilon$	$V_{отн}$ , см / с	$V_{отн}$ , см / с
10	1	0,04	-1,38	3,66	10,69
100	2	1,31	0,119	17,23	50,35
500	2,7	14,73	1,168	50,46	147,4
1200	3,08	54,77	1,74	90,4	
5000	3,7	466,7	2,67	234	

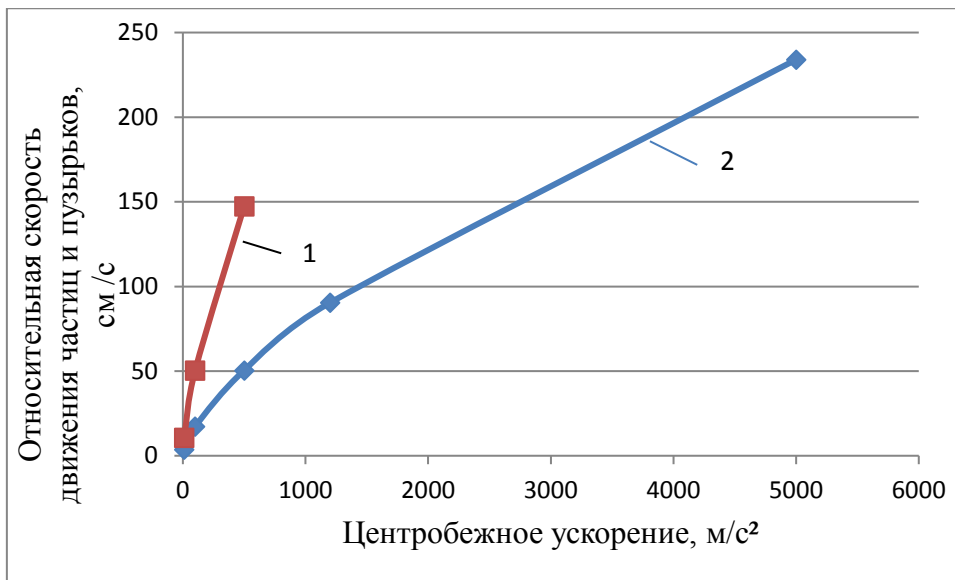


Рис. 8. Влияние центробежного ускорения на относительную скорость движения частиц и пузырьков

1 – для  $\rho_{\text{ч}} = 3000 \text{ кг / м}^3$ ; 2- для  $\rho_{\text{ч}} = 1400 \text{ кг / м}^3$

Эксперименты по флотации угольных шламов крупностью минус 200 мкм поставленные на вращающейся флотационной камере [24], показывают, что центробежное поле начинает подавлять процесс флотации при центробежном ускорении выше  $1200 \text{ м / с}^2$ , см. рис. 9. При центробежном ускорении  $1700 \text{ м / с}^2$ , выход концентрата составляет только 32 %.

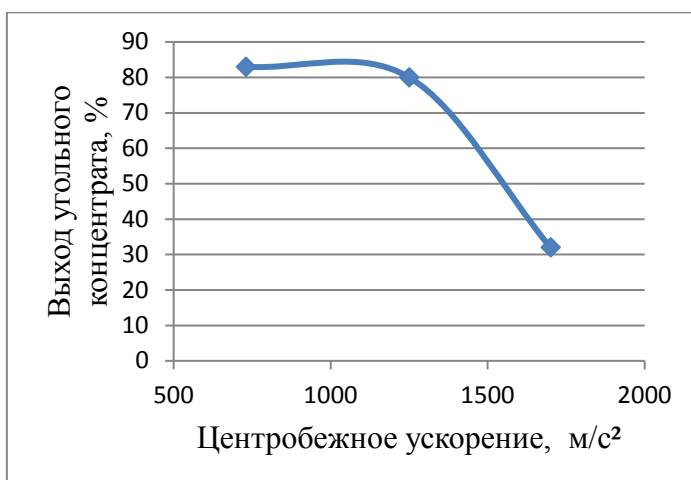


Рис.9.

По расчетным данным, приведенным на рис. 8, центробежное ускорение в  $1200 \text{ м/с}^2$  соответствует  $V_{отн} = 90 \text{ см/с}$ . А по номограмме предложенной Шульце и приведенной в [25], при краевом угле смачивания  $60^\circ - 90^\circ$ , характерном для угольных частиц, максимальная крупность флотируемых частиц при  $V_{отн} = 90 \text{ см/с}$  составит  $60 - 100 \text{ мкм}$ . Таким образом, расчетные данные подтверждаются экспериментом, что говорит о применимости предложенной методики расчета максимального размера флотируемых частиц в турбулентных потоках в центробежном поле.

При флотации в центробежном поле необходимо учитывать величину диссипации энергии турбулентным движением жидкости создаваемым повышенной скоростью всплывания воздушных пузырьков.

## Глава 4. Флотация крупных частиц в центробежном поле

В центробежном поле флотоциклона или центрифуги с перфорированной стенкой, воздушные пузырьки движутся в тонком слое пульпы от стенок аппарата к оси вращения. В этом случае, по глубине жидкостной ванны существует большой градиент давлений, который увеличивается с ростом величины вращающегося слоя пульпы и центробежного ускорения.

Наличие центробежного ускорения приводит к резкому увеличению скорости движения пузырьков, а малая толщина слоя пульпы является условием, обеспечивающим практически мгновенный выброс воздушных пузырьков из зоны высокого гидростатического давления в зону низкого давления. В этом случае, как показано в работе [5], динамическое поверхностное натяжение на поверхности пузырька линейно возрастает, что повышает силу прилипания частицы к пузырьку. Динамическое поверхностное натяжение на границе газ-жидкость:

$$\sigma_{гж}^д = \frac{1}{2} R_0 [P_c + (H_0 - h_c + h_n) \delta g], \quad (30)$$

где:  $R_0$  – радиус кривизны поверхности в куполе пузырька, м;  $h_n$  – высота пузырька, м;  $H_0$  – глубина, на которой возникают газовые пузырьки, м;  $h_c$  – глубина приповерхностного слоя, в который мгновенно выброшен воздушный пузырёк;  $P_c$  – статическое внутреннее давление воздушного пузырька, Па.

Так как  $P_c = \frac{2 \sigma_{гж}^c}{R_0}$ , а в центробежном поле постоянное гравитационное ускорение  $g$ , заменяется на переменное центробежное ускорение  $a$ , то:

$$\sigma_{гж}^д = \sigma_{гж}^c + (H_0 - h_c + h_n) \frac{\delta a R_0}{2}, \quad (31)$$

где:  $\sigma_{гж}^c$  – статическое поверхностное натяжение, Н/м

Тогда при расчёте максимальной флотационной крупности по уравнению равновесия капиллярных сил инерции частиц на движущемся пузырьке предложенному Матвеевко Н. В. [6], на основании теоретического анализа уравнения Фрумкина - Кабанова, в центробежном поле необходимо учитывать эффект повышения динамического поверхностного натяжения:

$$\sigma_{\Gamma\text{Ж}}^{\Delta} \sin \theta = C \frac{K}{\pi x} (\Delta - \delta) d_{\max}^2 + \frac{x d_{\max}}{40} \left( \frac{2\sigma_{\Gamma\text{Ж}}^{\Delta}}{R} - \delta a h_n \right), \quad (32)$$

где:

$\theta$  – краевой угол смачивания, град;

$\Delta$  – плотность минерала, г/см<sup>3</sup>;

$\delta$  – плотность жидкости, г/см<sup>3</sup>;

$x$  – отношение диаметра площади контакта к диаметру частицы;

$K$  – коэффициент пропорциональности между кубом диаметра частицы и её объёмом;

$C$  – ускорение отрыва частицы от пузырька, м/с<sup>2</sup>;

$d_{\max}$  – диаметр частицы, критический для флотации, см;

$R_0$  – радиус пузырька, см;

$a$  – центробежное ускорение, м/с<sup>2</sup> (заменяет в формуле 31 и 32 ускорение силы тяжести  $g$ ).

Принимая ускорение отрыва частицы от пузырька  $C$ , равным центробежному ускорению  $a$ , рассчитываем величину  $d_{\max}$  по уравнению (32) при следующих значениях:

$x = 0,4$ ;  $\delta = 1$  г/см<sup>3</sup>;  $\Delta = 5$  г/см<sup>3</sup>;  $\theta = 90^\circ$  (так как при отрыве частиц от пузырька  $\theta^\circ \rightarrow \max$ );  $K=0,75$ ;  $R_0 = 0,1$  см;  $h_n = 0,2$  см;  $\sigma_{\Gamma\text{Ж}}^{\Delta}$  -- определяется по уравнению (32);  $(H_0-h_c)$  - глубина жидкостной ванны для значений, кривая 2-0,01 м, 3-0,02 м, 4-0,03 м, 5-0,04 м, 6-0,05 м;  $a = C = 9,8 \div 1200$  м/с<sup>2</sup>;  $\sigma_{\Gamma\text{Ж}}^c = 0,07$  Н/м.

Для кривой (1) на рисунке 10, расчет ведется для условий гравитационного поля при следующих значениях:  $C = 9,8 \div 1200$  м/с<sup>2</sup>;  $g = 9,8$  м/с<sup>2</sup>;  $\sigma_{\Gamma\text{Ж}}^{\Delta} = \sigma_{\Gamma\text{Ж}}^c = 0,07$  Н/м.

Результаты расчётов представлены в таблице 14 и показывают, что максимальная крупность флотируемых частиц в центробежном поле с низким ускорением уменьшается и стабилизируется уже при центробежном ускорении выше 150 м/с<sup>2</sup> (рис. 10). При этом, максимальная крупность превосходит крупность частиц, флотируемых при тех же ускорениях их отрыва от пузырька в гравитационном поле в 3÷5 раз.

Значительное влияние на конечную крупность флотируемых частиц оказывает глубина жидкостной ванны в центробежном флотационном аппарате. При увеличении глубины ванны от 1 см до 5 см  $d_{\text{кр}}$  увеличивается в 1,7 раза (рис. 12), при центробежном ускорении 150 м/с<sup>2</sup>.

С увеличением глубины жидкостной ванны в центробежном поле резко увеличивается перепад давлений по глубине слоя пульпы.

Пузырьки, поднимаясь от стенок аппарата к оси вращения с большой радиальной скоростью, проходят путь из зоны высокого в зону низкого давления за очень короткое время, так как скорость всплывания воздушных пузырьков в центробежном поле очень высока (см. рис. 3 и табл. 6) ,а глубина жидкостной ванны в циклоне не велика (1-5 см). При этом высокое давление внутри пузырька при всплывании не успевает компенсироваться увеличением его диаметра. Это вызывает рост динамического поверхностного натяжения пузырька (рис.11) и силы прикрепления частиц к пузырькам, что в результате приводит к увеличению максимального размера частиц, флотируемых в центробежном поле.

В работе [4] приводятся данные о росте крупности флотируемых частиц во флотоциклоне при увеличении диаметра аппарата. Так максимальная крупность частиц, флотируемых во флотоциклоне, диаметром 50 мм, составила 100 мкм. Предварительные исследования работы флотоциклона, диаметром 150 мм, показывают, что крупность извлекаемых в пену частиц в нем, существенно возрастает.

Очевидно, что с ростом диаметра флотоциклона глубина жидкостной ванны увеличивается и это приводит к повышению крупности флотируемых частиц.

Табл.14. Данные расчёта динамического поверхностного натяжения и максимальной крупности флотируемых частиц  $d_{кр}$  в зависимости от центробежного ускорения  $a$  и глубины жидкостной ванны ( $H_0-h_c$ ) по формулам 31 и 32

$a, \text{ м/с}^2$	$H_0-h_c=0,01 \text{ м}$		$H_0-h_c=0,02 \text{ м}$		$H_0-h_c=0,03 \text{ м}$		$H_0-h_c=0,04 \text{ м}$		$H_0-h_c=0,05 \text{ м}$	
	$\sigma_{гж}^Д, \text{ Н/м}$	$d_{кр}, \text{ мм}$	$\sigma_{гж}^Д, \text{ Н/м}$	$d_{кр}, \text{ мм}$	$\sigma_{гж}^Д, \text{ Н/м}$	$d_{кр}, \text{ мм}$	$\sigma_{гж}^Д, \text{ Н/м}$	$d_{кр}, \text{ мм}$	$\sigma_{гж}^Д, \text{ Н/м}$	$d_{кр}, \text{ мм}$
10	0,13	1,884	0,170	2,05	0,23	2,316	0,28	2,475	0,33	2,596
25	0,22	1,620	0,345	1,926	0,47	2,158	0,575	2,316	0,72	2,498
50	0,37	1,510	0,62	1,851	0,87	2,098	1,12	2,295	1,37	2,458
100	0,67	1,457	1,17	1,810	1,67	2,067	2,17	2,270	2,67	2,436
150	0,97	1,430	1,72	1,796	2,47	2,057	3,22	2,261	3,97	2,429
300	1,87	1,410	3,37	1,782	4,87	2,046	6,37	2,253	7,87	2,422
500	3,07	1,400	5,57	1,776	8,07	2,042	10,57	2,249	13,07	2,419
700	4,27	1,390	7,77	1,774	11,27	2,040	14,77	2,248	18,27	2,418
1000	6,07	1,397	11,07	1,772	16,07	2,039	21,07	2,246	26,07	2,417
1200	7,27	1,395	13,27	1,772	19,27	2,038	25,27	2,246	31,27	2,417

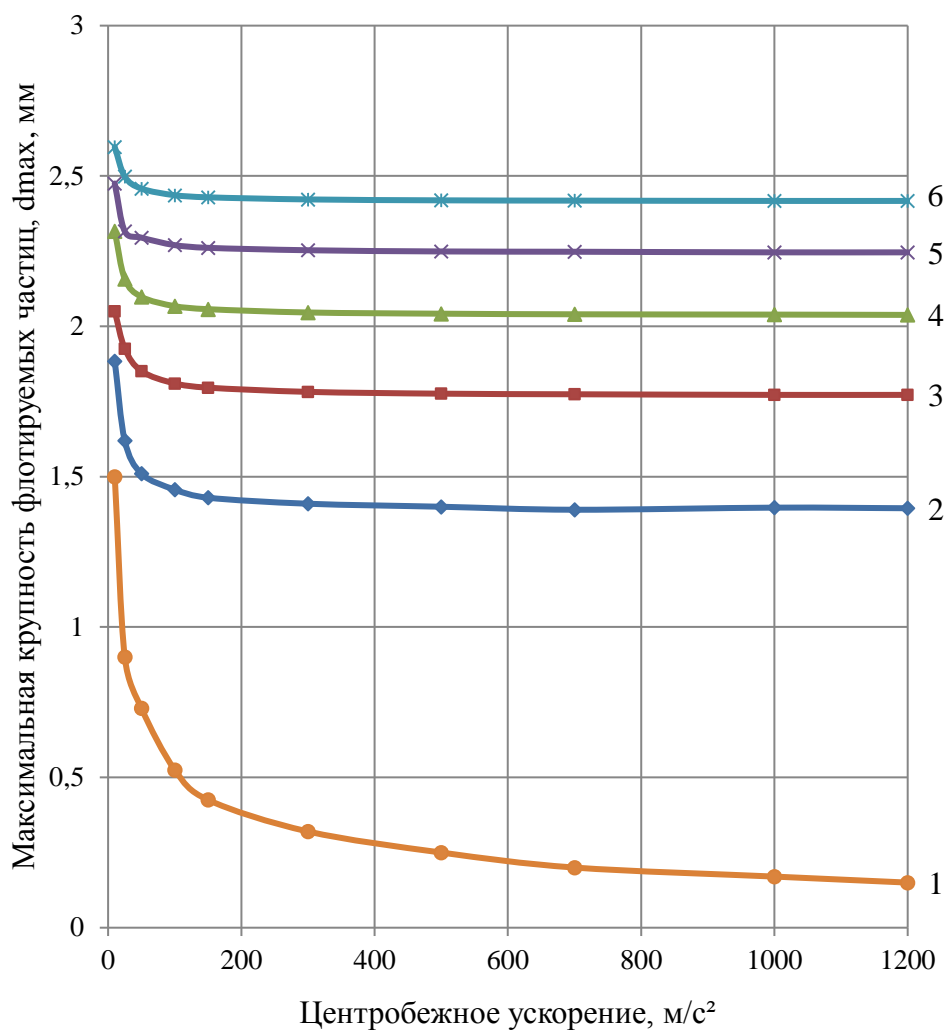


Рис.10. Влияние центробежного ускорения на максимальную крупность флотируемых частиц

1. Для условий гравитационного поля  $C = 9,8 \div 1200 \text{ м/с}^2$ ,  $g = 9,8 \text{ м/с}^2$ ,  $\sigma_{ГЖ}^Д = \sigma_{ГЖ}^С = 0,07 \text{ Н/м}$ .
2.  $(H_0 - h_c)$  - глубина жидкостной ванны 0,01 м.
3.  $(H_0 - h_c)$  - глубина жидкостной ванны 0,02 м.
4.  $(H_0 - h_c)$  - глубина жидкостной ванны 0,03 м.
5.  $(H_0 - h_c)$  - глубина жидкостной ванны 0,04 м.
6.  $(H_0 - h_c)$  - глубина жидкостной ванны 0,05 м.

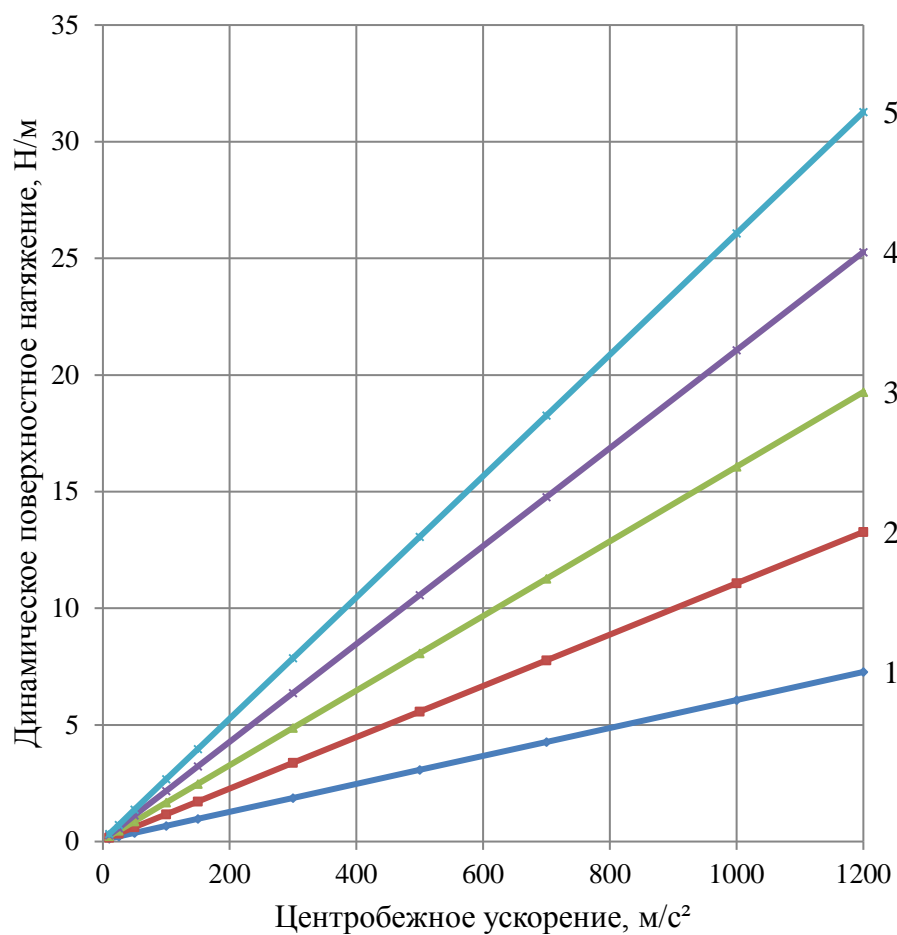


Рис.11. Зависимость динамического поверхностного натяжения от центробежного ускорения.

1. ( $H_0-h_c$ ) - глубина жидкостной ванны 0,01 м.
2. ( $H_0-h_c$ ) - глубина жидкостной ванны 0,02 м.
3. ( $H_0-h_c$ ) - глубина жидкостной ванны 0,03 м.
4. ( $H_0-h_c$ ) - глубина жидкостной ванны 0,04 м.
5. ( $H_0-h_c$ ) - глубина жидкостной ванны 0,05 м.

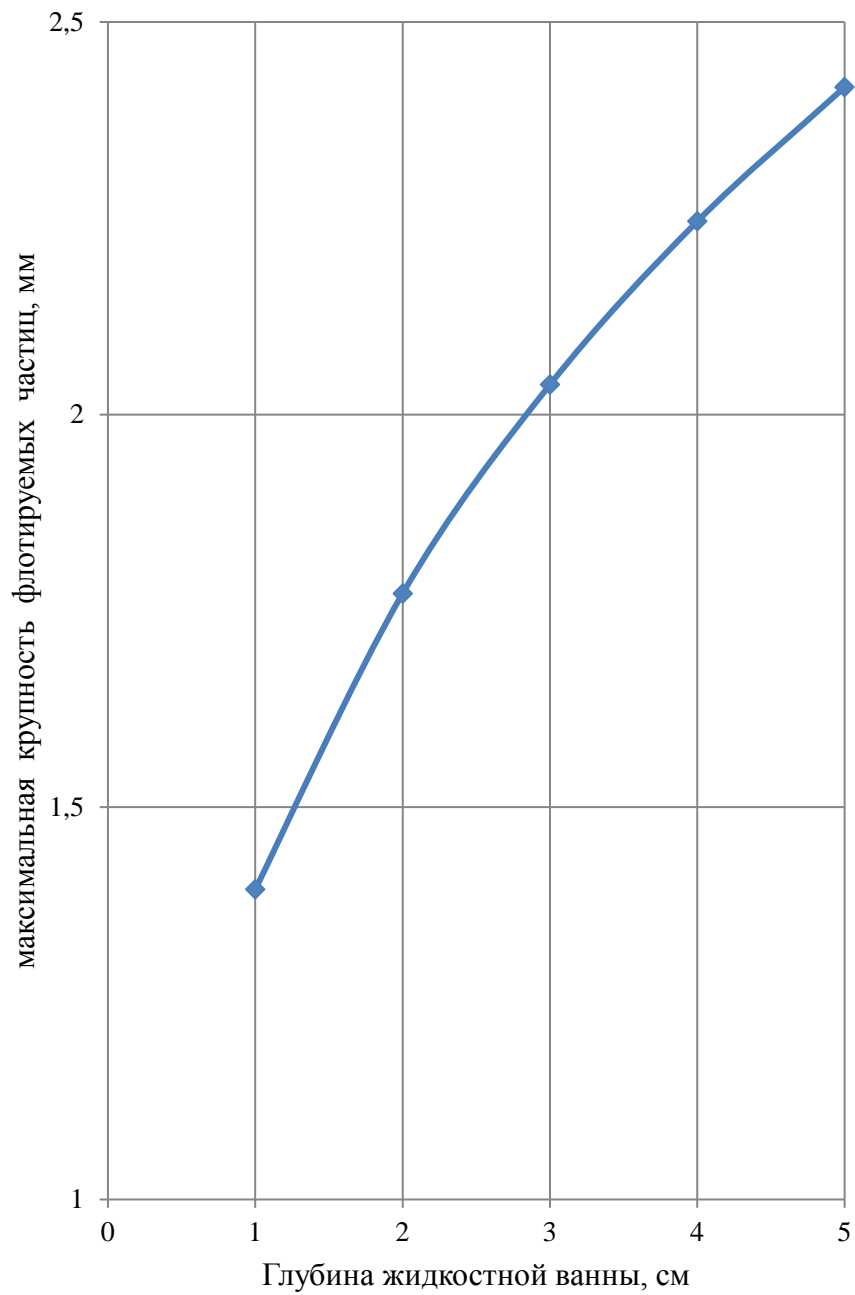


Рис. 12. Влияние глубины жидкостной ванны на максимальную крупность флотируемых частиц, при центробежном ускорении  $150 \text{ м/с}^2$

Таким образом, в данной главе рассмотрено влияние центробежного поля на флотацию крупных минеральных частиц. Показано, что с увеличением центробежного ускорения и глубины жидкостной ванны происходит рост максимальной крупности флотируемых частиц.

Полученные данные можно использовать при создании центробежных флотационных аппаратов высокой удельной производительности для извлечения частиц повышенной флотационной крупности.

Для реализации всех факторов интенсифицирующего действия центробежного поля на процесс флотации необходимо, при конструировании центробежных флотационных аппаратов соблюдать некоторые правила связанные с особенностями минерализации воздушных пузырьков в центробежном поле.

- процесс минерализации воздушных пузырьков как мелкими, так и крупными частицами необходимо проводить в условиях центробежного поля;

- аэрационные устройства при флотации в центробежном поле должны обеспечивать насыщение пульпы как мелкими 0,1 - 3,0 мм так и крупными 3 – 7 мм воздушными пузырьками, а также реализовывать коалесцентный механизм минерализации связанный с выделением воздуха из раствора;

- для эффективного процесса минерализации воздушных пузырьков частицами инерционной крупности, необходимо предусмотреть возможность снижения относительной скорости движения частиц и воздушных пузырьков в центробежном поле;

- выделение минерализованных воздушных пузырьков из флотационной пульпы необходимо проводить в центробежном поле;

- в зоне минерализации воздушных пузырьков в центробежном поле важно обеспечить как можно большую глубину жидкостной ванны.

## **Глава 5. Разработка и промышленные испытания центробежной флотационной машины.**

### **5.1. Разработка опытно – промышленного образца центробежной флотационной машины объемом 1, 2 м<sup>3</sup> и промышленные испытания на обогатительной фабрике Карабашского медеплавильного комбината.**

Для реализации проекта по созданию высокопроизводительной центробежной флотационной машины, на Опытном заводе института «Унипромедь» были разработаны рабочие чертежи и изготовлен опытный образец центробежной флотационной машины объемом 1,2 м<sup>3</sup> [31]. При разработке конструкции были учтены требования, необходимые для наиболее полного достижения эффекта интенсификации флотационного процесса в центробежном поле.

Подача питания по касательной в цилиндрический корпус флотомашины осуществляется с помощью циклонного аэратора, который обеспечивает интенсивную диспергацию воздуха на мельчайшие пузырьки и при этом реализуется механизм коалисцентной флотации за счет выделения воздуха из раствора. Пневматический аэратор, состоящий из перфорированных резиновых трубок, расположенных по периферии цилиндрической части камеры, обеспечивает насыщение вращающегося потока пузырьками средних и крупных размеров.

Процесс минерализации и выделения минерализованных воздушных пузырьков, осуществляется во вращающемся потоке цилиндрической части камеры.

Для снижения относительной скорости движения частиц и пузырьков, в цилиндрической части камеры, соосно пневматическому аэратору установлена беспровальная цилиндрическая решетка, позволяющая проводить процесс флотации в периодически взвешенном кипящем слое.

Глубина жидкостной ванны в цилиндрической части центробежной флотационной машины составляет 13,3 см.

Конструкция центробежной флотационной машины представлена на рис. 13 и состоит из цилиндрической камеры 1, цилиндрического пневматического аэратора 2, выполненного из перфорированных резиновых трубок 4 и расположенного в цилиндрической части камеры 1, беспровальной цилиндрической решетки 3, установленной на внутренней

поверхности аэратора 2 и предназначенной для осуществления минерализации воздушных пузырьков в периодически взвешиваемом кипящем слое, а также для устранения тормозящего влияния аэратора 2 на вращение потока пульпы, патрубка питания с циклонным аэратором 5 и воздухоподводящей трубкой 11, для ввода пульпы по касательной, обеспечивающего вращение пульпы в цилиндрической части камеры и диспергацию воздуха непосредственно при вводе питания в камеру, центральной воронки 6 с трубой для вывода пенного продукта, расположенной в осевой части флотомшины, со шпикастенном, для отстаивания пены, в форме перевернутого усеченного конуса 7, с отверстиями и отбойниками в нижней части, конического дырчатого успокоителя 8, предназначенного для успокоивания вращающегося потока и предварительного отделения пены от пульпы, узла регулирования уровня пульпы 9 типа «труба в трубе» с подвижной вертикальной трубой 10.

Работа центробежной флотационной машины осуществляется следующим образом: пульпа с реагентами поступает по касательной в циклонный аэратор 5 под давлением  $1 - 2 \times 10^5$  Па; из циклонного аэратора пульпа подается по касательной в цилиндрическую часть камеры 1, где происходит диспергация воздуха, подаваемого через центральную трубку 11 циклонного аэратора; поток пульпы приобретает вращательное движение и возникающие при этом центробежные силы, частично классифицируют твердую часть пульпы по крупности, самые крупные частицы поступают в зону цилиндрического пневматического аэратора 2, под беспровальную цилиндрическую решетку 3, где и происходит их контакт с воздушными пузырьками, а тонкие и средние частицы, находясь во вращающемся потоке пульпы, поступают в пространство над беспровальной решеткой 3, где под действием центробежного поля самые крупные частицы оседают на пластины беспровальной решетки 3 и перемещаются вращающимся потоком по ней в круговом направлении и вверх, пересекая при этом щелевые пространства решетки 3 в которые от пневматического аэратора 2 подается диспергированный воздух.

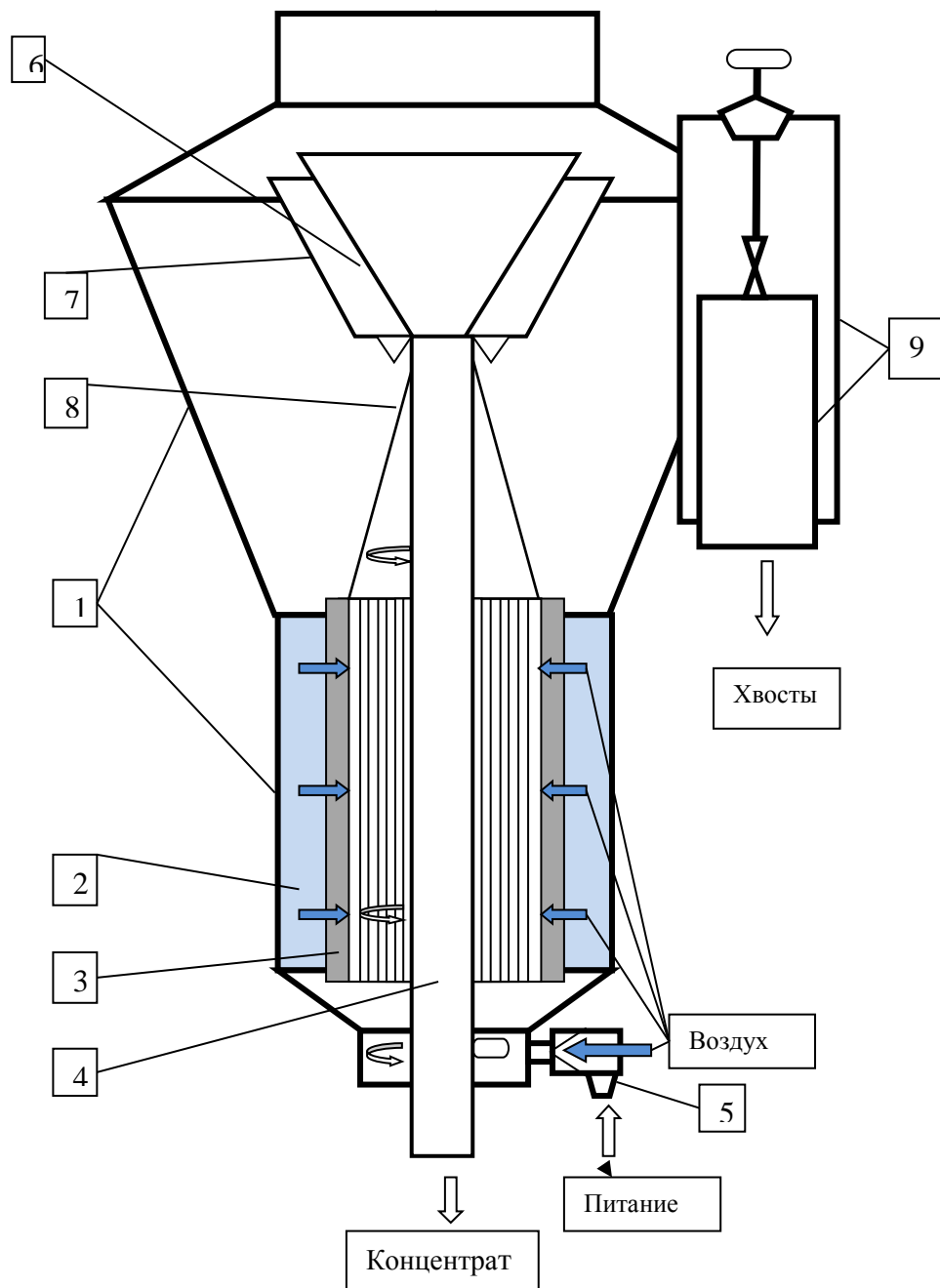
Таким образом, над беспровальной цилиндрической решеткой образуется периодически взвешиваемый кипящий слой материала в центробежном поле, в котором происходит снижение относительной скорости движения частиц и пузырьков и реализуются процессы минерализации воздушных пузырьков при флотации. Это эффективно сказывается на скорости минерализации пузырьков как мелкими, так и относительно крупными частицами.

Минерализованные воздушные пузырьки в центробежном поле концентрируются в осевой части камеры 1 и восходящим потоком пульпы перемещаются в зону конического дырчатого успокоителя 8, где происходит успокаивание вращательного движения пульпы за счет расширения камеры и изменения направления движения пульпы, а также предварительное отделение пенного продукта от пульпы. Минерализованные пузырьки, сконцентрированные у оси камеры, выходят из верхней части дырчатого успокоителя 8, а нефлотированная часть пульпы через его нижнюю часть – к стенкам конической части камеры.

Далее, минерализованные воздушные пузырьки по наружной поверхности шпикастена 7 поднимаются в кольцевой зазор между шпикастеном и камерой 1, где и образуют на поверхности пульпы пенный слой, самотеком выводимый из камеры 1 через воронку 6. В пенном слое, над внутренней поверхностью шпикастена происходит вторичная концентрация минералов в пенном слое. Частицы, выпавшие из пенного слоя, сползают по внутренней поверхности шпикастена 7, выводятся через отверстия в его нижней части и вновь попадают в контакт с воздушными пузырьками и подвергаются процессу флотационного разделения.

Пульпа не содержащая минерализованных воздушных пузырьков, после выхода из нижней части дырчатого конического успокоителя 8, через подвижную трубу 10, узла регулирования уровня пульпы 9 выводится из камеры 1.

Особенностью этого образца центробежной флотационной машины является интенсификация флотационного процесса, а именно процесса минерализации и выделения воздушных пузырьков в центробежном поле. При этом ускоряется процесс образования флотокомплексов и выделения минерализованных воздушных пузырьков в пенный слой.



1-цилиндроконическая камера; 2-пневматический аэратор; 3-беспровальная цилиндрическая решетка; 4-труба для вывода пенного продукта; 5-циклонный аэратор; 6-центральная воронка для съема пенного продукта; 7-шпицкастен; 8- конический дырчатый успокоитель вращающегося потока; 9- узел регулирования уровня пульпы

Рис. 13 Конструкция центробежной флотационной машины ЦПФМ -1,2

Промышленные испытания опытного образца центробежной флотационной машины объемом 1, 2 м<sup>3</sup>, разработанной и изготовленной на Опытном заводе института «Унипроед» проводились на обогатительной фабрике Карабашского медеплавильного комбината в цикле коллективной медно – цинковой флотации параллельно с шестикамерной пневмомеханической флотомашинной ФПМ ГМО – 1,6.

Целью промышленных испытаний флотационной машины ЦПФМ -1,2 являлось определение работоспособности конструкции в промышленных условиях, определение оптимальных технологических параметров центробежной флотомашинной и выдача рекомендаций на проектирование опытного образца центробежной пневмогидравлической флотационной машинной. Питанием ЦПФМ -1,2 служил коллективный сульфидный концентрат, поступающий в приемный карман 1-ой камеры ФПМ ГМО -1,6 цикла медно – цинковой флотации. Из приемного кармана продукт поступал самотеком в зумпф насоса и по напорной магистрали подавался насосом на ЦПФМ -1,2. Причем часть материала поступала по обводной линии обратно в приемный карман 1-й камеры флотомашинной ФПМ ГМО -1,6. На обводной линии была установлена задвижка для регулирования подачи и давления питания на ЦПФМ -1,2. Концентрат флотомашинной ЦПФМ -1,2 поступал в концентратный желоб флотомашинной ФПМ ГМО -1,6, а хвосты в приемный карман этой же флотомашинной. Давление воздуха регистрировалось манометром, расход воздуха на циклонный и пневматический аэратор, замерялся анемометрами, вмонтированными в воздушные трубопроводы. Давление подачи питания в виде пульпы фиксировалось манометром с датчиком передачи давления мембранного типа.

При проведении пуско - наладочных испытаний воздух подавался только на пневматический аэратор. Результаты пуско–наладочных испытаний приведены в табл. 15.

Таблица 15 Результаты пуска – наладочных испытаний ЦПФМ -1,2

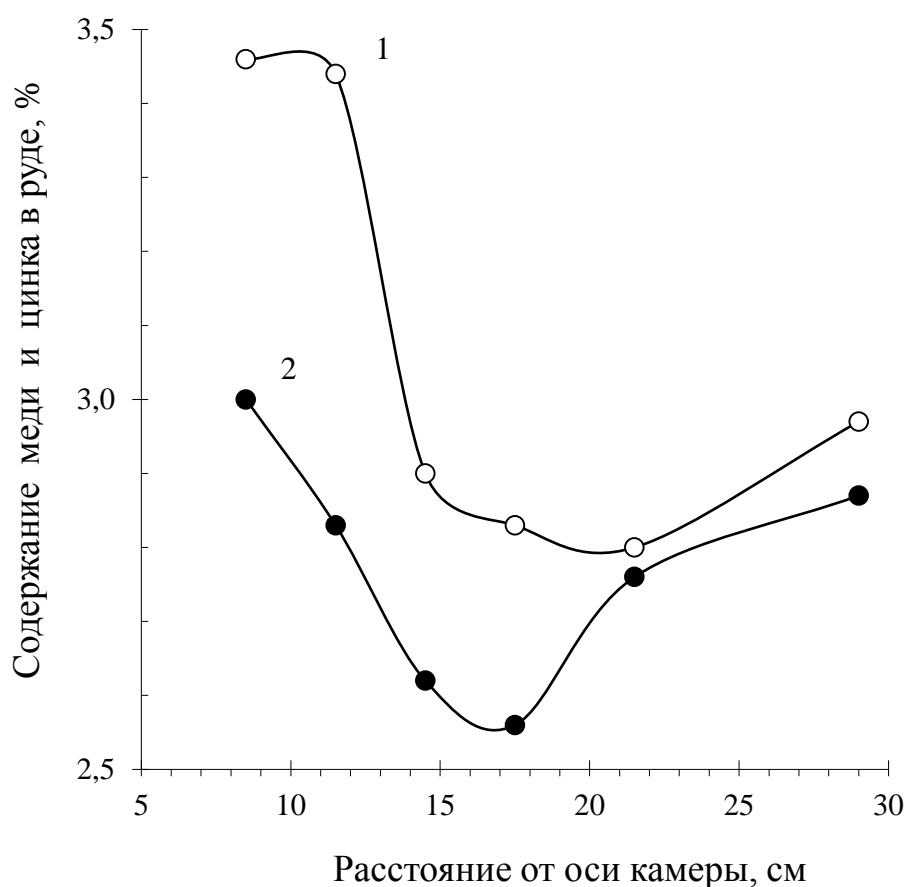
Показатели	Опыт 1	Опыт 2	Опыт3
Давление питания , Па	9,5 10 <sup>4</sup>	7,0 10 <sup>4</sup>	4,5 10 <sup>4</sup>
Производительность, м <sup>3</sup> /час	53	43 - 46	36
Содержание меди в питании, %	1,3	1,45	1,35
меди в концентрате, %	5,07	6,82	5,07
меди в хвостах, %	0,8	1,1	1,04
Извлечение меди в концентрат, %	45,62	28,73	28,87
Содержание цинка в питании, %	1,45	1,65	1,42
цинка в концентрате, %	3,07	3,72	3,92
цинка в хвостах, %	1,23	1,51	1,21
Извлечение цинка в концентрат, %	24,76	13,76	21,22

Данные таблицы 15 показывают, что оптимальным является давление подачи питания не ниже  $1,0 \cdot 10^5$  Па. При этом давлении резко возрастает извлечение меди в концентрат.

Во время пуска–наладочных испытаний на руде Гайского месторождения, специальным пробоотборником установленным на цилиндрической части ЦПФМ -1,2, были отобраны пробы для определения характера распределения металлов в руде по оси флотомашины ЦПФМ -1,2. Данные по содержанию меди и цинка в руде по оси цилиндрической части флотомашины представлены в табл. 16 и на рис. 16

Таблица 16. Характер распределения меди и цинка по оси ЦПФМ -1,2

Расстояние от оси ЦПФМ- 1,2, см	Содержание , %	
	Меди	Цинка
8,5	3,46	3,0
11,5	3,44	2,83
14,5	2,90	2,62
17,5	2,83	2,56
21,5	2,80	2,76
29,0	2,97	2,87



1-Содержание меди  
2-Содержание цинка

Рис. 16 Распределение меди и цинка по оси флотационной машины ЦПФМ 1, 2

Расстояние в 29 см – зона пневматического аэратора под беспровальной решеткой.

Расстояние в 21,5 см – зона над беспровальной решеткой.

Расстояние в 8,5 см – зона у поверхности центральной трубы для вывода концентрата, см. рис. 13.

Из данных представленных в табл. 16 и на рис. 16 видно, что по мере приближения к трубе вывода концентрата, расположенной по оси флотомашин содержание меди и цинка повышается. То есть процесс концентрации халькопирита и сфалерита начинается уже в самой камере, а не только в пенном слое, как во флотомашинах других конструкций. Однако центральная часть камеры, которая является активной зоной концентрирования полезных минералов, занята трубой вывода концентрата,

что является конструктивным недостатком этого образца центробежной флотомашины.

Данные промышленных испытаний представлены в табл. 17.

При проведении промышленных испытаний флотомашины ЦПФМ -1,2 на Карабашском медеплавильном комбинате ее удельная производительность достигала 18 т/ч м<sup>3</sup>, с извлечением меди 64,0 % и цинка 43,7 % для руды Карабашского месторождения и 12 т\ ч м<sup>3</sup>, с извлечением меди 61,1 % и цинка 53,5 % для руды Гайского месторождения [29].

При испытаниях на руде Карабашского месторождения видно, что большое значение на извлечение цинка оказывает работа пневматического аэратора, обеспечивающего получение более крупных воздушных пузырьков, чем в циклонном аэраторе. Для сфалерита, находящегося в руде Карабашского месторождения характерна эмульсионная вкрапленность и его флотация в центробежном поле проходит эффективнее при использовании крупных воздушных пузырьков, что подтверждает данные проведенных выше аналитических исследований об интенсифицирующем воздействии крупных воздушных пузырьков в центробежном поле на флотацию тонких безинерционных частиц.

Опробование проведенное при работе шестикамерной механической флотомашины ФПМ ГМО – 1,6, общим объемом 9,6 м<sup>3</sup> в течение 6 смен на руде Карабашского месторождения показало, что при удельной производительности 6,8 т/ч м<sup>3</sup>, извлечение меди в концентрат составило 47,82 %, а цинка 35,24 %.

Таблица 17. Результаты промышленных испытаний центробежной флотационной машины ЦПФМ -1,2

Показатели	Руда Карабашского месторождения		Руда Гайского месторождения
Производительность по потоку, м <sup>3</sup> /час	60	61,2	62,3
Удельная производительность, т/(час м <sup>3</sup> )	17,9	15,0	12,4
Расход воздуха на циклонный аэратор, м <sup>3</sup> /час	19,5	45,6	32
Расход воздуха на пневматический аэратор, м <sup>3</sup> /час	46,5	0	32
Удельный расход воздуха, м <sup>3</sup> /т	3,1	2,53	4,3
Время пребывания пульпы в камере, мин	1,2	1,18	1,16
Содержание Cu в питании, %	1,08	1,06	2,9
Содержание Cu в концентрате, %	2,59	5,59	6,74
Содержание Cu в хвостах, %	0,53	0,48	1,53
Извлечение Cu в концентрат, %	64,0	59,9	61,1
Содержание Zn в питании, %	1,28	1,3	2,75
Содержание Zn в концентрате, %	2,19	2,48	5,59
Содержание Zn в хвостах, %	0,95	1,1	1,75
Извлечение Zn в концентрат, %	45,7	21,6	53,5

## 5.2 Промышленные испытания центробежной флотационной машины на Среднеуральском медеплавильном заводе (СУМЗ)[30].

На рис.17 изображена конструкция центробежной пневмогидравлической флотационной машины объемом 3,5 м<sup>3</sup> [32], изготовленная с учетом конструктивных недостатков испытанной ЦПФМ -1,2. В отличие от конструкции испытанной на обогатительной фабрике Карабашского медеплавильного комбината, в данной флотомашине по новому организован вывод концентрата и хвостов, а для подачи питания используются два циклонных аэратора. Кроме того, для вывода концентрата с большим выходом, дополнительно установлен кольцевой периферический желоб.

Промышленные испытания проводили в операции дофлотации селективных хвостов цинкового цикла при переработке руды Дегтярского месторождения в течение 90 смен. По схеме установки флотомашин на обогатительной фабрике ОАО «СУМЗ», (см. рис. 18), полученный на центробежной флотомашине ЦПФМ -3,5 промпродукт может направляться как в перечистные операции, совместно грубым цинковым концентратом, так и в голову основной цинковой флотации.

### Техническая характеристика ЦПФМ -3,5

Объем, м <sup>3</sup>	3,5
Пропускная способность, м <sup>3</sup> /час	300
Давление подачи питания, Па	1,5 – 2,0 · 10 <sup>5</sup>
Давление воздуха, Па	0,2 – 0,3 · 10 <sup>5</sup>
Расход воздуха, м <sup>3</sup> / час	110
Габаритные размеры, мм	2700x2960x3200
Масса, т	2,4

При работе ЦПФМ -3,5 по схеме с подачей выделенного концентрата в голову основной цинковой флотации, установлено, что значительное влияние на результаты дофлотации цинка оказывает содержание цинка в питании центробежной флотомашин, табл. 18.

Таблица 18 Влияние колебаний содержания цинка в питании ЦПФМ -3,5 на извлечение цинка в концентрат

Содержание цинка в питании ЦПФМ -3,5, %	Извлечение цинка в концентрат ЦПФМ -3,5, %
>2,0	47,46
1,5 – 2,0	35,48
<1,5	18,55

Среднесменные показатели обогащения :

- содержание цинка в питании - 1,63 %;
- содержание цинка в концентрате - 3,4 %;
- содержание цинка в хвостах - 1,33 %;
- среднесменное извлечение цинка от операции – 32,55 %.

Минералогический анализ продуктов обогащения показывает, что в питании флотомашин ЦПФМ -3,5 сфалерит содержится на 46 % в виде свободных зерен и на 46 % в сростках с пиритом. При этом питание флотомашин на 30 – 40 % состоит из частиц размером – 8 мкм. В концентрате центробежной флотомашин сфалерит в виде свободных зерен на 30 % состоит из частиц размером 2 – 5 мкм, а 40 % сфалерита содержится в сростках с пиритом. По данным дисперсионного анализа питания и хвостов флотомашин ЦПФМ -3,5, извлечение цинка происходит в основном из класса минус 8 мкм.

Среднесменные показатели обогащения при работе ЦПФМ -3,5, по схеме с выводом полученного концентрата в цинковые перечистки:

- содержание цинка в питании - 3,92 %;
- содержание цинка в концентрате - 7,43 %;
- содержание цинка в хвостах - 2,99 %;
- среднесменное извлечение цинка от операции - 43,1%.

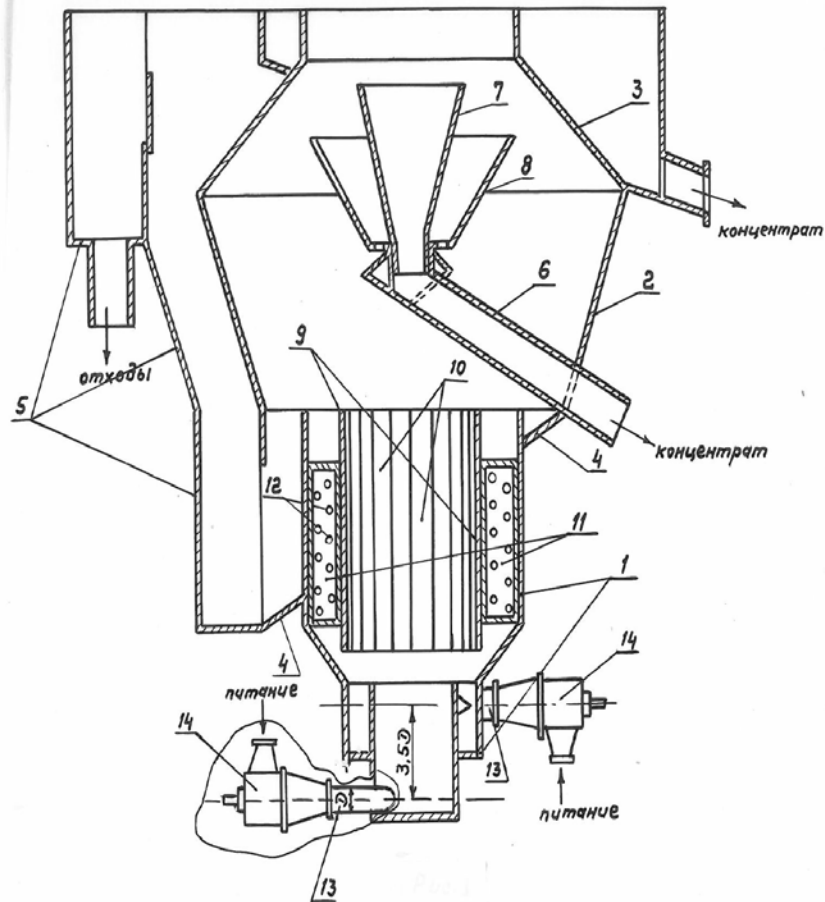


Рис. 17 Конструкция модернизированной центробежной флотационной машины ЦПФМ -3,5

- 1,2 – цилиндроконический корпус,
- 3 – дополнительный желоб для пенного продукта,
- 4 - усеченный цилиндр для вывода хвостов,
- 5 - карман для вывода хвостов и регулятор уровня пульпы,
- 6 - труба для вывода концентрата,
- 7 - воронка для вывода концентрата,
- 8 - шпикастен,
- 10 – цилиндрическая беспровальная решетка,
- 11 – пневматический аэратор,
- 14 – циклонные аэраторы

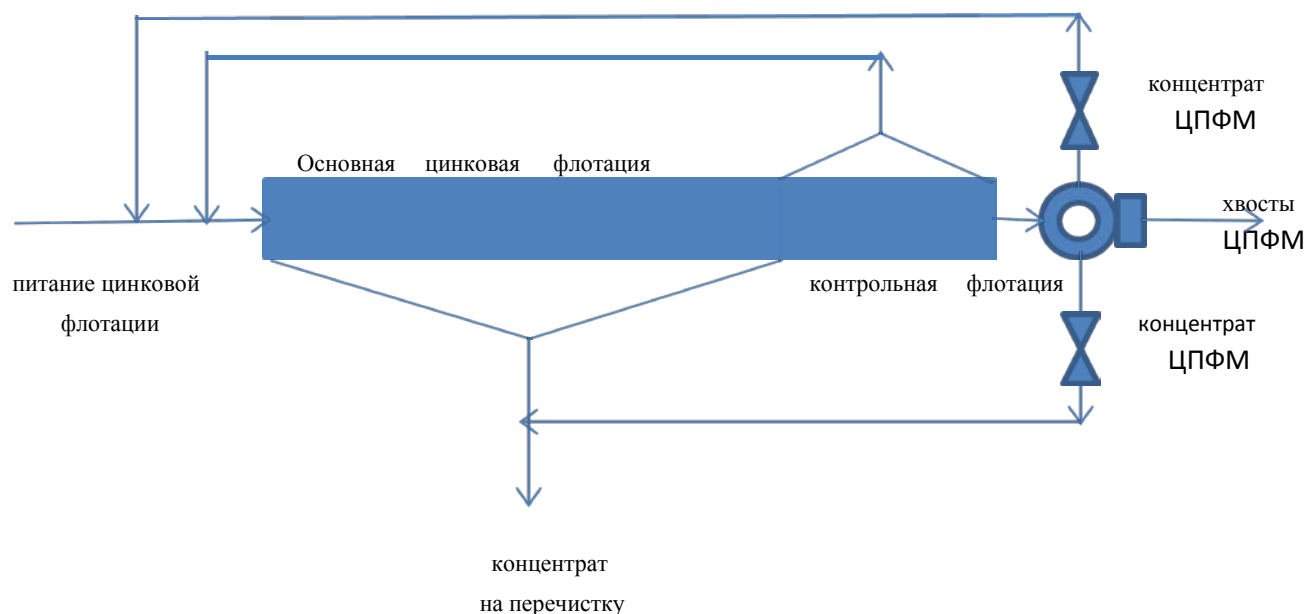


Рис.18 Схема цепи аппаратов с расположением центробежной флотационной машины ЦПФМ -3, 5 на хвостах контрольной флотации

### 5.3 Промышленные испытания центробежной флотационной машины на Прикаспийском ПГМК

Для повышения извлечения урана в кондиционный концентрат, на обогатительной фабрике Прикаспийского ПО ПГМК используется технология флотационного обогащения шламов образующихся при гравитационном обогащении исходной руды на гидроциклонах. Применение флотационной технологии для обогащения глинистых фосфоритов представляет сложную задачу в связи с большим содержанием тонких шламов. С целью селективного удаления методом флотации глинистых шламов и тонкодисперсного пирита из урансодержащего слива гидроциклонов, были проведены промышленные испытания центробежной пневмогидравлической флотационной машины ЦПФМ -3,5, объемом 3,5 м<sup>3</sup> [33].

Одна камера флотомашин ЦПФМ -3,5 была установлена в цикле обратной шламовой флотации черного мелкозернистого гравитационного концентрата параллельно с шестикамерной флотомашинной ФПМ – 6,3. Промышленные испытания, проведенные в течение 260 смен при обратной флотации глинистых шламов и тонких классов пирита показали, что при

производительности по питанию 120–150 м<sup>3</sup>/час коэффициент концентрации урана при флотации на центробежной флотомашине достигает 1,17- 1,18, а на ФПМ – 6,3 только 1,06 – 1,08. При этом потери урана со шламовым концентратом на ЦПФМ -3,5 в 2– 3 раза меньше, чем на пневмомеханической флотомашине ФПМ -6,3.

Питание флотации содержит 80 % частиц класса – 30 мкм. Содержание серы в концентрате ЦПФМ -3,5 в 3 раза выше, чем в исходной пульпе и достигает 27 %. На ФПМ -6,3 содержание серы в концентрате не превышает 18 %. Выход глины и пирита в пенный продукт на ЦПФМ составляет 8 -10 %.

Удельная производительность на единицу объема центробежной флотомашины составила 7 – 11 т / (час · м<sup>3</sup>), на ФПМ -6,3 только 0,7- 1,0 т / (час · м<sup>3</sup>). Время флотации на ЦПФМ составляет 1,0 – 1,5 мин.

Таким образом, одна камера флотомашин ЦПФМ -3,5 объемом 3,5 м<sup>3</sup>, заменяет шесть камер пневмомеханической флотомашин ФПМ -6,3 общим объемом 37,8 м<sup>3</sup>, при получении более высоких технологических показателей. При этом экономится 80 м<sup>2</sup> производственной площади, уменьшаются эксплуатационные затраты и расход электроэнергии.

Дополнительное извлечение урана от внедрения центробежной флотационной машины ЦПФМ-3,5 на обогатительной фабрике Прикаспийского ПО ПГМК составило 3,0 %.

## Заключение

1. Центробежное поле позволяет интенсифицировать процесс флотации за счет увеличения вероятности столкновений частиц и пузырьков, снижения нижнего критического размера флотируемых частиц связанного с повышением инерционности мелких частиц в центробежном поле, вовлекаемых в процесс их столкновения с пузырьками за счет снижения масштаба турбулентных пульсаций.
2. Существует возможность флотации в центробежном поле частиц повышенной флотационной крупности за счет увеличения динамического поверхностного натяжения воздушных пузырьков.
3. Сохранность флотационных комплексов частица – пузырек в центробежном поле зависит от относительной скорости движения частиц и пузырьков, связанной с величиной диссипации энергии при турбулентном движении жидкости. Создание кипящего слоя частиц и пузырьков при флотации в центробежном поле, позволяет снизить относительную скорость движения частиц и пузырьков и предотвратить разрушение флотационных комплексов крупных частиц с пузырьками.
4. Промышленные испытания опытных образцов центробежной флотационной машины ЦПФМ объемом 1,2 м<sup>3</sup> и 3,5 м<sup>3</sup> показали, что удельная производительность ЦПФМ превышает тот же показатель механических и пневмомеханических флотационных машин в несколько раз.
5. В флотомашине ЦПФМ эффективно происходит флотация частиц микронной крупности.
6. Селективность при обогащении тонких классов минералов на ЦПФМ выше, чем в механических флотомашин.
7. Использование центробежных флотационных машин позволяет экономить производственные площади, уменьшить эксплуатационные затраты и расход электроэнергии, повысить извлечение полезных минералов при переработке тонко вкрапленных и труднообогатимых руд.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Fine coal flotation in a centrifugal field with an air sparged hydrocyclone. Miller Y. D., Van Camp M. C., Mining Eng. USA, 1982, 32, №11, p.1575 – 1580.
2. Flotation in Piritic ore in an Air – Sparged Hydrocyclone. Clorie F. L. D., Byrger A. J., Yan Deventer J. B. J. 3<sup>rd</sup> International Conference in Hydrocyclones, Oxford, England 30 September – 2 October 1987, p.215-220.
3. Pressure flotation in hydrocyclone. M. Nonaka, T. Uchio, Hydrocyclones 2<sup>nd</sup> Ynt. Conf. Bath, 19-21 Sept., 1984, Cranfield, p.381-392.
4. Design and operating variables in flotation separation with the air sparged hydrocyclone. Miller J. D. Ye. Y., Pacynot E., Baker M. W., Gopalakrishnan S., Proc 16 Int. Miner, Process. Congr., Stokholm, June 5-10, 1988, PTA-Amsterdam etc., 1988-p. 499-510.
5. Флотация сульфидов / Конев В. А. – М.: Недра, 1985.
6. Пенная сепарация полезных ископаемых / Матвеевко Н. В. – М.: Недра, 1976.
7. Рубинштейн Ю. Б., Перельман Э. Я., Спиваковский И. Н. Центробежные пневматические флотационные машины в СССР и за рубежом – М.: ЦНИИТЯЖМАШ, 1988.
8. Орлов С. Л. Разработка высокопроизводительной флотационной машины на основе изучения особенностей флотации минеральных частиц в центробежном поле. Дисс. канд. техн. наук – М.: 1986.
9. Miller J. D., Upadrashta K. R., Kinneberg D. J. – 15 Congress int. miners, Cannes, 2-9 Juin, 1985 t-2-St-Etienne, 1985 – p. 87-89.
10. Bayer J., von Morgenstern, Mersman A. – Aeration of highly viscous liyuids // German Chemical Engineering – 1982 – vol. 5 – p. 374-379.
11. Bahr A., Imhoff R., Ludre H. – 15 Congress Int. miner, Cannes, 2-9 Juin 1985 t-2 – St-Etienne, 1985.
12. Heide Bruno, Grundlagen der Zyclonflotation, Bergbauwissenaften, № 7, 1963, p.162-168.
13. Матвеева А.И. К вопросу о перспективности центробежных флотационных машин. В сб. «Вопросы эффективного освоения россыпных и угольных месторождений». Деп. ВИНТИ. 1990 г., № 302.
14. Саломатова С. И. Извлечение мелкого и тонкого золота на поверхности вращающейся жидкости. Дисс. канд. техн. наук – М.: 2007.
15. Павловский Г. В. Процесс флотации в аппаратах центробежного принципа действия. Дисс. канд. техн. наук – М.: 2000.
16. Хоблер Т. Массопередача и адсорбция. М, Химия, 1964, с. 336 .

17. Левич В.Г. Теория коагуляции коллоидов в турбулентном потоке жидкости. - ДАН СССР, т. 99, №5, с. 809 – 812.
18. Кафаров В.В. Основы массопередачи. М. Высшая школа, 1979, с.439.
19. Abrahamson I/- Chem. Eng. Sci., 1975, v.30, p.1371- 1379.
20. Баришполец В.Т. – Кокс и химия, 1960, №4, с. 6 – 10.
21. Shubert H.- Neue Bergbautechn., 1977, Bd 7, №6, p. 446 – 456.
22. Дерягин Б.Г., Духин С.С. Теория движения минеральных частиц вблизи всплывающего пузырька воздуха в применении к флотации. Изв. АН СССР, сер. «Металлургия и топливо», №1, 1959 г., с. 136 – 138.
23. Левич В.Г. Физико – химическая гидродинамика. М., АН СССР, 1951, с. 334 -335 .
24. Юсупов Т.В., Голосов С.И. Опыт флотации угольных шламов в центробежном поле. « Обогащение и брикетирование угля», Недра, 1967, № 11-12, с. 17.
25. Мещеряков Н.В. Флотационные машины и аппараты., М., Недра, 1982, с. 72.
26. Schulze H.S., Espin D. Die Abreibenergie von Teilchen aus der Phasengrenze, 1. Allgemeingultige Beziehung fur beliebige Teilchengroben.- Colloid and Polimer Sci., 1976, Bd, 254, 5, p.436 – 437.
27. Schulze H.S., Gottischalk G. Untersuchgen zur hydrodinamischen Wechsewirkung feiner Gasblase mit einem Partikelschwarm bei der Flotation. 13 Int. Miner. Process Congr., Warszawa, 1979, Prep.Pap., V.1., Warszawa, 1979.
28. Бошнятов Б. В. Гидродинамика микропузырьковых газожидкостных сред. В «Известия Томского политехнического университета». 2005.Т.308. № 6 с.160.
29. Орлов С.Л., Ермаков В.И., Шрамм Е.О. Промышленные испытания центробежной пневматической флотационной машины. «Цветные металлы», 1986, №2, с. 90 – 92.
30. Орлов С.Л., Ермаков В. И., Смирнов Л.А., Сидоров И.И., Коньшина А.И. Промышленные испытания центробежной пневмогидравлической флотационной машины на обогатительной фабрике СУМЗа. «Цветные металлы», 1989, №3, с. 113 – 114.
31. А.с. № 1217483. (СССР) Центробежная флотационная машина, 1984 г.
32. А.с. № 1614854. (СССР) Центробежная флотационная машина, 1989 г.
33. Патент № 1806017. Центробежная флотационная машина, 1990 г.