

# СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНСТРУКЦИИ АППАРАТОВ С МЕШАЛКОЙ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ НА ПРИМЕРЕ АО «ГОМЕЛЬСКИЙ ХИМИЧЕСКИЙ ЗАВОД»

Григорьева А. Н.

ГК «Элма-Астерион», г. Санкт-Петербург

Абиев Р. Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт

(Технический университет), г. Санкт-Петербург

В работе рассмотрены особенности применения перемешивающих устройств в процессах производства минеральных удобрений. Изучены основные требования, предъявляемые к аппаратурному оформлению реакторов, в том числе для охлаждения готового продукта, в которых происходит процесс суспендирования при помощи механического перемешивания. Авторов заинтересовал данный процесс из-за требований, предъявляемых к перемешивающему устройству: мешалка, установленная в реакторе, должна обеспечить бережное перемешивание без разрушения товарных кристаллов, но при этом поддерживать твердую фазу во взвешенном состоянии для предотвращения возникновения застойных зон. Кроме того, в некоторых случаях требуется обеспечить должный теплообмен для охлаждения пульпы. Всем вышеописанным требованиям к перемешивающему устройству в реактора-пульпосборнике удовлетворяет коническая мешалка новой геометрии. Для расчета параметров перемешивающего устройства применялась разработанная методика подбора мешалки с учетом ее геометрии. В ее основе лежит расчет создаваемых мешалкой напряжений турбулентного сдвига, которые не должны превышать предельно допустимых для кристаллов. По результатам гидродинамических расчетов предложенный аппарат с конической мешалкой потребляет в 2,5 раза меньше электроэнергии по сравнению с ранее установленным перемешивающим устройством. По итогам полугодовой эксплуатации заказчиком сделаны выводы о том, что новая мешалка удовлетворяет описанным выше требованиям и показывает большую энергоэффективность по сравнению с установленной ранее традиционной рамной мешалкой – было достигнуто отсутствие отложений на дне и боковых стенках реактора, отсутствует разрушение товарных кристаллов пиросульфита натрия, улучшен теплообмен.

**Ключевые слова:** пиросульфит натрия, коническая мешалка, пульпа, сдвиговые напряжения

## IMPROVING THE DESIGN OF DEVICES WITH A STIRRER IN THE PRODUCTION OF MINERAL FERTILIZERS ON THE EXAMPLE OF JSC "GOMEL CHEMICAL PLANT"

Grigorieva A. N. Elma-Asterion Group of Companies, St. Petersburg

Abiev R. S. St. Petersburg State Technological Institute (Technical University), St. Petersburg

In the paper, the features of the use of mixing devices in the production of mineral fertilizers have been studied. The main requirements for the instrumentation of reactors, including those for cooling the finished product, in which the suspension process takes place with the help of mechanical mixing, have been studied. The authors were interested in this process because of the requirements for a stirrer: a stirrer installed in the reactor should provide gentle mixing without destroying commercial crystals, but at the same time keep the solid phase in suspension to prevent the formation of stagnant zones. In addition, in some cases it is required to ensure proper heat exchange to cool the pulp. All the above requirements for the mixing device in the reactor-pulp collector are met by a conical mixer of a new geometry. To calculate the parameters of the mixing device, the developed method for selecting the mixer, taking into account its geometry, was used. It is based on the calculation of the turbulent shear stresses created by the stirrer, which should not exceed the maximum allowable for crystals. According to the results of hydrodynamic calculations, the proposed reactor with a conical agitator consumes 2.5 times less electricity compared to the previously installed agitator. Based on the results of six months of operation, the customer concluded that the new mixer meets the requirements described above and shows greater energy efficiency compared to the previously installed traditional frame mixer - no deposits were achieved on the bottom and side walls of the reactor, there is no destruction of commercial sodium pyrosulfite crystals, heat transfer is improved.

**Keywords:** sodium pyrosulfite, conical stirrer, pulp, shear stress

# М

## Введение

Минеральные удобрения относятся к числу важнейших продуктов химической промышленности, так как от уровня их производства зависит обеспечение населения земного шара продуктами питания. В связи с ростом населения потребность в продуктах питания возрастает, что обуславливает необходимость повышения урожайности сельскохозяйственных культур. Эта задача может быть решена только за счет применения минеральных удобрений. В связи с этим производство минеральных удобрений интенсивно развивается во многих странах мира [1].

Качество минеральных удобрений оценивается по целому ряду показателей: содержанию питательных элементов и их соотношению, усвояемости питательных элементов растениями, физиологическому действию удобрений на почвенные растворы и физико-механическим свойствам – агрегатному состоянию, гранулометрическому составу, прочности гранул, влажности, гигроскопичности, слеживаемости и рассыпчатости. Все вышеперечисленные показатели обусловлены не только технологией их производства, но и ее аппаратным оформлением.

Так, например, процесс производства экстракционной фосфорной кислоты заключается в разложении фосфатного сырья серной кислотой в присутствии раствора разбавления (циркулирующей фосфорной кислоты) с образованием пульпы, разделении получаемой пульпы и отмывке фосфорной кислоты от фосфогипса.

Физико-химические условия и конструктивное оформление разложения фосфатного сырья должны обеспечить максимальное извлечение фосфорного ангидрида из фосфата и получение кислоты с максимально возможной при заданном режиме концентрацией.

Экстракция фосфорной кислоты из природных фосфатов и отделение ее от сульфата кальция (фильтрование пульпы) – это взаимосвязанные процессы единой сложной химико-технологической системы. Нарушение режима одного из них приводит к ухудшению показателей другого. Тесная связь проявляется не только при изменении технологических параметров, но и зависит от условий аппаратного оформления, физико-химических и кинетических параметров.

Процесс разложения фосфатного сырья должен быть направлен на максимальное извлечение  $P_2O_5$  из сырья и получение крупных, однородных, хорошо отделяемых при фильтровании кристаллов фосфогипса с целью его высокоэффективной отмывки. В производстве экстракционной фосфорной кислоты большое значение имеют условия превращения кристаллогидратов сульфата кальция. Присутствие в растворе фосфорной кислоты небольшого количества свободной серной кислоты или монокальцийфосфата (далее МКФ) значительно снижает растворимость сульфата кальция, что способствует более полному выделению  $CaSO_4$  в твердую фазу при разложении фосфатов серной кислотой.

Для образования крупнокристаллического легкофильтрующегося осадка сульфата кальция в процессе экстракции

необходимо поддерживать низкую скорость возникновения зародышей кристаллов, которая обеспечивается небольшой степенью пересыщения раствора, что достигается непрерывным ведением процесса (непрерывное поступление реагентов в экстрактор и отвод из него реакционной смеси). Чем больше относительный объем реакционных аппаратов или продолжительность взаимодействия реагентов, тем крупнее и однороднее осаждаются кристаллы.

Лимитирующим фактором процесса растворения фосфатного сырья в сернофосфорнокислотных растворах является образование плотных многослойных сульфатных пленок на поверхности растворяющихся зерен апатита. В этой связи представляется очень важным максимальное снижение локальных пересыщений фосфорнокислотного раствора сульфатом кальция в основной реакционной зоне экстрактора.

Снижение локальных пересыщений достигается использованием «мокрого» питания, способом ввода серной кислоты и, самое главное, посредством создания оптимальных гидродинамических условий: использование эффективных специализированных перемешивающих устройств и посредством использования низконапорных циркуляторов пульпы, осевых пульповых насосов и т.д.

### Целью настоящей работы является:

1. Сравнение различных геометрических форм перемешивающих устройств и выбор оптимальной конструкции для создания гидродинамической обстановки в аппарате, при которой обеспечивается максимальный рост кристаллов (сдвиговые напряжения на окончаниях лопастей не превышают допустимых для данного процесса).
2. Разработка методики расчета аппарата с мешалкой для эффективного и бережного (без разрушения кристаллов) суспендирования в системе жидкость-твердое при производстве минеральных удобрений.
3. Проверка методики расчета аппарата с мешалкой на примере реактора-пульпосборника цеха двойного суперфосфата на предприятии ОАО «Гомельский химический завод».

### Теоретическая часть

Известно, что переход твердого вещества во взвешенное состояние в основном зависит от величины аксиальной составляющей вектора скорости потока, создаваемого мешалкой. Следовательно, процесс суспендирования возможен только в случае, когда аксиальная составляющая скорости потока жидкости  $w$  больше или равна скорости осаждения твердой фазы  $w_{oc}$ . Аксиальная составляющая скорости пропорциональна частоте вращения мешалки. При этом концентрация твердого вещества будет уменьшаться в нижней и возрастать в верхней части аппарата. По мере увеличения частоты вращения мешалки система придет в такое состояние, когда концентрация твердой фазы во всем объеме суспензии окажется практически постоянной и дальнейшее повышение скорости вращения может привести даже к противоположному эффекту (твердые частицы будут увлечены циркуляционным потоком, который

создается около мешалки, а на дне аппарата концентрация их будет минимальна) [2]. Таким образом, основной проблемой при расчете аппаратов с перемешивающими устройствами является определение минимально необходимой частоты вращения для поднятия осадка со дна.

**В практике перемешивания различают различные режимы суспендирования твердых включений в жидкости [3]:**

- 1) Создание скорости потока, при которой твердые включения движутся вдоль дна, оседая на поверхность не более чем на 2 секунды (см. рисунок 1 а);
- 2) Суспендирование в придонной области, когда твердые частицы сосредоточены в нижней части емкости, но не оседают на дно (см. рисунок 1 б);
- 3) Создание равномерной концентрации (причем равномерное распределение является приближенным [4]) суспензии по всей высоте аппарата (см. рисунок 1 в).

Создание равномерного распределения твердых частиц по всему объёму аппарата связано с большими энергозатратами на перемешивание. Если, например, аппарат с мешалкой для образования взвеси играет роль реактора для проведения химической реакции между жидкостью и твердым телом или предназначен для растворения кристаллов, равномерная концентрация взвеси во всем объёме аппарата существенного значения не имеет. Однако важно, чтобы все суспендируемые частицы находились во взвешенном состоянии и чтобы была создана достаточно

развитая турбулентность жидкости вокруг зерен в целях уменьшения толщины ламинарного слоя на границе жидкость-твердое [5].

При проектировании перемешивающих устройств для суспендирования твердых частиц основной задачей является определение минимальной скорости вращения мешалки, достаточной для поднятия всех частиц со дна. То есть скорость потока, создаваемая мешалкой, должна быть больше скорости осаждения частиц  $w_{ос}$ , рассчитываемой по формуле (1):

$$w_{ос} = \sqrt{\frac{4(\rho_{тв} - \rho)d_ч g}{3\rho\phi}} \quad (1)$$

где  $\rho_{тв}$ ,  $\rho$  – плотность твердой и жидкой фаз, кг/м<sup>3</sup>;

$d_ч$  – диаметр твердых включений, м;

$g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;

$\phi$  – коэффициент сопротивления, зависящий от режима движения и формы тела.

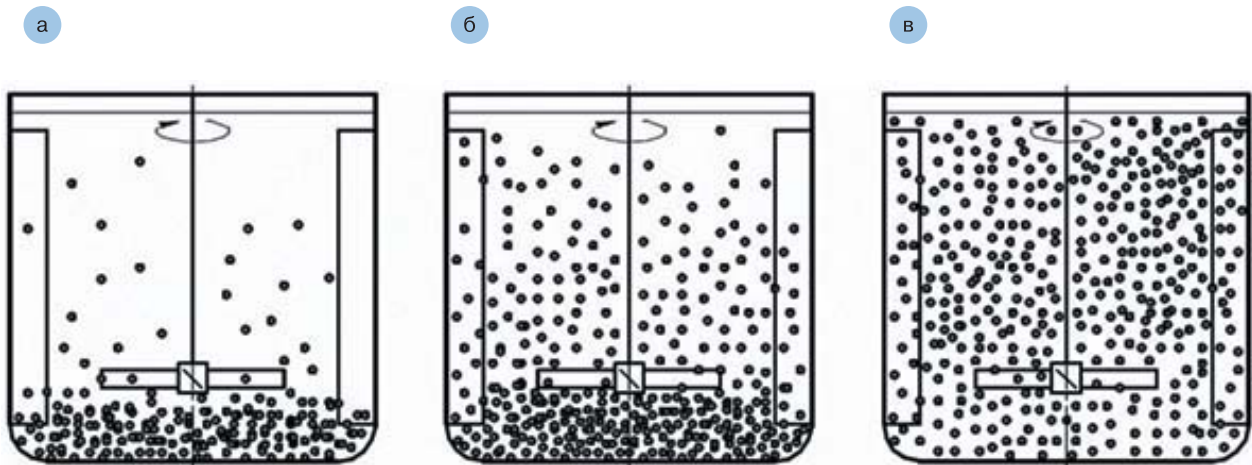
Коэффициент сопротивления  $\phi$  зависит от режима осаждения: ламинарный, переходный и турбулентный. Каждый режим осаждения имеет свой характер обтекания твердой частицы жидкостью. Область существования того или иного режима осаждения определяют величиной критерия Архимеда по формуле:

$$Ar = \frac{gd_ч^3 \rho(\rho_{тв} - \rho)}{\mu^2} \quad (2)$$

**РИС. 1**

**РАЗЛИЧНЫЕ РЕЖИМЫ СУСПЕНДИРОВАНИЯ ЧАСТИЦ [3]**

- а – движение частиц вдоль дна,  
 б – суспендирование в придонной области,  
 в – равномерное распределение частиц по объёму.



где  $\mu$  - коэффициент размерности к-та вязкости Па\*с. Формулы для расчета коэффициентов сопротивления  $\varphi$  подробно изложены, например, в [6], для турбулентного режима коэффициент сопротивления остается практически постоянным. В этом случае в кормовой части частицы наблюдается регулярный отрыв вихрей. Коэффициент сопротивления определяется, в основном, лобовым сопротивлением и составляет 0,44 [7]. Если форма осаждающихся частиц отличается от сферической, сопротивление их движению возрастает, а скорость уменьшается в соответствии с поправочными коэффициентами, которые можно найти в [8].

При соотношении диаметра мешалки к диаметру емкости более 1,5, осадок дольше всего задерживается в периферийной части днища. Наименьший радиус залегания осадка  $r_{oc}$  определяется по формуле [4]:

$$r_{oc} = 0,189 w_{oc} \frac{d_m^2}{4} \frac{1 + \psi_1 + \psi_2}{w_{oc} H_x^{0,227}} \quad (3)$$

где  $d_m$  - диаметр мешалки, м;  
 $\psi_1$  и  $\psi_2$  - параметры распределения окружной скорости мешалки;  
 $H_x$  - высота заполнения аппарата, м.

Условием отсутствия осадка на дне является  $r_{oc} \geq D/2$ , где  $D$  - диаметр аппарата. Выберем коэффициент запаса 1,2 и подставим в формулу вместо  $r_{oc}$  - 1,2 D. Далее выразим частоту вращения мешалки  $n$ , которую примем за  $N_{js}$ :

$$N_{js} = \frac{1,2 D w_{oc} H_x^{0,227}}{0,189 \pi d_m^2 (1 + \psi_1 + \psi_2)} \quad (4)$$

Для сохранения кристаллов без разрушения необходимо рассчитать величину напряжений турбулентного сдвига, создаваемых лопастями перемешивающего устройства. Очевидно, что с ростом частоты вращения напряжения будут также расти. Соответственно, для расчета аппарата с мешалкой они не должны превышать напряжения сдвига, достаточные для разрушения кристаллов.

Напряжения турбулентного сдвига рассчитываются из полуэмпирических моделей турбулентности, самой распространенной из которых является модель Прандтля, согласно которой напряжения турбулентного трения  $\tau_t$  (Па) определяется как [4]:

$$\tau_t = \rho L^2 \left| \frac{du}{dy} \right|, \quad (5)$$

где  $L$  - путь смешения, м;  
 $du/dy$  - градиент окружной скорости (скорость сдвига), 1/с.

Основой анализа закономерностей турбулентного переноса в аппаратах с мешалками являются данные об особенностях гидродинамики перемешиваемой среды. Учитывая наличие осевой симметрии поля скоростей и постоянство профиля скорости по высоте в основной части объема, локальное значение коэффициента турбулентного переноса ( $D_r^n$ ) на радиусе  $r$  определяется по формуле [4]:

$$D_r^n = \alpha_0^2 r_0^2 \left| \frac{du(r)}{dr} \right|, \quad (6)$$

где  $\left| \frac{du(r)}{dr} \right|$  - градиент окружной скорости на радиусе  $r$ , с<sup>-1</sup>;  
 $\alpha_0$  - коэффициент;  
 $r_0$  - радиус мешалки, м.

Коэффициент турбулентной диффузии для периферийной зоны смешения при  $\bar{R} > 1,5$  определяется по формуле [4]:

$$D_{T2} = \alpha_0^2 \omega_0 r_0^2 \frac{(\bar{R} - \bar{r}_m)^2}{\bar{R}^2 - \bar{r}_m^2} [1,6\psi_1(\bar{r}_m^5 - 1) + 1,5\psi_2(\bar{r}_m^4 - 1) + (\bar{r}_m^2 - 1) + 2(\psi_1 + \psi_2 + 1)\ln\bar{R}], \quad (7)$$

где  $\omega_0$  - угловая скорость вращения мешалки, 1/с;  
 $R = D/dm$  - главный геометрический критерий подобия - отношение диаметра аппарата  $D$  к диаметру мешалки  $dm$ ;  
 $r_m = 0,75$  - средняя величина безразмерного радиуса разделения первой и второй зоны смешения в аппарате.  
 В случае с рамной мешалкой при  $\bar{R} < 1,5$  коэффициент турбулентной диффузии для центральной зоны перемешивания равен [4]:

$$D_{T2} = 1/7 \alpha_0^2 \omega_0 r_0^2 \frac{\psi_1 + \psi_2 + 1}{(\bar{R} - r_m)^{\frac{6}{7}} (\bar{R} - 1)^{\frac{1}{7}}} \quad (8)$$

Приравнивая правые части выражений (6) и (7), и (6) и (8), получим формулу для абсолютного градиента скорости для лопастной мешалки при  $\bar{R} > 1,5$ :

$$\left| \frac{du}{dy} \right| = \omega_0 \frac{(\bar{R} - r_m)^2}{(\bar{R}^2 - r_m^2)} [1,6\psi_1(\bar{r}_m^5 - 1) + 1,5\psi_2(\bar{r}_m^4 - 1) + (\bar{r}_m^2 - 1) + 2(\psi_1 + \psi_2 + 1)\ln\bar{R}]. \quad (9)$$

И для рамной мешалки при  $R < 1,5$ :

$$\left| \frac{du}{dy} \right| = \frac{1}{7} \omega_0 \frac{\psi_1 + \psi_2 + 1}{(\bar{R} - r_m)^{\frac{6}{7}} (\bar{R} - 1)^{\frac{1}{7}}} \quad (10)$$

Длину пути перемешивания можно вычислить из полуэмпирической модели турбулентности, предложенной Карманом. Согласно ему,  $L$  можно рассчитать как [5]:

$$L = kxy, \quad (11)$$

где  $k = 0,4$  - универсальная константа турбулентности;  
 $y = \pi d_m / z$  - расстояние по окружности между лопастями мешалки ( $z$  - число лопастей мешалки).

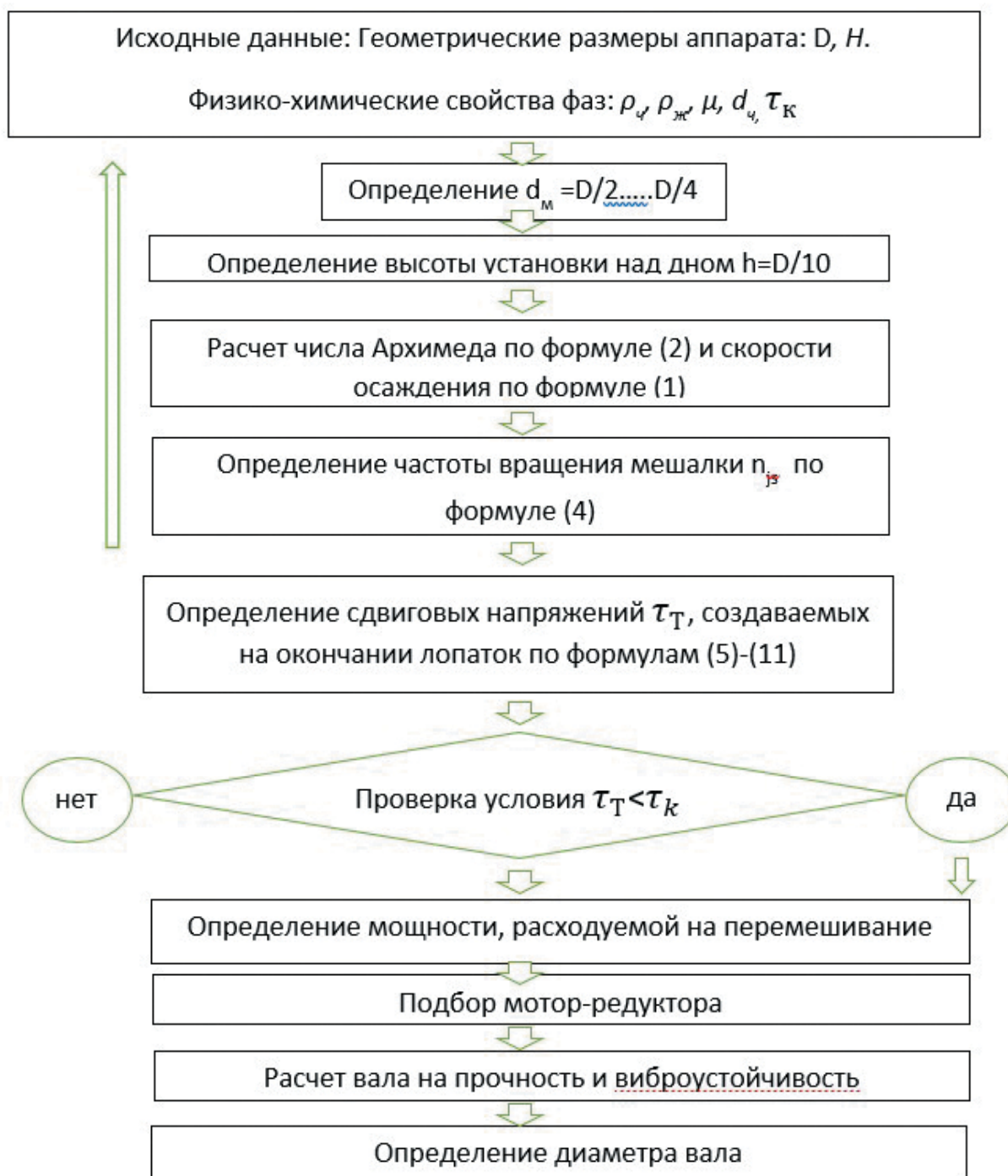
Зная значения абсолютного градиента скорости и длину пути перемешивания, по формуле Прандтля (5) можно рассчитать величину турбулентных напряжений Рейнольдса, создаваемых мешалкой определенной геометрии при различной частоте вращения.

Параметры распределения окружной скорости  $\psi_1, \psi_2$  определяются экспериментальным путем для новых геометрий мешалок. Для традиционных геометрий по типу рамной мешалки параметры  $\psi_1, \psi_2$  уже являются справочной величиной, которые можно найти в том числе в [4]. Величину напряжений сдвига, достаточных для разрыва кристаллов, можно определять посредством дополнитель-



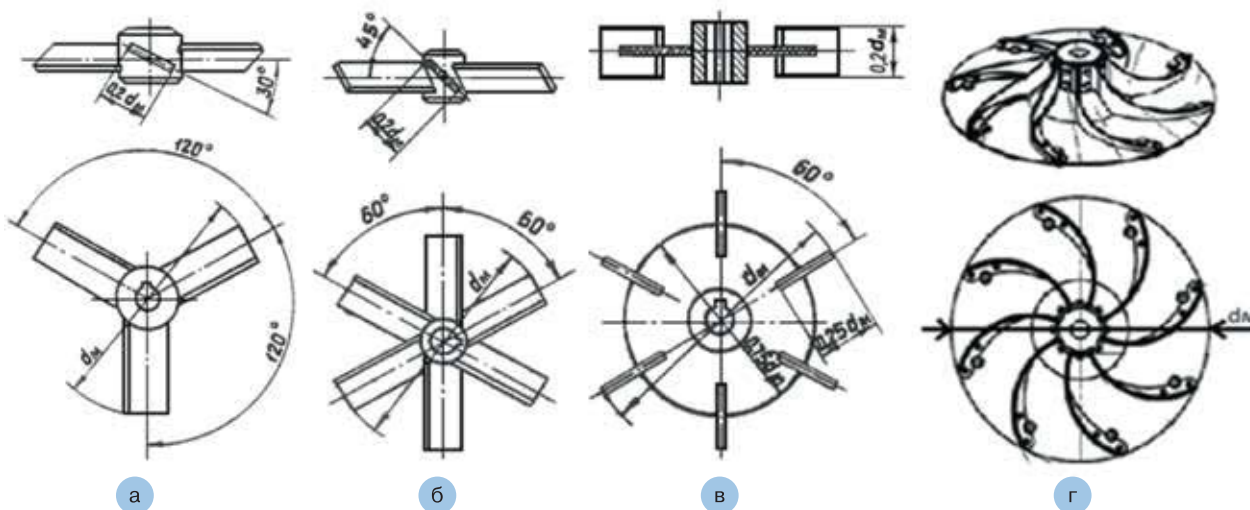
РИС. 2

## БЛОК-СХЕМА АЛГОРИТМА РАСЧЕТА АППАРАТА С МЕШАЛКОЙ



**РИС. 3**  
**КОНСТРУКЦИЯ МЕШАЛОК, РЕКОМЕНДУЕМЫХ ДЛЯ СУСПЕНДИРОВАНИЯ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ В СООТВЕТСТВИИ С [11]**

а – трехлопастная мешалка, б – шестилопастная мешалка, в – открытая турбинная мешалка, г – коническая мешалка



ного эксперимента как описано, например, в [9]. Кристаллы анализируются под микроскопом после перемешивания в небольшом стакане с мешалкой при различных частотах вращения. По мере снижения размеров кристаллов находится критическая частота вращения, откуда можно пересчитать напряжения сдвига, вызывающие разрушение частиц. На основании вышеизложенных теоретических положений можно сформировать следующий алгоритм расчета аппарата с мешалкой (см. рисунок 2).

Сравнение различных типов перемешивающих устройств  
Для реализации эффективного процесса суспендирования следует сначала выбрать форму мешалки, которая вследствие своей геометрии создает преимущественно радиальный (направленный вдоль дна) или осевой (направленный вдоль вала мешалки) поток. Поскольку вертикальная составляющая средней скорости вблизи днища обращается в нуль, источником возникновения подъемной силы могут служить только горизонтальная составляющая скорости или турбулентные пульсации вблизи днища [4].  
Геометрическая форма перемешивающего устройства оказывает существенное влияние на отсутствие осадка на дне аппарата. Так, например, применение лопастных мешалок с восходящим потоком способствует образованию скопления твердых частиц в центре аппарата [10].  
Для суспендирования в системе жидкость-твердое в соответствии с [11] рекомендуется использовать следующие конструкции мешалок: 1) лопастная тип 01 (рисунок 3, а), 2) шестилопастная тип 05 (рисунок 3, б), 3) турбинная тип 03 (рисунок 3, в). Также для сравнения была выбрана коническая мешалка (рисунок 3, г), прототипом для разработки которой явилась турбинная мешалка, однако лопасти конической скруглены, имеют меньшее сопротивление и, как следствие, вызывают меньшие сдвиговые напряжения на окончании лопаток в отличие от прототипа. Также для сравнения принята рамная мешалка, которая была установлена

в пульпосборнике цеха двойного суперфосфата на предприятии ОАО «Гомельский химический завод».

Сравнение различных типов перемешивающих устройств  
Для реализации эффективного процесса суспендирования следует сначала выбрать форму мешалки, которая вследствие своей геометрии создает преимущественно радиальный (направленный вдоль дна) или осевой (направленный вдоль вала мешалки) поток. Поскольку вертикальная составляющая средней скорости вблизи днища обращается в нуль, источником возникновения подъемной силы могут служить только горизонтальная составляющая скорости или турбулентные пульсации вблизи днища [4].

Геометрическая форма перемешивающего устройства оказывает существенное влияние на отсутствие осадка на дне аппарата. Так, например, применение лопастных мешалок с восходящим потоком способствует образованию скопления твердых частиц в центре аппарата [10].  
Для суспендирования в системе жидкость-твердое в соответствии с [11] рекомендуется использовать следующие конструкции мешалок: 1) лопастная тип 01 (рисунок 3, а), 2) шестилопастная тип 05 (рисунок 3, б), 3) турбинная тип 03 (рисунок 3, в). Также для сравнения была выбрана коническая мешалка (рисунок 3, г), прототипом для разработки которой явилась турбинная мешалка, однако лопасти конической скруглены, имеют меньшее сопротивление и, как следствие, вызывают меньшие сдвиговые напряжения на окончании лопаток в отличие от прототипа. Также для сравнения принята рамная мешалка, которая была установлена в пульпосборнике цеха двойного суперфосфата на предприятии ОАО «Гомельский химический завод».

Для сравнения были рассчитаны напряжения турбулентного трения на окончании лопастей мешалок одинакового диаметра по формулам (5)-(11). Результаты расчетов при

диаметре мешалки 150 мм и диаметре аппарата 300 мм представлены в таблице 1.

Согласно результатам расчетов, представленных в таблице 1, коническая мешалка создает наименьшие сдвиговые напряжения во время своей работы по сравнению с традиционными мешалками, работающими при тех же параметрах (диаметр, частота вращения). Наибольшие сдвиговые напряжения создает рамная мешалка, что закономерно, т.к. она в первую очередь предназначена для перемешивания высоковязких жидкостей.

Проверка методики расчета на примере промышленного аппарата

На предприятии «Гомельский химзавод» производство пиросульфита натрия является частью цеха двойного суперфосфата. После получения кристаллов пульпа из кристаллизатора направляется в реактор-пульпосборник для охлаждения. Реактор представляет собой цилиндрическую емкость с коническим дном объемом 14 м<sup>3</sup>. В реакторе была установлена мешалка рамного типа треугольной формы диаметром 1800 мм, работающая с частотой вращения 24 об/мин (см. рисунок 4).

Дополнительно в реакторе установлены 3 отражательные перегородки для предотвращения образования центральной воронки. Низкая частота вращения мешалки обусловлена необходимостью бережного перемешивания пульпы, однако из-за этого не достигается требуемая эффективность теплообмена с боковыми стенками реактора, а также происходит осаждение твердой фазы пульпы, образование застойных зон и наростов на стенках реактора.

Для оптимизации процесса перемешивания пульпы пиросульфита натрия авторами выбрана коническая мешалка, геометрическая форма которой представлена на рисунке 5. За счет создания преимущественно радиальной составляющей скорости вблизи дна реактора, коническая мешалка эффективно поднимает осадок со дна и обеспечивает отсутствие залежей (см. рисунок 6). Создаваемый радиальный поток, достигнув боковых стенок, преобразуется в

восходящий. Постоянная циркуляция рабочей среды вдоль боковых стенок реактора способствует интенсификации теплообмена. При этом энергопотребление конической мешалки при прочих равных условиях в 20 раз ниже, по сравнению со стандартной турбинной мешалкой.

Кроме того, стоит отметить, что при работе конической мешалки площадь области высоких сдвиговых напряжений, возникающих на концах лопастей, гораздо меньше рабочей площади рамной мешалки, область вращения которой занимает большую часть аппарата за счет большего диаметра (см. таблицу 2) и более высокого профиля.

Информация о прочности кристаллов пиросульфита была определена опытным путем (отобранные из промышленного реактора пробы были проанализированы в лаборатории). Для расчета частоты вращения перемешивающего устройства необходимо определить средний диаметр частиц твердых включений для последующего расчета скорости их осаждения. Образцы суспензии были изучены под оптическим микроскопом Levenhuk с видеоокуляром TourCam 5.1 MP, и сделанные фотографии (см. рисунок 7) были обработаны с целью определения диаметра Заутера и максимального диаметра твердых включений.

#### После обработки фотографий под микроскопом получены следующие результаты:

- Средний диаметр частиц – 0,184 мм;
- Диаметр Заутера – 0,317 мм;
- Минимальный размер – 0,035 мм;
- Максимальный размер – 0,702 мм.

Для оптимизации процесса перемешивания кристаллов в аппарате была установлена коническая мешалка, сравнительные характеристики которой представлены в таблице 2.

После монтажа конической мешалки в реактор-пульпосборнике по результатам ее полугодовой эксплуатации на ОАО «Гомельский химический завод» были получены следующие результаты:

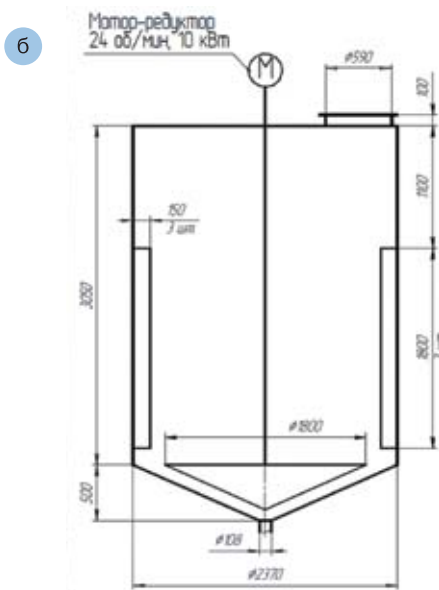
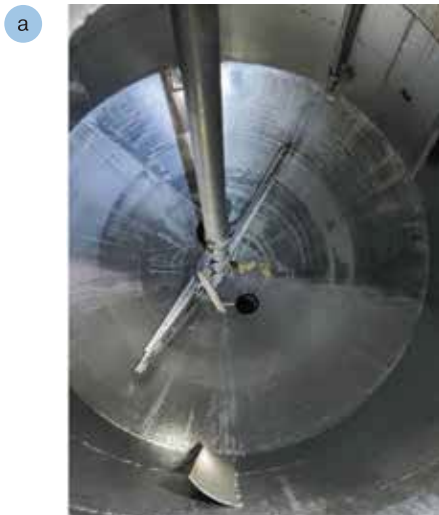
ТАБЛИЦА 1

### СРАВНИТЕЛЬНАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕШАЛОК РАЗЛИЧНЫХ ГЕОМЕТРИЙ

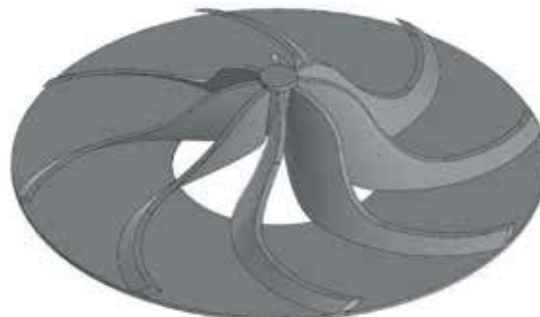
Частота вращения мешалки, с <sup>-1</sup>	Конструкция мешалки				
	Лопастная Рис. 3, а	Шестилопастная Рис. 3, б	Турбинная Рис. 3, в	Коническая Рис. 3, г	Рамная Рис. 4
	Напряжения турбулентного сдвига, Па				
1	1,26	1,57	1,67	1,06	2,84
5	31,58	39,24	41,82	26,43	71,05
10	126,3	156,96	167,26	105,73	284,18
15	284,18	353,17	376,34	237,88	639,4
20	505,21	627,86	669,06	422,9	1137

**РИС. 4**  
**РЕАКТОР-ПУЛЬПОСБОРНИК**  
**ПИРОСУЛЬФИТА НАТРИЯ**  
**С РАМНОЙ МЕШАЛКОЙ**

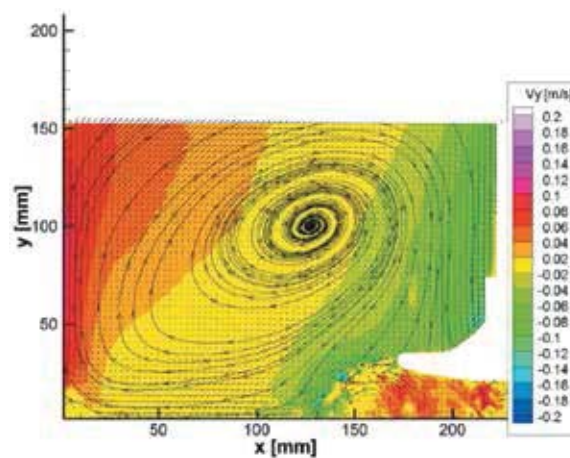
а – фото рамной мешалки в реакторе,  
 б – продольный разрез реактора с рамной мешалкой треугольной формы



**РИС. 5**  
**ВНЕШНИЙ ВИД КОНИЧЕСКОЙ**  
**МЕШАЛКИ, ИСПОЛЬЗОВАННОЙ В**  
**ПРОИЗВОДСТВЕ ПИРОСУЛЬФИТА**  
**НАТРИЯ ВЗАМЕН РАМНОЙ МЕШАЛКИ**



**РИС. 6**  
**ВЕКТОРНЫЕ ПОЛЯ ОСЕВОЙ**  
**СОСТАВЛЯЮЩЕЙ СКОРОСТИ ДЛЯ**  
**КОНИЧЕСКОЙ МЕШАЛКИ,**  
**ПОЛУЧЕННЫЕ МЕТОДОМ ЦИФРОВОЙ**  
**ТРАССЕРНОЙ ВИЗУАЛИЗАЦИИ**



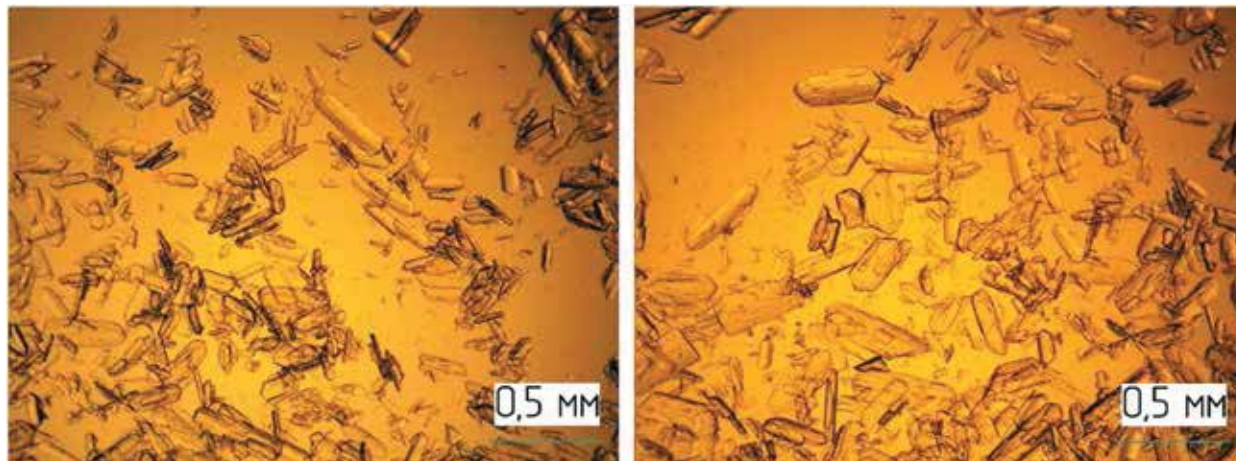
**ТАБЛИЦА 2**  
**СРАВНИТЕЛЬНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПАРАМЕТРОВ АППАРАТА**

Параметры	Реактор до модернизации	Реактор после модернизации
Тип мешалки	Рамная	Коническая
Частота вращения, об/мин	24	90
Диаметр мешалки, мм	1300	1000
Установленная мощность привода, кВт	10	4



РИС. 7

### ФОТО КРИСТАЛЛОВ ПИРОСУЛЬФИТА НАТРИЯ, СДЕЛАННЫХ ПРИ ПОМОЩИ ОПТИЧЕСКОГО МИКРОСКОПА С ВИДЕОКАМЕРОЙ НА ОКУЛЯРЕ




- при перемешивании раствора пульпы пиросульфита натрия осадок на дне бака отсутствует;
- после установки нового перемешивающего устройства удалось добиться отсутствия кристаллических образований на стенках реактора;
- разрушение товарных кристаллов пиросульфита натрия не обнаружено, напротив, наблюдается рост их размеров за счет бережного перемешивания с низкими сдвиговыми напряжениями;
- теплоотдача от раствора к охлажденным стенкам емкости увеличилась;
- при модернизации аппарата установленная мощность снижена в 2,5 раза.

#### Заключение.

В статье рассмотрены основные требования, предъявляемые к процессу перемешивания кристаллов при производстве минеральных удобрений, на основании которых сформирован теоретически обоснованный алгоритм расчета аппарата. При работе перемешивающих устройств необходимо учитывать сдвиговые на-

пряжения на окончании лопаток, которые могут быть рассчитаны в соответствии с теорией Прандтля.

**Эффективность конической мешалки и рассмотренной методики расчета подтверждены на практике, на примере объекта промышленного масштаба. Положительный результат достигнут благодаря следующим факторам:**

- коническая мешалка, обладающая закругленными лопастями небольшой площади, создает при своей работе сдвиговые напряжения сравнительно низкого уровня, благодаря чему можно перемешивать пульпу на высоких оборотах, не опасаясь разрушения агломератов;
- за счет создания преимущественно радиальной составляющей скорости вблизи дна реактора, коническая мешалка эффективно поднимает осадок со дна и обеспечивает отсутствие залежей;
- восходящий поток вдоль боковых стенок реактора обеспечивает хороший теплообмен за счет интенсивной циркуляции рабочей среды вблизи стенок реактора;
- закругленные лопасти обеспечивают низкое энергопотребление. 

**Библиография:**

1. Воробьев Н. И. Технология фосфорных и комплексных удобрений. // Минск: БГТУ, 2015, 177 с.
2. Rieger D. Suspension of solid particles // *Chemical Engineering Science*, 1994, 49, pp. 2219-2227. [https://doi:10.1016/0009-2509\(94\)00066-6](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00066-6)
3. Lin F. Y., Shao S. EKATO Handbook of Mixing Technology // Schopfheim: Wear, 1991, 143, pp. 231-240.
4. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах: физические основы и инженерные методы расчета. // Л.: Химия, 1984, 336 с.
5. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. Пер. с польск. под ред. И. А. Щупляка. // Л.: Химия, 1975, 384 с.
6. Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: 3-е изд. // М.: Химия, 1987, 496 с.
7. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. Под ред. М.О. Штейнберга // М.: Машиностроение, 1992, 672 с.
8. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов // М.: Химия, 2002, 400 с.
9. Yuan Y., Ramin R. F. Strength and breakage of activated sludge flocs // *Powder Technology*, 2010, 199, pp. 111-119.
10. Ayranci, In, Kresta, S. M. Critical analysis of Zwietering correlation for solids suspension in stirred tanks // *Chemical engineering research and design*, 2014, 92, pp. 413-422. [https://doi:10.1016/j.cherd.2013.09.005](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.09.005)
11. РД 26-01-90-85. «Механические перемешивающие устройства. Метод расчета».

**Краткая информация об авторах.****Григорьева Анастасия Николаевна**

Канд. техн. наук, генеральный директор ГК «Элма-Астерион», 195197, Россия, г. Санкт-Петербург, проспект Просвещения, д. 85, e-mail: an@td-elma.ru

**Абиев Руфат Шовкетович**

Доктор технических наук, заведующий кафедрой «Оптимизация химической и биотехнологической аппаратуры», Санкт-Петербургский государственный технологический институт (Технический университет) 190013, Россия, Санкт-Петербург, Московский проспект, 26, e-mail: rufat.abiev@gmail.com

**References.**

1. Vorobyov N. I. (2015). Technology of phosphorus and complex fertilizers. BSTU. (in Russ.).
2. Rieger D. (1994). Suspension of solid particles. *Chemical Engineering Science*, 49, 2219-2227. [https://doi:10.1016/0009-2509\(94\)00066-6](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00066-6)
3. Lin F. Y., Shao S. (1991). EKATO Handbook of Mixing Technology, Schopfheim: Wear, 143, 231-240.
4. Braginsky L.N., Begachev V.I., Barabash V.M. (1984). Mixing in liquid media: physical foundations and engineering methods of calculation. *Khimiya*. (in Russ.).
5. Strenck F. (1975). Mixing and Apparatuses with Mixers. Trans. from Polish. ed. I. A. Shchuplyaka. *Khimiya*. (in Russ.).
6. Planovsky A. N., Nikolaev P. I. (1987). Processes and apparatuses of chemical and petrochemical technology: 3-rd ed. *Khimiya*. (in Russ.).
7. Idelchik I. E. (1992). Handbook of hydraulic resistance. Ed. M.O. Steinberg. *Mechanical engineering*. (in Russ.).
8. Dytnerky, Yu. I. (2002). Processes and devices of chemical technology: a textbook for universities. *Khimiya*. (in Russ.).
9. Yuan Y., Ramin R. F. (2010). Strength and breakage of activated sludge flocs. *Powder Technology*, 199, 111-119.
10. Ayranci, I., Kresta, S. M. (2014). Critical analysis of Zwietering correlation for solids suspension in stirred tanks. *Chemical engineering research and design*, 92, 413-422. [https://doi:10.1016/j.cherd.2013.09.005](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.09.005)
11. Guiding normative document. (1986). Mechanical mixing devices. Calculation Method (GD 26-01-90-85). <https://docs.cntd.ru/document/1200043740?ysclid=18k99kdhgt186318071>

**Autors****Grigorieva Anastasia Nikolaevna**

Ph.D. of Engineering Sciences, General Director of Elma-Asterion Group of Companies, 195197, Russia, St. Petersburg, Prosveshcheniya, 85, e-mail: an@td-elma.ru

**Abiev Rufat Shovketovich**

D. Engr., Head of the Department "Optimization of Chemical and Biotechnological Equipment", St. Petersburg State Technological Institute (Technical University) 190013, Russia, St. Petersburg, Moskovsky Prospekt, 26, e-mail: rufat.abiev@gmail.com