

РЭСПУБЛІКА БЕЛАРУСЬ



ПАТЭНТ

НА ВЫНАХОДСТВА

№ 24326

Способ получения комплексного удобрения

выдадзены

Нацыянальным цэнтрам інтэлектуальнай уласнасці
ў адпаведнасці з Законам Рэспублікі Беларусь
«Аб патэнтах на вынаходствы, карысныя мадэлі, прамысловыя ўзоры»

Патэнтаўладальнік (патэнтаўладальнікі):
Учреждение образования "Белорусский государственный
технологический университет" (ВУ)

Аўтар (аўтары):
Дормешкин Олег Борисович; Гаврилук Андрей Николаевич;
Мохорт Марк Сергеевич; Бышик Александр Александрович;
Осипенко Виталий Викторович; Насковец Игорь Васильевич (ВУ)

Заяўка № а 20230084

Дата падачы: 04.04.2023

Зарэгістравана ў Дзяржаўным рэестры
вынаходстваў Рэспублікі Беларусь:

14.06.2024

Дата пачатку дзеяння:

04.04.2023

Генеральны дырэктар

У.А.Рабаволаў

**ОПИСАНИЕ
ИЗОБРЕТЕНИЯ
К ПАТЕНТУ**
(12)

РЕСПУБЛИКА БЕЛАРУСЬ (19) **ВУ** (11) **24326**



НАЦИОНАЛЬНЫЙ ЦЕНТР
ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ
СОБСТВЕННОСТИ

(13) **C1**
(45) **2024.07.05**
(51) МПК
C 05G 1/06 (2006.01)

(54) **СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ КОМПЛЕКСНОГО УДОБРЕНИЯ**

(21) Номер заявки: а 20230084
(22) 2023.04.04
(71) Заявитель: Учреждение образования "Белорусский государственный технологический университет" (ВУ)
(72) Авторы: Дормешкин Олег Борисович; Гаврилюк Андрей Николаевич; Мохорт Марк Сергеевич; Бышик Александр Александрович; Осипенко Виталий Викторович; Насковец Игорь Васильевич (ВУ)

(73) Патентообладатель: Учреждение образования "Белорусский государственный технологический университет" (ВУ)
(56) UA 43525 A, 2001.
RU 2126374 C1, 1999.
BY 12701 C1, 2009.
RU 2408564 C1, 2011.
KZ 11408 A, 2002.
RU 2411226 C1, 2011.
SU 647298, 1979.

(57)

Способ получения комплексного удобрения, при котором осуществляют в две стадии нейтрализацию смеси фосфорной и серной кислот аммиаком, при этом на первой стадии фосфорную кислоту, серную кислоту и абсорбционную жидкость от стадии очистки отходящих газов от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана подают в первый трубчатый реактор и нейтрализуют газообразным аммиаком до достижения мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 0,6-0,7, образующуюся газожидкостную суспензию направляют в бак-ресивер для удаления основного количества перешедшей в газовую фазу воды, полученную жидкостную суспензию подают во второй трубчатый реактор на вторую стадию нейтрализации аммиаком до достижения мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 1,0-1,6, после чего полученную на второй стадии суспензию подают в барабанный гранулятор и полученные гранулы сушат в сушильном барабане.

Изобретение относится к получению комплексных удобрений, содержащих азот, фосфор, калий и серу, используемых в сельском хозяйстве, например в производстве сульфаммофоса либо сложно-смешанных удобрений на его основе.

Известен способ получения NPS и NPKS удобрений с двухступенчатой аммонизацией кислот [1], включающий частичную нейтрализацию серной и фосфорной кислоты, предварительно смешанной с абсорбционными стоками, газообразным аммиаком в преднейтрализаторе бакового типа, снабженном перемешивающим устройством, и последующую донейтрализацию суспензии жидким аммиаком в трубчатом реакторе с введением части фосфорной и серной кислот либо донейтрализацию суспензии в аммонизаторе-грануляторе с последующей сушкой и кондиционированием конечного продукта. Данный способ позволяет увеличить норму расхода серной кислоты со 100-120 до 200 кг моногидрата на тонну продукта и снизить расход тепловой энергии за счет испарения части влаги в преднейтрализаторе. Использование на первой стадии преднейтрализатора ем-

ВУ 24326 C1 2024.07.05

костного типа не обеспечивает эффективное удаление влаги в газовую фазу вследствие основного недостатка реакторов смешения - низкой интенсивности перемешивания реагентов и невысокой интенсивностью удаления влаги, обусловленной малой поверхностью испарения, не превышающей площадь сечения емкостного реактора. Кроме того, схема предусматривает введение части фосфорной и серной кислот непосредственно на вторую стадию в трубчатый реактор или аммонизатор-гранулятор.

Известен способ получения сложных азотно-фосфорных удобрений - сульфоаммофоса, предусматривающий нейтрализацию кислот аммиаком в три этапа [2]. На первом этапе фосфорную кислоту смешивают с абсорбционной жидкостью и нейтрализуют аммиаком в емкостном реакторе с получением реакционной массы с мольным соотношением $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равным 0,2-0,5, на втором этапе осуществляют нейтрализацию реакционной массы и серной кислоты в трубчатом реакторе с получением сульфоаммофосной суспензии с мольным соотношением $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равным 0,8-0,9, а на третьем этапе проводят донейтрализацию суспензии в аммонизаторе-грануляторе. Недостатком данного способа является то, что, как указывают авторы, теплота реакции нейтрализации и разбавления серной кислоты аммиаком используется на испарение влаги из сульфоаммофосной суспензии на стадии грануляции. Поскольку производительность основного аппарата на стадии сушки - сушильного барабана - определяется величиной удельного влагосъема, то поступление основного количества влаги на стадию гранулирования и сушки ограничивает возможность увеличения производительности и требуют увеличения количества ретур, необходимого для поддержания оптимальной влажности на стадии гранулирования. Кроме того, введение дополнительной третьей стадии нейтрализации усложняет технологический процесс.

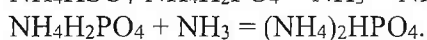
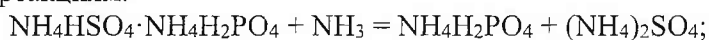
Наиболее близким по технической сущности является способ получения комплексного удобрения - сульфоаммофоса - путем нейтрализации фосфорной и серной кислот концентрацией 79-93 % аммиаком с последующей грануляцией с сушкой продукта, предусматривающий отдельную подачу серной кислоты в зону нейтрализации фосфорной кислоты аммиаком при рН 4,6-5,8, т. е. в частично нейтрализованную на первой стадии в аппарате САИ суспензию на основе фосфатов аммония [3]. Введение в процесс на второй стадии нейтрализации серной кислоты, по данным авторов, приводит к значительному выделению теплоты за счет теплоты разбавления и нейтрализации серной кислоты, что позволяет исключить стадию выпарки. Кроме того, введение серной кислоты в зону рН 3,5-4,5 позволяет избежать выпадения плохо растворимых кислых простых и двойных солей серной и фосфорной кислот NH_4HSO_4 , $\text{NH}_4\text{HSO}_4 \cdot \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, которые не растворяются и остаются в суспензии, ухудшая гигроскопичность конечного продукта. При введении серной кислоты в зону рН выше 3,5-4,5 конечный продукт представляет смесь сульфата и фосфата аммония, обладающую хорошими гигроскопическими свойствами.

Недостатком этого способа является значительное количество воды, остающееся в составе аммонизированной суспензии, подаваемой на стадию гранулирования и сушки в аппарат БГС, за счет введения серной кислоты в частично нейтрализованную суспензию при рН 3,5-4,5 и уменьшения количества испаряемой за счет теплового эффекта от реакции разбавления и нейтрализации воды. Так, согласно приведенным в прототипе примерам 1-3 в зависимости от концентрации серной кислоты и величины рН после первой стадии нейтрализации количество воды, поступающей в БГС, составляет от 31,2 до 54,5 % от общего количества введенной в процесс воды, а остаточная влажность поступающей в БГС суспензии составляет от 20 до 30 %. Поскольку основным показателем, определяющим производительность сушильного барабана и барабанного гранулятора-сушилки, является величина удельного влагосъема, то это ограничивает возможность дальнейшего увеличения производительности на существующем оборудовании и увеличивает количество необходимого для обеспечения оптимальной влажности на стадии гранулирования ретура.

Задачей, на решение которой направлено заявляемое изобретение, является повышение производительности установки при снижении расхода энергоносителей за счет более эффективного использования теплоты реакции нейтрализации и промежуточного удаления основного количества воды, сокращения продолжительности процесса нейтрализации и количества подаваемого на стадию гранулирования ретур, расширение ассортимента получаемых комплексных удобрений.

Способ получения комплексного удобрения, при котором осуществляют в две стадии нейтрализацию смеси фосфорной и серной кислот аммиаком, при этом на первой стадии фосфорную кислоту, серную кислоту и абсорбционную жидкость от стадии очистки отходящих газов от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана подают в первый трубчатый реактор и нейтрализуют газообразным аммиаком до достижения мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 0,6-0,7, образующуюся газожидкостную суспензию направляют в бак-ресивер для удаления основного количества перешедшей в газовую фазу воды, полученную жидкостную суспензию подают во второй трубчатый реактор на вторую стадию нейтрализации аммиаком до достижения мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 1,0-1,6, после чего полученную на второй стадии суспензию подают в барабанный гранулятор и полученные гранулы сушат в сушильном барабане.

Как показали результаты рентгенофазового анализа образцов, полученных при совместной нейтрализации газообразным аммиаком смеси фосфорной и серной кислот в интервале изменения мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$ в интервале от 0,6 до 1,6, при мольном соотношении, равном 0,6, соответствующем величине pH суспензии 1,25, основной фазой является двойная соль $\text{NH}_4\text{HSO}_4 \cdot \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ [4]. При мольном соотношении 0,9 и величине pH суспензии в интервале 3,5-3,6 в качестве основных фаз присутствуют сульфат аммония и моноаммонийфосфат, наряду с двойной солью, а при мольном соотношении 1,0 интенсивность пиков, соответствующих $\text{NH}_4\text{HSO}_4 \cdot \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, близка к фону, основными фазами являются сульфат аммония, моноаммонийфосфат. Конечный продукт, полученный при мольном соотношении 1,6, представлен сульфатом аммония, моноаммонийфосфатом и диаммонийфосфатом. Полученные авторами данные доказывают, что конечными фазами продукта при совместной нейтрализации серной и фосфорной кислот после второй стадии нейтрализации являются $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ и $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ согласно реакциям:



Пределы величин мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 0,6-0,7, на первой стадии нейтрализации подобраны исходя из необходимости обеспечения необходимой текучести, получаемой сульфоаммофосной суспензии (вязкость аммонизированной сульфоаммофосной суспензии в указанном интервале pH и интервале температур 80-95 °С для различных марок удобрений варьируется от 64 до 100 мПа·с, суспензия хорошо текучая). Нижний предел мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$ на первой стадии нейтрализации, равный 0,6, определен исходя из экспериментально установленного количества воды, удаляемого в баке-ресивере в газовую фазу после трубчатого-реактора первой стадии за счет теплового эффекта реакции нейтрализации и разбавления. При снижении мольного соотношения ниже этой величины возрастает количество воды, поступающей на стадию гранулирования и сушки в составе сульфоаммофосной суспензии, что ведет к снижению производительности при одновременном возрастании количества ретур. Верхний предел мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$ на первой стадии нейтрализации, равный 0,7, обусловлен резким возрастанием вязкости и потерей текучести суспензий при превышении этого значения. Результаты изучения реологических свойств аммонизированных сульфоаммофосных суспензий в интервале мольного соотношения $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$, равного 0,6-1,6, и интервале температур 80-95 °С показали, что при получении удобрений с повышенным содержанием серы, для которых массовое соотношение $\text{H}_3\text{PO}_4/\text{H}_2\text{SO}_4$ ниже 1,35, для

ВУ 24326 С1 2024.07.05

предотвращения возможного загустевания суспензии часть серной кислоты вводится на вторую ступень аммонизации.

Как показывают термодинамические расчеты (табл. 1), количество воды, которое может быть удалено в газовую фазу при оптимальной организации процесса аммонизации кислот значительно выше по сравнению с фактически удаляемым количеством воды согласно прототипу. Использование на первой и второй стадиях нейтрализации реактора трубчатого типа, относящегося к реакторам вытеснения, обеспечивает эффективный турбулентный режим смешения при высокой скорости подачи реагентов и движения суспензии в реакторе, позволяет значительно сократить продолжительность стадии нейтрализации и получить на выходе из реактора газожидкостную суспензию, которая после ее поступления в бак-ресивер разделяется на жидкую фазу, направляемую на вторую стадию нейтрализации, и газовую фазу, содержащую основное количество испарившейся воды.

Таблица 1

Тепловой эффект и количество испаряемой влаги

Реакция	Тепловой эффект, МДж/кмоль	Испаряется воды, кг/кмоль
$H_2SO_4 + 2NH_3 = (NH_4)_2SO_4$	275,60	122,49
$H_3PO_4 + NH_3 = NH_4H_2PO_4$	98,76	43,89
$NH_4H_2PO_4 + NH_3 = (NH_4)_2HPO_4$	80,90	35,96

Сущность предлагаемого изобретения поясняется следующими примерами.

Пример 1.

В первый трубчатый реактор подается 70,6 т/ч ЭФК с содержанием 48,5 % P_2O_5 , серная кислота в количестве 36,36 т/ч с содержанием 95,5 % моногидрата, абсорбционная жидкость в количестве 27,47 т/ч. Смесь нейтрализуется аммиаком в количестве 17,08 т/ч до мольного соотношения NH_3/H_3PO_4 , равного 0,6. Образующаяся сульфоаммофосная парожидкостная суспензия с $pH = 1,1-1,3$ и температурой 129-130 °С подается в бак-ресивер, где отделяется 33,74 т/ч водяного пара. Далее полученная жидкостная суспензия в количестве 117,76 т/ч направляется на аммонизацию во второй трубчатый реактор, куда дозируется 3,25 т/ч аммиака до достижения мольного соотношения $NH_3/H_3PO_4 = 1$. При этом в газовую фазу удаляется 4,94 т/ч воды. Полученную на втором этапе нейтрализации суспензию с pH , равным 6,05-6,15, подают в барабанный гранулятор, куда дополнительно вводится 298,09 т/ч ретура и 7,43 т/ч фосфогипса или песка для корректировки состава удобрения. Полученные гранулы удобрения сушат в сушильном барабане при расходе природного газа 250-350 м³/ч, при этом дополнительно испаряется 3,10 т/ч воды. После стадии классификации получают 120 т/ч готового продукта, содержащего 14 % N, 28 % P_2O_5 , 11 % S и 0,8 % влаги, качество которого отвечает требованиям ТУ ВУ 400069905.035-2008 "Сульфоаммофос" (табл. 2). Кратность ретура на стадии грануляции составляет 2,45-2,5, расход природного газа - 2,1-2,9 м³/т продукта. Отходящие газы от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана направляются на абсорбцию, а абсорбционная жидкость возвращается в технологический процесс на первую ступень нейтрализации. Продукт не слеживается.

Таблица 2

Физико-химические свойства сульфоаммофоса

№	Наименование показателя	Норма для сульфоаммофоса
1	Массовая доля общего азота, %	10-16
2	Массовая доля общих фосфатов, %	22-28
3	Массовая доля сульфатов в пересчете на серу (S), %	11-14

№	Наименование показателя	Норма для сульфоаммофоса
4	Массовая доля кальция в пересчете на кальций оксид (CaO), %	1-14
5	Массовая доля воды, %, не более	2
6	Гранулометрический состав (массовая доля фракций), %: более 6 мм от 1 до 5 мм, не менее менее 1 мм, не более для розничной торговли массовая доля гранул на сите № 6	0 90 5 отсутствие
7	Статическая прочность гранул МПа, не менее	4
8	Рассыпчатость, %	100

Пример 2.

В первый трубчатый реактор подается 50 т/ч ЭФК с содержанием 48,5 % P₂O₅, серная кислота в количестве 25,35 т/ч с содержанием 95,5 % моногидрата, абсорбционная жидкость в количестве 24,83 т/ч. Смесь нейтрализуется аммиаком в количестве 13,66 т/ч до мольного соотношения NH₃/H₃PO₄, равного 0,7. Образующаяся сульфоаммофосная парожидкостная суспензия подается в бак-ресивер, где отделяется 26,73 т/ч водяного пара. Далее полученная жидкостная суспензия в количестве 85,61 т/ч направляется на аммонизацию во второй трубчатый реактор, куда дозируется 3,86 т/ч аммиака до достижения мольного соотношения NH₃/H₃PO₄ = 1,6. При этом в газовую фазу удаляется 3,99 т/ч воды. Полученную на втором этапе нейтрализации суспензию с рН, равным 6,05-6,15, подают в барабанный гранулятор, куда дополнительно вводится 294 т/ч ретура и 39,57 т/ч хлористого калия. Полученные гранулы удобрения сушат в сушильном барабане при расходе природного газа 400-550 м³/ч, при этом дополнительно испаряется 6,55 т/ч воды. После стадии классификации получают 120 т/ч готового продукта, содержащего 11,9 % N, 19,5 % P₂O₅, 19,6 % K₂O, 6,5 % S и 0,8 % влаги. Кратность ретура процесса грануляции составляет 2,45-2,5, расход природного газа - 3,3-5,6 м³/т продукта. Отходящие газы от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана направляются на абсорбцию, а абсорбционная жидкость возвращается в технологический процесс на первую ступень нейтрализации. Продукт не слеживается.

Пример 3.

Для марки 16:16:16 массовое соотношение H₃PO₄/H₂SO₄ = 1,15, соответственно ниже 1,35, поэтому для обеспечения подвижности и предотвращения возможного загустевания суспензии часть серной кислоты вводится на вторую ступень аммонизации. В первый трубчатый реактор подается 41,33 т/ч ЭФК с содержанием 48,5 % P₂O₅, серная кислота 70 % от нормы расхода в количестве 17,62 т/ч с содержанием 95,5 % моногидрата, абсорбционная жидкость в количестве 21,94 т/ч. Смесь нейтрализуется аммиаком в количестве 8,93 т/ч до мольного соотношения NH₃/H₃PO₄, равного 0,6. Образующаяся сульфоаммофосная парожидкостная суспензия с рН = 1,1-1,3 и температурой 129-130 °С подается в бак-ресивер, где отделяется 15,83 т/ч водяного пара. Далее полученная жидкостная суспензия в количестве 73,99 т/ч направляется на аммонизацию во второй трубчатый реактор, куда дозируется серная кислота 30 % от нормы расхода в количестве 7,55 т/ч и 2,43 т/ч аммиака до достижения мольного соотношения NH₃/H₃PO₄ = 1. При этом в газовую фазу удаляется 9,77 т/ч воды. Полученную на втором этапе нейтрализации суспензию с рН, равным 6,05-6,15, подают в барабанный гранулятор, куда дополнительно вводится 298,27 т/ч ретура, 18,65 т/ч карбамида и 30,43 т/ч хлористого калия. Полученные гранулы

ВУ 24326 С1 2024.07.05

удобрения сушат в сушильном барабане при расходе природного газа 350-450 м³/ч, при этом дополнительно испаряется 3,28 т/ч воды. После стадии классификации получают 120 т/ч готового продукта, содержащего 16,1 % N, 16,1 % P₂O₅, 16,1 % K₂O, 6,6 % S и 0,8 % влаги, качество которого отвечает требованиям ТУ РБ 400069905.022-2003 "Азотно-фосфорно-калийные удобрения" (табл. 3). Кратность ретура процесса грануляции составляет 2,45-2,5, расход природного газа - 2,0-2,65 м³/т продукта. Отходящие газы от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана направляются на абсорбцию, а абсорбционная жидкость возвращается в технологический процесс на первую ступень нейтрализации. Продукт не слеживается.

Таблица 3

ТУ РБ 400069905.022-2003 для марки 16:16:16

№	Наименование показателя	Значения
1	Массовая доля общего азота, %	16 ± 1
2	Массовая доля общих фосфатов, %	16 ± 1
3	Массовая доля калия в пересчете на K ₂ O, %	16 ± 1
4	Массовая доля общих сульфатов пересчете на серу, %, не менее	6
5	Массовая доля воды, %, не более	1,8
6	Гранулометрический состав. Массовая доля гранул размером:	
	свыше 6 мм	0
	от 1 до 5 мм, не менее	90
	менее 1 мм, не более	5
7	Статическая прочность гранул МПа, не менее	2
8	Рассыпчатость, %	100

Пример 4.

В первый трубчатый реактор подается 60,65 т/ч ЭФК с содержанием 48,5 % P₂O₅, серная кислота в количестве 11,47 т/ч с содержанием 95,5 % моногидрата, абсорбционная жидкость в количестве 9,71 т/ч. Смесь нейтрализуется аммиаком в количестве 8,15 т/ч до мольного соотношения NH₃/H₃PO₄, равного 0,6. Образующаяся сульфоаммофосная парожидкостная суспензия подается в бак-ресивер, где отделяется 13 т/ч водяного пара. Далее полученная жидкостная суспензия в количестве 76,98 т/ч направляется на аммонизацию во второй трубчатый реактор, куда дозируется 3,49 т/ч аммиака до достижения мольного соотношения NH₃/H₃PO₄ = 1,09. При этом в газовую фазу удаляется 5,65 т/ч воды. Полученную на втором этапе нейтрализации суспензию с pH, равным 6,05-6,15, подают в барабанный гранулятор, куда дополнительно вводится 299 т/ч ретура и 48 т/ч хлористого калия. Полученные гранулы удобрения сушат в сушильном барабане при расходе природного газа 300-400 м³/ч, при этом дополнительно испаряется 2,82 т/ч воды. После стадии классификации получают 120 т/ч готового продукта, содержащего 8 % N, 24,1 % P₂O₅, 24,1 % K₂O, 3 % S и 0,8 % влаги, качество которого отвечает требованиям ТУ РБ 400069905.022-2003 "Азотно-фосфорно-калийные удобрения" (табл. 4). Кратность ретура процесса грануляции составляет 2,45-2,5, расход природного газа - 2,5-3,3 м³/т продукта. Отходящие газы от бака-ресивера, гранулятора и сушильного барабана направляются на абсорбцию, а абсорбционная жидкость возвращается в технологический процесс на первую ступень нейтрализации. Продукт не слеживается.

№	Наименование показателя	Значения
1	Массовая доля общего азота, %	8 ± 1
2	Массовая доля общих фосфатов, %	24 ± 1
3	Массовая доля калия в пересчете на K_2O , %	24 ± 1
4	Массовая доля общих сульфатов пересчете на серу, %, не менее	3
5	Массовая доля воды, %, не более	1,8
6	Гранулометрический состав. Массовая доля гранул размером:	
	свыше 6 мм	0
	от 1 до 5мм, не менее	90
	менее 1 мм, не более	5
7	Статическая прочность гранул МПа, не менее	2
8	Рассыпчатость, %	100

Как следует из представленных примеров (1-4), кратность ретура для заявляемого способа варьируется от 2,45 до 2,5, тогда как кратность ретура по прототипу (примеры 1-6) составляют от 4 до 5; расход природного газа варьируется от 2,1 до 5,6 м³/т продукта для заявляемого способа и от 6 до 10 м³/т для прототипа. Снижение расхода природного газа и кратности ретура достигается за счет организации двухстадийной аммонизации согласно заявляемому режиму нейтрализации на первой и второй стадиях с использованием трубчатых реакторов и промежуточным удалением основного количества влаги в баке-ресивере. Как следует из представленных примеров (1-4), количество удаляемой на стадии гранулирования и сушки влаги по заявляемому способу составляет от 26 до 54,2 кг/т продукта, тогда как по прототипу варьируется от 61,7 до 150,8 кг/т продукта. Снижение количества поступающей на стадии гранулирования и сушки влаги, а также использование трубчатых реакторов на первой и второй стадиях согласно заявляемому способу обеспечивает возможность увеличения производительности на существующем оборудовании при обеспечении заданной величины влагосъема.

Изобретение представляет интерес для предприятий по производству минеральных удобрений Республики Беларусь, поскольку позволяет увеличить производительность установки по получению комплексных удобрений на базе существующего оборудования за счет изменения режима нейтрализации, предусматривающего промежуточное удаление основного количества влаги после первой ступени аммонизации, а также расширить ассортимент выпускаемых комплексных удобрений за счет возможности варьирования соотношения поступающих на нейтрализацию фосфорной и серной кислот без потери текучести образующейся на первой стадии аммонизированной сульфаммофосной суспензии.

Источники информации:

1. ПАГАЛЁШКИН Д.А. Пути реализации принципов наилучших доступных технологий применительно к производству сложных сульфатсодержащих NPK/NPKS удобрений. Труды НИУИФ: к 100-летию основания института: в 2 т. Вологда: Древности севера. 2019, т. 2, с. 277-284.
2. RU 2407727, 2010.
3. RU 2126374, 1999.
4. Разработка исходных данных для выполнения рабочего проекта реконструкции цеха сложно-смешанных минеральных удобрений с увеличением мощности до 220 тыс. тонн

ВУ 24326 С1 2024.07.05

НРК удобрений в натуральном выражении и расширением номенклатуры выпускаемой продукции в ОАО "Гомельский химический завод": отчет о НИР (заключ.) / Белорусский технологии, ун-г; рук. темы О.Б. Дормешкин. Минск, 2023, 130 с. № ГР 267825844.