



Сушка двойного суперфосфата при повышенных температурах

Л. Н. ЩЕГРОВ, В. В. ПЕЧКОВСКИЙ, Е. Д. ДЗЮБА, А. В. АНТОШЕВСКИЙ,
И. Ф. ГОРБУНОВ, И. К. КАЛМАНОВИЧ, Б. М. КУЛИК

Известно, что процесс сушки суперфосфата осуществляют при температурах, не превышающих 85—90 °С¹. Проведенные в последнее время исследования²⁻⁴ показывают, что стадию сушки двойного суперфосфата можно вести при повышенных температурах. Следует отметить, что подобные исследования выполнены в лабораторных условиях. С учетом результатов лабораторных опытов нами проведены опытно-промышленные испытания процесса сушки двойного гранулированного суперфосфата, получаемого на Гомельском химическом заводе камерным способом из апатитового концентрата и экстракционной фосфорной кислоты.

При проведении этих испытаний с использованием типового заводского оборудования параметры технологического режима получения суперфосфата на стадиях разложения апатита фосфорной кислотой, нейтрализации и его грануляции, а также камерного и складского дозревания продукта соответствовали нормам действующего технологического регламента. Производительность сушильного барабана по гранулированному суперфосфату в процессе сушки продукта при повышенных температурах составляла 8—10 т/ч, а продолжительность пребывания продукта в аппарате не превышала 40—45 мин.

Продукт на выходе из сушильного барабана анализировали через каждый час на содержание P_2O_5 _{своб}, концентрацию P_2O_5 _{общ}, P_2O_5 _{усл} и P_2O_5 _{водн} в суперфосфате определяли, анализируя средние пробы, получаемые за два часа, а содержание СаО и F определяли в средних пробах, отбираемых за каждые шесть часов^{5, 6}.

Результаты промышленных испытаний процесса сушки двойного суперфосфата при различных температурах представлены в таблице.

Как видно из таблицы, повышение температуры сушки суперфосфата незначительно сказывается на изменении состава продукта. Так, содержание цитратнорастворимой формы P_2O_5 (P_2O_5 _{цитр}) в суперфосфате, высушенном при 80—90 и 120—135 °С, возрастает с 5,4% до 8,9%. Однако это компенсируется улучшением качества суперфосфата, которое достигается за счет более полного удаления влаги из продукта. Повышение температуры на стадии сушки суперфосфата с 80—90 °С до 120—135 °С увеличивает содержание в нем P_2O_5 _{усл} с 47,8 до 49,8%. Из данных, представленных в таблице, видно, что концентрация в продукте P_2O_5 _{води} в интервале температур сушки 80—120 °С практически не изменяется (42,3—42,4%). Дальнейшее повышение температуры сушки суперфосфата (до 135 °С) несколько уменьшает содержание в продукте этой формы P_2O_5 (40,9%).

В процессе проведения опытно-промышленных испытаний нами изучалось влияние добавки СаО на качество получаемого продукта. Как видно из таблицы, повышение добавки СаО для нейтрализации свободной кислоты в шихте уменьшает содержание P_2O_5 _{своб} в суперфосфате. Однако при этом содержание P_2O_5 _{цитр}, растворимой в растворе Петермана, повышается, а концентрация P_2O_5 _{усл} в продукте уменьшается. Последнее свидетельствует о частичном взаимодействии известняка с однозаме-

Влияние температурного режима сушки двойного гранулированного суперфосфата на его качество

Температура продукта на выходе из сушильного барабана, °С	Содержание, %						
	P_2O_5 _{усл}	P_2O_5 _{водн}	P_2O_5 _{цитр}	P_2O_5 _{своб}	P_2O_5 _{общ}	СаО	F
80—90	47,8±0,6	42,3±0,7	5,4±1,0	1,9±0,8	48,4±0,6	20,9±1,0	1,5±0,2
105—120	48,9±0,7	42,4±1,0	6,5±1,2	2,4±1,1	49,7±0,4	22,7±1,5	0,9±0,3
120—135	49,8±0,9	40,9±0,9	8,9±1,0	2,3±0,9	50,8±0,9	23,9±1,2	0,7±0,3

шенным ортофосфатом кальция. В этом случае получается двузамещенный ортофосфат кальция, растворимый в растворе Петермана.

Из анализа результатов опытов, представленных в таблице, следует, что в процессе получения двойного суперфосфата высокого качества необходимо строго дозировать подачу в шихту известняка. Расход CaO не должен превышать 120—130% от стехиометрически необходимого количества, участвующего в реакции нейтрализации свободной кислоты.

Таким образом, проведенные опытно-промышленные исследования подтвердили возможность получения двойного гранулированного суперфосфата, содержащего около 49,8% $\text{P}_2\text{O}_5_{\text{усв}}$, и при повышении температуры (до 120—135 °С) на стадии сушки продукта.

Литература

1. М. Е. Полин, Технологии минеральных солей, «Химия», 1970.
2. В. И. Гладушко, Диссертация, Киевский политехнический университет, 1969.
3. Т. И. Зырина, И. Н. Шокни, Е. Л. Яхонтова, Труды МХТИ им. Д. И. Менделеева, вып. 60, 32 (1969).
4. Л. Н. Щегров, В. В. Печковский, Л. С. Ещенко, ЖПХ, 44, № 11 (1970).
5. Ф. Н. Кельман, Е. Б. Бруцкус, Р. Х. Ошерович, Методы анализа при контроле производства серной кислоты и фосфорных удобрений, «Химия», 1965.
6. Сб. «Методы анализа при контроле производства фосфора и фосфорной кислоты», под ред. В. А. Ершова, ЛенНИИ-гипрохим, 1968.

УДК 661.518 : 66.067

Очистка жидкого аммиака от растворенного в нем водорода

Б. Г. МЕЛЬНИКОВ, В. М. НИЗЯЕВ, Р. И. ХМЕЛЬ

Жидкий аммиак, синтезируемый при давлениях 250—350 ат, содержит в растворенном виде до 2% водорода; при снижении давления до 16 ат количество водорода уменьшается до 0,15%.

Одними из основных потребителей жидкого аммиака в настоящее время являются предприятия, производящие мочевины. Использование кислорода в этом производстве в качестве ингибитора коррозии потребовало принятия ряда мер, которые предотвратили бы образование взрывчатых смесей в системе разделения продуктов синтеза. С этой целью запрещается снижать температуру в конденсаторах возвратного аммиака ниже 37 °С, требуется разбавлять хвостовые газы азотом и т. п.

Возможность образования взрывоопасных смесей препятствует также применению давления, используемого при синтезе аммиака, для транспортировки его в реактор синтеза мочевины.

Исходя из задачи ликвидации образования взрывоопасных смесей водорода с кислородом, нами проведены исследования с применением двух способов удаления горючих примесей из жидкого аммиака.

Первый способ предусматривает продувку NH_3 чистым аммиачным паром, образующимся при испарении части очищенного аммиака, второй — продувку чистым азотом.

Для этого аммиак из сепаратора высокого давления установки синтеза аммиака с помощью группы регулирующих вентилей дросселировали до необходимого давления, после чего подавали в десорбер (рис. 1). Рабочая часть десорбера 1 с насадкой из колец Рашига изготовлена из трубы внутренним диаметром 120 мм, высотой 6300 мм. Нижняя часть десорбера выполнена также из трубы внутренним диаметром 150 мм и высотой 1000 мм. В нижней части десорбера размещен змеевик 2, обогреваемый паром. Аммиак, поступающий через патрубок 5, в нижней части десорбера нагревается и частично

испаряется. Сюда же через патрубок 4 можно подавать газобразный азот, предназначенный для продувки аммиака. Вывод чистого аммиака и продувочных газов из десорбера осуществляется через верхние патрубки 4 и 5 аппарата. Такая конструкция аппарата позволила нам провести исследования по очистке аммиака от водорода по двум указанным ранее способам.

Чистый аммиак, выходящий из десорбера, дросселируется

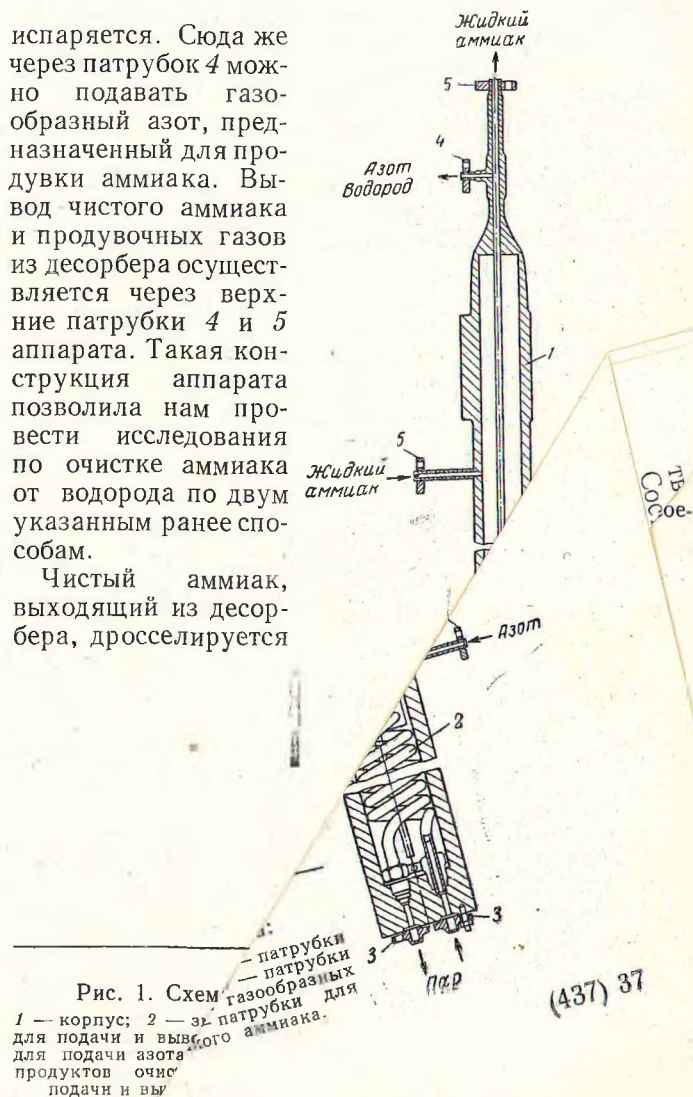


Рис. 1. Схема десорбера для очистки жидкого аммиака от растворенного в нем водорода. 1 — корпус; 2 — змеевик; 3 — патрубки для подачи и вывода газобразных продуктов очистки; 4 — патрубок для подачи азота; 5 — патрубок для подачи и вывода жидкого аммиака.

(437) 37