

Министерство образования и науки Российской Федерации  
Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего образования  
«Пермский национальный исследовательский  
политехнический университет»

М.А. Куликов

# **ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ**

*Учебное пособие*

Издательство  
Пермского национального исследовательского  
политехнического университета  
2018

УДК 66.073  
ББК 35.20  
К90

Рецензенты:  
д-р техн. наук, профессор *В.З. Пойлов*  
(Пермский национальный исследовательский  
политехнический университет);  
канд. техн. наук, доцент *О.В. Рахимова*  
(Березниковский филиал Пермского национального  
исследовательского политехнического университета)

**Куликов, М.А.**

К90      Технология производств неорганических веществ: учеб. пособие /  
М.А. Куликов. – Пермь: Изд-во Перм. нац. исслед. политехн. ун-та,  
2018. – 200 с.

ISBN 978-5-395-02062-5

Содержит графическое изображение и описание технологических схем производств синтетических аммиака и метанола, азотной кислоты и азотных удобрений, калийных удобрений и гидрата окиси калия. Также рассматривается технологическое оформление производств титана, жженой магнезии, хлората калия и синтетической соляной кислоты. Для закрепления материала приведены контрольные вопросы.

Предназначено для обучающихся по направлению «Химическая технология», специализирующихся на производстве неорганических веществ и минеральных удобрений.

УДК 66.073  
ББК 35.20

ISBN 978-5-395-02062-5

© ПНИПУ, 2018

## Содержание

Предисловие	6
1. Производство аммиака и азотной кислоты	7
1.1. Производство синтетического аммиака	7
1.1.1. Сероочистка природного газа	7
1.1.2. Конверсия метана	9
1.1.3. Конверсия оксида углерода	15
1.1.4. Очистка газа от диоксида углерода	17
1.1.5. Метанирование	22
1.1.6. Синтез аммиака	23
1.1.7. Переработка продувочных и танковых газов	26
1.2. Производство неконцентрированной азотной кислоты	33
1.2.1. Подготовка и компримирование воздуха	35
1.2.2. Подготовка газообразного аммиака	36
1.2.3. Подготовка аммиачно-воздушной смеси	37
1.2.4. Окисление аммиака	37
1.2.5. Охлаждение нитрозных газов	39
1.2.6. Абсорбция оксидов азота	40
1.2.7. Селективная очистка хвостовых газов	42
2. Производство азотных удобрений	45
2.1. Производство аммиачной селитры и ИАС	45
2.1.1. Нейтрализация азотной кислоты	45
2.1.2. Упаривание раствора амселитры	49
2.1.3. Гранулирование плава амселитры	50
2.1.4. Производство ИАС	51
2.2. Производство карбамида	53
2.2.1. Синтез карбамида и дистилляция плава синтеза	54
2.2.2. Выпарка раствора карбамида	56
2.2.3. Гранулирование плава карбамида	59
2.3. Производство калиевой селитры	61
2.4. Производство натриевой селитры	66

2.4.1. Окисление газообразного аммиака	66
2.4.2. Абсорбция нитрозного газа	68
2.4.3. Инверсия нитрита натрия	73
2.4.4. Выпарка раствора и сушка натриевой селитры	77
2.5. Производство КАС	79
3. Производство калийных удобрений	84
3.1. Галургический способ	84
3.1.1. Растворение сильвинита	86
3.1.2. Осветление горячего насыщенного раствора	87
3.1.3. Кристаллизация хлорида калия	88
3.1.4. Обезвоживание суспензии кристаллизата	92
3.1.5. Сушка хлорида калия	93
3.2. Флотационный способ	97
3.2.1. Отделение мокрого измельчения и классификации	97
3.2.2. Отделение механического обесшламливания	99
3.2.3. Отделение шламовой флотации	100
3.2.4. Отделение сильвиновой флотации	101
3.2.5. Отделение сгущения и обезвоживания продуктов обогащения	102
3.2.6. Отделение сушки влажного флотоконцентрата	104
3.2.7. Грануляция хлорида калия	107
4. Производство гидрата окиси калия	111
4.1. Электролиз раствора хлорида калия	111
4.2. Выпарка электролитической щелочи	116
4.3. Кристаллизация гидрата окиси калия	122
4.4. Чешуирование гидрата окиси калия	124
5. Производство метанола	129
5.1. Общие сведения о производстве метанола	129
5.2. Синтез метанола	132
6. Производство титана	139
6.1. Восстановительная плавка концентрата	139

6.2. Хлорирование титанового шлака	141
6.3. Очистка тетрахлорида титана	145
6.4. Металлотермическое восстановление титана	148
7. Производство соединений хлора	153
7.1. Производство синтетической соляной кислоты	153
7.2. Производство хлората калия	156
7.3. Производство раствора хлорида кальция	165
8. Производство жженой магнезии	171
9. Производство раствора хлорида натрия	177
Библиографический список	180
Приложения	183

## Предисловие

Изучение технологического оформления производств неорганических веществ является основной задачей при формировании профессиональных компетенций у обучающихся по направлению «Химическая технология». В настоящем учебном пособии приведено описание технологических схем производств синтетических аммиака и метанола, неконцентрированной азотной кислоты, азотных удобрений, калийных удобрений и гидрата окиси калия технического. Также рассматривается технологическое оформление производств титана, жженой магнезии, хлората калия и синтетической соляной кислоты. Для закрепления полученных знаний в каждом разделе приведены контрольные вопросы.

Пособие разработано для обучающихся по направлению «Химическая технология», специализирующихся на производстве неорганических веществ и минеральных удобрений. Рекомендуется для формирования и закрепления знаний, умений и навыков при изучении дисциплин «Химическая технология неорганических веществ», «Технология соединений связанного азота», «Технология удобрений и солей», «Общая химическая технология» и других дисциплин, связанных с производством неорганических веществ.

# 1. ПРОИЗВОДСТВО АММИАКА И АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

## 1.1. Производство синтетического аммиака

Основными стадиями производства синтетического аммиака являются:

- сжатие природного газа до давления 4,3 МПа;
- очистка природного газа от сернистых соединений;
- паровая каталитическая конверсия метана в трубчатой печи;
- паровоздушная конверсия остаточного метана в шахтном конверторе;
- двухступенчатая конверсия оксида углерода (II) на среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах;
- абсорбционная очистка газа от диоксида углерода;
- тонкая очистка азотоводородной смеси от оксидов углерода путем их гидрирования;
- сжатие очищенной азотоводородной смеси и синтез аммиака при давлении не более 32,0 МПа.

### 1.1.1. Сероочистка природного газа

*Сероочистка природного газа* включает две стадии – гидрирование соединений серы до сероводорода и его поглощение цинковым поглотителем (рис. 1.1). Назначение стадии – удаление из природного газа серы и ее соединений, являющихся ядами для низкотемпературного катализатора конверсии оксида углерода СО. Технологический газ поступает на всас компрессора природного газа *1* с давлением 0,85 – 1,15 МПа. Природный газ сжимается компрессором *1* до давления не более 4,3 МПа и с температурой не более 200 °С поступает на стадию сероочистки для гидрирования соединений серы до сероводорода и поглощения последнего адсорбентом – оксидом цинка.

Для процесса гидрирования в природный газ дозируется азотоводородная смесь в количестве, обеспечивающем объемную долю водорода в газовой смеси 4 – 10% (в зависимости от массовой концентрации серы в исходном газе и его объемного расхода).

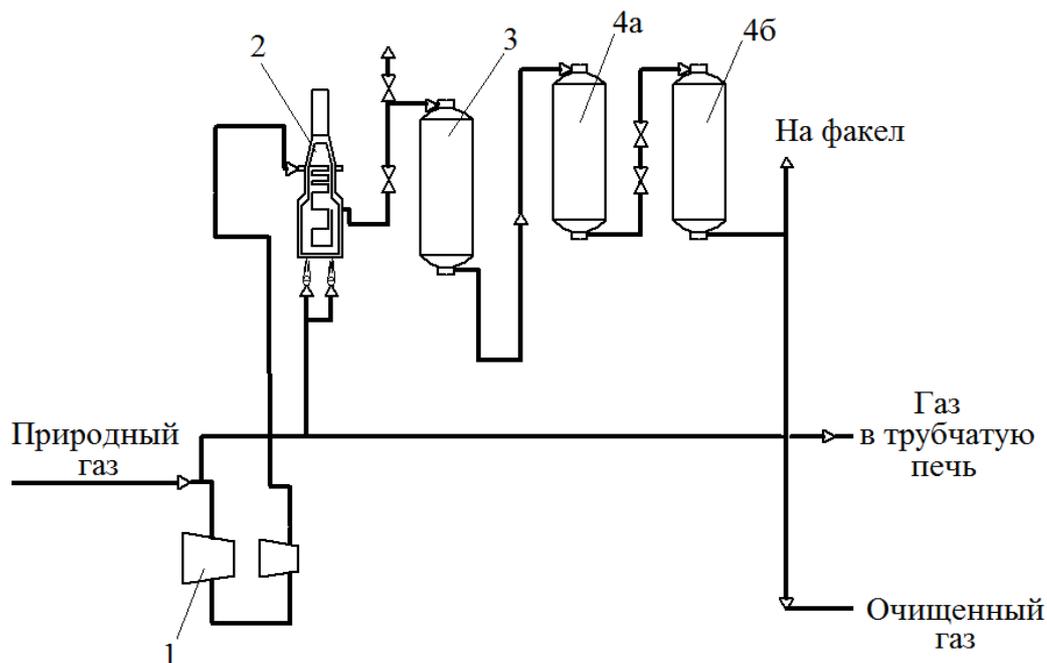
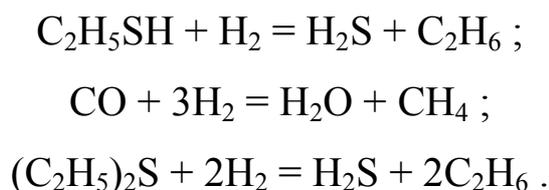


Рис. 1.1. Технологическая схема стадии сероочистки

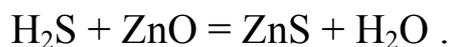
Газовая смесь после компрессора **1** поступает в огневой подогреватель **2**, где проходит по змеевикам и нагревается до температуры 370 – 400 °С дымовыми газами, образующимися при сжигании топливного газа, поступающего к четырем горелкам подогревателя. Увеличение температуры газовой смеси после подогревателя **2** больше нормы приводит к термическому крекингу метана и отложению образующегося в его результате углерода.

Из огневого подогревателя **2** газовая смесь поступает в аппарат гидрирования полочного типа **3**, где на алюмокобальтмолибденовом катализаторе при температуре 370 – 400 °С и объемной скорости газа 900 ч<sup>-1</sup> происходит гидрирование сероорганических соединений до сероводорода по следующим реакциям:



Для поглощения образовавшегося в результате гидрирования сероводорода газовая смесь проходит последовательно два аппарата

полочного типа 4а,б. Поглощение сероводорода из газовой смеси осуществляется при объемной скорости до  $590 \text{ ч}^{-1}$  на цинковом поглотителе по реакции:

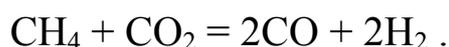
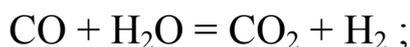
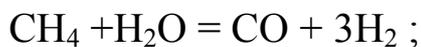


Реакция поглощения сероводорода из газовой смеси необратима, поэтому при насыщении поглотителя серой до 14 – 16 % от его общего веса отработанный поглотитель заменяется свежим. На выходе из отделения сероочистки температура газовой смеси составляет 360 – 390 °С, давление – 4,0 МПа.

### **1.1.2. Конверсия метана**

После отделения сероочистки очищенная газовая смесь поступает на стадию двухступенчатой каталитической конверсии метана (рис. 1.2). Перед подачей в трубчатую печь газовая смесь смешивается с перегретым паром, имеющим давление не более 4,05 МПа и температуру не более 380 °С, и массовым расходом, который обеспечивает объемное соотношение пар : газ (3,1 – 4) : 1. Образовавшаяся парогазовая смесь нагревается в подогревателе конвекционной части печи 3 до температуры не более 520 °С.

Подогретая парогазовая смесь поступает в реакционные трубы, расположенные в радиационной камере печи 3, в которых на никелевом катализаторе при давлении не более 3,7 МПа и температуре на выходе не более 830 °С протекает паровая каталитическая конверсия компонентов природного газа по следующим основным реакциям:



Снижение соотношения пар : газ ниже 2,5 недопустимо, поскольку происходит выделение углерода в результате термического крекинга метана:



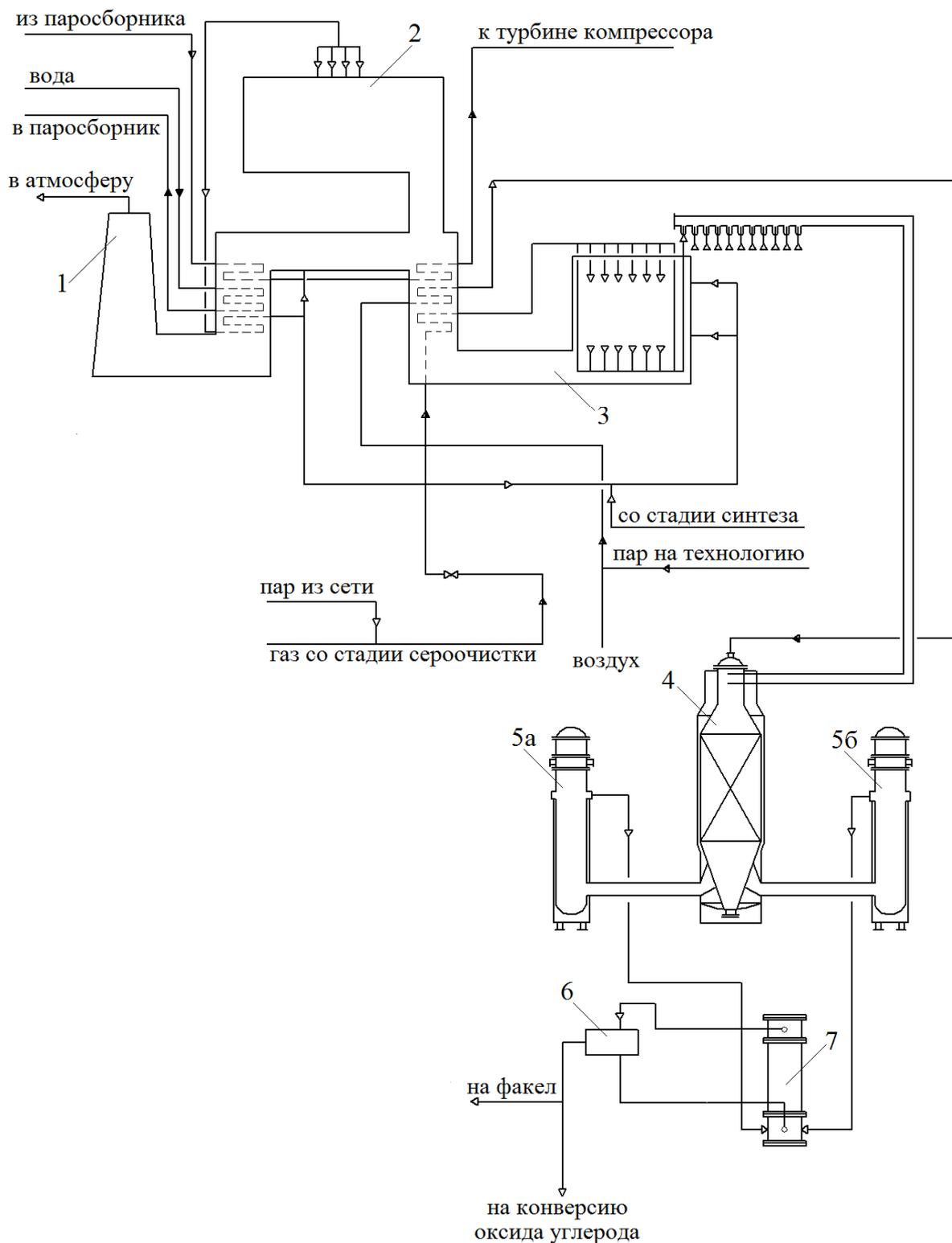


Рис. 1.2. Технологическая схема стадии конверсии метана

Выделяющийся углерод отлагается на поверхности и в порах катализатора, что приводит к снижению активности катализатора и его механическому разрушению.

Конвертированный газ после первичного риформинга в пересчете на сухой газ имеет следующий состав: метан – 8 – 12 об. %; водород – 67 – 71 об. %; оксид углерода – 8 – 10 об. %; диоксид углерода – 9 – 11 об. %; азот и аргон – не более 3,0 об. %.

В радиационной камере печи **3** расположены вертикально 504 реакционные трубы (12 рядов по 42 трубы в каждом ряду). Тепло, необходимое для процесса конверсии, получается за счет сжигания топливного газа в потолочных горелках печи, расположенных между рядами реакционных труб. Общее количество горелок – 260 штук.

В нижней части радиационной камеры печи **3** реакционные трубы каждого ряда объединяются в сборный коллектор, из которого конвертированный газ поступает по подъемной трубе в общий футерованный передаточный коллектор, расположенный над сводом печи и далее в конвертор метана II ступени **4**. Верхняя часть подъемных труб и передаточный коллектор снабжены водяной рубашкой, охлаждаемой паровым конденсатом.

Помимо радиационной камеры трубчатая печь оснащена конвекционной камерой с блоками теплоиспользующей аппаратуры (БТА). С конвекционной камерой печи **3** конструктивно соединена конвекционная камера вспомогательной печи **2** системы парообразования, в которой за счет сжигания топливного газа получается дополнительное количество пара с давлением 10,55 МПа, необходимое для поддержания парового баланса на производстве.

БТА представляет собой расположенные в конвекционной камере печи **3** змеевики, в которых за счет использования тепла дымовых газов нагреваются следующие технологические потоки:

- парогазовая смесь, поступающая в реакционные трубы печи **3**, до температуры не более 520 °С;
- паровоздушная смесь, поступающая в конвертор метана II ступени **4**, до температуры не более 500 °С;
- пар с давлением не более 10,9 МПа, поступающий из паросборника на турбину компрессора азотоводородной смеси, до температуры не более 490 °С;
- питательная вода, поступающая в паросборник, до температу-

ры не более 310 °С;

- топливный газ, поступающий на горелки трубчатой печи 3, до температуры не более 150 °С.

Топливный газ поступает в отделение риформинга из коллектора топливного газа после дегазатора, проходит змеевик в конвекционной камере печи 3 и далее смешивается с танковыми и продувочными газами, поступающими из отделения синтеза.

После этого топливный газ поступает в трубчатую печь с давлением 0,15 – 0,35 МПа, где разделяется на три потока:

- основной поток топливного газа направляется к потолочным горелкам трубчатой печи 3 (13 рядов горелок по 20 горелок в каждом ряду);

- объемная подача топливного газа на 12 туннельных горелок, расположенных в нижней части радиационной камеры и предназначенных для получения дополнительного количества тепла в период пуска;

- объемная подача топливного газа на 24 горелки пароперегревателя, расположенных в конвекционной камере печи 3.

Отбор топливного газа на вспомогательную печь 2 производится от коллектора топливного газа перед подогревателем в конвекционной камере печи 3.

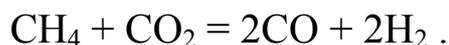
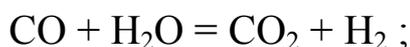
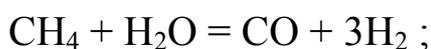
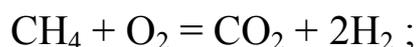
Тепло дымовых газов, выходящих из радиационной камеры печи 3, а также дымовых газов после вспомогательной печи 2, используется в БТА конвекционной камеры трубчатой печи 3. Дымовые газы после использования их тепла отсасываются из конвекционной камеры с температурой не более 220 °С и выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу 1.

На стадии *вторичного риформинга* происходит конверсия остаточного метана с паром и кислородом воздуха в конверторе метана II ступени 4 с одновременным обеспечением необходимого соотношения водород : азот в синтез-газе за счет азота, содержащегося в воздухе.

Процесс паровоздушной конверсии метана осуществляется на никелевом катализаторе при температуре в слоях катализатора 1000 –

1245 °С, на выходе из конвертора метана II ступени 4 при температуре не более 1030 °С и объемной скорости по входящему газу до 3400 ч<sup>-1</sup>. Подъем температуры осуществляется за счет тепла, выделяющегося при сгорании части технологического газа.

В конверторе метана II ступени 4 протекают следующие основные реакции:



Конвертируемый газ после вторичного риформинга в пересчете на сухой газ имеет состав в об. %: метан – не более 0,5; оксид углерода – 10 – 12; диоксид углерода – 6,5 – 9; водород – 56 – 59; азот и аргон – 22 – 24. Объемное соотношение пар : газ составляет (0,57 – 0,66) : 1.

Воздух, необходимый для процесса вторичного риформинга, поступает из атмосферы на всас двухкорпусного четырехсекционного центробежного компрессора технологического воздуха с приводом от паровой конденсационной турбины. Очищенный от механических примесей в фильтре воздух последовательно сжимается в первой, второй, третьей и четвертой секциях компрессора технологического воздуха. После первой, второй и третьей секций сжатый воздух охлаждается в водяных холодильниках.

Технологический воздух после компрессора с давлением не более 3,5 МПа, температурой не более 260 °С, массовой концентрацией сернистых соединений (в пересчете на серу) не более 0,05 мг/м<sup>3</sup>, хлоридов (в пересчете на хлор) не более 0,01 мг/м<sup>3</sup> поступает в змеевики подогревателя воздуха, расположенного в конвекционной камере первичного риформинга 3.

Перед змеевиком в трубопровод воздуха постоянно подается

пар с давлением не более 4,05 МПа для защиты змеевиков подогревателя от перегрева и предотвращения обратного хода конвертированного газа при остановке компрессора технологического воздуха. Кроме того, подаваемый пар сохраняет требуемую структуру пламени в верхней части конвертора метана II ступени 4 и помогает избежать превышения температуры поверхности смесителя.

Объемная подача идущего на вторичный риформинг технологического воздуха регулируется таким образом, чтобы обеспечить в синтез-газе после стадии метанирования соотношение водород : азот в пределах (2,8 – 3,0) : 1.

Из подогревателя паровоздушная смесь с температурой не более 500 °С поступает в смеситель конвертора метана II ступени 4 через центральную трубу. Конвертированный газ из трубчатой печи 3 с температурой не более 860 °С и в объемном соотношении пар : газ 0,73 : 1 поступает в кольцевое пространство смесителя тангенциально.

В конверторе метана II ступени 4 над катализатором имеется свободный объем, где происходит частичное сжигание горючих компонентов конвертированного газа с подъемом температуры до величины, обеспечивающей конверсию оставшегося метана на расположенных ниже катализаторных слоях.

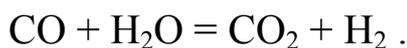
Затем парогазовая смесь проходит последовательно через слой огнеупорных плиток с отверстиями для равномерного распределения газового потока, слой термостойкого алюмохромового катализатора, а затем слой основного никелевого катализатора. Слой огнеупорных плиток и алюмохромового катализатора обеспечивает защиту никелевого катализатора от непосредственного воздействия пламени и высоких температур, создаваемых в результате горения газа в свободном объеме.

Температура в слое никелевого катализатора должна составлять в пределах 1000 – 1245 °С. Температура в свободном объеме конвертора метана II ступени 4 над катализатором не должна превышать 1100 – 1270 °С.

Конвертированная парогазовая смесь, выходящая из конвертора метана II ступени 4 с температурой не более 1030 °С охлаждается в двух параллельно работающих котлах-утилизаторах I ступени 5а,б до температуры не более 480 °С, а затем в котле-утилизаторе II ступени 7 до температуры не более 390 °С и через влагоотделитель 6 направляется на стадию конверсии оксида углерода.

### ***1.1.3. Конверсия оксида углерода***

Конвертированный газ (рис. 1.3) поступает в конвертор оксида углерода I ступени 2 с температурой 320 – 390 °С и соотношением пар : газ 0,57 – 0,66 через фильтр 1. На железохромовом среднетемпературном катализаторе при температуре не более 450 °С и давлении не более 3,2 МПа протекает конверсия оксида углерода с водяным паром:



На железохромовом катализаторе при вышеуказанных условиях возможно также образование незначительного количества аммиака.

Конвертированный газ после конвертора оксида углерода I ступени 2 в пересчете на сухой газ имеет следующий состав в об. %: оксид углерода – не более 4,0; диоксид углерода – 15 – 17; водород – 57 – 61; метан – не более 0,5; азот и аргон – 20 – 23.

После конвертора 2 газ поступает в котел-утилизатор 3, где за счет утилизации тепла получается пар давлением не более 10,9 МПа. Конвертированный газ при этом охлаждается до температуры 330 – 345 °С.

Далее газ охлаждается до температуры не более 240 °С в теплообменнике 4 за счет теплообмена с газом, идущим на метанирование, и поступает в конвертор оксида углерода II ступени 5 с объемным соотношением пар : газ (0,4 – 0,5) : 1.

Конвертор 5 выполнен из двух параллельно работающих аппаратов, объединенных в одном корпусе. Равномерная подача газа обеспечивается распределительными заслонками на входе в каждый аппарат.

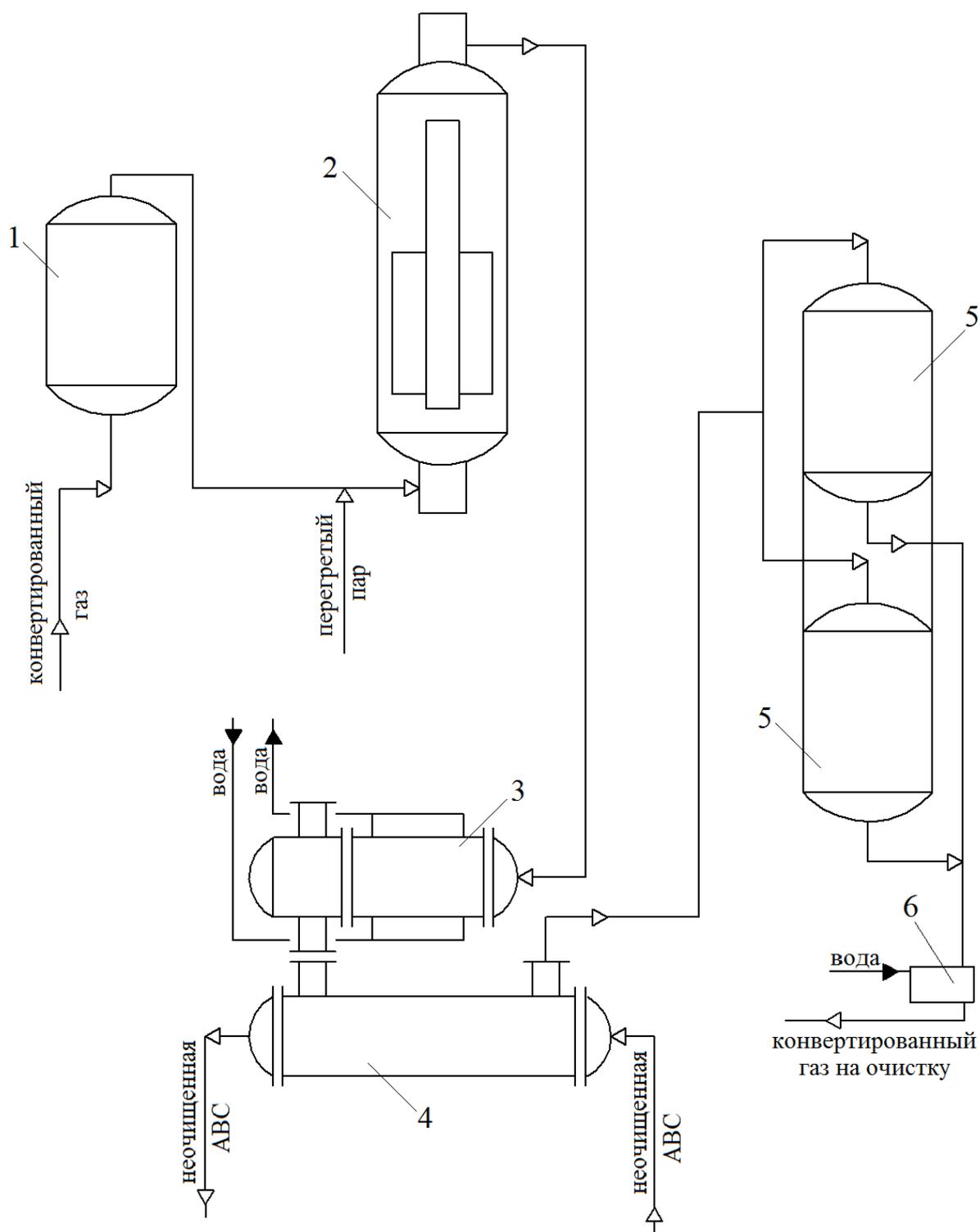


Рис. 1.3. Технологическая схема стадии конверсии оксида углерода

На низкотемпературном цинкмедном катализаторе при температуре 200 – 260 °С, давлении не более 3,15 МПа происходит более глубокая конверсия оксида углерода водяным паром до остаточного со-

держания оксида углерода в конвертированном газе не более 0,65 об. %.

Конвертированный сухой газ после II ступени конверсии оксида углерода имеет состав в об. %: оксид углерода – не более 0,65; водород – 58 – 62; диоксид углерода – 16 – 18; метан – не более 0,5; азот и аргон – 20 – 23.

В период начальной эксплуатации свежего низкотемпературного катализатора температуру на входе необходимо держать по возможности более низкой, 200 – 240 °С, при условии достижения установленной степени конверсии, постепенно повышая температуру по мере старения катализатора, но не выше 260 °С.

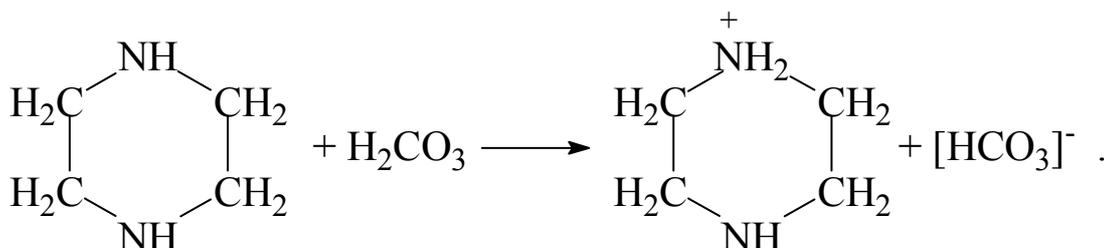
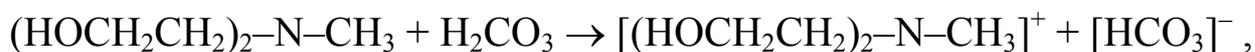
На цинкмедном катализаторе возможно образование при вышеописанных условиях незначительного количества метанола, формальдегида и муравьиной кислоты.

После конвертора **5** конвертированный газ с температурой не более 260 °С проходит охладитель **6**, где за счет впрыска воды или газового конденсата газ охлаждается до температуры не более 180 °С, и поступает в газовые кипятильники МДЭА-раствора.

#### **1.1.4. Очистка газа от диоксида углерода**

Очистка газа от диоксида углерода производится абсорбцией его 30 – 40 %-ным водным раствором метилдиэтанолamina (МДЭА) с добавкой пиперазина в качестве активатора (рис. 1.4).

Процесс абсорбции сопровождается следующими реакциями:



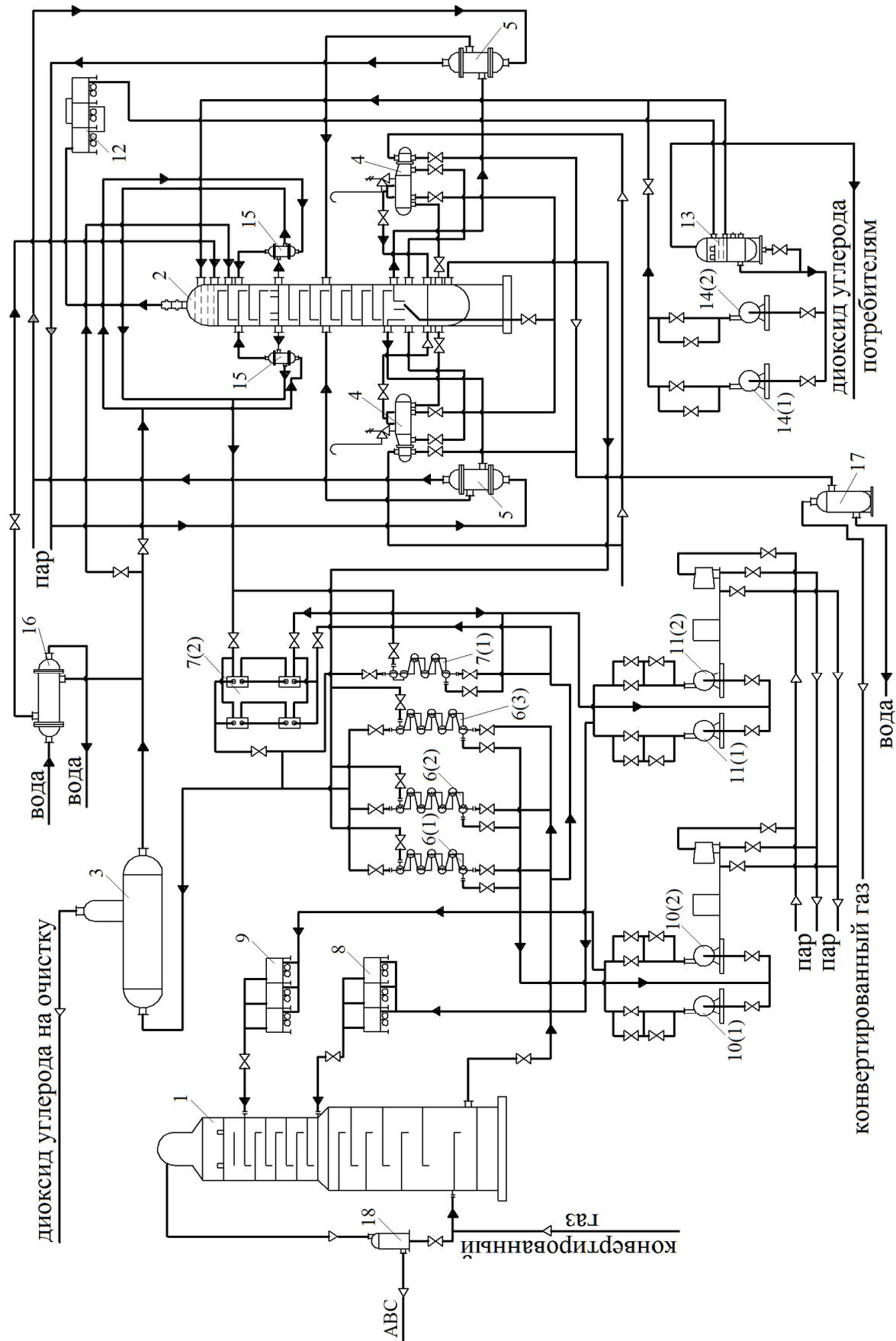


Рис. 1.4. Технологическая схема стадии абсорбционной очистки конвертированного газа

Температура процесса абсорбции составляет в пределах 35 – 70 °С. При повышении температуры насыщенного раствора и снижении давления происходит выделение диоксида углерода из раствора, на чем основан процесс регенерации МДЭА раствора.

Конвертированный газ под давлением 2,2 – 2,7 МПа и с температурой не более 50 °С подается в абсорбер *1*, орошаемый двумя потоками МДЭА раствора с температурой раствора не более 70 °С.

Абсорбция CO<sub>2</sub> происходит в вертикальном цилиндрическом аппарате *1* на ситчатых тарелках с высокими барботажными слоями жидкости. В соответствии с принятой двухпоточной схемой абсорбер разделен на две секции: нижнюю и верхнюю.

Конвертированный газ, содержащий от 16 до 18 об. % CO<sub>2</sub> проходит вначале нижнюю секцию абсорбера и орошается груборегенерированным раствором, а затем верхнюю, орошаемую глубокорегенерированным раствором, где очищается до остаточной концентрации CO<sub>2</sub> не более 0,03 об. %.

В верхней части абсорбера *1* очищенный от CO<sub>2</sub> конвертированный газ проходит колпачковые тарелки и сепарирующее устройство.

Для уменьшения уноса раствора МДЭА с газом, очищенный конвертированный газ из абсорбера направляется в брызгоотделитель-сепаратор *18*, внутри которого имеется отбойный слой из нержавеющей сетки. После брызгоотделителя неочищенная азотоводородная смесь направляется на метанирование.

Верхняя секция абсорбера орошается глубокорегенерированным раствором второго потока. Здесь раствор насыщается диоксидом углерода от концентрации 2 – 10 г/дм<sup>3</sup> до концентрации не более 50 г/дм<sup>3</sup> и поступает в нижнюю секцию, где смешивается с груборегенерированным раствором МДЭА. Этот раствор поступает из регенератора первым потоком и насыщается в нижней части абсорбера от концентрации диоксида углерода 15 – 35 г/дм<sup>3</sup> до 75 – 105 г/дм<sup>3</sup>.

Насыщенный раствор с концентрацией диоксида углерода 75 – 105 г/дм<sup>3</sup> и температурой не более 70 °С выходит из нижней секции абсорбера и делится на два потока.

*Первый поток* с расходом 450 – 500 м<sup>3</sup>/ч проходит трубное пространство теплообменников **7(1)**, и межпластинное «холодное» пространство теплообменников **7(2)**, где нагревается до температуры 95 – 115 °С идущим по межтрубному пространству груборегенерированным раствором из регенератора и поступает в промдесорбер **3**.

*Второй поток* с расходом не более 300 – 400 м<sup>3</sup>/ч проходит трубное пространство теплообменников **6(1,2,3)**, где нагревается до температуры 110 – 115 °С идущим по межтрубному пространству глубокорегенерированным раствором из регенератора **2** и поступает в промдесорбер **3**.

В промдесорбере за счет снижения давления до 0,3 – 0,6 МПа происходит дегазация части диоксида углерода и горючих газов из раствора МДЭА. Объемный расход газов десорбции может регулироваться изменением давления процесса десорбции в пределах допустимого и не должен превышать 12000 м<sup>3</sup>/ч.

Очищенный от горючих газов раствор МДЭА выходит из промдесорбера и разделяется на три потока.

*Первый поток* с расходом 400 – 500 м<sup>3</sup>/ч поступает на 20 тарелку регенератора **2**. Объемный расход этого потока регулируется по уровню в промдесорбере.

*Второй поток* с расходом не более 700 м<sup>3</sup>/ч направляется в трубное пространство испарителей **15**, где подогревается идущим по межтрубному пространству груборегенерированным раствором из регенератора **2** и поступает в регенератор на 18 тарелку.

*Третий поток* с расходом до 180 м<sup>3</sup>/ч поступает в теплообменник **16**, где охлаждается водой до 65 °С и поступает на 22 тарелку регенератора **2**.

Регенератор **2** так же, как и абсорбер состоит из двух секций. В верхней секции регенератора на тарелках № 11 – 22 происходит десорбция насыщенного диоксидом углерода раствора МДЭА до концентрации СО<sub>2</sub> не более 35 г/дм<sup>3</sup> за счет парогазовой смеси, поступающей из нижней секции регенератора. На верхней глухой тарелке аппарата раствор делится на два приблизительно равных потока.

*Первый поток*, груборегенерированный раствор с температурой 110 – 120 °С, с глухой тарелки верхней секции регенератора поступает в межтрубное пространство испарителей **15**, где охлаждается до температуры 100 – 110 °С насыщенным раствором, идущим по трубному пространству испарителей из промдесорбера **3** и поступает в межтрубное пространство теплообменников **7(1)** и межпластинное «горячее» пространство теплообменников **7(2)**, где дополнительно охлаждается насыщенным раствором, поступающим из абсорбера **1** и идущим по трубному пространству. После теплообменников груборегенерированный раствор с остаточной концентрацией CO<sub>2</sub> 20 – 35 г/дм<sup>3</sup> и температурой не более 85 °С поступает на всас насосов **11(1,2)**. Далее груборегенерированный раствор подается в аппараты воздушного охлаждения **8**, где охлаждается до температуры не более 70 °С и поступает на орошение нижней части абсорбера **1**. Расход этого потока поддерживается в пределах 500 – 700 м<sup>3</sup>/ч.

*Второй поток*, груборегенерированный раствор через переливные трубы глухой тарелки верхней секции регенератора **2** поступает для более глубокой регенерации в нижнюю секцию (тарелки 1–10), где происходит десорбция диоксида углерода из раствора до остаточной концентрации CO<sub>2</sub> в растворе 2 – 10 г/дм<sup>3</sup>.

Глубокорегенерированный раствор из куба регенератора **2** с температурой 120 – 130 °С поступает в межтрубное пространство теплообменников **6(1,2,3)**, где охлаждается насыщенным раствором, идущим по трубному пространству из абсорбера **1** и с температурой не более 85 °С поступает на всас насосов **10(1,2)**. Далее глубокорегенерированный раствор подается в аппараты воздушного охлаждения **9**, где охлаждается до температуры не более 70 °С и поступает на орошение верхней секции абсорбера **1**. Объемный расход этого потока поддерживается в пределах 500 – 700 м<sup>3</sup>/ч.

Тепло, необходимое для регенерации, сообщается раствору конвертированным газом, поступающим с температурой не более 180 °С в газовые кипятильники **4**. Отделение сконденсировавшейся в кипятильниках **4** влаги происходит в сепараторе **17**.

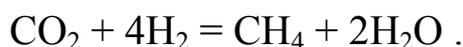
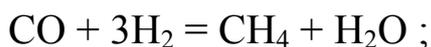
Недостающее количество тепла передается раствору через паровые кипятивники **5**, в которые подается пар после увлажнения с температурой 160 – 180 °С и давлением 0,6 – 0,7 МПа.

Установлено два газовых и два паровых кипятивника. Выходящие из верхней секции регенератора **2** газы десорбции с температурой не более 90 °С поступают в аппарат воздушного охлаждения **12**, где охлаждаются до температуры не более 50 °С и поступают в сборник флегмы **13**. Отделившись от сконденсированной влаги в сборнике флегмы **13**, парогазовая смесь выдается потребителям.

Часть флегмы подается насосами **14(1,2)** на колпачковые тарелки в верхнюю часть регенератора **2**, другая часть на колпачковые тарелки сборника флегмы **13** по линии рециркуляции для улавливания паров МДЭА из парогазовой смеси.

### ***1.1.5. Метанирование***

После абсорбционной очистки конвертированный газ, содержащий не более 0,65 об. % оксида углерода и не более 0,03 об. % диоксида углерода, являющихся ядами для катализатора синтеза аммиака, поступает на тонкую очистку газа в метанатор **3** (рис. 1.5). Очистка газа от оксидов углерода производится путем каталитического гидрирования их до метана на никельалюминиевом катализаторе:



Для начала реакции требуется подогрев газа до температуры 280 – 320 °С, поэтому перед входом в метанатор конвертированный газ проходит последовательно два теплообменника. В теплообменнике **1** газ нагревается до температуры не более 97 °С, в теплообменнике **2** до температуры 280 – 320 °С. При нормальном составе газа на входе в метанатор (СО не более 0,65 об. %, СО<sub>2</sub> – не более 0,03 об. %), температура в зоне реакции составляет не более 380 °С, поскольку при превращении 1 % СО в метан температура повышается на 72 °С.

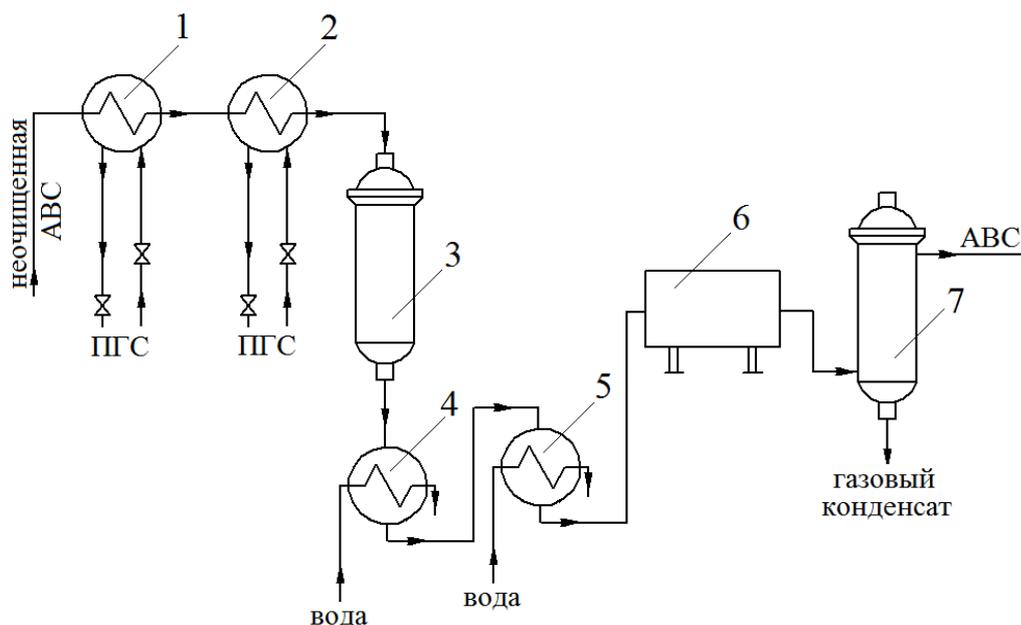


Рис. 1.5. Технологическая схема стадии метанирования:

Очищенная азотоводородная смесь из метанатора с температурой не более  $380\text{ }^{\circ}\text{C}$  проходит межтрубное пространство подогревателя питательной воды **4**, где охлаждается до температуры не более  $115 - 130\text{ }^{\circ}\text{C}$ , межтрубное пространство подогревателя глубокообессоленной воды **5**, где охлаждается до температуры не более  $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Окончательное охлаждение азотоводородной смеси до  $41 - 50\text{ }^{\circ}\text{C}$  и конденсация водяных паров, образовавшихся в результате реакции метанирования, происходит в аппарате воздушного охлаждения **6**. После отделения газового конденсата во влагоотделителе **7** азотоводородная смесь направляется на всас I ступени компрессора синтез-газа.

### 1.1.6. Синтез аммиака

Технологическая схема отделения синтеза аммиака представлена на рис. 1.6. Газ с нагнетания циркуляционной ступени компрессора **1** проходит межтрубное пространство теплообменника конденсационной колонны **6**, охлаждаясь при этом до температуры не более  $28\text{ }^{\circ}\text{C}$  и поступает в трубное пространство испарителей **7**, где происходит дальнейшее охлаждение циркуляционного газа за счет испарения жидкого аммиака в межтрубном пространстве испарителей.

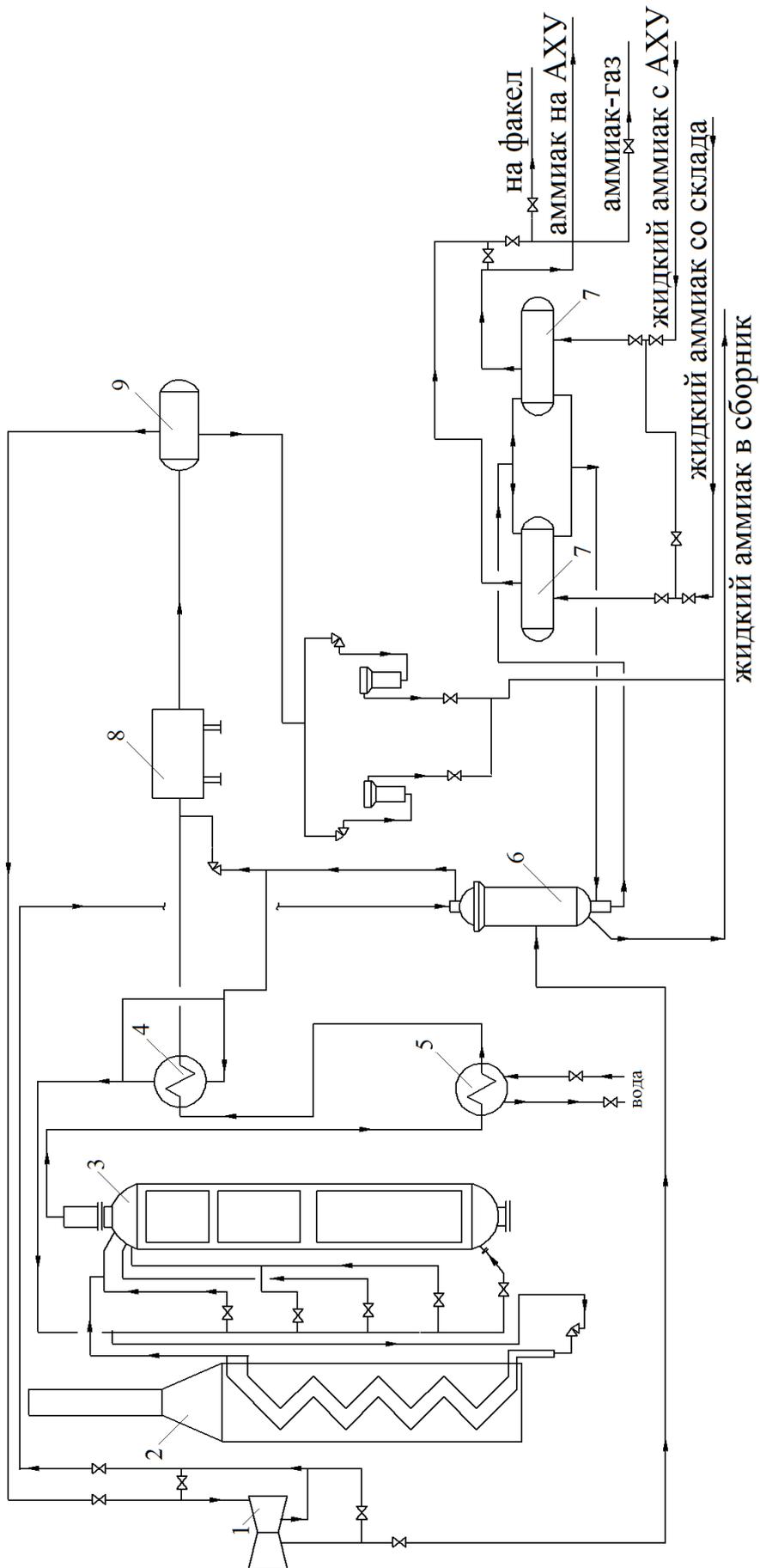


Рис. 1.6. Технологическая схема стадии синтеза аммиака

Циркуляционный газ из испарителей 7 с температурой не более 3 °С объединяется в общий поток и поступает в сепарационную часть конденсационной колонны 6, где смешивается со свежим синтез-газом. В сепарационной части колонны 6 происходит отделение газа от жидкого аммиака. Для более полного освобождения газа от капель аммиака вверху сепарационной части установлена корзина с металлическими кольцами Рашига. Далее газ проходит по трубкам теплообменника колонны 6 и нагревается до температуры не более 45 °С и поступает в межтрубное пространство выносного теплообменника 4, нагреваясь при этом дополнительно до температуры не более 195 °С газом, идущим из колонны синтеза 3. Регулирование температуры производится путем переброса части газа по байпасу мимо выносного теплообменника 4.

Нагретый газ с давлением не более 31,9 МПа и объемной скоростью не более 850 тыс. м<sup>3</sup>/ч из выносного теплообменника 4 поступает в колонну синтеза 3. Газ имеет следующий состав в об. %: водород – 60 – 62; азот – 18 – 21; метан + аргон – 15 – 18; аммиак – не более 4,7.

Из колонны синтеза газовая смесь поступает в трубное пространство подогревателя 5 для подогрева питательной воды, проходящей по межтрубному пространству и направляемой затем в паросборник для получения пара давлением 10,5 МПа.

Газовая смесь, охлажденная в подогревателе 5 до температуры 240 °С поступает в трубное пространство выносного теплообменника 4 для нагрева газа, идущего по межтрубному пространству и поступающего в колонну синтеза 3. Нагревая газ, идущий в колонну синтеза, газовая смесь охлаждается до температуры 55 – 75 °С и поступает в аппараты воздушного охлаждения 8.

Дальнейшее охлаждение газа до температуры 21 – 43 °С происходит в воздушных конденсаторах 8, где из охлажденного газа конденсируется часть аммиака. Сконденсировавшийся при этом аммиак отделяется в сепараторе 9, а газ направляется на всас циркуляционного колеса компрессора 1, где дожимается до давления не более 31,9

МПа, нагреваясь при этом до температуры не более 55 °С, и циркуляция газа в системе замыкается.

В процессе циркуляции газа в системе синтеза накапливаются инертные примеси (метан, аргон), которые снижают эффективное давление азотоводородной смеси и, как следствие, степень ее превращения в аммиак. Для поддержания объемной доли инертных в газе на входе в колонну синтеза не более 18 об. %, часть циркуляционного газа на выходе из сепаратора **9** выводится из системы.

### ***1.1.7. Переработка продувочных и танковых газов***

Смесь продувочных и танковых газов производства аммиака подвергается разделению с получением азотоводородной и метановой фракций, а также товарного аргона. Перед разделением газовая смесь очищается от аммиака и воды. Целью очистки исходного газа от аммиака и влаги (попадающей после промывки) является предотвращение коррозии медных змеевиков аммиаком, а также забивки аппаратов и трубопроводов блока разделения газов (БРГ), так как ректификация проводится при температурах не выше – 164 °С (температура кипения наиболее высококипящего компонента – метана), а температура замерзания (плавления) аммиака равна минус 77,7 °С, воды – 0 °С.

Смесь продувочных и танковых газов с производства аммиака в количестве 6 – 10 тыс. м<sup>3</sup>/ч, с давлением 3,2 – 4,0 МПа и температурой 5 – 35 °С поступает в нижнюю часть промывной колонны **3** (рис. 1.7). Для поддержания необходимой температуры исходного газа на входе в промывную колонну **3** предусмотрен паровой подогреватель **1**. При необходимости температуру исходного газа можно регулировать, используя байпасную линию помимо подогревателя **1**.

На орошение насадки колонны **3** насосом **15** подается промывная вода через аммиачный холодильник **2**, где охлаждается до температуры 5 – 12 °С. Охлажденная промывная вода, стекая вниз по насадке промывной колонны **3**, контактирует с поднимающимся вверх исходным газом, и абсорбирует из него аммиак.

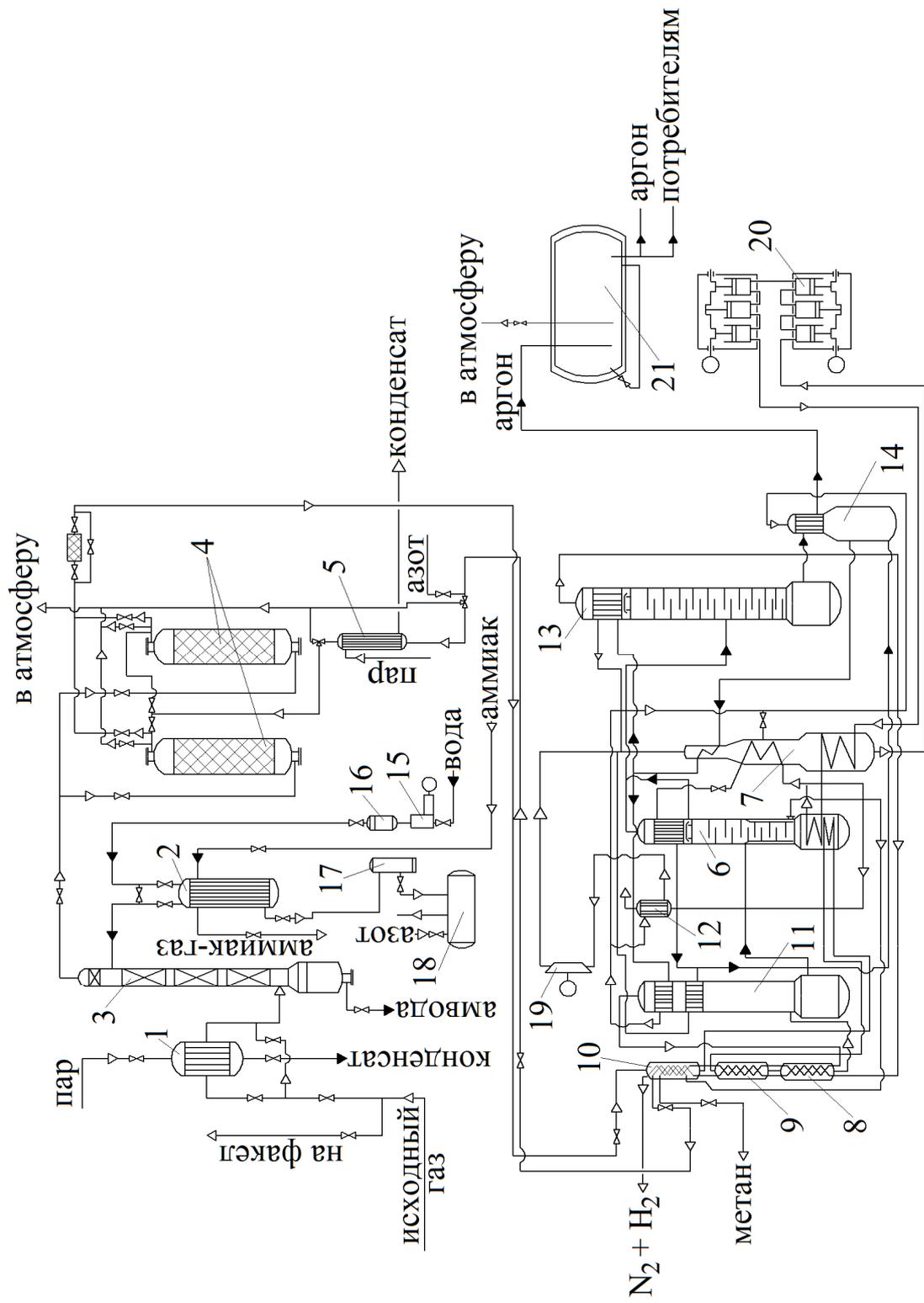


Рис. 1.7. Технологическая схема переработки продувочных и танковых газов

По мере стекания вниз промывная вода насыщается аммиаком, в кубе колонны **3** собирается аммиачная вода, содержащая не более 10 масс. % аммиака. Из куба промывной колонны **3** аммиачная вода с давлением не более 1,6 МПа направляется на установку разгонки аммиачной воды для очистки от аммиака или дальнейшей переработки.

Жидкий аммиак, подаваемый в холодильник **2**, кипит в нем при давлении 0,33 – 0,35 МПа, охлаждая воду до температуры 5 – 12 °С. Газообразный аммиак из холодильника **2** направляется на склад аммиака, а накапливающаяся влага отводится через сборник аммиачной воды **17** в дренажную емкость **18**.

Очищенный от аммиака и насыщенный водяными парами исходный газ выводится из верхней части промывной колонны **3** и направляется на осушку. Содержание аммиака в очищенном газе не должно превышать 0,0005 об. %.

Очищенный от аммиака исходный газ поступает на осушку в один из двух переключающихся осушителей – адсорберов **4**, заполненных силикагелем. Адсорберы **4** переключаются через каждые 12 часов работы. После осушки исходный газ содержит не более 0,002 об. % влаги.

Для регенерации силикагеля используется отбросной газ, выводимый из блока разделения с давлением не более 0,04 – 0,05 МПа и температурой 5 – 20 °С, а при пуске установки – чистый азот из заводской сети. Отбросной газ подогревается в трубном пространстве подогревателя **5** до температуры 170 – 175 °С паром, подаваемым из цехового коллектора с давлением не более 1,5 МПа и направляется в регенерируемый адсорбер **4**. При регенерации газ подается сверху вниз, сброс газа осуществляется в атмосферу через автономную свечу.

Процесс десорбции влаги из силикагеля заканчивается, когда температура газа на выходе из адсорбера **4** достигает 100 – 120 °С после чего проводится охлаждение адсорбера **4** подачей регенерирующего газа мимо парового подогревателя **5**. Охлаждение считается за-

конченным при температуре газа на выходе из адсорбера 20 – 30 °С. После охлаждения адсорбер ставится в резерв.

Очищенный от аммиака и осушенный от влаги исходный газ с расходом 6 – 10 тыс. м<sup>3</sup>/ч и давлением 3,2 – 3,8 МПа проходит по межтрубному пространству предварительного теплообменника **10**, где охлаждается до температуры не менее минус 100 °С продуктами разделения (метановой фракцией, азотом, отбросным газом и азотоводородной фракцией), проходящими по змеевикам.

Далее исходный газ охлаждается жидким метаном в змеевике куба метановой колонны **6** до температуры не менее минус 116 °С. Тепло, подведенное к кубу метановой колонны с охлаждаемым газом, используется для создания паровой фазы, необходимой для ректификации.

Затем охлаждение исходного газа продолжается последовательно в межтрубном пространстве промежуточного холодильника сырого газа **9** до температуры TIR-3032 не менее минус 135 °С и дополнительного холодильника **8** продуктами разделения до температуры не менее минус 164 °С.

После холодильника **8** исходный газ поступает в нижнюю кубовую часть противоточного конденсатора **11**. При этом в конденсаторе **11** из исходного газа конденсируется значительная часть высококипящих компонентов (метан, азот, аргон).

Промежуточный холодильник **9** – кожухотрубчатый теплообменник с витыми трубками. По змеевикам проходят продукты разделения: азотоводородная фракция, азот, отбросный (регенерирующий газ). Дополнительный холодильник **8** – кожухотрубчатый теплообменник с витыми трубами. По змеевикам проходит азотоводородная фракция, азот, отбросный газ.

Конденсатор **11** – колонна с двумя встроенными дефлегматорами и теплообменниками с витыми трубками. Давление в конденсаторе поддерживается постоянным 2,8 – 3,3 МПа.

Компоненты исходного газа, поступающего в конденсатор **11**, сконденсировавшиеся в трубках верхнего дефлегматора, стекают в

куб конденсатора через слой насадки и змеевики встроенных теплообменников. Конденсация в трубках верхнего дефлегматора осуществляется за счет холода жидкого азота, кипящего в межтрубном пространстве под давлением 0,025 – 0,035 МПа.

Из верхней части конденсатора **11** отводится азотоводородная фракция, содержащая не менее 90 об. % водорода, и не более 10 об. % суммы азот + метан + аргон, в том числе аргона и метана не более 0,7 об. %. Этот газ с температурой минус 190 – 193 °С после рекуперации холода в холодильниках **8, 9, 10** до температуры не более 20 °С, выводится из блока разделения газов и с давлением 2,8 – 3,3 МПа поступает в производство аммиака и другие производства.

Нижний дефлегматор конденсатора **11** также используется для конденсации компонентов исходного газа, где хладоагентом служит кипящий жидкий азот циркуляционного цикла под давлением 0,85 МПа. Конденсат, смесь жидких метана, азота, аргона, содержащая растворенный водород, с температурой не менее минус 170 °С отводится из куба конденсатора **11**, дросселируется до давления 0,9 – 1,35 МПа и поступает на разделение на 37 тарелку ректификационной метановой колонны **6**.

Метановая колонна **6** имеет 60 ситчатых тарелок, встроенный сверху дефлегматор и два змеевиковых испарителя в кубовой части. В колонне происходит разделение поступившей смеси на метановую и азотоводородоаргонная фракции.

Метановая фракция, содержащая не менее 98 об. % метана и 2 об. % аргона отбирается из кубовой части колонны и после рекуперации холода в холодильнике **10**, с температурой не более 20 °С и давлением 0,65 – 1,35 МПа выводится из низкотемпературного блока и направляется в производство аммиака. Из верхней части колонны **6** отводится азотоводородоаргонная фракция частично в жидкой фазе, частично в виде газа. Газообразная фаза, содержащая 16 – 23 об. % водорода, 62 – 73 об. % азота и 10 – 15 об. % аргона отводится из газового пространства над дефлегматором колонны с давлением 0,9 –

1,35 МПа и поступает в ректификационную аргонную колонну **13** в пространство между 23 и 24 тарелками.

Жидкая фаза, содержащая 1 – 3 об. % водорода, 65 – 75 об. % азота и 20 – 30 об. % аргона отводится из карманов дефлегматора метановой колонны **6** и после дросселирования до давления 0,13 – 0,15 МПа также поступает в аргонную колонну **13** в пространство между 23 и 24 тарелками. Сопротивление метановой колонны **6** поддерживается изменением отбора жидкой азотоводородоаргонная фракции.

Аргонная колонна **13** имеет 65 ситчатых тарелок, встроенный дефлегматор и змеевик жидкого азота. Кубовая часть колонны сообщена с межтрубным пространством циркуляционного испарителя аргона **14**. Выделение чистого аргона происходит в ректификационной колонне под давлением 0,036 – 0,15 МПа. Жидкий аргон из кубовой части колонны **13** поступает в межтрубное пространство испарителя **14**, откуда в виде товарного продукта сливается в стационарные емкости **21**.

Азотная флегма в аргонной колонне образуется при конденсации паров азота в трубках дефлегматора за счет испарения в межтрубном пространстве жидкого азота под давлением 0,03 МПа. Из кармана аргонной колонны отбирается выделяемый из азотоводородоаргонной смеси жидкий азот. Одна часть жидкого азота сливается в стационарные емкости, а другая часть после испарения в змеевике аргонной колонны **13** и рекуперации холода в змеевиках конденсатора **11** и теплообменниках **8, 9, 10** выводится из низкотемпературного блока и направляется для подпитки азотного цикла.

Из верхней части аргонной колонны **13** (из газового пространства над дефлегматором и бокового отвода) выводится газообразная отбросная фракция, содержащая 11 – 19 об. % водорода, 75 – 82 об. % азота и 4 – 10 об. % аргона, которая после рекуперации холода в конденсаторе **11** и теплообменниках **8, 9, 10** выводится из низкотемпературного блока и используется для регенерации адсорбента в осушителях **4**, после сбрасывается в атмосферу через свечу блока осушки.

Для покрытия потерь холода и создания флегмы в метановой **6** и аргонной **13** колоннах и дефлегматорах конденсатора газа **11** используется азотный холодильный цикл.

Азот поступает в низкотемпературный блок разделения из компрессорных установок **20** под давлением не более 9,9 МПа с температурой 28 – 40 °С, охлаждается до минус 90 – 108 °С последовательно в нижнем змеевике теплообменника циркуляционного азота **7** обратным потоком азота низкого давления, затем в змеевике кубовой части метановой колонны **6**.

После метановой колонны **6** поток азота делится на две части, одна из которых охлаждается до температуры минус 130 – 140 °С в среднем змеевике теплообменника **7** обратным потоком газообразного азота низкого давления, а вторая часть до температуры минус 135 – 145 °С в детандерном теплообменнике **12** газообразным азотом, проходящим по межтрубному пространству.

Первый поток азота высокого давления, охладившись в среднем змеевике теплообменника **7** до температуры не более минус 130 °С, дросселируется до давления не более 0,85 МПа, соединяется со вторым потоком азота, который после охлаждения в детандерном теплообменнике **12** также дросселируется до давления не более 0,85 МПа, и поступает в межтрубное пространство дефлегматора метановой колонны **6**.

После дросселирования большая часть азота сжижается, холод жидкого азота используется для образования флегмы в процессе ректификации в колонне **6**. Часть жидкого азота отбирается в межтрубное пространство нижнего дефлегматора конденсатора **11**, а избыток его сливается в циркуляционный испаритель **14**. Жидкий азот из кубовой части испарителя **14** после охлаждения в верхнем змеевике теплообменника **7** до температуры не менее минус 184 °С поступает в межтрубное пространство дефлегматора аргонной колонны **13** и в межтрубное пространство верхнего дефлегматора конденсатора **11**.

Жидкий азот используется в дефлегматоре аргонной колонны **13** для конденсации паров и образования флегмы в трубном простран-

стве, а в верхнем дефлегматоре конденсатора **11** для конденсации паров высококипящих газов (метана, аргона, азота).

Пары азота из межтрубного пространства дефлегматора конденсатора **11** соединяются и делятся вновь на три потока.

Первый поток после подогрева в теплообменнике **12** до температуры минус 116 – 125 °С расширяется в турбодетандерном агрегате **19** с давления не более 0,85 МПа до давления 0,025 – 0,035 МПа. Второй поток конденсируется в трубном пространстве циркуляционного испарителя **14**, а третий дросселируется регулирующим клапаном в обратный поток (межтрубное пространство) теплообменника **7** между верхним и средним змеевиками.

Пары азота из верхнего дефлегматора конденсатора **11** и дефлегматора аргонной колонны **13** соединяются с потоком азота после турбодетандера **19** с давлением не более 0,035 МПа и рекуперировывают свой холод в теплообменнике **7**.

Газообразный азот, выходящий из блока разделения с температурой 20 – 35 °С, поступает на всас компрессорных установок **20**, сжимается до давления не более 9,9 МПа и вновь подается в блок разделения.

## **1.2. Производство неконцентрированной азотной кислоты**

Производство неконцентрированной азотной кислоты основано на контактном окислении аммиака кислородом воздуха с последующей абсорбцией оксидов азота обессоленной водой или кислым конденсатом под единым давлением 0,716 МПа с каталитической низкотемпературной очисткой хвостовых газов от остаточных оксидов азота и рекуперацией тепловой энергии и энергии сжатия очищенных газов.

Технологический процесс получения неконцентрированной азотной кислоты в агрегатах УКЛ-7-71 состоит из следующих стадий (рис. 1.8):

- подготовка и компримирование воздуха;
- подготовка газообразного аммиака;
- подготовка аммиачно-воздушной смеси;

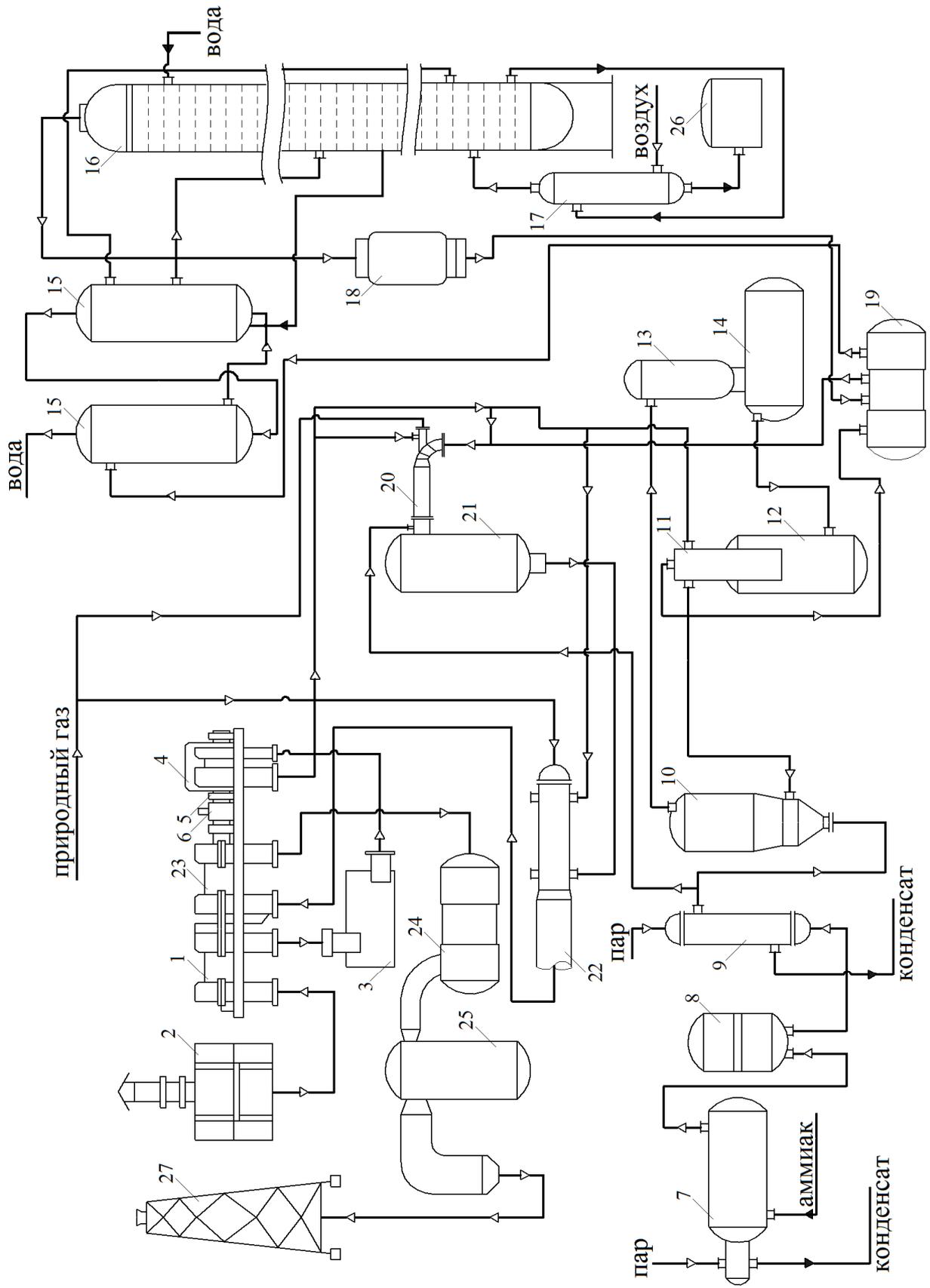


Рис. 1.8. Технологическая схема производства неконцентрированной азотной кислоты

- окисление аммиака;
- охлаждение нитрозных газов и конденсация из них водяных паров;
- абсорбция оксидов азота;
- каталитическая очистка хвостовых газов от оксидов азота;
- рекуперация энергии, тепла и давления очищенных газов;
- выдача и хранение продукционной кислоты.

### ***1.2.1. Подготовка и компримирование воздуха***

Для окисления аммиака используется кислород воздуха. Атмосферный воздух всасывается осевым компрессором **1** газотурбинного агрегата ГТТ-3М через агрегатную воздухозаборную трубу в аппарат очистки воздуха **2**, где проходит очистку от пыли.

Двухступенчатая очистка воздуха производится в кассетных фильтрах, имеющих три секции по две ступени:

- грубая очистка – на фильтрующих элементах из лавсанового волокна типа Ф-1,8;
- тонкая очистка – на фильтрующих элементах из ткани Петрянова типа Д-33.

Одноступенчатая очистка воздуха производится в воздушных тканевых комбинированных фильтрах НФ-001-Н13. После очистки на фильтре массовая концентрация пыли в воздухе не должна превышать 0,007 мг/м<sup>3</sup>.

Из аппарата очистки **2** воздух поступает на всас осевого компрессора агрегата ГТТ-3М, который включает в себя: осевой компрессор, смонтированный на одном валу с газовой турбиной, редуктор **5**, камеру сгорания, нагнетатель **4**, воздухоохладитель **3**, двигатель разгонный **6** с жидкостным регулятором скольжения. Осевой компрессор, в котором осуществляется первая ступень сжатия, имеет общий ротор с газовой турбиной.

В осевом компрессоре воздух сжимается до давления не более 0,35 МПа и нагревается при этом до температуры не более 190 °С.

Далее воздух охлаждается до температуры не более 90 °С в воздухоохладителе 3 оборотной водой из водооборотного цикла с начальной температурой не более 28 °С.

Из воздухоохладителя 3 воздух поступает в дожимной нагнетатель 4, в котором сжимается до давления не более 0,8 МПа и нагревается до температуры не более 200 °С.

После нагнетателя воздух распределяется на ряд потоков. Основной поток после подогрева в подогревателе воздуха направляется на смешение с газообразным аммиаком. Кроме того, воздух используется:

- для сжигания природного газа и охлаждения проточной части жаровой трубы в камере сгорания турбины 22;
- для охлаждения проточной части корпуса газовой турбины 23;
- для отдувки оксидов азота из азотной кислоты в продувочной колонне 17 и окисления оксида азота NO в диоксид NO<sub>2</sub> в абсорбционной колонне 16;
- для сжигания природного газа в камере сгорания реактора очистки хвостовых газов 20;
- для уплотнения элементов контактного аппарата 13;
- при пуске агрегата до закольцевания технологического тракта часть воздуха подводится в газоход хвостового газа перед камерой сгорания реактора для вентилирования камеры сгорания и самого реактора 21.

### ***1.2.2. Подготовка газообразного аммиака***

Газообразный аммиак получается в установке подготовки аммиака, включающей испаритель жидкого аммиака 7, подогреватель газообразного аммиака 9 и фильтрующие элементы 8.

Жидкий аммиак с давлением 1,2 – 1,4 МПа из цехового коллектора поступает в аппарат подготовки газообразного аммиака (испаритель) 7 – горизонтальную емкость с размещенным в ней пучком U-образных трубок.

Испарение жидкого аммиака производится в испарителе при давлении 1,05 – 1,15 МПа паром с давлением 1,6 МПа. После испари-

теля газообразный аммиак последовательно проходит фильтр **8** из однонаправленного стекловолокна и с фторопластовыми фильтрами, где подвергается очистке от масла и механических примесей.

После очистки в фильтре **8** газообразный аммиак направляется в подогреватель **9** – кожухотрубный теплообменник, где нагревается до температуры 80 – 110 °С перегретым паром с давлением 0,6 МПа. После подогревателя **9** газообразный аммиак поступает в смеситель **10**. Часть газообразного аммиака используется в качестве газавосстановителя в реакторе селективной очистки **21**.

### ***1.2.3. Подготовка аммиачно-воздушной смеси***

Основной поток воздуха после нагнетателя **4** агрегата ГТТ-3М подается в подогреватель воздуха **11** – кожухотрубный теплообменник. В подогревателе воздуха **11** за счет тепла нитрозных газов воздух нагревается и далее поступает в совмещенный аппарат смеситель с фильтром **10**, где происходит смешение с газообразным аммиаком.

Смеситель **10** – вертикальный аппарат, состоящий из двух частей:

- нижняя часть, представляет собой конус с расположенным в нем пучком труб, по которым проходит аммиак. Трубы развальцованы внизу (на нижней трубной решетке), а сверху свободно проходят в отверстие смесительной решетки. Проходя через открытые концы труб, аммиак смешивается с воздухом, который проходит по межтрубному пространству;

- верхняя часть, фильтрующие элементы с насадкой из стекловолокна для дополнительной очистки аммиачно-воздушной смеси, размещенные в цилиндрическом сосуде с трубной доской, в которую они вставлены.

Далее аммиачно-воздушная смесь с температурой 170 – 230 °С через фильтр тонкой очистки поступает в контактный аппарат **13**.

### ***1.2.4. Окисление аммиака***

Аммиак окисляется кислородом воздуха до оксида азота на катализаторе при температуре 830 – 910 °С в контактном аппарате **13**.

Контактный аппарат – вертикальный аппарат с имеющимся внутри дополнительным конусом, обеспечивающим равномерную подачу аммиачно-воздушной смеси на катализатор. Для этой же цели предназначена распределительная решетка внутри этого конуса.

В верхней части контактного аппарата имеется взрывная пластина, предназначенная для предотвращения разрушения аппаратов в случае хлопка внутри контактного аппарата или смесителя. В качестве катализатора используются сетки катализаторные из платиновых и палладиевых сплавов.

Для розжига катализаторных сеток имеется горелка, состоящая из системы труб с отверстиями. Розжиг производится путем подачи в горелку азотоводородной фракции. Азотоводородная фракция при температуре 130 °С самовоспламеняется.

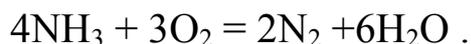
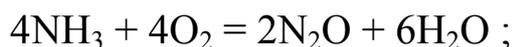
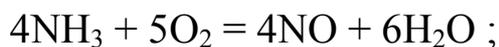
Дополнительно установлено электророзжиговое устройство, которое состоит из нагревательного элемента в изоляторах из технического фарфора и подключается через вводное устройство к кабелю. Схема питается переменным напряжением 220 В.

Нижняя часть контактного аппарата состоит из цилиндра, переходящего в конус. В цилиндрической части установлены колосниковые решетки, на которые укладываются катализаторные сетки.

Каталитическая система состоит из 9 – 10 сеток из платиносодержащих сплавов и дополнительного пакета из 4 – 5 сеток из палладиевого сплава, улавливающих платину.

В конусной части аппарата размещается пароперегреватель котла-утилизатора *14*.

Химизм процесса окисления аммиака:



Целевой является первая реакция, тогда как вторая и третья реакции побочные, увеличивающие прямые потери аммиака.

Увеличение теплового эффекта при окислении аммиака, количество аммиака в аммиачно-воздушной смеси, температура контактирования и степень конверсии связаны следующей зависимостью: каждый процент окисленного аммиака повышает температуру смеси примерно на 70 °С.

### ***1.2.5. Охлаждение нитрозных газов***

Образующиеся при окислении горячие нитрозные газы (NO, N<sub>2</sub>O, NO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O и другие) с содержанием оксидов азота 8,2 – 10,0 об. % поступают в котел-утилизатор **14**, представляющий собой горизонтальный двухходовой теплообменник, в котором размещены дымогарные трубки.

При прохождении котла-утилизатора нитрозные газы охлаждаются до температуры 230 – 300 °С, отдавая свое тепло на выработку пара с давлением не более 1,7 МПа.

Образовавшийся в котле-утилизаторе водяной пар поступает в пароперегреватель, нагревается теплом нитрозных газов до температуры 230 – 270 °С и с давлением не более 1,6 МПа выдается в цеховой коллектор.

В газовом объеме котла-утилизатора частично происходит реакция окисления оксида азота NO в диоксид NO<sub>2</sub> с выделением тепла:



Далее нитрозные газы поступают в окислитель **12** – цилиндрический аппарат, в верхней части которого установлен фильтрующий элемент из холстопрощивной стеклоткани ХПСТ-2,5×160 для улавливания платины из газовой фазы.

В объеме окислителя продолжается окисление оксида азота с повышением температуры нитрозных газов на 50 – 80 °С.

Из аппарата **12** нитрозные газы последовательно проходят подогреватель воздуха **11** и подогреватель хвостовых газов **19**, в которых за счет нагрева воздуха и хвостовых газов температура нитрозных газов понижается.

### 1.2.6. Абсорбция оксидов азота

Нитрозные газы после подогревателя хвостовых газов **19** подаются в межтрубное пространство холодильников-конденсаторов **15**, проходят их последовательно и охлаждаются до температуры не более 60 °С оборотной водой, поступающей после абсорбционной колонны **16**.

Холодильник-конденсатор **15** – вертикальный, одноходовой кожухотрубный теплообменник. На поверхности трубок холодильников-конденсаторов при охлаждении нитрозных газов конденсируются пары воды с образованием азотной кислоты, стекающей на трубную доску. Конденсат с концентрацией азотной кислоты 30 – 50 масс. % отводится с трубной доски по трубопроводу в абсорбционную колонну **16** на одну из тарелок (6, 8, 10, 12).

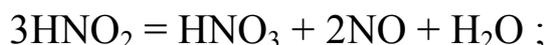
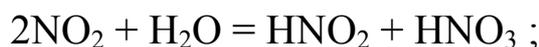
После холодильников-конденсаторов нитрозные газы направляются под нижнюю тарелку абсорбционной колонны **16**.

Абсорбционная колонна **16** – вертикальный цилиндрический аппарат, по высоте которого размещены 47 тарелок ситчатого типа с отверстиями 2 мм и расстоянием между отверстиями 9 мм. 47-ая тарелка служит сепаратором брызг кислоты. На 46-ую тарелку абсорбционной колонны подается орошающая жидкость: обессоленная вода, кислый конденсат или их смесь.

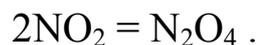
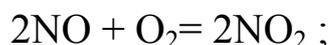
Нитрозный газ, проходя через отверстия в тарелках, барботирует через слой кислоты на них, создает при этом пену с большой поверхностью раздела фаз и вступает в реакцию с водой.

В абсорбционной колонне протекают следующие реакции:

- в жидкой фазе:



- в газовом объеме (между тарелками):



Вода, а затем и образующаяся азотная кислота, двигаясь навстречу потоку нитрозного газа, перетекает на нижележащие тарелки по переливным трубам, обеспечивающим равномерное распределение жидкости на тарелке. Массовая доля азотной кислоты увеличивается по мере прохождения жидкости вниз.

Для обеспечения более полного окисления NO в NO<sub>2</sub> и содержания кислорода в хвостовых газах после абсорбционной колонны не менее 1,7 об. % в трубопровод нитрозного газа перед колонной подается добавочный воздух.

Отвод тепла, выделяющегося при окислении NO в NO<sub>2</sub> и образовании кислоты на тарелках абсорбционной колонны, осуществляется оборотной водой, поступающей в змеевики из водооборотного цикла.

Для поддержания необходимого температурного режима двадцать три тарелки абсорбционной колонны снабжены охлаждающими змеевиками: 1–3 тарелки – пятирядными змеевиками, 4–14 – четырехрядными змеевиками, 15–19, 22, 24, 28 и 31 – двухрядными змеевиками, по которым проходит охлаждающая оборотная вода.

Из куба абсорбционной колонны азотная кислота с температурой не более 60 °С отводится в продувочную колонну **17** – вертикальный цилиндрический аппарат с тремя ситчатыми тарелками. В продувочной колонне производится отдувка оксидов азота из кислоты горячим воздухом, который подается от нагнетателя агрегата ГТТ-3М.

Смесь воздуха и выделяющихся из азотной кислоты оксидов азота возвращается в трубопровод нитрозных газов под первую тарелку абсорбционной колонны и служит в качестве добавочного воздуха.

Азотная кислота с температурой не более 60 °С и массовой концентрацией азотной кислоты не менее 58 % из продувочной колонны **17**, выдается в хранилища склада кислоты **26**.

Хвостовые газы после абсорбционной колонны **16** с концентрацией оксидов азота не более 0,16 об. % проходят центробежный сепаратор.

ратор **18** и подогреватель хвостовых газов **19**, где нагреваются до температуры 110–150 °С за счет теплообмена с нитрозными газами.

Подогреватель хвостовых газов **19** – горизонтальный кожухотрубный теплообменник, в котором хвостовые газы подогреваются теплом нитрозных газов. Подогретые хвостовые газы поступают на каталитическую очистку от остаточных оксидов азота.

### ***1.2.7. Селективная очистка хвостовых газов***

Хвостовые газы очищаются от остаточных оксидов азота селективным методом. Процесс селективной очистки представляет собой избирательное восстановление оксидов азота до молекулярного азота аммиаком на алюмованадиевом катализаторе.

Хвостовые газы из подогревателя **19** поступают в камеру сгорания реактора **20**. Камера сгорания состоит из цилиндрического корпуса, экрана, жаровой трубы и размещенных во входной части горелок. Природный газ и необходимый для горения воздух подают через горелочное устройство.

Природный газ поступает в камеру сгорания реактора с давлением не более 1,2 МПа из цехового коллектора. Оптимальный режим горения природного газа поддерживается автоматически регулятором соотношения газ : воздух, обеспечивающим зависимость объемного расхода природного газа от объемного расхода воздуха, подаваемых в камеру сгорания.

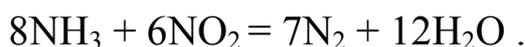
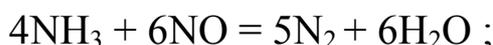
Температура хвостовых газов после смешения с топочными газами поддерживается в пределах 250 – 300 °С. Воздух в камеру сгорания поступает от нагнетателя **4** в избытке по отношению к природному газу.

Между камерой сгорания и реактором очистки хвостовых газов **21** расположена камера смешения, представляющая кольцевую камеру, которая охватывает трубопровод. Через эту камеру подается газообразный аммиак, который служит восстановителем при разложении оксидов азота.

Отбор газообразного аммиака в реактор производится из трубопровода подачи газообразного аммиака в смеситель. После камеры

смешения смесь хвостовых газов и аммиака поступает в реактор очистки хвостовых газов **21** – цилиндрический аппарат с шаровыми днищами. В реакторе размещена полка с катализатором АВК-10, АВК-10М или АОК-78-55.

Основные реакции, происходящие на катализаторе:



Процесс протекает при температуре 220 – 300 °С. Соотношение аммиак : оксиды азота составляет (1,1 – 1,15) : 1, степень восстановления 98 – 98,5 %.

После очистки хвостовые газы содержат: оксиды азота – не более 0,005 об. %; аммиак – не более 0,0086 об. %; оксид углерода (II) – не более 0,007 об. %.

Очищенные хвостовые газы обладают значительной энергией тепла, которая должна быть использована.

Природный газ из цехового коллектора поступает в камеру сгорания турбины **22** агрегата ГТТ-3М. В камеру сгорания также поступает воздух, происходит сгорание природного газа с образованием топочных газов.

Камера сгорания турбины – горизонтальный прямоточный аппарат, состоящий из корпуса, фронтального устройства с горелками, огневой части и смесительного устройства.

Очищенные хвостовые газы после реактора очистки хвостовых газов **21** смешиваются с топочными газами после камеры сгорания **22** и с температурой не более 700 °С поступают в газовую турбину агрегата ГТТ-3М **23**.

В газовой турбине энергия хвостовых газов преобразуется в механическую работу на валу турбины. Отработанные очищенные хвостовые газы с температурой не более 408 °С направляются в котел-утилизатор **24** для дальнейшей утилизации их тепла с получением водяного пара. Водяной пар с давлением 1,5 МПа и температурой 230 – 250 °С выдается в цеховой коллектор пара на собственные нужды.

Очищенные отходящие газы с температурой 130 – 180 °С проходят через экономайзер 25 и выбрасываются в атмосферу через выхлопную трубу 27.

### *Контрольные вопросы*

1. Из каких стадий состоит производство аммиака?
2. Какие реакции лежат в основе сероочистки природного газа?
3. В каких условиях проводится паровая конверсия метана?
4. Что собой представляет блок теплоиспользующей аппаратуры БТА?
5. В каких условиях проводится паровоздушная конверсия метана?
6. Какие катализаторы используются на стадии паровой и паровоздушной конверсии метана?
7. Какие катализаторы используются на стадии конверсии оксида углерода?
8. На чем основан абсорбционный метод очистки газа от диоксида углерода?
9. Для чего проводится метанирование оксидов углерода?
10. Рассмотрите особенности цикла синтеза аммиака.
11. Каким способом осуществляется переработка продувочных и танковых газов? Какие продукты при этом получают?
12. Из каких стадий состоит производство азотной кислоты?
13. Как происходит подготовка аммиака и воздуха перед окислением?
14. Какие катализаторы используются для окисления аммиака?
15. Как происходит утилизация тепла нитрозного газа?
16. Какие особенности отличают абсорбцию нитрозного газа?
17. На чем основан метод селективной очистки отходящих газов от оксидов азота? Какие катализаторы при этом используются?
18. Как осуществляется утилизация тепла очищенных хвостовых газов?

## 2. ПРОИЗВОДСТВО АЗОТНЫХ УДОБРЕНИЙ

### 2.1. Производство аммиачной селитры и ИАС

Процесс производства гранулированной аммиачной селитры состоит из следующих стадий:

- нейтрализация азотной кислоты газообразным аммиаком;
- введение раствора нитрата магния в качестве добавки;
- упаривание полученного раствора до состояния высококонцентрированного плава и перекачивание плава наверх грануляционной башни;
- гранулирование плава с последующим охлаждением гранул;
- очистка отработанного воздуха, выбрасываемого в атмосферу;
- вспомогательные стадии;
- упаковка и хранение готового продукта.

На основе аммиачной селитры производят известково-аммиачную селитру (ИАС). Производство ИАС аналогично производству аммиачной селитры, но перед грануляцией к плаву амселитры добавляют в установленном соотношении карбонат кальция.

#### *2.1.1. Нейтрализация азотной кислоты*

Процесс нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком осуществляется в двух параллельно работающих аппаратах ИТН 3 (рис. 2.1). Аппарат ИТН – вертикальный цилиндрический сосуд переменного диаметра. Нижняя часть аппарата (реакционная зона) конструктивно обеспечивает протекание реакции нейтрализации до конца с большой скоростью и вывод раствора из аппарата. Верхняя часть аппарата (промыватель с четырьмя колпачковыми тарелками) обеспечивает очистку сокового пара от непрореагировавшего аммиака и капель раствора амселитры.

Азотная кислота подается в агрегат центробежным насосом из склада цеха неконцентрированной азотной кислоты и распределяется на два подогревателя *1*, где нагревается до температуры 70 – 90 °С за счет теплоты конденсации сокового пара, и далее поступает в два аппарата ИТН 3.

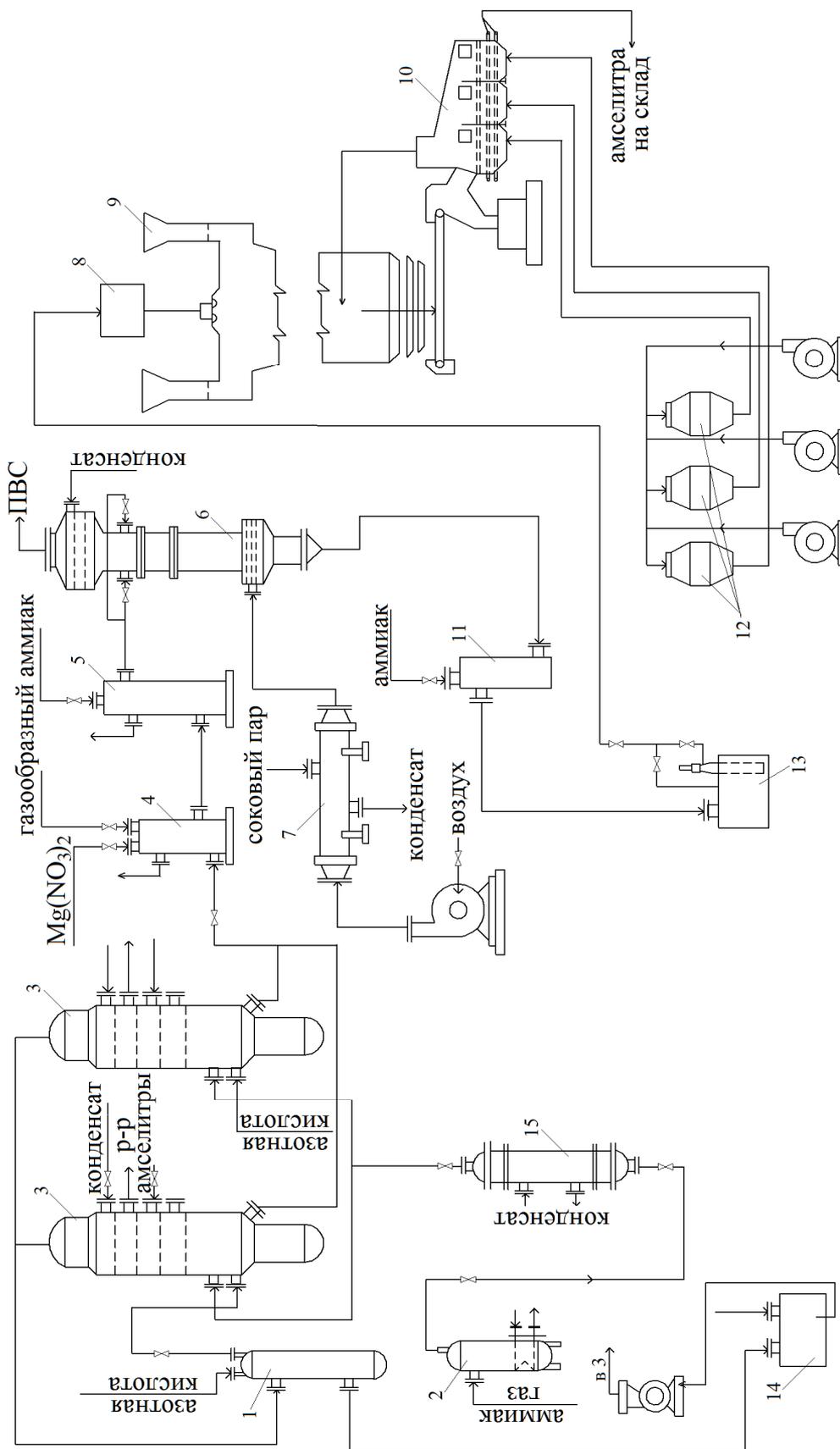


Рис. 2.1. Технологическая схема производства аммиачной селитры

Газообразный аммиак поступает в агрегат из заводской сети с давлением 0,18 – 0,25 МПа. На входе аммиака в агрегат находится отделитель-испаритель **2**, предназначенный для отделения примесей жидкого аммиака и масла от газообразного аммиака. Жидкий аммиак испаряется за счет теплоты конденсации пара давлением 0,8 МПа, подаваемого во внутренний змеевик аппарата.

Из аппарата **2** аммиак направляется в трубное пространство подогревателя **15**, где нагревается до 120 – 180 °С паровым конденсатом, поступающим в межтрубное пространство теплообменника из пароувлажнителя. Далее аммиак направляется в реакционную зону двух аппаратов ИТН.

В аппаратах ИТН поддерживается кислая среда. Кислотность раствора амселитры после аппарата ИТН в пределах 1 – 4 г/дм<sup>3</sup> свободной HNO<sub>3</sub> регулируется автоматически.

Соковый пар, образующийся при испарении раствора аммиачной селитры в аппарате ИТН и имеющей ту же температуру, что и раствор в реакционной зоне, поступает в сепарационную часть аппарата, где промывается от примесей аммиака и аммиачной селитры на четырех колпачковых тарелках слабым раствором амселитры и конденсатом сокового пара.

На вторую (по ходу сокового пара) промывную тарелку подается слабый раствор амселитры с массовой концентрацией до 20 г/дм<sup>3</sup>, затем раствор перетекает на первую промывную тарелку и по переточной трубе в реакционную часть аппарата ИТН на смешение с реакционным раствором. Закисленный раствор амселитры, проходя вторую и первую тарелки, контактирует с соковым паром и поглощает из него непрореагировавший аммиак.

На четвертую промывную тарелку аппарата ИТН подается конденсат сокового пара, который проходит четвертую и третью тарелки, поглощает аммиачную селитру из сокового пара, и в виде слабого раствора с концентрацией NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub> 5 – 10 % поступает в бак.

При контакте сокового пара с раствором амселитры и конденсатом сокового пара на промывных тарелках тепло перегрева снимает-

ся, соковый пар становится насыщенным и выходит из сепарационной части аппарата ИТН с температурой 101 – 106 °С.

Чтобы избежать конденсации сокового пара на тарелках, температура выходящего с третьей тарелки раствора 100 – 110 °С регулируется автоматически изменением объемной подачи конденсата сокового пара на четвертую тарелку.

Над верхней промывной тарелкой аппарата ИТН установлен сетчатый отбойник и плоскопараллельная насадка из гофрированных лент, где соковый пар освобождается от брызг конденсата сокового пара и выходит из аппарата с массовой концентрацией  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  не более 4 г/дм<sup>3</sup> и  $\text{HNO}_3$  не более 4 г/дм<sup>3</sup>.

Сокковый пар из аппаратов ИТН частично используется в качестве теплоносителя в подогревателях азотной кислоты *1* и подогревателях воздуха *12*. Остальная часть направляется в скруббер *9*, где смешивается с воздухом, выходящим из грануляционной башни.

Конденсат сокового пара из подогревателей кислоты, а также из подогревателей воздуха поступает в бак, из которого насосом подается на орошение четвертых тарелок аппарата ИТН.

Из аппаратов ИТН раствор амселитры поступает в донейтрализатор *4*, предназначенный для нейтрализации избытка кислоты газообразным аммиаком, введения нитрата магния и поддержания щелочной среды раствора перед подачей его на стадию упаривания.

После донейтрализатора рН раствора регулируется автоматически до значений не менее 5,0 (массовая концентрация свободного  $\text{NH}_3$  в растворе 0,1 – 0,5 г/дм<sup>3</sup>). Для измерения рН в контрольный донейтрализатор *5* предусмотрена подача аммиака. В контрольном донейтрализаторе рН раствора регулируется дистанционно до значений не менее 5,0 (массовая концентрация свободного  $\text{NH}_3$  в растворе 0,1 – 0,5 г/дм<sup>3</sup>).

После достижения концентрации  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  в растворе не менее 89 %, концентрации добавок и рН раствора согласно нормам, раствор из контрольного донейтрализатора *5* направляется в выпарной аппарат *6*.

Соковый пар с непрореагировавшим аммиаком из донейтрализаторов 4, 5 направляется на улавливание в скруббер-нейтрализатор 9. Скруббер-нейтрализатор заполнен кольцами из керамики. Насадка скруббера орошается закисленным раствором амселитры, в линию подачи раствора аммиачной селитры дозируется азотная кислота.

### *2.1.2. Упаривание раствора амселитры*

Упаривание полученного раствора амселитры до состояния плава осуществляется под избыточным давлением, близким к атмосферному, за счет использования теплоты конденсации насыщенного пара 1,2 – 1,4 МПа и противоточной продувки горячим воздухом в выпарном аппарате 6.

Раствор, поступающий в выпарной аппарат из донейтрализатора 5, равномерно распределяется на верхней трубной решетке и далее стекает по поверхности пластин в виде пленки. После пластин плава поступает в нижнюю часть аппарата, где последовательно проходит три ситчатые тарелки и упаривается до концентрации  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  не менее 99,7 %.

Атмосферный воздух нагнетателем подается в подогреватель 7, где нагревается до 175 – 190 °С насыщенным паром давлением 1,2 – 1,4 МПа. Подогрев воздуха до температуры процесса упаривания позволяет исключить существенный теплоотвод от пленки раствора к продуваемому воздуху.

Воздух после подогревателя проходит через тарелки нижней части, а затем по трубкам кожухотрубной части выпарного аппарата, контактируя при этом с упариваемым раствором. За счет разницы парциальных давлений паров воды над растворами в воздухе и происходит массообмен, при котором раствор концентрируется, а воздух увлажняется.

Паровоздушная смесь из выпарного аппарата с температурой не более 185 °С, с массовой концентрацией  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  не более 8 г/м<sup>3</sup> и  $\text{NH}_3$  не более 2 г/м<sup>3</sup> поступает в промыватель 9. Здесь на трех ситчатых тарелках происходит промывка паровоздушной смеси раствором амселитры. Кислота, содержащаяся в орошающем растворе, взаимо-

действует с аммиаком паровоздушной смеси. Орошающий раствор понижает температуру паровоздушной смеси перед фильтрующими элементами до 70 – 105 °С. Окончательная очистка паровоздушной смеси происходит на фильтрующих элементах, расположенных выше тарелок.

После промывки паровоздушная смесь с массовой концентрацией  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  не более 0,2 г/м<sup>3</sup> и  $\text{NH}_3$  не более 0,3 г/м<sup>3</sup> смешивается с соковым паром из аппаратов ИТН и направляется в скруббер 9.

Плава амселитры из выпарного аппарата с температурой 175 – 185 °С поступает в гидрозатвор-нейтрализатор 11, предназначенный для создания затвора от проскока воздуха из выпарного аппарата в бак 13 и подщелачивания плава аммиаком перед перекачиванием его на стадию гранулирования. Плава амселитры из гидрозатвора-нейтрализатора 11 поступает в бак 13, откуда погружным насосом подается в верхнюю часть грануляционной башни.

### ***2.1.3. Гранулирование плава амселитры***

Процесс гранулирования высококонцентрированного плава аммиачной селитры осуществляется в металлической грануляционной башне сечением 8,0 × 11,0 м, обеспечивающей высоту падения гранул 50 м.

Плава амселитры с концентрацией  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  не менее 99,7 % и температурой 175 – 185 °С из напорного бака 8 поступает в стояки перед грануляторами, откуда через леечные акустические грануляторы равномерно в виде капель разбрызгивается по всему сечению полного объема башни.

Встречным потоком воздуха, поднимающегося вверх со скоростью 1,0 – 1,8 м/с, падающие капли плава охлаждаются и кристаллизуются в виде гранул. Образующиеся гранулы амселитры падают на конуса гранбашни, защищенные с внутренней стороны транспортерной лентой, и через разгрузочное отверстие поступают на транспортер.

Транспортером гранулы амселитры с температурой 70 – 120 °С подаются на колосниковую решетку грохота загрузочного устройства

аппарата охлаждения гранул в кипящем слое **10**. На решетке отделяются комки и крупные частицы, которые могут образовываться в случае налипания амселитры на стенках и конусах башни.

Пройдя колосниковую решетку грохота, гранулированная амселитра поступает в аппарат для охлаждения гранул в кипящем слое **10**, проходит последовательно три секции аппарата и охлаждается до температуры не более 50 °С.

Внутри аппарата имеются решетка кипящего слоя и воздухораспределительная решетка. Между секциями на решетке кипящего слоя установлены шиберы, а также двери для выхода воздуха. Каждая секция имеет по две выгрузочные точки с заслонками. В каждую секцию отдельно подается атмосферный воздух центробежными вентиляторами. Объемная подача воздуха под каждую секцию регулируется осевым направляющим аппаратом вентилятора, в зависимости от нагрузки агрегата. Линейная скорость воздуха в зоне кипящего слоя составляет 1,8 м/с.

Сухой отработанный воздух из аппарата **10** поступает в грануляционную башню и далее на последующую очистку в скруббер **9**. Охлажденные гранулы амселитры из аппарата **10** поступают на транспортер, которым подаются в элеватор и далее поступают в отделение упаковки или на склад.

#### ***2.1.4. Производство ИАС***

Известково-аммиачная селитра (ИАС) – высокоэффективное универсальное, азотно-карбонатное, нейтральное минеральное удобрение. Содержит аммонийный и нитратный азот в равных количествах для обеспечения питания растений в течение всего вегетационного периода. Присутствие кальция улучшает усвоение растениями азота, а также способствует развитию корневой системы, стимулирует активность клубеньковых бактерий. ИАС можно применять на всех типах почв и для всех культур. Наиболее эффективно в качестве основного удобрения для зерновых культур и пастбищ. Благодаря содержанию кальция частично снижает кислотность почв и улучшает их механический состав.

Получение ИАС состоит из следующих стадий:

- нейтрализация азотной кислоты газообразным аммиаком;
- введение магниальной добавки и донейтрализация;
- упаривание полученного раствора до состояния высококонцентрированного плава;
- смешение плава аммиачной селитры с карбонатом кальция;
- гранулирование плава ИАС с последующим охлаждением гранул;
- очистка отработанного воздуха, выбрасываемого в атмосферу;
- вспомогательные стадии;
- упаковка и хранение готового продукта.

Рассмотрим технологическую схему смешения плава аммиачной селитры с известняком (рис. 2.2).

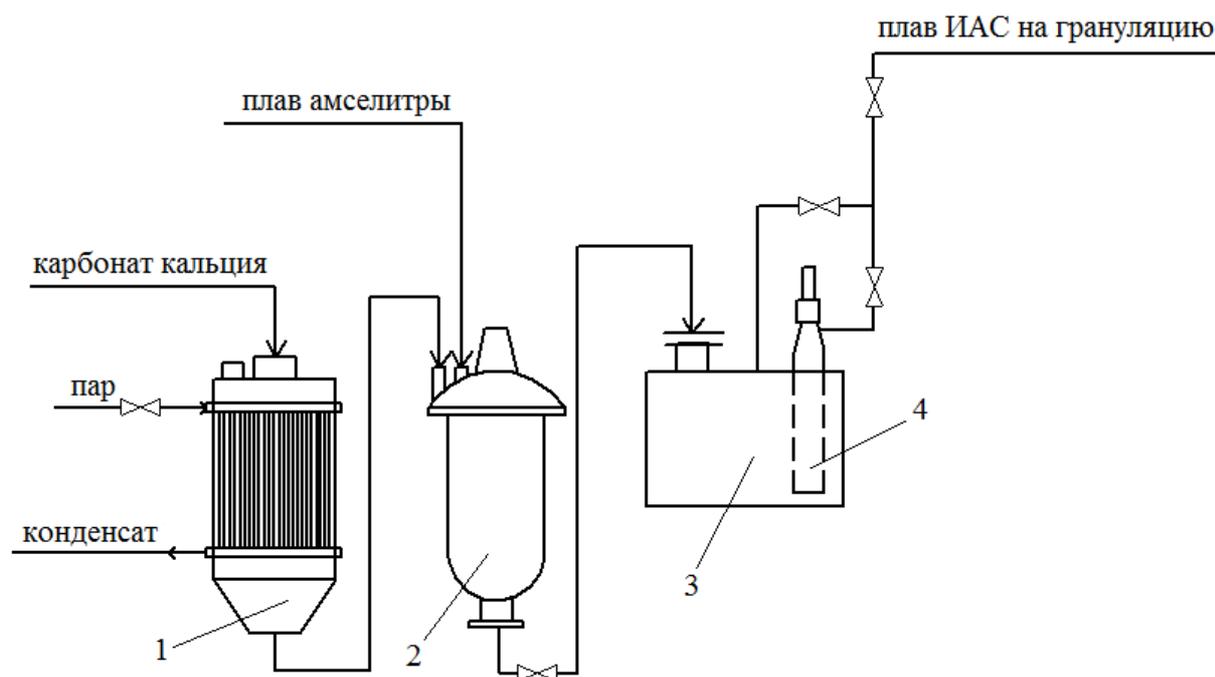


Рис. 2.2 Технологическая схема приготовления плава ИАС

Плав аммиачной селитры со стадии упаривания поступает в смеситель 2 для смешения с карбонатом кальция.

Тонкоизмельченный карбонат кальция подается в теплообменник 1, где за счет тепла греющего пара давлением 1,6 МПа и температурой 206 °С нагревается до температуры 150 – 170 °С.

Подогретый мел через пневмопересыпку подается в смеситель 2, где с помощью мешалки смешивается с плавом аммиачной селитры. Температура плава ИАС должна составлять 180 °С.

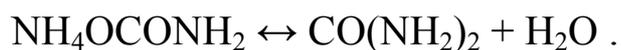
Полученная смесь поступает в емкость для плава 3, откуда погружным насосом 4 перекачивается в напорный бак для дальнейшего гранулирования плава.

## 2.2. Производство карбамида

Процесс получения карбамида из диоксида углерода и аммиака происходит в две стадии. Сначала образуется углеаммонийная соль – карбамат аммония по реакции:



а затем карбамид по реакции:



Первая реакция протекает с большой скоростью и практически до конца. Вторая реакция обратима. Наиболее высокая степень конверсии  $\text{CO}_2$  достигается при мольном соотношении реакционной смеси  $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = (3,0 - 3,5) : 1 : (0,5 - 0,8)$ .

Технологический процесс производства карбамида с полным жидкостным рециклом включает следующие стадии:

- обработка и сжатие диоксида углерода;
- обработка и сжатие жидкого аммиака;
- синтез карбамида;
- дистилляция плава синтеза карбамида;
- конденсация непрореагировавших компонентов и рециркуляция раствора углеаммонийных солей;
- вакуум-выпарка раствора карбамида;
- грануляция плава карбамида;
- охлаждение и обработка гранулированного карбамида;
- обработка газовых выбросов и очистка сточных вод;
- складирование и отгрузка готового продукта.

### **2.2.1. Синтез карбамида и дистилляция плава синтеза**

Диоксид углерода центробежным компрессором сжимается до давления 19,5 – 22,0 МПа и подается в реактор **3** (рис. 2.3). Жидкий аммиак перед подачей в реактор **3** подогревается в подогревателях **1** и **2**. Сначала аммиак проходит две секции подогревателя **1**, где нагревается до температуры 90 – 110 °С паровым конденсатом, поступающим из сепаратора пара рекуперации и сборника парового конденсата. Окончательный нагрев аммиака до температуры не более 125 °С осуществляется в подогревателе **2** за счет тепла конденсации водяного пара, поступающего в межтрубное пространство из общецехового коллектора. Также в реактор **3** плунжерным насосом **18** подается раствор углеаммонийных солей из отделения дистилляции.

В реакторе под давлением 19,5 – 22,0 МПа и температуре 190 – 198 °С происходит образование сначала карбамата аммония, а затем карбамида. Степень конверсии диоксида углерода в карбамид составляет 58 – 62 масс. %.

Полученный в реакторе **3** плав синтеза, состоящий из карбамида, карбамата аммония, аммиака и воды, дросселируется до давления 6,5 – 7,5 МПа и нагревается в испарителе I ступени дистилляции **4** до температуры 185 – 190 °С водяным паром, при этом происходит разложение карбамата аммония на  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  и воду. Газожидкостная смесь из испарителя **4** поступает в сепаратор **7**, где происходит разделение фаз.

Плав синтеза направляется в испаритель II ступени **5**, а газовая фаза поступает в конденсаторы **10** и **11**, где при температуре 137 – 142 °С и 105 – 115 °С соответственно образуется раствор углеаммонийных солей, который подается в реактор **3**. Для охлаждения раствор углеаммонийных солей из конденсатора **11** насосами **21** подается в аппараты воздушного охлаждения **16**.

Плав синтеза из сепаратора **7** дросселируется до давления 1,0 – 1,3 МПа и поступает в испаритель **5**, где при температуре 150 – 155 °С происходит разложение карбамата аммония.



Газожидкостная смесь поступает в сепаратор **8** для разделения фаз. Газовая фаза направляется в конденсатор **12**, откуда раствор углеаммонийных солей насосами **19** подается на I ступень конденсации в конденсатор **10**, а затем в реактор. Для охлаждения раствор углеаммонийных солей из конденсатора **12** насосами **22** подается в аппараты воздушного охлаждения **17**.

Плав синтеза из сепаратора **8** дросселируется до давления 0,15 – 0,3 МПа и направляется в испаритель III ступени **6**, где при температуре 120 – 130 °С происходит дальнейшее разложение карбамата аммония с выделением NH<sub>3</sub> и CO<sub>2</sub>. Далее газожидкостная смесь поступает в сборник-сепаратор **9** для разделения фаз.

Из сборника-сепаратора **9** раствор, содержащий 67 – 72 % карбамида, с помощью насосов **20** подается на двухступенчатую вакуум-выпарку, а газовая фаза поступает в конденсатор и далее в абсорбер-конденсатор III ступени. Образующийся в абсорбере-конденсаторе раствор углеаммонийных солей возвращается снова в цикл в конденсатор **12**.

### ***2.2.2. Выпарка раствора карбамида***

Упаривание раствора карбамида до практически полного удаления аммиака и воды осуществляется в двухступенчатой вакуум-выпарной установке (рис. 2.4).

*Первая ступень* выпарки состоит из двухсекционного испарителя **2**, сепараторов **4**, **6** и конденсатора **11**. На первой ступени упаривание раствора карбамида идет при абсолютном давлении 30 – 50 кПа и температуре 122 – 130 °С.

Раствор карбамида концентрацией 67 – 72 масс. %, содержащий 0,8 – 2,5 масс. % NH<sub>3</sub> и не более 0,4 масс. % биурета из сборника-сепаратора третьей ступени дистилляции насосами подается через фильтры **1** в двухсекционный испаритель **2**.

В нижней секции раствор нагревается паром с давлением 0,3 МПа, в верхней секции – паром с давлением 0,6 МПа. Из испарителя **2** парожидкостная смесь поступает в сепаратор центробежного типа **4** для разделения фаз.

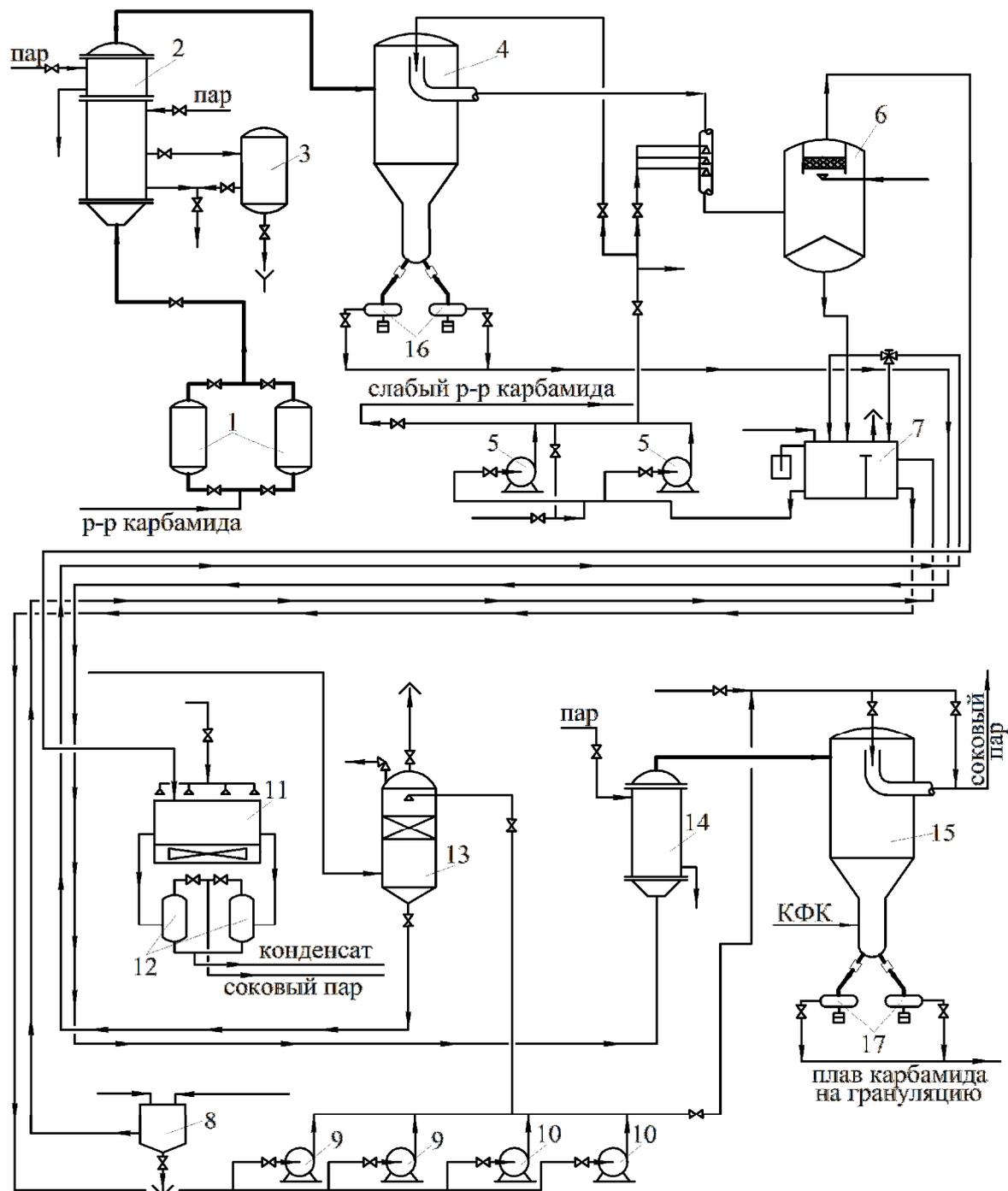


Рис. 2.4 Технологическая схема выпарки раствора карбамида

Соковый пар направляется на конденсацию, а жидкая фаза – плавы карбамида с концентрацией 90 – 96 масс. % поступает на всас насосов **16** и подается на вторую ступень вакуум-выпарки.

Абсолютное давление 30 – 50 кПа (вакуум) на первой ступени вакуум-выпарки создается за счет охлаждения и конденсации соково-

го пара и отсоса несконденсировавшихся паров эжекторной установкой.

Соковый пар выходит из сепаратора **4** через сокопровод, оборудованный тремя форсунками-разбрызгивателями. В форсунки насосами **5** из сборника **7** подается слабый раствор карбамида. Кроме того, этот же раствор подается внутрь сепаратора **4** для промывки сокопровода. При впрыске слабого раствора в сокопровод происходит охлаждение и частичная конденсация сокового пара, который затем совместно с промывным раствором поступает во второй сепаратор первой ступени вакуум-выпарки **6** для разделения фаз.

Раствор из сепаратора **6** сливается в сборник раствора карбамида **7**, а соковый пар поступает в конденсатор первой ступени вакуум-выпарки **11**. Здесь происходит охлаждение и окончательная конденсация сокового пара первой ступени.

*Вторая ступень* вакуум-выпарки состоит из испарителя **14**, сепаратора **15**, центробежных насосов **17**, конденсаторов и пароструйных эжекторов. На второй ступени упаривание плава карбамида происходит при абсолютном давлении 3 – 10 кПа и температуре 136 – 140 °С.

Плава карбамида из сепаратора **4** насосами **16** подается в испаритель **14**, где нагревается до температуры 136 – 140 °С паром с давлением 0,6 МПа.

Парожидкостная смесь из испарителя **14** поступает в сепаратор **15** для разделения фаз. Практически безводный плава с концентрацией карбамида 99,7 масс. % центробежными насосами **17** подается к грануляторам, а соковый пар через сокопровод отсасывается пароэжекторной установкой.

В сепаратор **15** в сокопровод и в сокопровод на выходе из сепаратора подается слабый раствор карбамида от насосов **5**. На орошение и промывку сокопроводов можно подать раствор также от насосов **9**, **10**.

В нижнюю часть сепаратора **15** подается карбамидоформальдегидный концентрат (КФК) с расходом не более 5 кг на 1 т готового

продукта. Содержание КФК в гранулированном карбамиде должно быть не более 0,5 масс. %.

Соковый пар с промывным раствором через эжектор поступает в конденсатор, где конденсируется и сливается в сборник 8 для отстоя биурета, а затем поступает в сборник 7. Накопившийся в сборнике 7 раствор, содержащий 9 – 12 масс. % карбамида, 1 – 2 масс. % аммиака, проходит концентрирование в системе аппаратов узла доупарки, состоящего из испарителя, сепаратора, конденсатора и центробежных насосов. Доупарка слабого раствора карбамида осуществляется при абсолютном давлении 50 – 60 кПа и температуре 80 – 100 °С.

### ***2.2.3. Гранулирование плава карбамида***

Плав карбамида (рис. 2.5) из сепаратора насосами через фильтр подается в грануляционную башню 1 к акустическим вращающимся виброгрануляторам 2. Нагрузка по плаву на один гранулятор определяется по раскрытию факела орошения, он должен быть не менее 4,5 м в диаметре. Вращение корзины гранулятора и возникающий от резонансной пластины звук с частотой 380 – 540 Гц способствуют дроблению сплошных струй на капли.

Капли плава карбамида, падая вниз с высоты 50 м, охлаждаются в потоке встречного воздуха и в виде гранул ссыпаются на ленточный транспортер 4. Воздух по стволу гранбашни движется за счет естественной тяги и выходит через жалюзи на отметке 88,2 м в атмосферу.

Образовавшиеся гранулы направляются на обработку, которая включает в себя классификацию гранулированного карбамида на виброгрохоте 8, охлаждение и обеспыливание в аппарате «КС» 9.

С грануляторов 2 карбамид в виде гранул ссыпается на ленточный транспортер 4 с температурой 60 – 90 °С. Транспортер 4 ограничен вдоль ленты так называемыми «конусами». Налипания карбамида на конусы гранбашни периодически удаляются и растворяются в баке растворения 3 слабым раствором карбамида, поступающим из пылеуловителя.

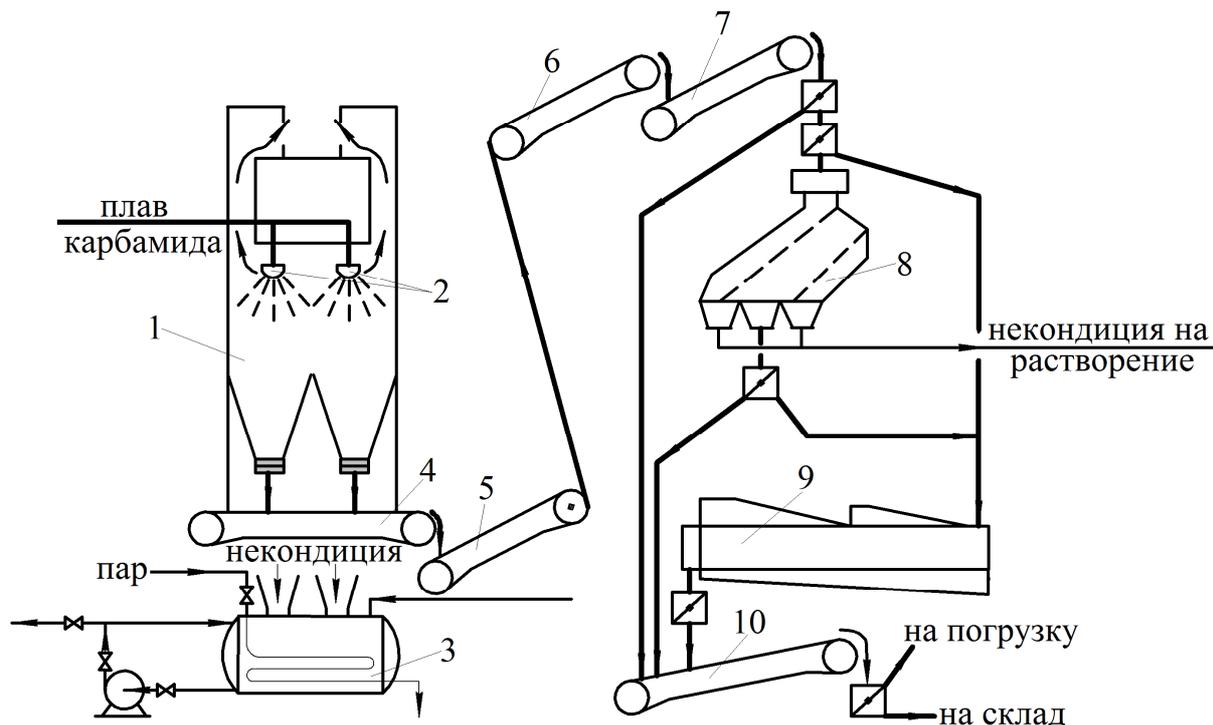


Рис. 2.5 Технологическая схема гранулирования плава карбамида

Гранулированный карбамид системой транспортеров **5**, **6**, **7** подается в виброгрохот **8**, где происходит отсев крупной и мелкой фракций. Некондиционный карбамид поступает в бак растворения, куда поступает слабый раствор карбамида из сепаратора доупарки. Полученный раствор, содержащий 60 – 65 масс. % карбамида, насосами подается в сборник-сепаратор.

Гранулированный карбамид с размером гранул 1 – 4 мм после виброгрохотов поступает на решетку аппарата «КС» **9**, где за счет подачи под решетку воздуха от воздуходувки, образуется псевдооживленный, «кипящий», слой карбамида. При этом происходит охлаждение гранулированного карбамида до температуры 30 – 50 °С, его сушка и обеспыливание.

Аппарат «КС» **9** имеет уклон, за счет которого происходит движение гранул по аппарату. Толщина слоя карбамида на решетке регулируется высотой порога на выходе из аппарата. Обработанный карбамид ленточным транспортером **10** отправляется в отделение погрузки или на склад готового продукта.

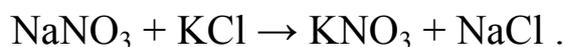
Запыленный воздух из аппарата «КС» **9** отсасывается воздуходувкой и подается на очистку в пылеуловитель – циклон мокрого типа, который состоит из диффузора и сепаратора центробежного типа. Очищенный от пыли карбамида воздух выбрасывается в атмосферу.

### 2.3. Производство калиевой селитры

Раствор нитрата натрия с концентрацией  $\text{NaNO}_3$  не менее  $400 \text{ г/дм}^3$  по трубопроводу периодически подается в растворитель хлорида калия **1** (рис. 2.6). Сюда же подается конденсат сокового пара для разбавления раствора нитрата натрия и хлорид калия. Раствор готовится в эквимолекулярном соотношении до содержания  $\text{KCl}$  от 260 до  $350 \text{ г/дм}^3$ . Процесс растворения ведется при температуре раствора  $80 - 90 \text{ }^\circ\text{C}$ . Из растворителя **1** приготовленный раствор хлорида калия и нитрата натрия насосом **2** непрерывно подается на фильтр-пресс **3**. Отфильтрованный от механических примесей и шлама раствор хлорида калия и нитрата натрия поступает в сборник фильтрованного раствора **4**, где поддерживается температура от  $40$  до  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Исходный раствор из сборника **4** насосом **5** непрерывно подается в выпарной аппарат **6** сверху через распределительное кольцо с отверстиями, которое расположено в верхней части сепаратора выпарного аппарата. В выпарном аппарате происходит процесс конверсии и упаривания раствора с выделением в твердую фазу хлорида натрия.

Процесс конверсии в выпарном аппарате ведется при температуре от  $120$  до  $138 \text{ }^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении и описывается уравнением:



Раствор циркулирует в системе: греющая камера **7** – выпарной аппарат **6** – греющая камера **7** с помощью циркуляционного насоса **8**.

Выпарная установка состоит из выпарного аппарата **6** и выносной греющей камеры **7**. Выпарной аппарат представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения. В средней части аппарата имеется отстойная камера, служащая для вывода, осветленного маточного раствора.

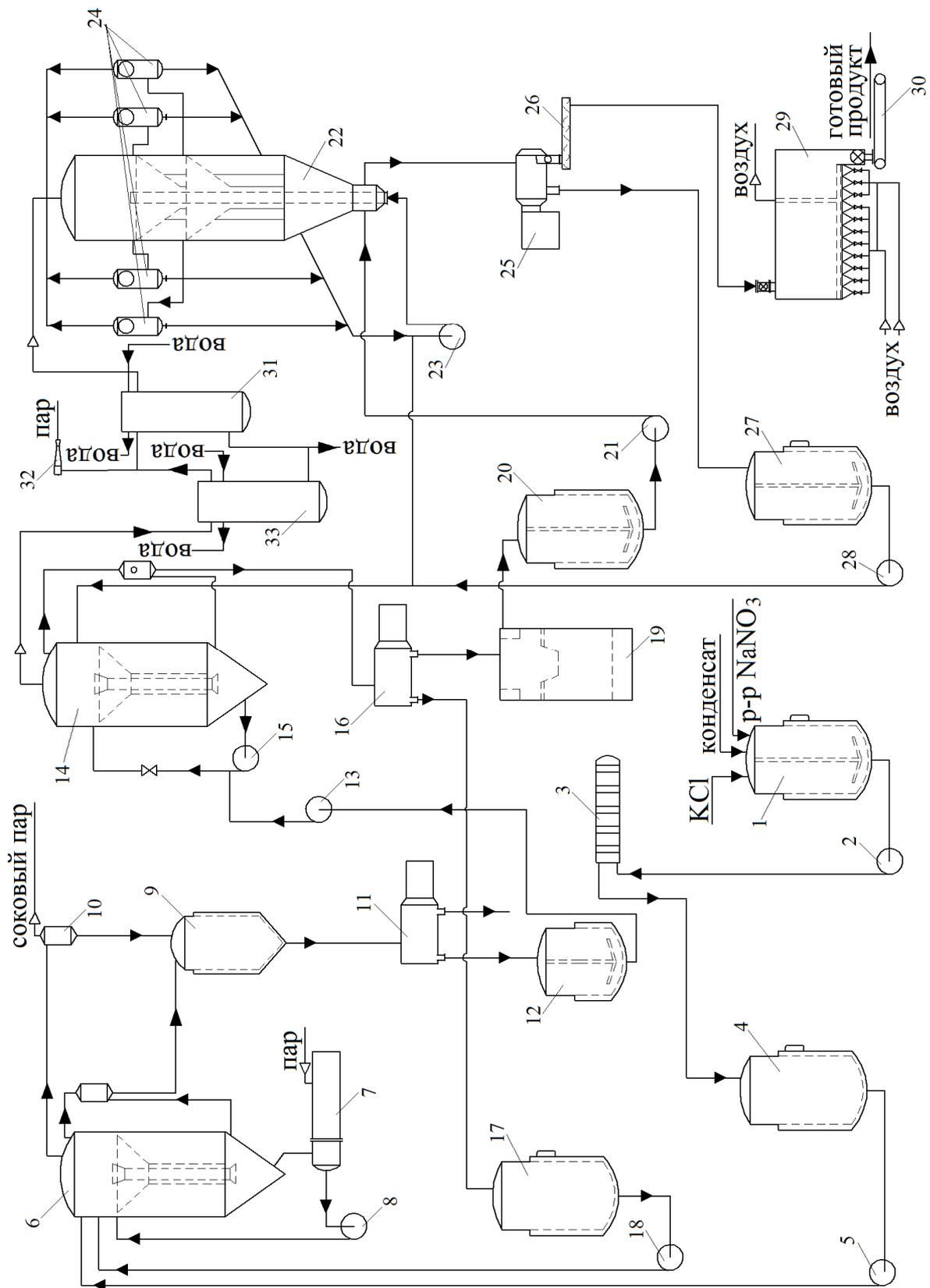


Рис. 2.6. Технологическая схема производства калиевой селитры

Центральная труба в нижней части выполнена в виде струйного насоса. Выпарной аппарат имеет два контура циркуляции. Во внешнем контуре осветленный маточный раствор засасывается циркуляционным насосом **8** из отстойной зоны, проходит по трубопроводам греющей камеры **7** и подается в сопло струйного насоса. Кинетическая энергия струи в центральной трубе аппарата преобразуется в статический напор, обеспечивающий циркуляцию суспензии по замкнутому контуру внутри аппарата. Раствор в выносной греющей камере **7** нагревается до температуры от 130 до 160 °С за счет подачи пара давлением 0,7 – 0,8 МПа в межтрубное пространство греющей камеры. Упаренный раствор с температурой от 115 до 135 °С выводится из нижней части сепаратора выпарного аппарата **6** в сборник с мешалкой **9**.

Соковый пар, образующийся при испарении раствора в сепараторе выпарного аппарата **6**, поступает в центробежную ловушку **10**. Ловушка **10** предназначена для улавливания капель раствора, уносимых с соковым паром.

Капли раствора отделяются и стекают в сборник **9**, а соковый пар поступает по поверхностным конденсаторам, где конденсируется. Инертные газы выбрасываются через общий воздушник в атмосферу.

Из нижней части сборника **9** раствор поступает на центрифугу **11**, где отделяется выпавший в осадок хлорид натрия от упаренного маточного раствора калиевой селитры. Маточный раствор самотеком поступает в сборник упаренного раствора **12**, где поддерживается температура от 95 до 110 °С.

Кристаллы, отложенные на ситах центрифуги **11**, промываются паровым конденсатом или конденсатом сокового пара. Промывные воды самотеком поступают в сборник маточного раствора **17**, где поддерживается температура от 70 до 100 °С. Раствор из сборника **17** постепенно откачивается насосом **18**, смешиваясь с исходным раствором перед выпарным аппаратом **6**.

Кристаллы хлорида натрия после центрифуги **11** подаются для погрузки на автотранспорт потребителя.

Маточный раствор калиевой селитры из сборника **12** насосом **13** непрерывно подается в кристаллизатор первой ступени **14**. Кристаллизатор по своей конструкции и принципу работы аналогичен выпарному аппарату **6**, только без греющей камеры. Раствор циркулирует в системе: сепаратор кристаллизатора – циркуляционный насос **15** – центральная труба – сепаратор кристаллизатора.

В кристаллизаторе первой ступени раствор охлаждается до температуры от 48 до 70 °С за счет самоиспарения под разрежением от 0,087 до 0,090 МПа с образованием первичных кристаллов калиевой селитры.

Суспензия калиевой селитры выводится из нижней части сепаратора кристаллизатора **14** через фонарь на центрифугу **16**, где происходит отделение кристаллов от маточного раствора. Маточный раствор калиевой селитры после центрифуги **16** самотеком поступает в сборник **17**. Соль после центрифуги **16** поступает в распарник **19**, куда для растворения первичных кристаллов калиевой селитры подается конденсат сокового пара.

Для поддержания температуры раствора от 95 до 115 °С в распарник **19** подается острый пар давлением от 0,3 до 0,4 МПа.

Раствор калиевой селитры из верхней части распарника **19** самотеком поступает в сборник **20**, где поддерживается температура от 95 до 115 °С.

Из сборника **20** раствор калиевой селитры насосом **21** непрерывно подается в кристаллизатор второй ступени **22**. Кристаллизатор представляет собой аппарат, снабженный двумя внутренними отстойными зонами и центральной циркуляционной трубой. Осветленная суспензия, содержащая мелкие кристаллы, выйдя из отстойных камер через переливные сосуды **24** поступает на всас циркуляционного насоса **23**, смешивается с исходным раствором калиевой селитры и подается в сепаратор кристаллизатора, где за счет самоиспарения под разрежением от 0,087 до 0,095 МПа охлаждается до температуры от 45 до 64 °С и перенасыщается по калиевой селитре.

Часть потока суспензии из нижней части кристаллизатора **22**, куда опускаются более крупные кристаллы, выводится из кристаллизатора для отделения кристаллов калиевой селитры.

Соковый пар, образующийся при испарении раствора калиевой селитры в кристаллизаторах **14** и **22**, поступает, соответственно, в конденсаторы **31** и **33**, где конденсируется, а несконденсировавшиеся пары и инертные газы идут в парожектор **32** и далее вакуум-насосом выбрасываются в атмосферу.

Из кристаллизатора **22** сгущенная суспензия поступает на центрифугу **25**, где кристаллическая калиевая селитра отделяется от маточного раствора и промывается паровым конденсатом.

Отфугованная и промытая калиевая селитра посредством винтового питателя **26** подается в сушилку «кипящего слоя» **29**. Вторичный маточный раствор после центрифуги **25** самотеком поступает в сборник **27**, где поддерживается температура раствора от 50 до 90 °С. Из сборника **27** вторичный маточный раствор насосом **28** частично подается на рециркуляцию в кристаллизатор **22** и частично в кристаллизатор **14**.

Сушка калиевой селитры осуществляется в сушилке «кипящего слоя» **29**, которая представляет собой аппарат, разделенный регулирующей перегородкой на две камеры. Днище сушилки выполнено из шпальтовой сетки. Влажная соль при помощи верхнего шлюзового питателя непрерывно подается во входную камеру, вниз которой вентиляторами подается воздух, подогретый до температуры от 120 до 190 °С.

Просушенная соль калиевой селитры выгружается из сушилки **29** через нижний шлюзовой питатель. Сюда же, по трубопроводу с отверстиями, который расположен перед перегородкой на выходе, подается сжатый технологический воздух для удаления мелких комков соли, образовавшихся в процессе сушки. Готовый продукт после сушилки **29** посредством ленточных конвейеров **30** подается на упаковку, складирование и отгрузку.

## 2.4. Производство натриевой селитры

Технологический процесс производства натриевой селитры включает следующие стадии:

- подготовка и окисление газообразного аммиака;
- абсорбция оксидов азота содовым раствором при атмосферном давлении;
- абсорбция оксидов азота содовым раствором при повышенном давлении 0,32 МПа;
- инверсия нитрит-нитратных щелоков азотной кислотой;
- выпарка и кристаллизация натриевой селитры;
- сушка кристаллов натриевой селитры;
- каталитическая очистка хвостовых нитрозных газов.

### 2.4.1. Окисление газообразного аммиака

Необходимый для процесса окисления аммиака воздух забирается из помещения и поступает в аппараты очистки воздуха, в которых очищается от механических примесей в матерчатых суконных фильтрах. Очищенный воздух поступает в смеситель *1* перед газодувкой *2* (рис. 2.7).

Газообразный аммиак с давлением 8,5 – 11,5 кПа и температурой от –20 до 40 °С проходит матерчатые фильтры, в которых очищается от механических примесей и масла. Очищенный аммиак по трубопроводу поступает в контактное отделение, где расположены три агрегата конверсии. Каждый агрегат конверсии включает в себя: газодувку *2*, подогреватель *3*, контактный аппарат *4*, котел-утилизатор *5*. На трубопроводе газообразного аммиака перед каждым агрегатом конверсии установлен редуцирующий узел снижения давления. После узлов редуцирования газообразный аммиак с давлением 2 – 5 кПа поступает в смеситель *1*, где смешивается с воздухом, поступающим после аппаратов очистки воздуха. Полученная аммиачно-воздушная смесь поступает на всас газодувки *2*. Содержание аммиака в аммиачно-воздушной смеси должно составлять 11,0 – 11,5 об. %.

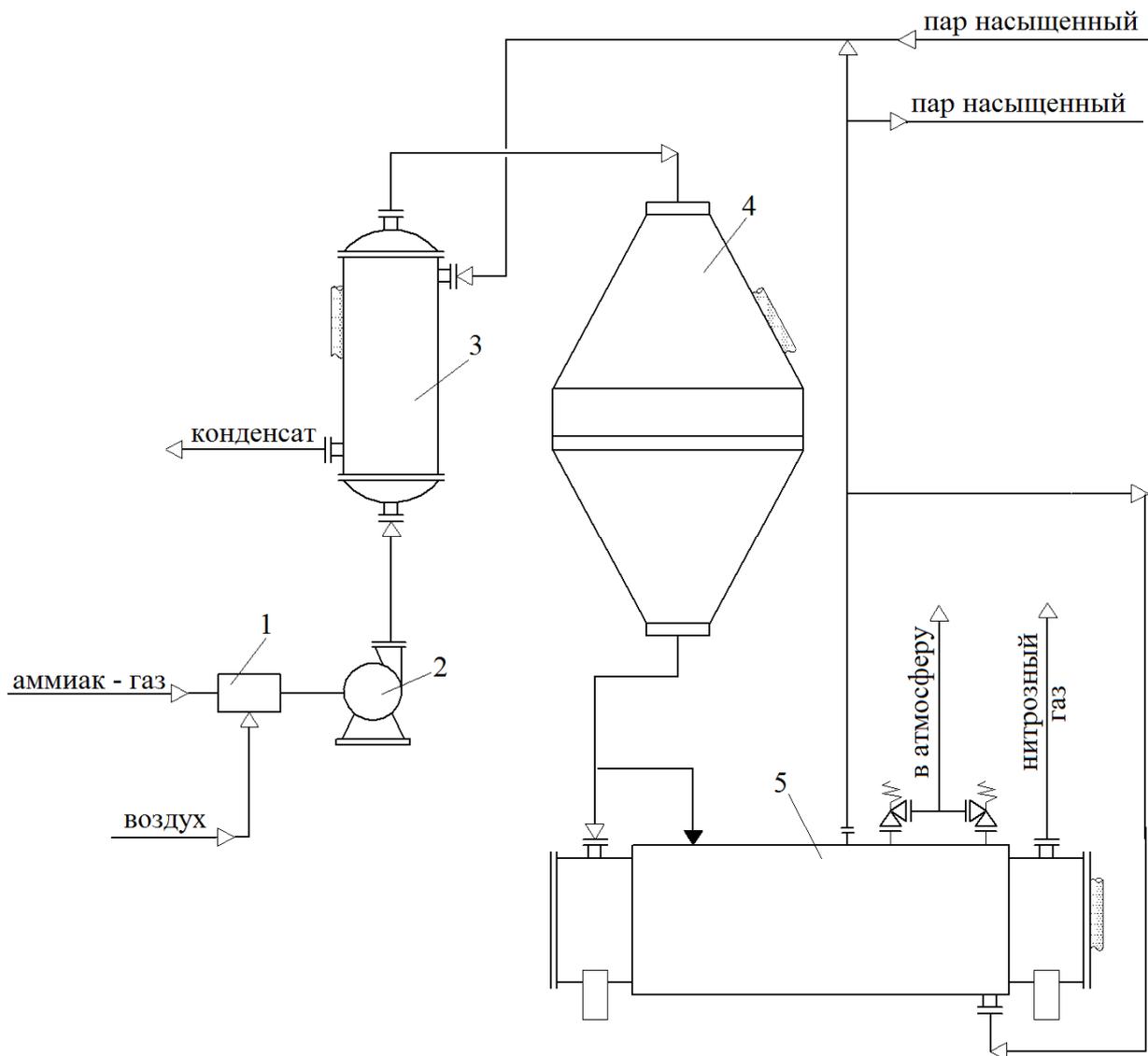
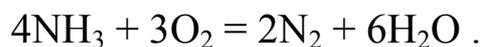
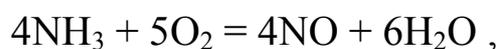


Рис. 2.7. Технологическая схема процесса окисления аммиака

Из газодувки 2 аммиачно-воздушная смесь с избыточным давлением не более 30 кПа подается в подогреватель 3, где подогревается до температуры не более 70 °С паром с избыточным давлением 1,0 МПа и поступает в картонные фильтры, установленные в верхней части контактного аппарата 4. В картонных фильтрах аммиачно-воздушная смесь проходит тонкую очистку и поступает на катализаторные сетки.

В контактных аппаратах происходит каталитическое окисление аммиака по следующим реакциям:



Первая реакция является основной, вторая – побочной.

Процесс окисления идет при температуре 800 – 820 °С.

Катализатором для окисления аммиака служит комплект платиноидных сеток. В один контактный аппарат устанавливается три сетки, содержащие платину, родий и палладий. Время работы сеток от начала эксплуатации до регенерации 1,6 месяцев. Время работы сеток до их замены 2 года.

Выход оксида азота от количества окисленного аммиака составляет не менее 97 %. Полученные в контактном аппарате нитрозные газы с содержанием 10 – 11 об. % оксидов азота поступают в котел-утилизатор 5.

Котел-утилизатор представляет собой одноходовой теплообменник, межтрубное пространство которого заполнено деаэрированной водой. Нитрозные газы, пройдя по трубкам котла-утилизатора, охлаждаются до 200 °С, в результате чего в межтрубном пространстве получается насыщенный водяной пар с избыточным давлением 1,0 МПа. Охлаждение нитрозных газов ниже 200 °С нежелательно из-за возможности переокисления газа.

Нитрозные газы после котла-утилизатора поступают в абсорбционные башни первой ступени.

Полученный в котле-утилизаторе насыщенный водяной пар редуцируется до давления 0,6 МПа и выдается в солевое отделение на выпарку.

Часть пара с давлением 1,0 МПа поступает в подогреватель аммиачно-воздушной смеси 3, испаритель жидкого аммиака и в солевое отделение на парожекторные вакуумные насосы.

#### ***2.4.2. Абсорбция нитрозного газа***

*I ступень абсорбции.* Абсорбция оксидов азота из нитрозного газа на первой ступени осуществляется раствором кальцинированной соды в абсорбционной башне 2 (рис. 2.8).

При абсорбции протекают следующие реакции:



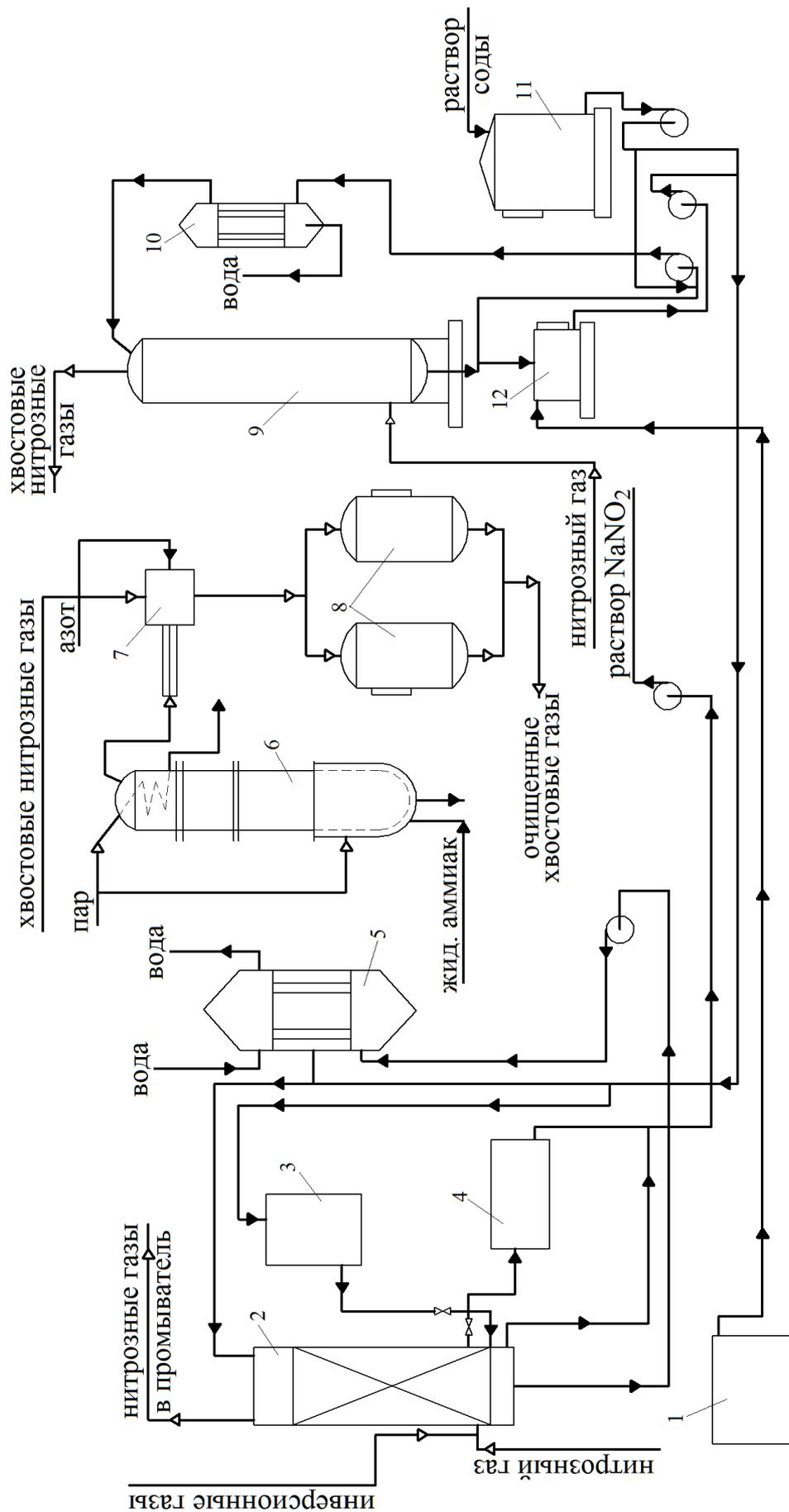


Рис. 2.8. Технологическая схема абсорбции нитрозного газа



Абсорбционная башня состоит из верхней – абсорбционной и нижней – кубовой частей. Верхняя часть башни **2** заполнена насадкой. Орошение абсорбционной башни производится циркулирующим нитрит-нитратным раствором с определенным избытком соды.

Охлажденные нитрозные газы с температурой не менее 200 °С под вакуумом от 50 до 200 Па из котла-утилизатора подаются в абсорбционную башню **2**. В коллектор нитрозного газа на входе в башню поступают и инверсионные газы.

Тепло реакций отводится путем охлаждения циркулирующего раствора до температуры 40 – 50 °С оборотной водой в холодильнике **5**. Заполнение куба башни содовым раствором производится самотеком из напорного бака содового раствора **3**. Заполнение куба башни содовым раствором производится до содержания соды в циркуляционном растворе от 15 до 90 г/дм<sup>3</sup> во избежание ее кристаллизации на насадке башни.

Заполненную содовым раствором башню включают по газу и срабатывают соду в циркулирующем растворе до остаточной концентрации 15 г/дм<sup>3</sup>. При этом содержании количество газа на башню уменьшают на 50 %. При уменьшенном количестве газа продолжают сработку соды до концентрации 2 – 5 г/дм<sup>3</sup>, после чего башню полностью отключают по газу. Из отключенной по газу башни производится выдача нитритных щелоков в сборник готового раствора **4** самотеком.

Для полной выдачи раствора из остановленной башни при достижении уровня в кубе 30 % останавливают один из циркуляционных насосов башни и выдачу продолжают до 10 % по уровню в кубе башни.

По окончании выдачи операция заполнения куба содовым раствором повторяется. По мере наполнения куба башни содовым раствором включается на циркуляцию остановленный при выдаче насос.

Включение башни по газу производится плавно после заполнения куба содовым раствором. Раствор кальцинированной соды поступает по содопроводу в хранилище *11* с установки растворения соды.

Из хранилища насосом содовый раствор подается в напорный бак *3* и для подпитки колонны *9*. Хранилище содового раствора *11*, напорный бак *3* и сборник готовых щелоков *4* снабжены змеевиками для подогрева растворов в холодное время года. Подогрев осуществляется паром с избыточным давлением 0,6 МПа.

*II ступень абсорбции.* Нитрозные газы после первой ступени абсорбции с температурой не более 50 °С, с содержанием оксидов азота не более 1 % поступают в промыватель нитрозных газов. Промыватель представляет собой аппарат с двумя промывными тарелками, которые орошаются конденсатом сокового пара, и жалюзийным каплеотбойником.

Нитрозные газы в промывателе очищаются от капель раствора, уносимых газом из абсорбционной башни. Конденсат на тарелки поступает из солевого отделения.

Загрязненный конденсат из нижней части промывателя сливается через гидрозатвор, поддерживающий уровень в промывателе, в сборник закисленного конденсата, из которого насосом откачивается в сборник и используется для приготовления содового раствора.

После промывателя нитрозные газы поступают на всас нагнетателя. Для получения 50 %-ной окисленности нитрозного газа перед второй ступенью абсорбции требуется подача дополнительного кислорода, который поступает на всас нагнетателя с воздухом из атмосферы.

Нагнетатель – центробежный агрегат, состоящий из собственно нагнетателя с четырьмя ступенями сжатия, встроенного турбодетандера, редуктора, электродвигателя, масляной системы, защитных устройств и контрольно-измерительных приборов. Нагнетатель предназначен для протягивания нитрозного газа через абсорбционную систему первой ступени, создания разрежения в контактном аппарате, так как его конструкция не позволяет работу под избыточным давле-

нием, сжатия нитрозного газа и подачи его для дальнейшей переработки и очистки.

Сжатый в нагнетателе нитрозный газ с избыточным давлением не более 0,32 МПа поступает в межтрубное пространство подогревателя хвостовых газов с температурой не более 280 °С, охлаждается до температуры от 90 до 120 °С и поступает в абсорбционную колонну 9 для санитарной очистки газов.

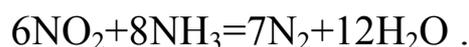
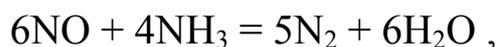
Колонна 9 состоит из верхней абсорбционной и нижней кубовой частей. Верхняя часть колонны заполнена насадкой. Орошение колонны производится циркулирующим нитрит-нитратным раствором с содержанием соды от 40 до 60 г/дм<sup>3</sup>. Такое содержание соды обеспечивает наибольшую скорость поглощения оксидов азота. Циркуляция раствора осуществляется циркуляционным насосом. Тепло реакций, происходящих в колонне, отводится охлаждением циркулирующего раствора оборотной водой в холодильнике 10. Уровень в кубе колонны поддерживается за счет выдачи раствора из куба колонны в бак 12. Раствор из этого бака откачивается насосом периодически при заполнении куба абсорбционной башни 2 содовым раствором. Хвостовые нитрозные газы после колонны 9 с содержанием оксидов азота не более 0,3 об. % поступают в промыватель, где освобождаются от капель циркулирующего раствора. Промыватель – аппарат с двумя промывными тарелками, которые орошаются конденсатом сокового пара из солевого отделения, и жалюзийным каплеотбойником. После промывателя хвостовые нитрозные газы поступают в трубную часть подогревателя, подогреваются и поступают в смеситель 7 перед реакторами 8.

*Каталитическая очистка хвостовых нитрозных газов.* Газообразный аммиак, необходимый для процесса очистки, получается испарением жидкого аммиака, поступающего в испаритель 6 из отделения испарения и захлаживания аммиака под давлением не более 1,6 МПа. Испаритель аммиака совмещен с подогревателем и предназначен для испарения жидкого аммиака, очистки от масла и подогрева газообразного аммиака до температуры не более 120 °С.

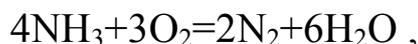
Испарение жидкого аммиака и подогрев газообразного аммиака происходят за счет тепла конденсации пара, поступающего с котла-утилизатора с избыточным давлением 1,0 МПа в рубашку испарителя и змеевик подогревателя. Паровой конденсат из испарителя и подогревателя поступает в общий коллектор парового конденсата.

Подогретый газообразный аммиак поступает в смеситель 7 реакторов 8, где смешивается с хвостовым нитрозным газом в соотношении  $(\text{NO} + \text{NO}_2) : \text{NH}_3 = 1 : 1,2$ . Разложение оксидов азота в реакторах, работающих параллельно, осуществляется газообразным аммиаком в присутствии алюмованадиевого катализатора при температуре от 180 до 290 °С.

Разложение оксидов азота аммиаком в реакторе 8 протекает по реакциям:



Избыточный аммиак реагирует с кислородом по реакции:



но эта реакция протекает медленно, поэтому процесс очистки считается селективным.

Очищенные хвостовые газы с температурой не более 290 °С после реакторов направляются на турбодетандер нагнетателя для рекуперации тепла и давления и с температурой от 90 до 130 °С выбрасываются через высотную выхлопную трубу в атмосферу.

### ***2.4.3. Инверсия нитрита натрия***

Полученный после абсорбции раствор нитрит-нитратных щелочков выпаривают и кристаллизуют нитрит натрия. Оставшийся в растворе нитрит натрия подвергают окислительной инверсии азотной кислотой по реакции:



Сборник исходного раствора (рис. 2.9) для инверсии 1 снабжен змеевиком для подогрева маточника до температуры от 70 до 80 °С.

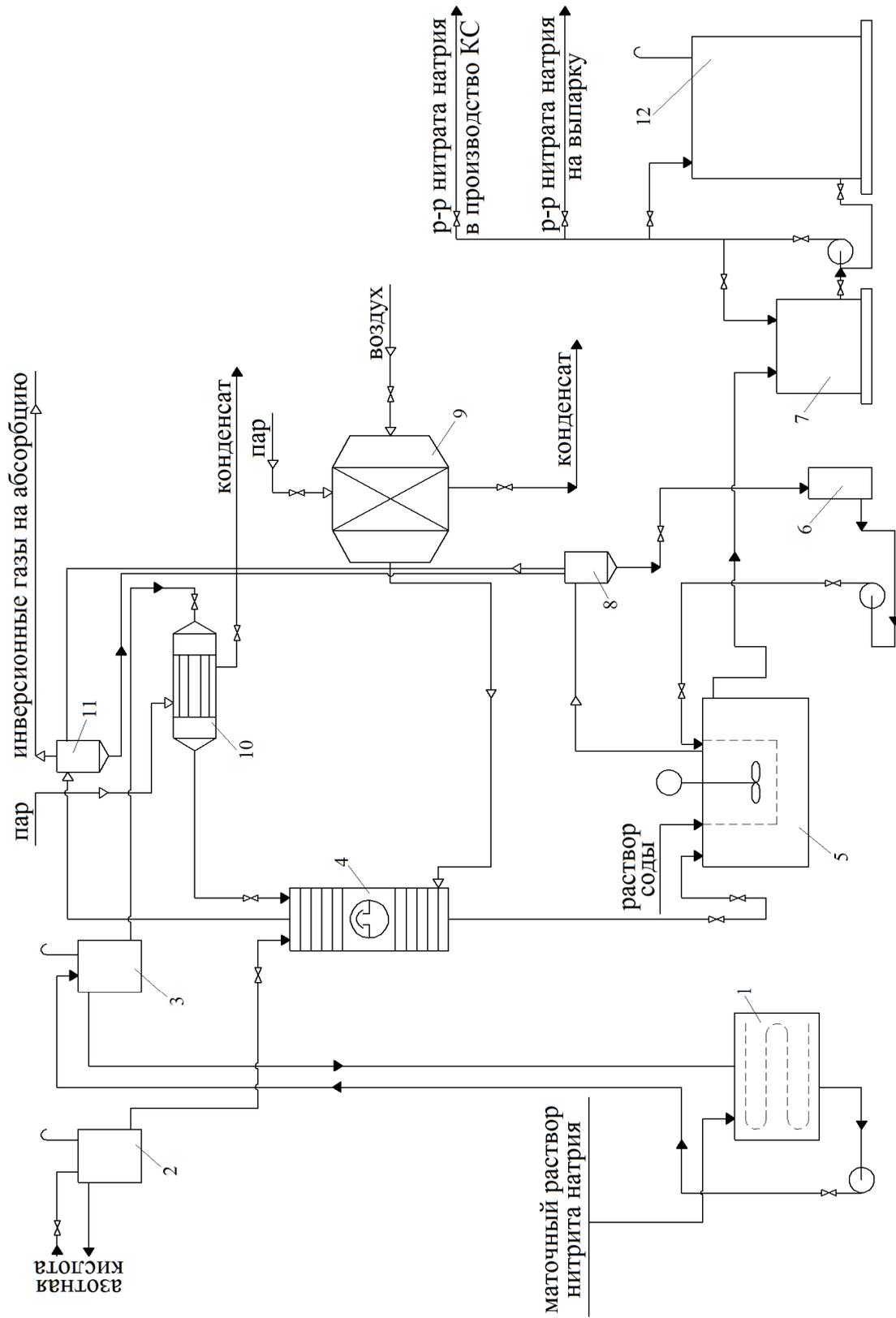


Рис. 2.9. Технологическая схема процесса инверсии

Из сборника *1* насосом раствор подается в напорный бак *3*, избыток раствора по переливной линии сливается обратно в сборник *1*, тем самым обеспечивается постоянный напор раствора. Из напорного бака раствор через гидрозатвор поступает в подогреватель *10*, где подогревается до температуры от 80 до 90 °С. Подогреватель *10* обогревается насыщенным паром с избыточным давлением от 0,4 до 0,6 МПа. С такой температурой раствор поступает на верхнюю тарелку инверсионной колонны *4*. Азотная кислота со склада поступает в напорный бак *2*, избыток кислоты по переливной линии возвращается на склад. Из напорного бака через гидрозатвор азотная кислота с постоянным напором поступает на верхнюю тарелку инверсионной колонны *4*. Инверсионная колонна *4* – вертикальный аппарат с 23-мя тарелками колпачкового типа.

Инвертируемый раствор, смешиваясь на верхней тарелке с азотной кислотой, тонким слоем стекает вниз с одной тарелки на другую, благодаря чему достигается быстрое удаление оксидов азота, которые образуются в процессе инверсии.

Для быстрого и полного протекания процесса окисления нитрита натрия соотношение подаваемых в колонну азотной кислоты и маточника поддерживается из расчета получения инвертируемого раствора с избыточной кислотностью не более 80 г/дм<sup>3</sup> HNO<sub>3</sub>.

Инвертированный раствор с избыточной кислотностью из колонны через гидрозатвор стекает в «стакан» донейтрализатора *5*. Донейтрализатор – вертикальный цилиндрический бак, внутри которого установлена цилиндрическая емкость меньшего диаметра – «стакан» с лопастной мешалкой для постоянного перемешивания раствора в «стакане».

Для нейтрализации избыточной кислоты в инвертированном растворе в «стакан» насосом подается содовый раствор из хранилища, расход содового раствора регулируется по рН-раствора в донейтрализаторе.

Из «стакана» раствор переливается в корпус донейтрализатора и через переливное устройство поступает в сборник нефильтрованного

раствора 7. Раствор на выходе из донейтрализатора должен содержать избыток соды от 0,3 до 1,4 г/дм<sup>3</sup>.

Из сборника 7 насосом раствор натриевой селитры откачивается в хранилище 12, в отделение калиевой селитры или на выпаривание.

В маточном и содовом растворах содержится хлорид натрия, который, взаимодействуя с азотной кислотой, образует агрессивные вещества: соляную кислоту, хлор, хлористый нитрозил.

Образующиеся в результате инверсии оксиды азота, загрязненные хлористыми соединениями, отдуваются воздухом. Избыточное давление продувочного воздуха в колонну поддерживается от 0,2 до 0,25 кПа. Для соблюдения температурного режима в инверсионной колонне, так как по мере протекания эндотермической реакции раствор охлаждается, что замедляет скорость окисления нитрита, продувочный воздух подогревается в подогревателе 9 до температуры не более 90 °С. Подогреватель 9 обогревается насыщенным паром с избыточным давлением от 0,4 до 0,6 МПа.

Инверсионные газы из верхней части инверсионной колонны 4 поступают в ловушку 11, где газ освобождается от капель уносимого из колонны раствора. После ловушки газ по линии инверсионных газов поступает в абсорбционную башню. Раствор из ловушки 11 через ловушку 8 стекает в дренажный бак 6, откуда насосом откачивается в стакан донейтрализатора 5. Нейтрализация избыточной азотной кислоты содовым раствором сопровождается выделением диоксида углерода:



Пары и газы из донейтрализатора поступают в ловушку 8, где освобождаются от капель раствора. Жидкость возвращается в «стакан» донейтрализатора, а газ поступает на вход ловушки 11, где смешивается с газом из инверсионной колонны.

#### ***2.4.4. Выпарка раствора и сушка натриевой селитры***

Раствор натриевой селитры (рис. 2.10) через фильтр-пресс **1** поступает в сборник **4**, откуда насосом через сборник **3** и подогреватели **2**, **8** подается в выпарной аппарат **7**. Упаривание раствора производится паром 0,6 МПа, который подается в трубчатку греющей камеры первого корпуса выпарки по температуре раствора в сепараторе от 140 до 150 °С. Соковый пар из сепаратора первого корпуса выпарного аппарата используется в качестве греющего во втором корпусе выпарного аппарата и так далее.

Соковый пар из третьего корпуса выпарного аппарата поступает в поверхностный конденсатор **10**, где за счет конденсации сокового пара создается вакуум в сепараторе третьего корпуса. Раствор натриевой селитры упаривается в выпарных аппаратах до состояния, близкого к насыщению. Из выпарного аппарата раствор поступает в вакуум-кристаллизатор **12**, в котором раствор охлаждается и пересыщается. Вакуум в кристаллизаторе создается за счет конденсации пара в поверхностном конденсаторе **11**. Отсос несконденсировавшихся паров и газов осуществляется пароэжекторным вакуум-насосом **9**. Суспензия из кристаллизатора **12** поступает в питатель-сгуститель **13**, откуда подается на центрифугу **14**. Маточный раствор после центрифуги поступает в сборник маточного раствора **5**, откуда насосом выводится на инверсию и частично возвращается в сборник **4**. Отфугованная на центрифуге соль с влажностью не более 3 % поступает в барабанную сушилку **16** для досушивания. Сушка осуществляется воздухом, нагретым в калорифере **15** до температуры не менее 80 °С насыщенным паром 0,6 МПа. Воздух нагнетается в сушильный барабан вентилятором.

Высушенная натриевая селитра элеватором **18** и ленточными конвейерами подается в бункер для последующей упаковки. Запыленный воздух после сушильного барабана с температурой не более 80 °С поступает через входной патрубок в камеру запыленного газа **17**. Проходя через фильтрующие рукава, поток очищается от пыли.

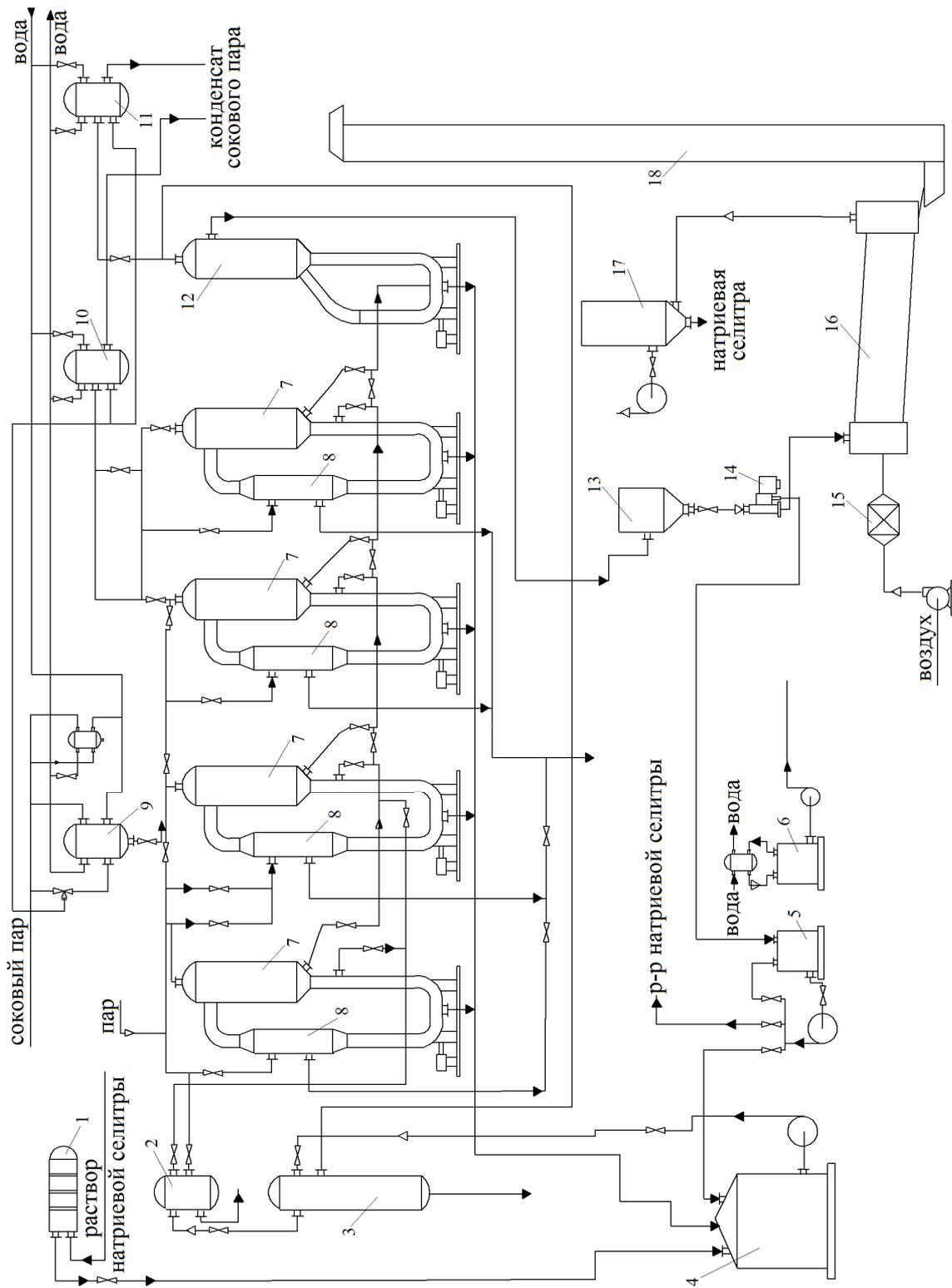


Рис. 2.10. Технологическая схема выпарки и сушки натриевой селитры

Очищенные газы собираются в камере очищенного газа и через выходной патрубок удаляются из фильтра. По мере накопления пыли на рукавах, увеличивается гидравлическое сопротивление аппарата. Регенерация фильтрующих элементов осуществляется путем подачи струи сжатого воздуха через сопла в диффузорную часть каждого рукава. Проходя через диффузор, струя захватывает очищенный воздух и создает внутри рукава повышенное давление. Рукав раздувается, деформируя пылевой слой, который отделяется от ткани обратным потоком воздуха и за счет ускорений, возникающих в ткани в результате подачи импульса сжатого воздуха внутрь фильтрующего элемента. Очищенный воздух с содержанием нитрата натрия не более 0,1 мг/м<sup>3</sup> после фильтра вентилятором выбрасывается в атмосферу.

## **2.5. Производство КАС**

Карбамидо – аммиачная селитра (карбамидо – аммиачная смесь, раствор КАС) представляет собой смесь водных растворов карбамида и нитрата аммония с регулируемым содержанием азота от 28 масс. % до 34 масс. %. КАС является высокоэффективным жидким азотным удобрением, которое находит широкое применение в сельском хозяйстве. КАС содержит амидный азот карбамида и аммонийный и нитратный азот аммиачной селитры. Растворы КАС можно также использовать для приготовления двойных и тройных жидких тукосмесей.

В зависимости от содержания азота, влияющего на температуру кристаллизации, и, следовательно, на границы применения по климатическим условиям, КАС выпускаются четырех марок: КАС–28 (28 масс. % азота), КАС– 0 (30 масс. % азота), КАС–32 (32 масс. % азота) и КАС–34 (34 масс. % азота). Все эти растворы содержат около 0,05 масс. % свободного аммиака и ингибитор для подавления коррозии, в качестве которого используется фосфорная кислота

Производство КАС включает следующие стадии:

- смешение в определенном соотношении горячих концентрированных растворов аммиачной селитры и карбамида;
- охлаждение полученной смеси;

- введение ингибирующей добавки;
- выравнивание состава КАС по содержанию воды;
- доведение среды готового продукта до  $\text{pH} = 7,0 - 7,5$  слабой азотной кислотой;
- нейтрализация фосфорной кислоты и защелачивание полученного раствора КАС до  $\text{pH} = 7,0 - 7,5$  газообразным аммиаком.

Технологическая схема производства КАС приведена на рис. 2.11. Раствор аммиачной селитры с температурой  $140 - 160$  °С, содержащий  $88 - 92$  масс. %  $\text{NH}_4\text{NO}_3$  из донейтраллизатора **4** подается в емкость раствора аммиачной селитры **5**, откуда насосом **10** подается на смешение с раствором карбамида в смеситель **2**.

Раствор карбамида, содержащий не менее  $80$  масс. %  $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$  и температурой  $90 - 100$  °С поступает из цеха карбамида в емкость **1**.

Из емкости **1** раствор карбамида насосом **10** подается на смешение с раствором аммиачной селитры в смеситель **2**. Растворы аммиачной селитры и карбамида, поступающие в смеситель **2**, смешиваются в зависимости от исходной концентрации. Температура в смесителе поддерживается в пределах  $100 - 150$  °С за счет внешнего подогрева. Контроль концентрации растворов осуществляется по плотности, поддерживаемые плотности растворов аммиачной селитры  $1325 - 1450$  кг/м<sup>3</sup> и карбамида  $1140 - 1170$  кг/м<sup>3</sup>.

С учетом данных по плотности и температуре растворов аммиачной селитры и карбамида рассчитывается количественное соотношение компонентов, подаваемых в смеситель **2**, и вводится коррекция в схему соотношения.

После смесителя **2** полученная смесь растворов охлаждается оборотной водой в холодильнике **3** до температуры  $30 - 40$  °С.

Для дальнейшего выравнивания состава КАС (по содержанию воды) охлажденная смесь растворов поступает в смеситель **7**, куда подается конденсат сокового пара. Расход конденсата сокового пара определяется схемой соотношения входных растворов аммиачной селитры и карбамида, подаваемых в смеситель **2**.

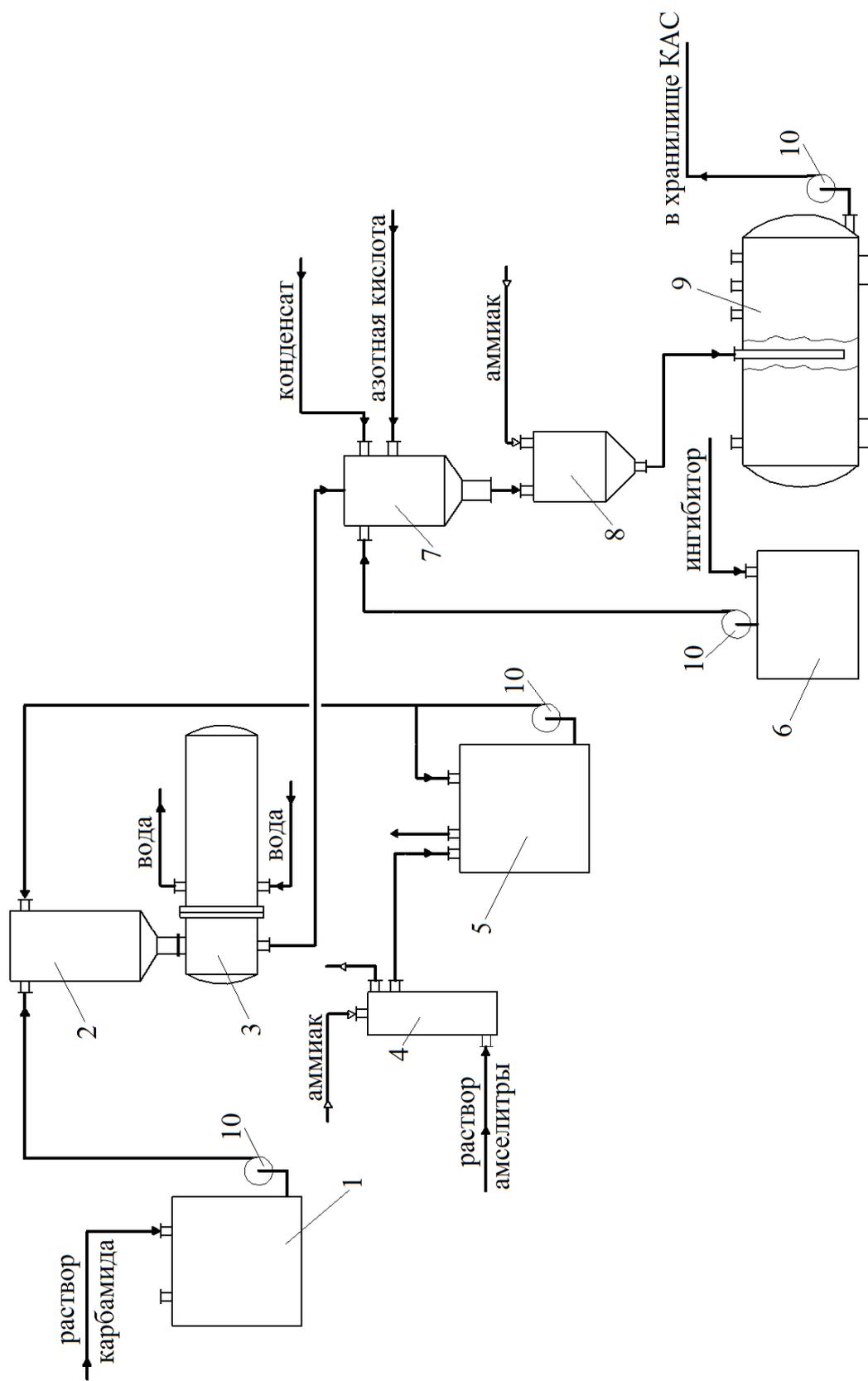


Рис. 2.11. Технологическая схема производства КАС

Автоматическое регулирование расхода раствора карбамида в смеситель 2 и конденсата сокового пара в смеситель 7 производится в соотношении с расходом раствора аммиачной селитры.

В качестве ингибитора коррозии применяется фосфорная кислота, которая из емкости 6 насосом 10 подается в смеситель 7 в количестве, обеспечивающем содержание не менее 0,2 масс. %  $P_2O_5$  в готовом продукте.

Доведение pH КАС до 7,0 – 7,5 предусмотрено подачей слабой азотной кислоты в смеситель 7 для связывания избыточного аммиака.

На выходе из смесителя 7 предусмотрен замер плотности в пределах 1257 – 1275 кг/м<sup>3</sup> для КАС–28 и 1297 – 1315 кг/м<sup>3</sup> для КАС–32, и температуры 30 – 40 °С.

Из смесителя 7 раствор КАС поступает в донейтрализатор 8, куда подается аммиак в количестве, необходимом для нейтрализации фосфорной кислоты и защелачивания полученного раствора КАС до pH = 7,0 – 7,5. Из донейтрализатора 8 готовый раствор КАС поступает в емкость 9, откуда насосом 10 откачивается в хранилища КАС.

### *Контрольные вопросы*

1. Перечислите основные стадии производства амселитры.
2. Как происходит нейтрализация азотной кислоты аммиаком?
3. Рассмотрите конструктивные особенности аппарата ИТН.
4. В каких условиях проводится выпарка раствора амселитры?
5. Как проводится грануляция плава амселитры?
6. Какие реакции лежат в основе синтеза карбамида?
7. Приведите оптимальные условия синтеза карбамида.
8. Рассмотрите процесс вакуум-выпарки раствора карбамида.
7. На чем основан конверсионный способ получения калиевой селитры?
9. Рассмотрите процесс грануляции плава карбамида.
10. В каких условиях происходит кристаллизация хлорида натрия в производстве калиевой селитры?
11. Как осуществляется очистка первичной калиевой селитры?
12. Из каких стадий состоит производство натриевой селитры?

13. Какие катализаторы используются для окисления аммиака в производстве нитрит-нитратных солей?
14. Какие реакции протекают при абсорбции нитрозного газа содовым раствором?
15. Для чего проводится инверсия нитрит-нитратных щелоков?
16. Что собой представляют КАС?
17. Рассмотрите технологическую схему производства КАС. Какие особенности имеет данное производство?

## 3. ПРОИЗВОДСТВО КАЛИЙНЫХ УДОБРЕНИЙ

### 3.1. Галургический способ

Процесс получения хлорида калия галургическим способом на БКПРУ-4 ПАО «Уралкалий» состоит из следующих основных стадий:

- растворение молотого сильвинита горячим растворяющим щелоком с целью получения раствора с высокой степенью насыщения по КС1 при одновременном максимальном выщелачивания КС1 из сильвинита;

- обезвоживание галитового отвала;

- осветление горячего насыщенного раствора от солевого и глинистого шлама и вывод сгущенной суспензии глинисто-солевого шлама из технологического процесса;

- кристаллизация хлористого калия на установке регулируемой вакуум-кристаллизации, состоящей из семи корпусов, с получением продукта требуемого качества и одновременной рекуперацией тепла, содержащегося в горячем насыщенном растворе;

- обезвоживание суспензии кристаллизата;

- сушка кристаллизата в печах «кипящего слоя», обеспыливание, классификация и охлаждение сухого хлорида калия;

- обработка хлорида калия реагентами-антислеживателями для предотвращения его слеживаемости при дальнейшем хранении и транспортировании;

- формирование растворяющего щелока и его нагрев.

Технологический процесс производства включает следующие вспомогательные стадии:

- хранение и срабатывание в технологическом процессе оборотных (маточных) растворов. Срабатывание в технологическом процессе сточных вод. Использование в технологическом процессе сильвинитовых шахтных рассолов;

- удаление отходов производства с фабрики;

- приготовление реагентов.

Технологическая схема отделения растворения и осветления представлена на рис. 3.1.

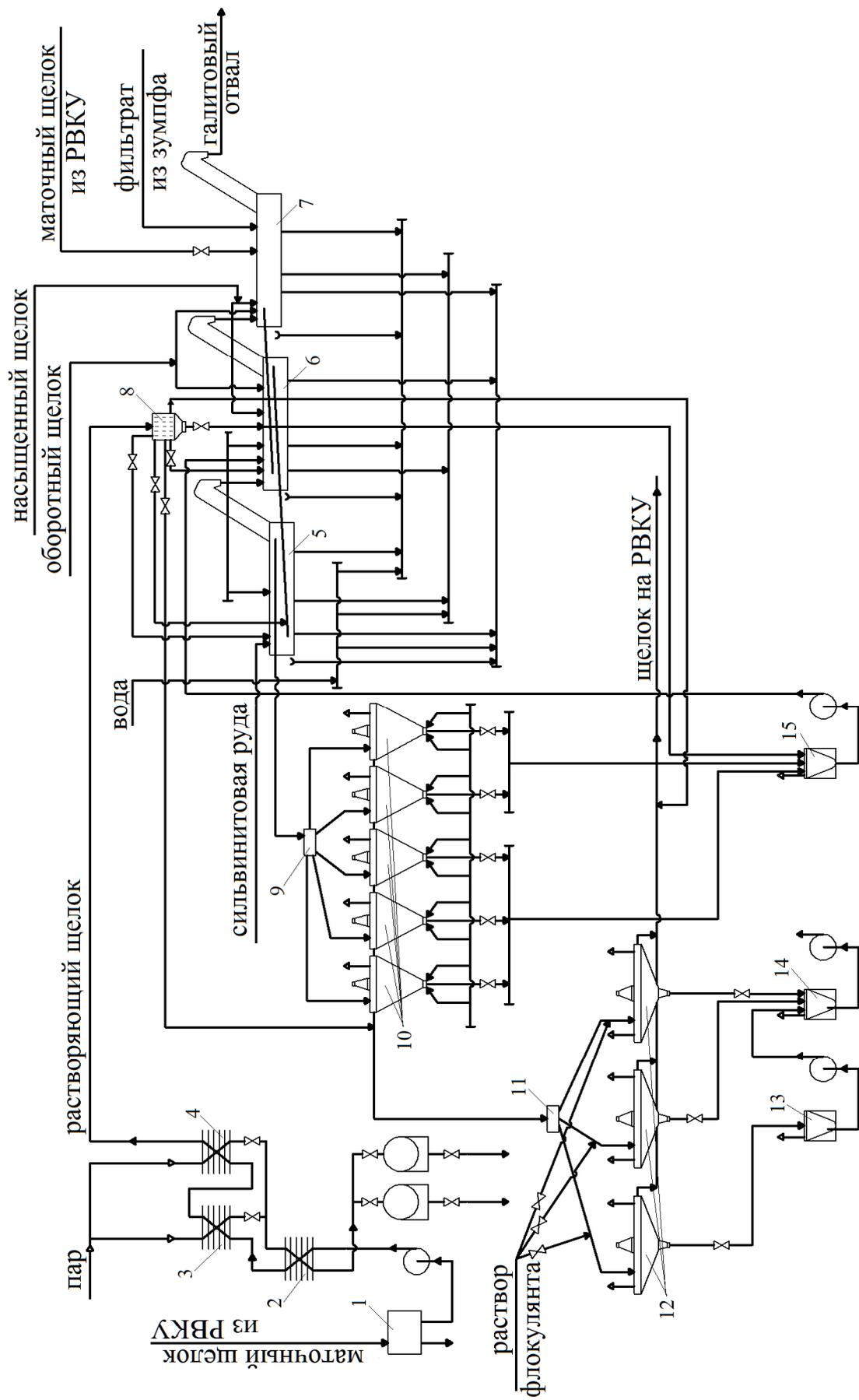


Рис. 3.1. Технологическая схема отделения раствора и осветления

### *3.1.1. Растворение сильвинита*

Сильвинит из участка размола рудника конвейерами подается в расходные бункера отделения растворения Главного производственного участка фабрики. Из бункеров сильвинит системой ленточных конвейеров подается в первый шнековый растворитель **5**.

Задачей стадии растворения является получение раствора с высокой степенью насыщения по КСl при одновременном максимальном выщелачивании КСl из сильвинита.

Эффективность выщелачивания КСl из сильвинита зависит от соотношения руда : щелок, температурного режима стадии растворения и крупности помола сильвинита. С целью уменьшения потерь хлорида калия с галитовым отвалом массовая доля частиц класса крупности более 5 мм в сильвините не должна превышать 12 %. Во избежание образования большого количества солевого шлама в процессе растворения руды, недопустимо ее переизмельчение: массовая доля частиц класса крупности менее 1 мм не должна превышать 50 %.

Одновременно с рудой в первый растворитель самотеком поступает слив второго растворителя – средний щелок, температура которого должна составлять 98 – 102 °С, и часть (около  $\frac{1}{3}$ ) горячего растворяющего щелока из распределительной емкости **8**.

Управление расходом руды на растворение осуществляется дистанционно в зависимости от значений концентрации КСl в среднем щелке, которая должна составлять 15,0 – 18,0 %, и плотности среднего щелока, которая должна составлять 1,228 – 1,242 г/см<sup>3</sup>.

Полученный в первом растворителе горячий насыщенный щелок самотеком поступает в пульподелитель **9** и далее распределяется по отстойникам типа «Брандес», в которых происходит сгущение солевого шлама.

Температура насыщенного щелока в сливе первого растворителя должна составлять 96 – 98 °С. Обеспечение заданного температурного режима стадии растворения достигается за счет поддержания температуры горячего растворяющего щелока, поступающего в распределительную емкость **8**, на уровне 114 – 118 °С, и распределения горячего

растворяющего щелока между первым и вторым растворителями, а также подачи острого пара в растворители.

Не растворившаяся в первом растворителе руда обезвоживающим наклонным элеватором транспортируется во второй шнековый растворитель **6**, сюда же из распределительной емкости **8** самотеком поступает основная часть (около  $\frac{2}{3}$ ) горячего растворяющего щелока.

Галитовый отвал из растворителя **6** обезвоживающим наклонным элеватором подается в шнековую мешалку **7**, в которой осуществляется рекуперация тепла отвала, для чего в шнековую мешалку подается часть холодного маточного раствора после РВКУ, фильтрат со стадии обезвоживания галитового отвала и раствор после регенерации фильтроткани. Расход холодного маточного раствора на рекуперацию тепла галитового отвала регулируется дистанционно в зависимости от температуры слива шнековой мешалки, поступающего во второй растворитель, которая должна составлять 65 – 75 °С.

С целью снижения интенсивности шламообразования при растворении руды оба растворителя и шнековая мешалка работают по принципу прямотока. Галитовый отвал из шнековой мешалки **7** выгружается обезвоживающим наклонным элеватором и поступает на фильтрацию.

Для промывки ковшей обезвоживающих элеваторов используется «кислый» конденсат, минерализованная вода из системы обратного водоснабжения фабрики или смешанный сильвинитовый рассол.

При аварийной остановке тракта удаления галитовых отходов отвал из мешалки **7** поступает на скребковый конвейер и возвращается в первый растворитель. Одновременно прекращается подача руды в технологический процесс.

### ***3.1.2. Осветление горячего насыщенного раствора***

Слив сгустителей «Брандес» **10** через общий коллектор поступает в пульподелитель **11**, из которого распределяется по отстойникам **12**, где осуществляется осаждение глинисто-солевого шлама. Для интенсификации процесса осветления насыщенного раствора от глинистого шлама в каждый из отстойников **12** подается раствор флокулян-

та. Сгущенная суспензия из сгустителей *10* через зумпф *15* направляется во второй растворитель *6*.

Осветленный насыщенный раствор переливается в кольцевой желоб, стекает в общий коллектор отстойников и далее самотеком поступает в приемный бак установки регулируемой вакуум-кристаллизации. В приемный бак возможна также подача осветленного насыщенного раствора из отстойника *12*. Температура осветленного насыщенного раствора должна составлять 95 – 97 °С, концентрация КСI в растворе – не менее 19,3 %, плотность осветленного насыщенного раствора 1,244 – 1,250 г/см<sup>3</sup>.

Сгущенная суспензия глинисто-солевого шлама разгружается из отстойников с помощью эксцентрико-шнековых насосов и поступает в зумпфы *13*, *14*, в которые также подается холодный шахтный раствор, что необходимо для охлаждения и разбавления горячей суспензии глинисто-солевого шлама. Подача шахтного рассола осуществляется из кольцевых емкостей с помощью насосов. Разбавленная суспензия с плотностью не более 1,33 г/см<sup>3</sup> и температурой не более 40 °С откачивается насосом из зумпфа *14* в камеры большого сечения рудника.

### ***3.1.3. Кристаллизация хлорида калия***

Установка регулируемой вакуум-кристаллизации (РВКУ) (рис. 3.2) предназначена для кристаллизации из насыщенного раствора продукта требуемого качества и определенного гранулометрического состава с одновременной рекуперацией тепла горячего насыщенного раствора.

РВКУ состоит из семи корпусов, расположенных последовательно. Кристаллизация хлорида калия осуществляется как за счет снижения температуры раствора, так и за счет уменьшения количества воды в растворе в связи с ее испарением.

В каждом вакуум-кристаллизаторе производится многократная внутренняя циркуляция раствора, которая осуществляется с помощью осевых пропеллерных мешалок, установленных под циркуляционными трубами.

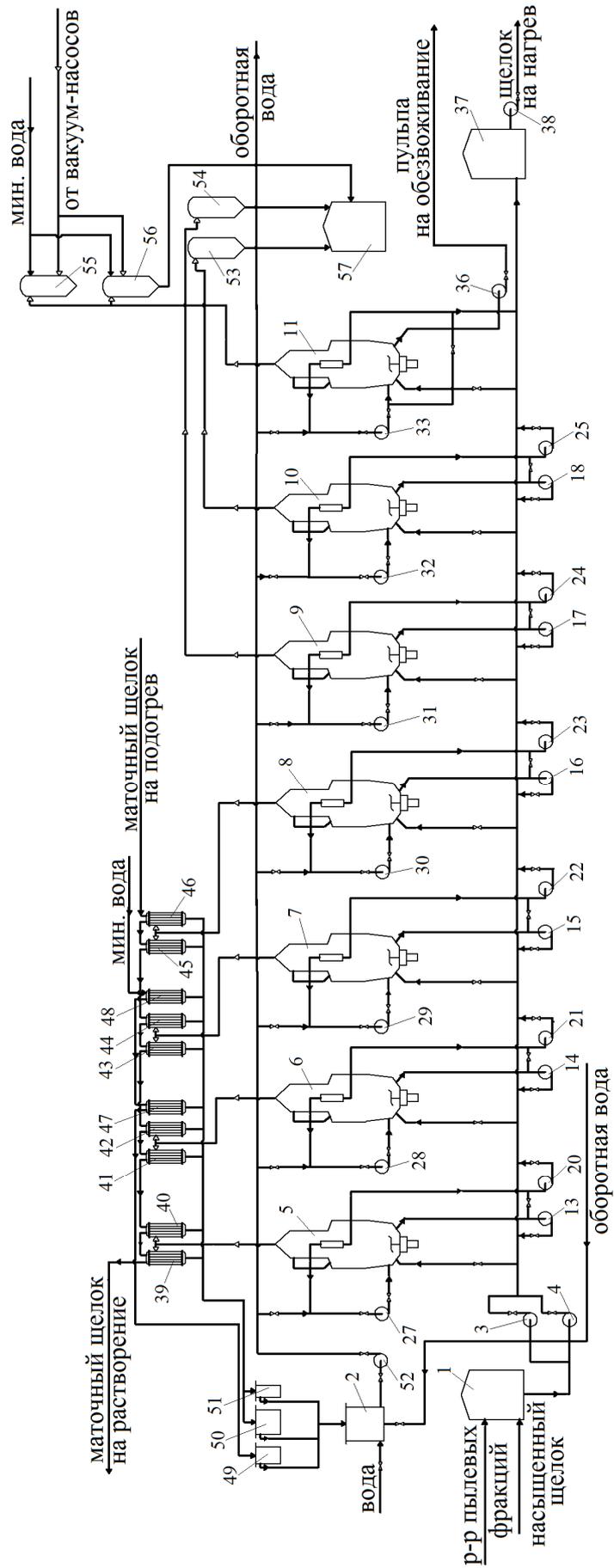


Рис. 3.2. Технологическая схема отделения РВКУ

Поступающий на кристаллизацию раствор смешивается с циркулирующим внутри корпуса потоком суспензии кристаллов продукта в маточном растворе и засасывается в циркуляционную трубу. При этом температура внутреннего оборотного раствора возрастает на 0,4 – 0,7 °С. При выходе из циркуляционной трубы раствор вскипает, часть воды испаряется, температура раствора снижается до температуры, соответствующей давлению в корпусе, раствор становится пересыщенным. Пресыщение снимается при контакте пересыщенного раствора с массой взвешенных в циркулирующем потоке кристаллов, при этом продукт кристаллизуется главным образом на поверхности уже имеющихся в суспензии кристаллов, в результате чего их размеры увеличиваются. В процессе циркуляции суспензии происходит классификация кристаллов: суспензия укрупненных кристаллов в маточном растворе выводится из нижней части корпуса. Мелкие кристаллы удаляются с маточным раствором через верхний слив (часть маточного раствора откачивается во внешний циркуляционный контур). Кристаллы средних размеров продолжают циркуляцию, в процессе которой происходит их рост.

Требуемая крупность кристаллов достигается управлением потоками твердых и жидких фаз, влияющими на время пребывания растущих кристаллов в аппаратах (время их роста), и путем регулирования плотности суспензии (концентрации твердой фазы) в корпусах РВКУ.

Для снятия пресыщения раствора по хлориду калия при его охлаждении и растворения образующихся мелких кристаллов в корпусе РВКУ вводят воду. Для получения продукта требуемого качества в каждый вакуум-кристаллизатор должно вводиться расчетное количество воды, определяемое в зависимости от расхода исходного раствора и перепада температур между корпусами. Подача воды осуществляется во внешние циркуляционные контуры вакуум-кристаллизаторов.

При производстве 98 %-ного хлорида калия в приемный бак РВКУ *1* поступают осветленный насыщенный раствор из отделения осветления, раствор пылевых фракций из отделения сушки и конден-

сат сокового пара первой части РВКУ (смесь конденсата и воды) из бака 2.

Из бака 1 исходный раствор центробежными насосами 3 и 4 подается в первый вакуум-кристаллизатор 5.

Суспензия кристаллизата откачивается из нижней части корпуса; жидкая фаза (маточный раствор) откачивается из отстойной зоны вакуум-кристаллизатора через верхний слив, смешивается с суспензией кристаллизата и подается во второй корпус 6.

Часть маточного раствора откачивается во внешний циркуляционный контур, в который осуществляется подача воды с целью снятия пересыщения раствора по хлориду калия и растворения мелких фракций кристаллизата. Описанный процесс повторяется в каждом из корпусов РВКУ.

Суспензия кристаллизата перекачивается из одного корпуса в другой с помощью центробежных насосов 13 – 19; жидкая фаза перекачивается с помощью пропеллерных насосов 20 – 26. Работа внешних циркуляционных контуров обеспечивается с помощью пропеллерных насосов 27 – 34.

Отбор продукционной суспензии для центрифугирования осуществляется из вакуум-кристаллизаторов 8 и 12 насосами 35 и 36 соответственно.

Маточный раствор из корпуса 12 РВКУ поступает сначала в приемный бак 37, а затем центробежным насосом 38 подается на поверхностные конденсаторы 39 – 46 для рекуперации тепла растворного пара.

Растворный пар из вакуум-кристаллизаторов 5 – 8 поступает на поверхностные конденсаторы 39 – 46 на нагрев маточного раствора, подаваемого из приемного бака маточного раствора 37, и проходящего через поверхностные конденсаторы в режиме противотока. Избыток растворного пара конденсируется в теплообменниках 47 – 49, охлаждаемого водой из системы оборотного водоснабжения.

Конденсат растворного пара через гидрозатворы 50, 51, 52 поступает в сборник 2, в который дополнительно подается обратная вода. Смесь конденсата и воды с температурой около 60 °С из бака 2

с помощью насоса **53** через систему трубопроводов подается во внешние циркуляционные контуры вакуум-кристаллизаторов. Растворный пар из вакуум-кристаллизаторов **6 – 12** поступает в конденсаторы смешения **54 – 57**. Для конденсации пара второй части РВКУ подают минерализованную воду, которая стекает по барометрической трубе в сборник конденсата **57**.

Конденсаторы смешения подключены к паровым эжекторам, на которые подается пар с давлением 0,4 – 0,6 МПа. Паровоздушная смесь сжимается до давления около 0,016 МПа и из дополнительного конденсатора выбрасывается в атмосферу.

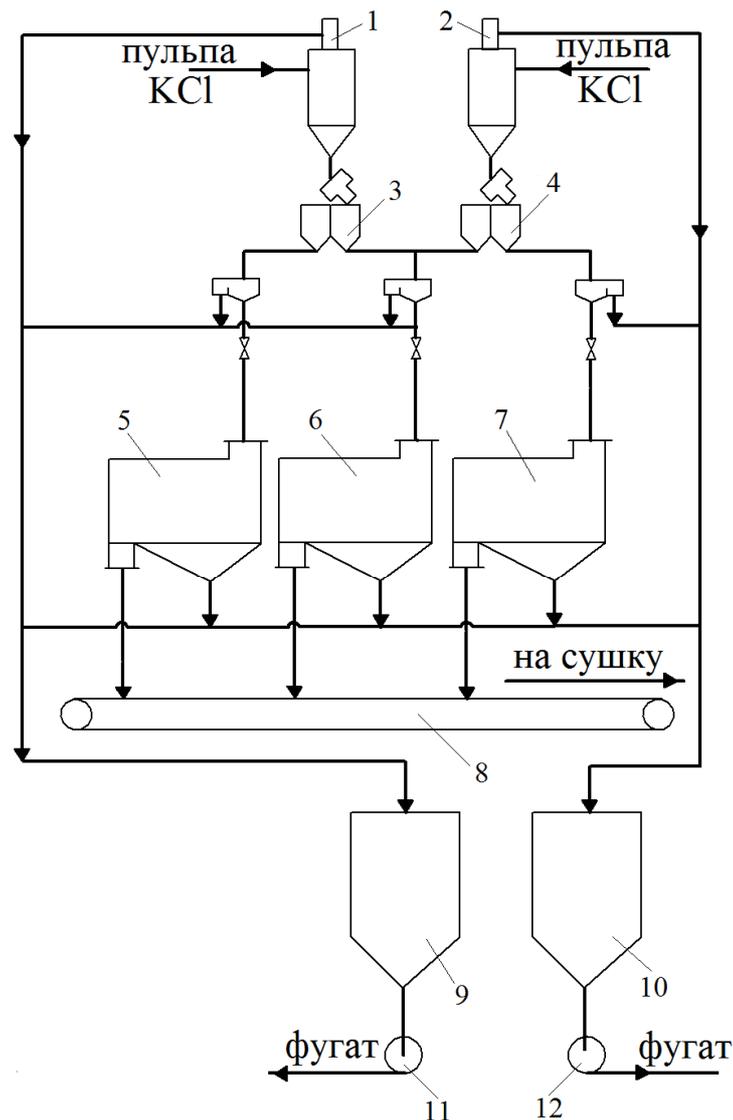
#### ***3.1.4. Обезвоживание суспензии кристаллизата***

Отбор продукционной суспензии кристаллизата осуществляется из четвертого и седьмого вакуум-кристаллизаторов.

Суспензия кристаллизата с температурой 54 – 64 °С из четвертого корпуса подается для сгущения на гидроциклон **1** (рис. 3.3). Разгрузка гидроциклона – сгущенная суспензия кристаллизата – поступает в пульподелитель **3**, а затем обезвоживается на центрифугах **5, 6**.

Суспензия кристаллизата с температурой 30 – 40 °С из седьмого корпуса РВКУ с помощью насоса с регулируемым приводом подается для сгущения на гидроциклон **2**, где происходит отделение твердой фазы – хлорида калия, содержащейся в маточном растворе. Слив гидроциклонов – осветленный маточный раствора – поступает в бак **10**. Из бака с помощью высоконапорного насоса холодный маточный раствор подается на поверхностные конденсаторы первой части РВКУ; часть маточного раствора направляется в отделение растворения для рекуперации тепла галитового отвала.

Разгрузка гидроциклона **2** – сгущенная суспензия кристаллизата – обезвоживается на центрифуге **7**. На промывку центрифуг и остального оборудования стадии разделения суспензии кристаллизата подается конденсат. С целью снижения концентрации растворенных компонентов, в первую очередь хлорида натрия, с жидкой фазой отфильтрованного кристаллизата возможна его промывка на центрифугах водой.



*Рис. 3.3 Технологическая схема отделения обезвоживания кристаллизата*

Отфильтрованный кристаллизат после центрифуг объединяется и конвейерами направляется в отделение сушки. Влажность отфильтрованного кристаллизата не должна превышать 4,0 %.

### **3.1.5. Сушка хлорида калия**

Обезвоженный на центрифугах концентрат хлорида калия подается в отделение сушки и далее с помощью конвейера *1* поступает на линейные распределители *2*, которыми равномерно распределяется по всей ширине аппарата «кипящего слоя» *3* (рис. 3.4).

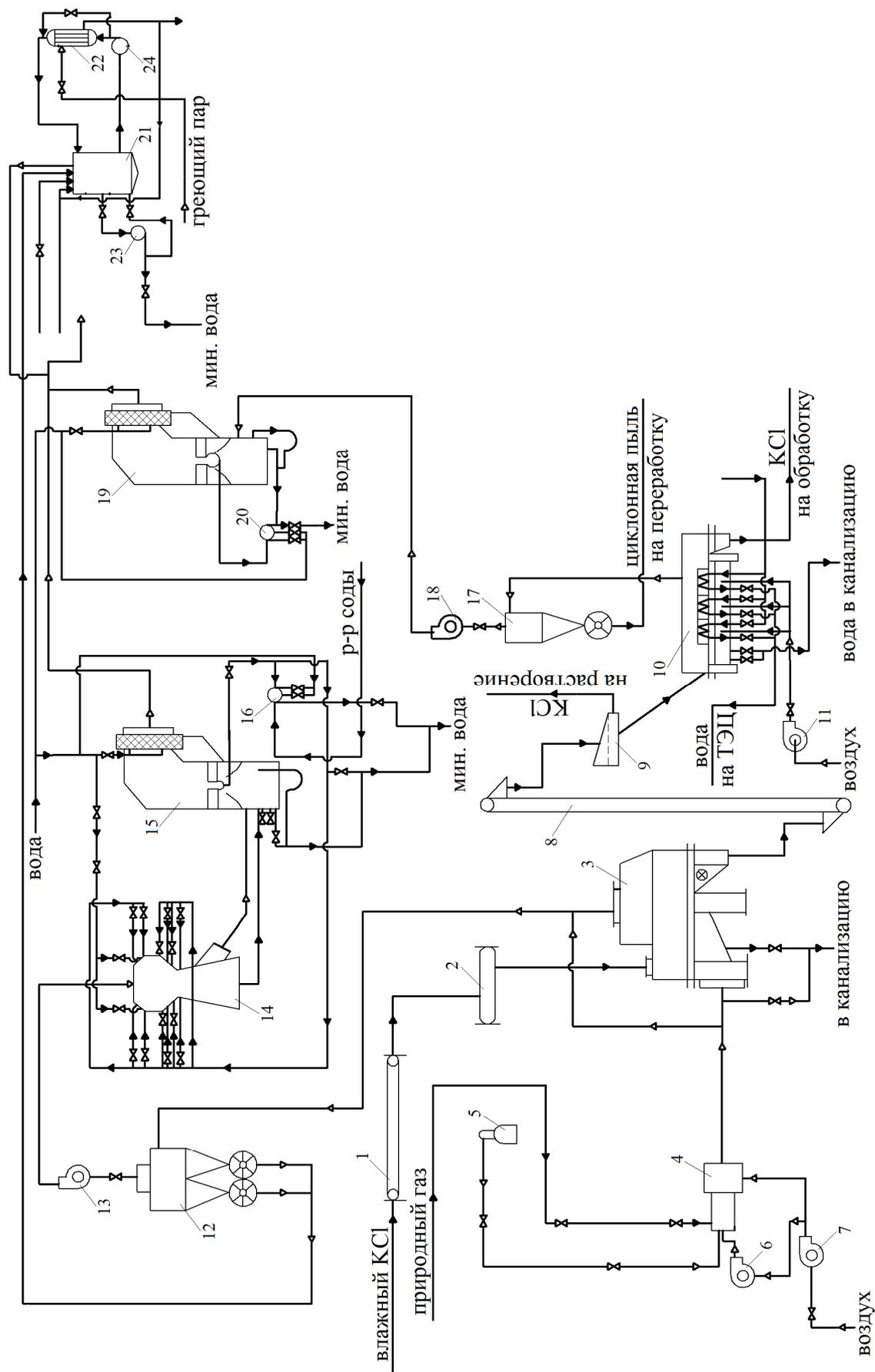


Рис. 3.4. Технологическая схема отделения сушки хлорида калия

Сушка влажного кристаллизата осуществляется горячими дымовыми газами, образующимися при сгорании топлива в топочной камере **4**. В качестве топлива используется природный газ. Газ для зажигания подается из газгольдера **5**. Горячие дымовые газы с температурой 450 – 560 °С распределяются равномерно по всей решетке, создают «кипящий слой» (КС) высушиваемого хлорида калия. Температура «в слое» составляет  $145 \pm 45$  °С. При этом газы охлаждаются в аппарате «КС» до температуры  $120 \pm 30$  °С и с этой температурой покидают аппарат «КС». Необходимый для горения топлива воздух подается воздуходувкой **6**, воздух для разбавления дымовых газов подается вентилятором **7**. Сухой хлорид калия выгружается через выходной шлюз аппарата «КС» и с помощью цепного ковшового элеватора **8** направляется на классификацию в грохот (сетка с ячейей 6×6 или 5×5 мм) **9**. Надрешетный продукт (спеки) поступает в бункер-накопитель, откуда его каждую смену выгружают и направляют автотранспортом на склад руды для последующего использования в технологическом процессе. Из грохотов хлорид калия направляют на охлаждение в холодильники «кипящего слоя» **10**, в трубочатку которых подается вода из системы обратного водоснабжения. Воздух, необходимый для создания «кипящего слоя», подается в холодильник с помощью вентилятора **11**. После охлаждения до температуры, не превышающей 60 °С, концентрат хлорида калия поступает в барабаны, где происходит его обработка раствором антислеживателя.

Все аппараты «КС», элеваторы, просеивающие машины, аппараты охлаждения и барабаны обработки концентрата подключены к отдельным системам обеспыливания. Обеспыливание отходящего воздуха с аппаратов «КС» производится с помощью мельничных вентиляторов (дымососов) **13**, которые отсасывают потоки воздуха через двойные циклоны **12**. В этих циклонах происходит отделение кристаллической пыли от отходящих топочных газов. Через подключенные к циклонам шлюзовые затворы пылевая фракция попадает в гидрожелоб. Для защиты аппаратов от температурных перегрузок перед скруббером **15** в технологическую схему включен сатуратор Вентури

4. В нем, в результате впрыскивания орошающей жидкости из скруббера насосом, температура отходящего воздуха доводится до значения ниже 100 °С. Впрыснутая орошающая жидкость в одном потоке с отходящим воздухом трубы Вентури попадает в нижнюю часть скруббера. При выходе из строя циркуляционного насоса **16**, при отключении электроэнергии, при слишком высокой температуре в трубе Вентури, к системе впрыскивания трубы Вентури подключена аварийная система орошения, которая автоматически включается в действие при наличии одного из перечисленных состояний.

Содержащий пыль воздух, отходящий в нижнюю треть цилиндрической части скруббера, затем через зазор между отражающей тарелкой и юбкой корпуса скруббера, поступает в его верхнюю часть. Этот зазор является регулируемым и орошается промывочной жидкостью, подаваемой циркуляционным насосом через форсунку скруббера на нижнюю поверхность отражающей тарелки. Последний контакт запыленного воздуха с орошающей жидкостью осуществляется в выходной части, вверху скруббера, в зоне подачи свежей орошающей жидкости. Для увеличения поверхности соприкосновения смеси «газ-жидкость» скруббер на выходе оборудован лабиринтным устройством. Выходящий из скруббера очищенный от пыли газ попадает в дымовую трубу и выбрасывается в атмосферу.

Для нейтрализации кислой среды в скруббере подается 10 % раствор кальцинированной соды. Из холодильников «кипящего слоя» **10** вентиляторы **18** отсасывают потоки запыленного воздуха через циклоны **17**, в которых происходит отделение пылевых фракций продукта от отходящего воздуха. Через подключенные к циклонам шлюзовые затворы циклонная пыль поступает в гидрожелоб. После циклонов воздух поступает на «мокрую» стадию очистки в скруббер **19**. Циркуляция потока воды обеспечивается с помощью насоса **20**. Очищенный воздух отводят в дымовую трубу.

## 3.2. Флотационный способ

Технологический процесс флотационного разделения сильвинита на БКПРУ-3 ПАО «Уралкалий» представлен отделениями:

- мокрого измельчения, предварительной и поверочной классификации;
- механического обесшламливания;
- шламовой флотации;
- сильвиновой флотации;
- сгущения и обезвоживания продуктов обогащения;
- сушки флотоконцентрата и его грануляции.

### *3.2.1. Отделение мокрого измельчения и классификации*

Молотый сильвинит подается из отделения приемки руды конвейерами **1** на реверсивные надбункерные конвейера **2** главного производственного участка обогатительной фабрики (рис. 3.5). Далее руда распределяется по бункерам **3**. Руда из бункеров **3** дозируется при помощи шиберов на ленточные питающие конвейеры **4**, оборудованные конвейерными весами, посредством которых поддерживается определенная нагрузка по руде на секцию. После конвейеров **4** установлена система дуговых сит **5**. Для транспортировки руды в разгрузки дозаторов и конвейеров подается оборотный маточный раствор с плотностью  $1235 \pm 5 \text{ кг/м}^3$  и температурой  $25 \pm 10 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Подрешетные продукты дуговых сит **5** предварительной классификации крупностью от 0 до 1,0 мм самотеком поступают в зумпф **12**, куда также подаются подрешетные продукты дуговых сит поверочной классификации **6**. Надрешетный продукт дуговых сит **5** крупностью более 1,0 мм самотеком направляется в барабанную стержневую мельницу **7**.

Разгрузка мельницы поступает в зумпф **10**, где разбавляется маточным раствором (либо промпродуктами из пульподелителя **15a**) до соотношения Ж : Т = 1,2, откуда насосом **11** закачивается в пульподелитель **15б** и распределяется на дуговые сита поверочной классификации **6**.

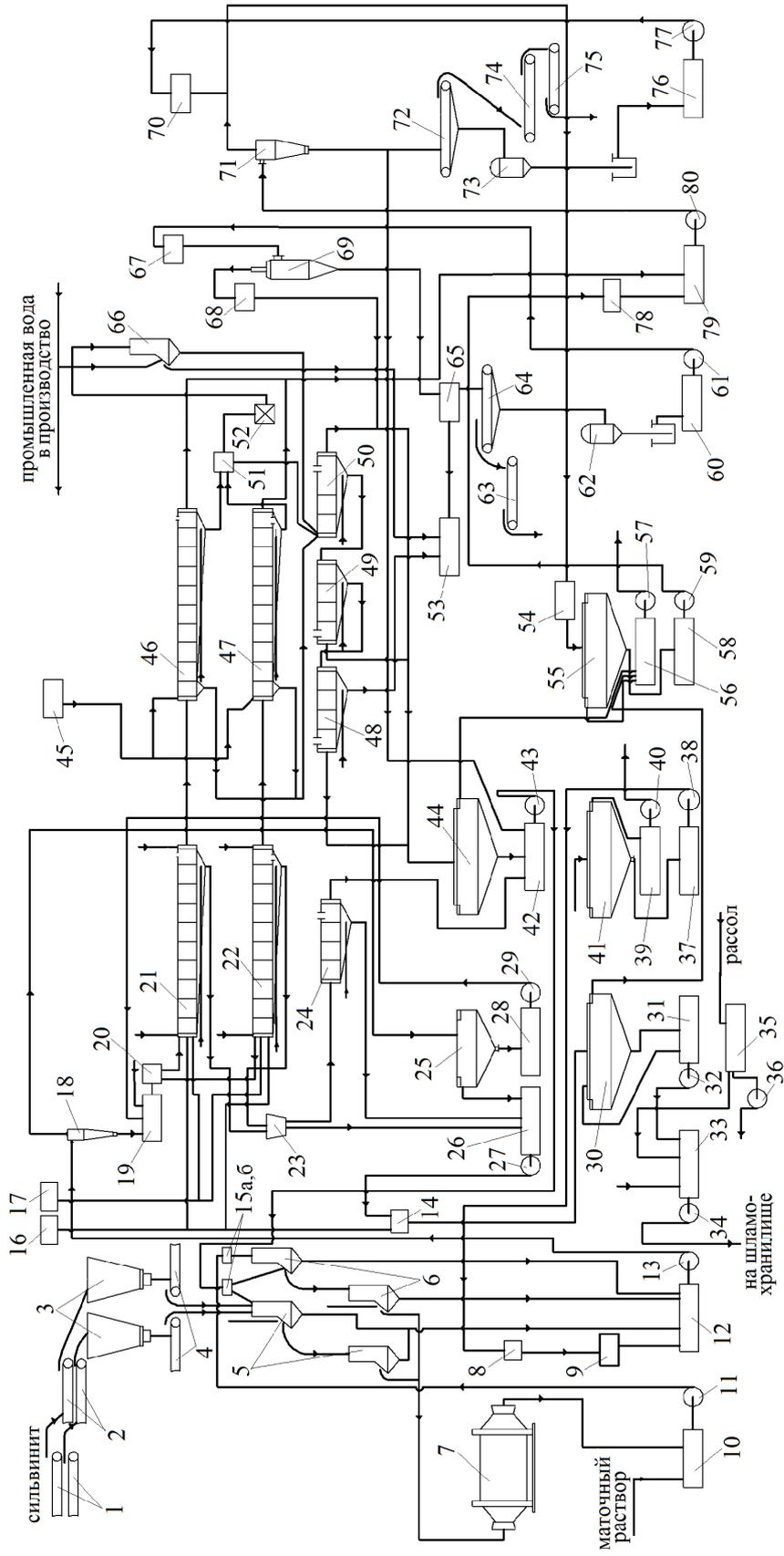


Рис. 3.5. Технологическая схема отделения мокрого измельчения, предварительной и поверочной классификации

Сита **6** работают в замкнутом цикле с барабанной стержневой мельницей **7**. Надрешетный продукт дуговых сит поверочной классификации **6** возвращается на доизмельчение в мельницу. На поверочную классификацию в сита **6**, либо дополнительно в зумпф **10** вместе с рудой и маточным раствором подаются промпродукты из зумпфа **42** насосом **43** через пульподелитель **15a**. Подрешетные продукты дуговых сит **6** самотеком поступают в зумпф **12**.

В отделение измельчения насосом **38** подается разгрузка сгустителя **41**, предназначенного для сбора проливов и смывов с полов отделений малого и большого сгущения и слива фугатных гидроциклонов **69**, и распределяется пульподелителями **8** и **9**.

### **3.2.2. Отделение механического обесшламливания**

Предварительное обесшламливание суспензии сильвинитовой руды чрезвычайно важно, так как применяемый для флотации сильвина катионный реагент–собиратель амин ( $C_{16}-C_{20}$ ) чувствителен к присутствию глинистых шламов в исходной для флотации суспензии.

Процесс предварительного удаления глинисто-карбонатных шламов из суспензии руды осуществляется в две стадии: механическое обесшламливание в гидроциклоне **18** и гидросепараторе **25**, шламовая флотация во флотомашинах **21**, **22** и **24**.

На стадии механического обесшламливания суспензия из зумпфа **12** насосом **13** перекачивается на гидроциклон **18**. Слив гидроциклона с соотношением  $Ж : Т = 19,2$  самотеком подается в гидросепаратор **25**, а пески поступают в зумпф **19** и являются исходным питанием шламовой флотации. В гидросепараторе происходит отделение глинистых шламов от солевых частиц.

Солевая часть удаляется из нижней конусной части гидросепаратора в зумпф **28**, откуда насосом **29** перекачивается в голову основной шламовой флотации через зумпф **19**.

Разделение суспензии в гидросепараторе происходит по классу  $0,1$  мм. Слив гидросепаратора поступает в зумпф **26**, откуда насосом **27** перекачивается в пульподелитель **14**, а затем самотеком направля-

ется в сгуститель с периферическим приводом **30** диаметром 30 м, который предназначен для сгущения шламов.

В зумпф **26** также поступает пенный продукт перечистой шламовой флотации, может поступать пенный продукт первых 2 камер флотомашин **21, 22** основной шламовой флотации, оборотный маточный раствор. Также в зумпф **26** может поступать слив сгустителя **41**.

Пески гидроциклонов **18** с соотношением Ж : Т = 0,9 вместе с разгрузкой гидросепаратора **25** и оборотным маточным раствором подаются на основную шламовую флотацию в зумпф **19** и через пульподелитель **20** распределяются по двум флотомашинам **21, 22**.

### ***3.2.3. Отделение шламовой флотации***

Удаление глинисто-карбонатных шламов из сильвинитовой суспензии на второй стадии обесшламливания осуществляется методом флотации шламов.

В качестве реагента-флокулянта (образователя флокул) шламов используется водный раствор полиакриламида с концентрацией  $0,08 \pm 0,01$  %. Реагентом-собирателем для шламовой флотации является оксиэтилированный амин, используемый в виде водного раствора с концентрацией  $2,0 \pm 0,5$  %. В качестве депрессора шламов в разгрузочный карман флотомашин **21, 22** подается водный раствор карбамидоформальдегидной смолы с концентрацией  $9,0 \pm 1,0$  %.

Плотность питания основной шламовой флотации в диапазоне  $1360 - 1375$  кг/м<sup>3</sup> (Ж : Т = 3,3) достигается подачей оборотного маточного раствора в зумпф **19** и загрузочные карманы флотомашин **21, 22**. Время основной шламовой флотации составляет 7,0 минут.

Пенный продукт основной шламовой флотации самотеком направляется в пульподелитель **23**, из которого направляется во флотомашину **24** на перечистку шламов.

Время перечистой флотации шламов составляет 8,5 минут. Соотношение питания перечистой флотации Ж : Т = 10,1 достигается подачей оборотного маточного раствора в пенные желоба флотомашин **21, 22**.

Из флотомашины **24** пенный продукт перечистой шламовой флотации направляется самотеком в зумпф **26**, а камерный продукт поступает в зумпф **42** и далее в отделение измельчения и классификации.

#### **3.2.4. Отделение сильвиновой флотации**

Камерный продукт основной шламовой флотации поступает на основную сильвиновую флотацию во флотомашины **46, 47**.

Сильвиновая флотация осуществляется в двух флотомашинах с полезным объемом камер  $6 \text{ м}^3$ . Каждая камера, начиная со второй, оснащена осевым блок–импеллером диаметром 300 мм. Первая камера оснащена всасывающим блок–импеллером. Мощность электродвигателя 22 кВт, число оборотов импеллера в минуту – 750.

Плотность питания основной сильвиновой флотации в интервале  $1360 - 1345 \text{ кг/м}^3$  ( $\text{Ж} : \text{Т} = 3,0$ ) достигается подачей оборотного маточного раствора в голову основной сильвиновой флотации.

Для флотации сильвина предусмотрена подача эмульсии «амин–активатор–вспениватель» с концентрацией амина  $0,8 \pm 0,1 \%$ . Перед подачей на флотацию эмульсия подогревается в теплообменнике до температуры  $55 \pm 5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Пенный продукт первой камеры основной сильвиновой флотации самотеком поступает на первую перечистную операцию в четырехкамерную флотомашину **50**. Пенный продукт остальных камер через пульподелитель **51** пульпоподъемником **52** перекачивается на операцию контрольной классификации – дуговое сито **66** с целью выведения крупных фракций концентрата в готовый продукт. Для выщелачивания хлорида натрия на дуговое сито **66** подается промышленная вода с расходом  $1,1 \pm 0,1 \text{ м}^3$  на 100 тонн руды.

Подрешетный продукт сита **66** направляется в голову первой перечистой операции. Надрешетный продукт с соотношением  $\text{Ж} : \text{Т} = 1,0$  самотеком поступает в мешалку **53**.

Пенный продукт основной сильвиновой флотации может полностью подаваться через пульподелитель **51** на первую стадию пере-

чистой флотации во флотомашину **50**, исключая пульпоподъемник **52** и сито черного концентрата **66**.

Пенный продукт первой перечистки подвергается второй перечистой операции во флотомашине **49** и далее третьей перечистой операции во флотомашине **48**. После этой операции пенный продукт самотеком поступает в мешалку **53**.

Реагенты, необходимые для ведения процесса обогащения, закачиваются из реагентного отделения в емкости главного производственного участка. Распределение растворов реагентов из емкостей в отделениях флотации и большого сгущения производится самотеком по трубопроводам и дозируется запорной арматурой.

### ***3.2.5. Отделение сгущения и обезвоживания продуктов обогащения***

Включение в технологию операции обезвоживания обусловлено требованиями, предъявляемыми к конечным продуктам обогащения по влажности, а также необходимостью возврата маточного раствора в процесс. Обезвоживание продуктов обогащения осуществляется на ленточных вакуум-фильтрах.

Камерный продукт флотомашин **46**, **47** основной сильвиновой флотации представляет собой галитовые отходы, которые самотеком поступают в зумпф **79**, откуда насосом **80** перекачивается для сгущения на гидроциклон **71**.

Сгущенные пески гидроциклона подаются на ленточный вакуум-фильтр **72**, где происходит их обезвоживание до влажности не более 7,4 %.

Отфильтрованные галитовые отходы системой ленточных конвейеров **74** и **75** транспортируются в отделение удаления отходов.

Смыв с поддонов ленточного вакуум-фильтра, фильтрат из ресивера **73** и ловушки вакуум-системы собираются в зумпф **76** и насосами **77** закачиваются в пульподелитель **70**, откуда направляется в сгуститель **55**.

Слив гидроциклона **71** самотеком также направляется в солевой сгуститель **55** для сгущения мелких частиц. Сгущенные галитовые

отходы разгружаются в зумпф **58** и насосом **59** перекачиваются в зумпф **79**, распределяясь через пульподелитель **78** по работающим секциям.

Флотационные шламы из зумпфа **26** насосом **27** через пульподелитель **14** подаются в сгуститель **30** диаметром 30 м для сгущения шламов и осветления оборотного маточного раствора.

Сгущенные шламы с соотношением Ж : Т не более 2,0 из сгустителя **30** поступают в зумпф **31**, откуда перекачиваются насосом **32** в зумпф **33**. Для увеличения скорости осветления суспензии в шламовые сгустители подается раствор полиакриламида с концентрацией  $0,08 \pm 0,01$  %.

В зумпф **33** кроме разгрузки шламовых сгустителей для транспортировки шламов на шламохранилище подаются кислые стоки сушильного отделения, смыв с полов реагентного отделения, рассолы первого и второго рассолоборников отделения удаления отходов, откачка с полов отделения большого сгущения, рассол со станции оборотного рассола, ливневые воды пруда накопителя промплощадки. Из зумпфа **33** суспензия насосом **34** откачивается на шламохранилище.

Осветленный слив сгустителей **55**, **30**, являющийся оборотным маточным раствором, поступает в емкость оборотного маточного раствора **56** и используется в технологии обогащения.

Пенный продукт третьей перечистной операции с соотношением Ж : Т = 1,0 из флотомшины **48**, надрешетный продукт дугового сита классификации черного концентрата **66** с соотношением Ж : Т = 1,0 поступают самотеком в мешалку **53**.

Из горизонтальной мешалки **53** концентрат распределяется по ленточным вакуум-фильтрам. Ленточные вакуум-фильтры оборудованы паровыми камерами, для обработки влажного концентрата водяным паром с целью снижения остаточной влаги. Вакуум на ленточных фильтрах **64** создается поршневыми и водокольцевыми вакуум-насосами.

Фильтрат и смыв с поддонов ленточных вакуум-фильтров собирается в зумпф **60**, откуда насосом **61** перекачивается в зумпф **67**, и затем поступает на сгущение в гидроциклон **69**. Зумпф **67** оборудован

переливной трубой, по которой избыток фильтрата возвращается в зумпф **60**.

Слив гидроциклона **69** поступает в пульподелитель **68** и далее в сгуститель сточных вод **41**.

Пески гидроциклонов **69** с соотношением Ж : Т = 4,0 поступают самотеком в пульподелитель **65** и далее распределяется по мешалкам **53**.

Обезвоженный концентрат с влажностью не более 6,0 % системой конвейеров **63** транспортируется в сушильное отделение.

### ***3.2.6. Отделение сушки влажного флотоконцентрата***

Влажный флотоконцентрат (рис. 3.6) конвейером **1** подается в накопительный бункер **2**. Разгрузка влажного флотоконцентрата из бункера производится на ленточный конвейер **3**. Регулирование нагрузки на сушилку **7** производится по конвейерным весам регулированием скорости движения ленты конвейера **3**.

В печь кипящего слоя **7** подача питания производится с помощью вибрационного желоба **4**. Продукт в сушилку поступает через впускное отверстие и равномерно распределяется по днищу, через которое снизу подается теплоноситель с температурой не более 550 °С. Температурный режим в процессе сушки регулируется по температуре отработанного воздуха путем изменения мощности горелки **5**. Оптимальная величина температуры отводимого из сушилки воздуха составляет 107 °С. За счет создания необходимого перепада давления в подрешетной и надрешетной зонах сушилки и продувки горячего воздуха через слой материала, последний переходит во взвешенное состояние, обеспечивающее наиболее благоприятные условия для повышения эффективности процессов массообмена и теплообмена. В сепарационной зоне сушилки за счет регулирования режима работы вентилятора **16** частотным преобразователем поддерживается необходимое разрежение. По мере продвижения взвешенного продукта в сторону разгрузки происходит нагрев и удаление из него влаги. Высота кипящего слоя регулируется с помощью встроенного регулируемого порога с электроприводом.

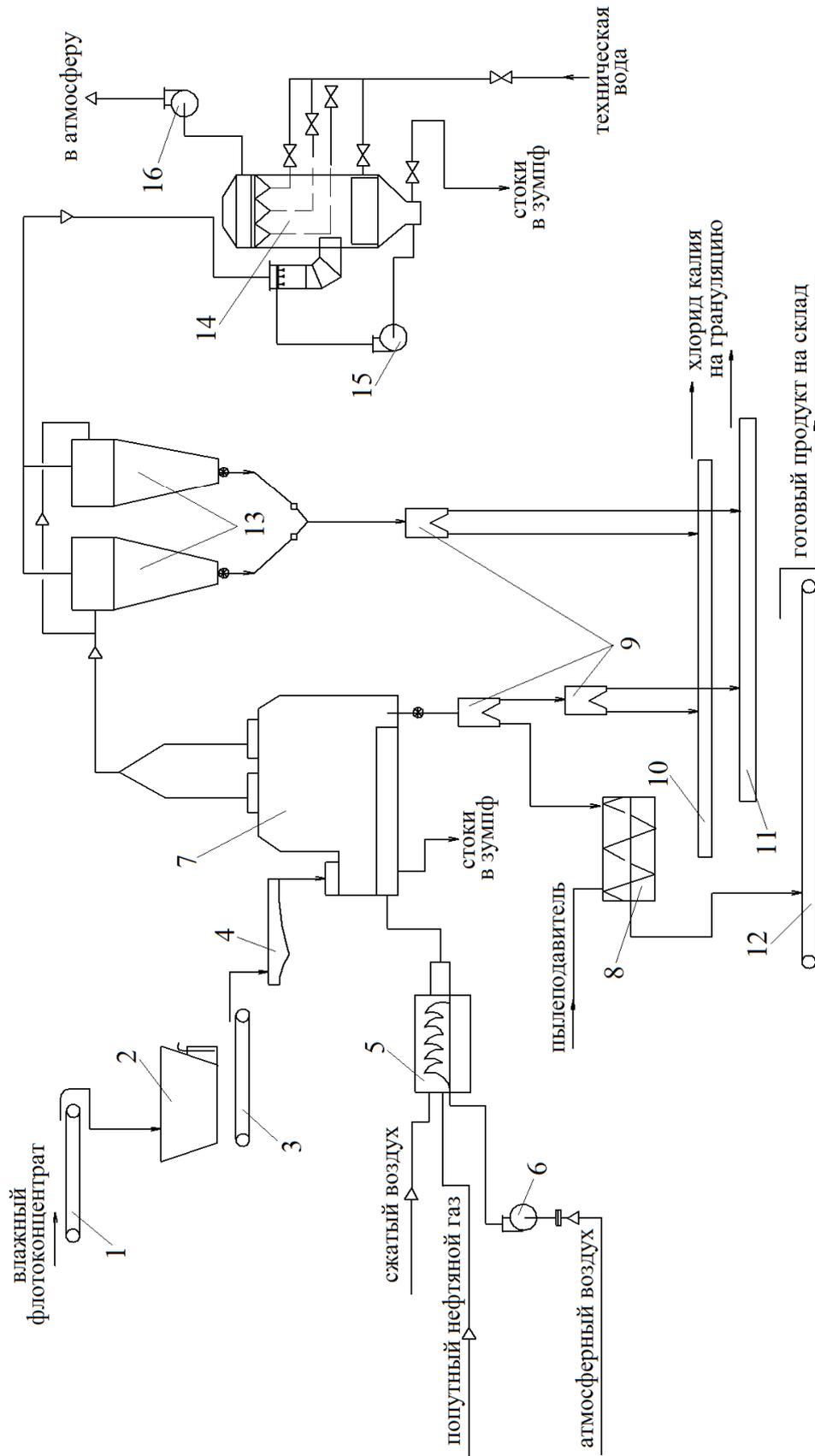


Рис. 3.6. Технологическая схема отделения сушки флококонцентрата

Высота кипящего слоя измеряется перепадом избыточного давления до и после решетки сушилки и регулируется выдачей сухого материала ячейковым питателем на конвейеры **10** или **11**. Температура продукта на выходе из сушилки должна составлять не более 107 °С.

Теплоноситель представляет собой смесь топочных газов, образующихся в горелке канального типа **5** при сжигании попутного нефтяного газа, и воздуха, нагнетаемого с помощью вентилятора **6**.

Разгрузка высушенного продукта с влажностью не более 0,1 % из сушилки осуществляется через ячейковый питатель. Далее продукт в зависимости от назначения распределяется на грануляцию конвейерами **10**, **11** или на обработку реагентами–модификаторами в смеситель **8**. Водный раствор (суспензия) реагентов поступает от циркуляционной линии и с помощью дозирующего крана подается в смеситель. Обработанный продукт из смесителя поступает на ленточный конвейер **12** и направляется на склад готовой продукции.

Отработанные запыленные дымовые газы из верхней зоны сушилки **7** отводятся на установку пылегазоочистки. Первая стадия сухой очистки осуществляется в двойном циклоне **13**. Выделенная в циклонах пыль оседает в осадительных камерах циклонов и разгружается на конвейеры **10**, **11**.

Очищенные от пыли дымовые газы направляются в скруббер Вентури **14**, в котором осуществляется дополнительная очистка за счет орошения потоком промывочной воды или рассола. Отделение жидкости с абсорбированными примесями от газового потока производится в сепарационной камере скруббера. Система подачи орошающей воды выполнена по циркуляционной схеме при помощи насоса **15** с периодическим отводом части орошающей воды по мере увеличения в ней солесодержания и восполнением свежей промышленной водой. Для периодической промывки каплеотделителя (один раз в смену в течение 6 мин.) предусмотрен подвод промышленной воды. Отвод отработанной воды производится в зумпф, предназначенный для сбора стоков сушильного отделения.

Отвод в атмосферу отработанного и очищенного от примесей до санитарных норм воздуха осуществляется вентилятором **16**.

### **3.2.7. Грануляция хлорида калия**

Хлорид калия из отделения подогрева распределительным скребковым конвейером **2** подается на первую технологическую нитку (рис. 3.7) с помощью конвейера **1**. С конвейера **1** хлорид калия подается на ковшовый элеватор **4**, с которого материал поступает на распределительный конвейер **5**. На конвейер **5** элеваторами **6** подается циркуляционная нагрузка (ретур).

Ретур состоит из подрешетных продуктов вибропросеивающих машин **11**, подрешетного продукта вибропросеивающих машин **17**, пыли из асперационных систем, избытка соли из бункера **15**.

Соль с температурой не менее 120 °С с конвейера **5** через запорные шиберы с помощью шнековых конвейеров **7** распределяется по валковым прессам **8**, которые работают одновременно. Для стабилизации загрузки шахты прессов и их устойчивой работы предусматривается схема подачи питания с постоянным проносом части соли через выпускную течку дозирующего шнекового конвейера **7**. Избыток соли от загрузки прессов выводится на возвратный скребковый конвейер **12**.

Оптимизация количества соли, подаваемой на технологическую нитку грануляции, осуществляется за счет распределения потоков по следующим схемам. Предусмотрен сброс избытка ретура с элеваторов **6** через пересыпные устройства на конвейер **3** для возврата части ретура на подогрев. Для стабилизации загрузки прессов, подача соли на конвейер **5** осуществляется с избытком в количестве 10 – 15 т/ч. Этот избыток сбрасывается через пересыпное устройство на конвейер **12** ретурной схемы или в бункер **15** с последующей равномерной разгрузкой из бункера на конвейер **12** с помощью конвейера **22**.

Спрессованная плитка хлорида калия после валковых прессов поступает на подпрессовые дробилки **10**, где подвергаются измельчению до кусков размером не более 100 мм. Измельченная плитка подается на виброгрохот **11**, где отделяется от просыпи фракцией менее 2 мм, которая поступает на скребковый конвейер **12** и возвращается на прессование.

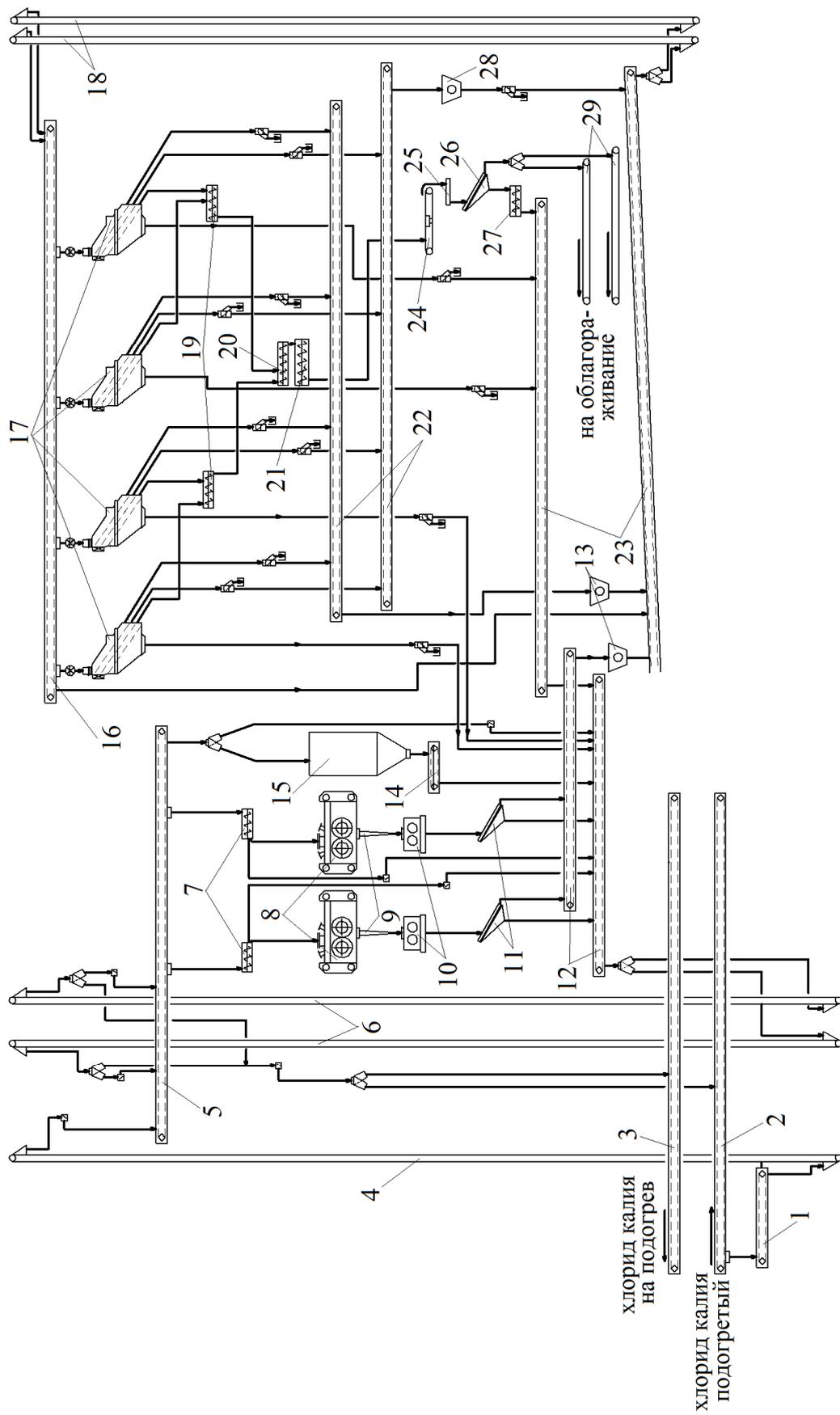


Рис. 3.7. Технологическая схема отделения грануляции хлорида калия

Надрешетный продукт виброгрохотов **11** поступает на скребковый конвейер **12** и далее на первую стадию дробления в дробилку **13**. Продукт дробления первой стадии (совместно с продуктом дробления второй и третьей стадий) скребковым конвейером **23** и элеватором **18** подается на распределительный скребковый конвейер **16**. Далее с помощью запорных шиберов и ячейковых питателей измельченный продукт подается на вибропросеивающие машины **17**. На нитке установлено четыре машина производительностью  $150 \div 180$  т/ч. На вибропросеивающих машинах осуществляется классификация дробленого продукта на четыре фракции по заданным классам крупности. На верхней деке с размером ячеек  $8 \times 8$  мм осуществляется отсев свыше 7 мм, на средней деке с ячейкой  $4,5 \times 4,5$  мм – отсев фракции 4–7 мм, на нижней деке с ячейкой  $2,8 \times 2,8$  мм – отсев фракции 2–4 мм, подрешетный продукт нижней деки представлен фракцией менее 2 мм. Отсев крупностью менее 2 мм возвращается в составе ретура на прессование.

Фракция крупностью 2–4 мм с вибропросеивающих машин **17** шнековым конвейером **19** поступает через шнековый конвейер **20** в двухвалковый смеситель **21**, где происходит истирание острых кромок гранулята. После смесителя данная фракция поступает на ленточный конвейер **24**, откуда подается виброжелобом **25** на грохот **26**. Подрешетный продукт грохота поступает на шнековый конвейер **27**, затем на скребковый конвейер **23** и далее возвращается на прессование. Надрешетный продукт направляется на ленточный конвейер **28**, и затем поступает на установку облагораживания для обработки гранулированного хлорида калия модифицирующими реагентами.

Фракция крупностью 4–7 мм скребковым конвейером **22** направляется в молотковую дробилку **28** (третья стадия дробления). Продукт дробления третьей стадии подается на скребковый конвейер **23** с последующим возвратом на классификацию.

Фракция крупностью более 7 мм поступает на вторую стадию дробления в дробилку **13** с помощью скребкового конвейера **22**. Разгрузка дробилки второй стадии подается на скребковый конвейер **23**,

на который поступает также дробленый продукт с первой и второй стадий дробления. Объединенный измельченный продукт является питанием вибропросеивающих машин.

### *Контрольные вопросы*

1. Из каких стадий состоит производство хлорида калия галургическим способом?
2. В каких условиях проводится выщелачивание хлорида калия из сильвинита?
3. Как соединены между собой шнековые растворители?
4. Какие примеси удаляются из насыщенного солевого раствора в процессе осветления?
5. Как проводится кристаллизация хлорида калия?
6. В чем проявляются конструктивные особенности РВКУ?
7. Как происходит утилизация тепла растворного пара на РВКУ?
8. Какое оборудование используется для обезвоживания суспензии кристаллизата?
9. В каких условиях проводится сушка хлорида калия?
10. Как происходит очистка запыленного воздуха в процессе сушки хлорида калия?
11. Из каких стадий состоит производство хлорида калия флотационным способом?
12. В чем заключается назначение процессов предварительной и поверочной классификации?
13. Какое оборудование используется на стадии механического обесламливания?
14. Рассмотрите технологические особенности шламовой флотации.
15. В каких условиях проводится сильвиновая флотация?
16. Какое оборудование используется для обезвоживания продуктов обогащения?
17. В каких условиях проводится сушка флотоконцентрата?
18. Какое оборудование используется для грануляции хлорида калия?

## 4. ПРОИЗВОДСТВО ГИДРАТА ОКИСИ КАЛИЯ

В промышленном масштабе гидрат окиси калия получают электролизом растворов хлорида калия. Возможны три варианта проведения электролиза: электролиз с твердым асбестовым катодом (диафрагменный метод), полимерным катодом (мембранный метод) и электролиз с жидким ртутным катодом (ртутный метод производства).

### 4.1. Электролиз раствора хлорида калия

Очищенный рассол хлорида калия с концентрацией 345 – 370 г/дм<sup>3</sup>, температурой 80 – 90 °С из напорных баков поступает по магистральному коллектору в групповые рассольные коллекторы и через резиновую трубу и стеклянный угольник в электролизер **1** (рис. 4.1).

В процессе электролиза водного раствора хлорида калия на аноде выделяется хлор, на катоде образуется водород и раствор едкого калия – электролитическая щелочь. Наличие диафрагмы, отделяющей анодное пространство от катодного, препятствует смешению продуктов электролиза.

Процесс электролиза выражается общим уравнением:

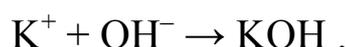


Практически рабочее напряжение находится в пределах 3,2 – 4,2 В и зависит от плотности тока, длительности работы электролизера и температуры рассола.

Основная реакция, протекающая в электролизере на аноде:



Основные реакции, протекающие в электролизере на катоде:



Влажный хлор из анодного пространства электролизера под вакуумом, создаваемым хлорными компрессорами **10**, по хлороотводу поступает в групповые фаолитовые коллекторы, а затем по общему коллектору в систему охлаждения и осушки хлора.

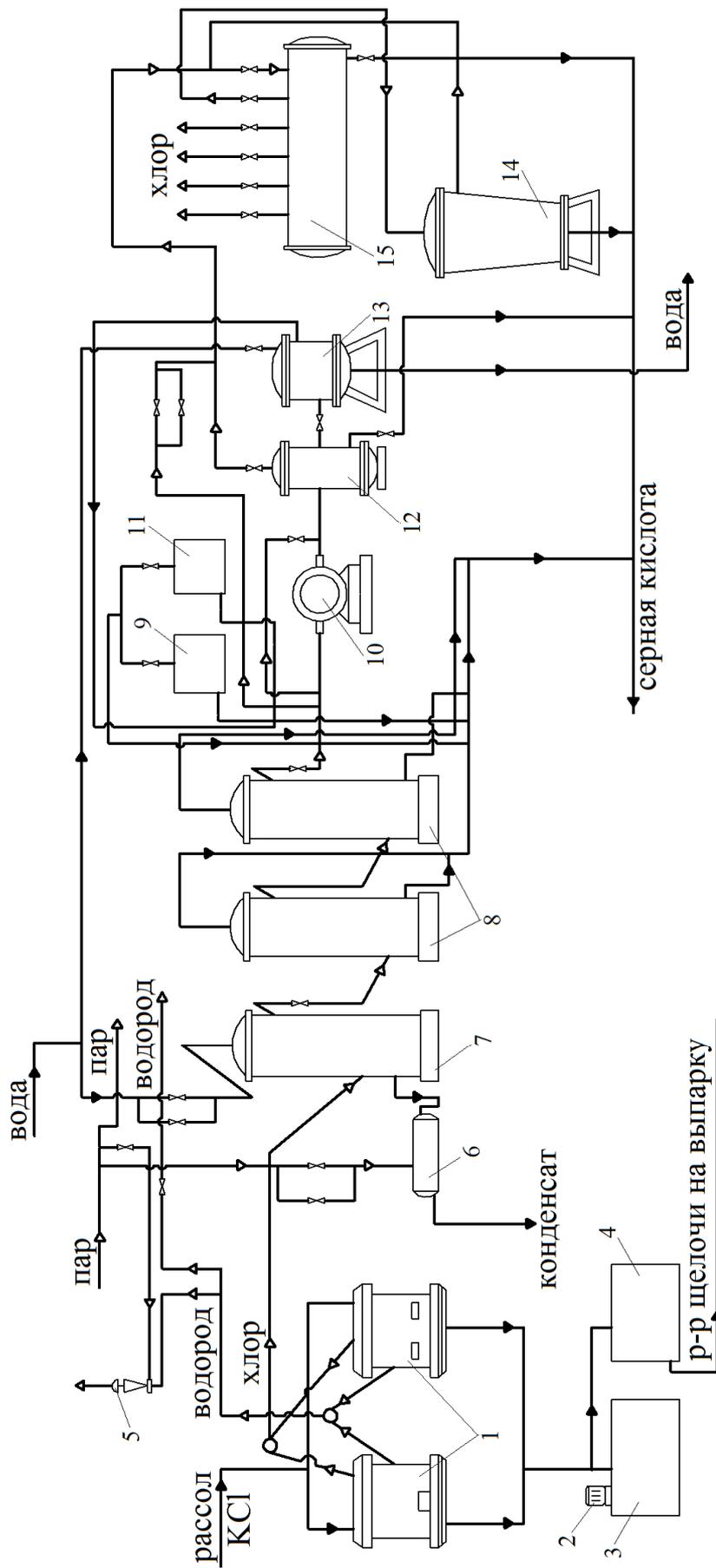


Рис. 4.1.1. Технологическая схема отделения электролиза раствора хлорида калия

Каждый групповой коллектор хлоргаза имеет расширитель, в котором происходит отделение сконденсировавшейся влаги от хлора. Хлорный конденсат из расширителя поступает в гидрозатвор и сбрасывается в канализацию, где нейтрализуется щелочным конденсатом.

После расширителя на каждом групповом коллекторе по ходу газа установлены поворотные заслонки и краны для ручного регулирования вакуума.

Влажный водород из катодного пространства электролизеров под вакуумом, создаваемым водородными компрессорами или эжектором поступает через полихлорвиниловую трубу и стальной водородоотвод в групповые коллекторы водорода.

Из групповых коллекторов водород поступает в отделение перекачки водорода по магистральному коллектору, где через «свечу» выбрасывается в атмосферу.

Для аварийной эвакуации водорода через «свечу» в атмосферу на общем коллекторе на стояках каждой серии установлены паровые эжекторы 5, к которым подведен пар.

Электролитическая щелочь поступает из катодного пространства электролизера через сливное приспособление, капельницу и воронку в рядовой щелочной коллектор. Электролитические щелока из рядовых коллекторов по магистральному щелокопроводу самотеком поступают в приемные емкости 3, откуда погружным насосом 2 перекачиваются в наружные баки щелочи 4 и далее в отделение упарки щелоков.

Выделившийся в процессе электролиза хлор насыщен водяными парами, часть их в результате охлаждения в трубопроводах конденсируется и удаляется через гидрозатворы, установленные на коммуникациях сырого хлора. Далее, пройдя стадию охлаждения, осушки, хлор транспортируется потребителям.

Хлор из общего коллектора поступает в нижнюю часть параллельно расположенных башен смешения 7 с насадкой из керамических или фарфоровых колец Рашига размерами 50×50×5 мм или 80×80×8 мм.

Охлаждение хлора производится промышленной водой. Вода поступает через верхний штуцер башни на распределительное устройство и протекает через насадку в нижнюю часть башни. В процессе охлаждения часть хлора растворяется в воде с образованием соляной и хлорноватистой кислоты.

Из башни смешения вода, сконденсировавшиеся пары и частично растворенный хлор поступают в отпаривающую камеру **6**, где раствор подогревается острым паром до температуры не менее 98 °С. Выделившийся хлор из отпаривающей камеры по трубопроводу отсасывается в общий хлорный коллектор.

Охлажденный хлор из башни смешения **7** поступает в две последовательно соединенные сушильные башни **8** с насадкой из керамических или фарфоровых колец Рашига размерами 50×50×5 мм или 80×80×5 мм, орошаемые серной кислотой. В первой по ходу башне, где поглощается основная масса влаги и выделяется большое количество тепла, циркулирующая серная кислота охлаждается в змеевиковом холодильнике водой, которая поступает в шламовый сборник. Кислоту собирают в бак отработанной кислоты и центробежным насосом периодически откачивают в наружную емкость.

Транспортировка и компримирование хлора производится хлорными компрессорами **10**. В качестве жидкого поршня в компрессоре используют серную кислоту концентрации 93 – 98 %. Так как кислота в процессе работы нагревается, то при более низкой массовой концентрации  $H_2SO_4$  происходит сильная коррозия корпуса, что приводит к снижению производительности компрессора и нарушению герметичности сальниковых уплотнений.

Из компрессора **10** хлор под давлением поступает в кислотоотделитель **12**, где происходит отделение хлора от кислоты. Из кислотоотделителя по трубопроводу хлор проходит через фильтр **14** и поступает на распределительную гребенку. В случае вывода в ремонт или выхода из строя фильтра **14**, хлор поступает на распределительную гребенку **15** помимо фильтра, а после нее направляется потребителям. В фильтре и распределительной гребенке происходит частич-

ное улавливание серной кислоты, которая уносится с газом из системы компрессоров и кислотоотделителей.

Накопившуюся кислоту из них периодически сливают в бак крепкой кислоты системы осушки хлора. Кислота из кислотоотделителя **12** поступает в спиральный теплообменник **13**, где охлаждается водой до температуры не выше 40 °С. После охлаждения кислота поступает на всас компрессора **10**. При понижении концентрации кислоты в системе компрессора до 93 %, ее выдавливают из кислотоотделителя небольшими порциями в бак крепкой кислоты системы осушки хлора. Закрепление системы компрессора производят олеумом из напорного бака олеума **11**.

Водород из отделения электролиза по магистральному коллектору направляют на станцию перекачки водорода в скруббер, где газ охлаждают водой.

Скруббер представляет собой стальную колонну высотой 5,5 м и диаметром 1,2 м. Внутри колонны имеется насадка из колец Рашига размерами 50×50×5 мм или 80×80×8 мм, высота насадки 2,5 м. Водород поступает в нижнюю часть скруббера и выходит через верхний штуцер скруббера на компрессор. Охлаждающую воду подают на распределительное устройство в верхней части скруббера, которая, пройдя через насадку, вытекает в гидрозатвор, а из него сливается в канализацию.

Охлажденный водород поступает в компрессор. Рабочей жидкостью компрессора служит вода. Сжатый водород вместе с водой поступают в водоотделитель, где вследствие изменения скорости водород отделяется от воды. Для отвода оставшейся и сконденсировавшейся влаги после водоотделителя установлен гидрозатвор. Конденсат после гидрозатвора сбрасывается в канализацию.

Вода, циркулирующая в системе компрессоров, охлаждается водой в спиральном теплообменнике. Водород по магистральному коллектору выбрасывается на «свечу» станции перекачки водорода.

## 4.2. Выпарка электролитической щелочи

Процесс выпаривания электролитической щелочи состоит из следующих стадий (рис. 4.2):

- получение пульпы средних щелоков (раствор гидрата окиси калия с концентрацией 380 – 420 г/дм<sup>3</sup> с выпавшим в процессе выпаривания кристаллическим хлоридом калия). Отделение хлорида калия от щелоков проводят центрифугированием;

- получение крепких щелоков с концентрацией гидрата окиси калия не менее 825 г/дм<sup>3</sup>. Отделение крепких щелоков от хлорида калия ведется путем охлаждения и отстаивания.

*Получение пульпы средних щелоков.* Выпаривание электролитической щелочи производят в двухкорпусных системах, состоящих из двух последовательно соединенных выпарных аппаратов с естественной циркуляцией. Выпарной аппарат состоит из стального корпуса с коническим днищем и сферической верхней частью. Внутри корпуса на уголках крепится паровая камера. В верхней части аппарата имеются два штуцера: один для входа греющего пара, другой для выхода вторичного (сокового) пара. Пар в паровую камеру поступает по центральной паровой трубе в межтрубное пространство, конденсат из камеры отводится по трубе, проходящей сквозь стенку конусного днища.

Щелока поступают в аппарат через боковой штуцер, выбираются из аппарата через нижний штуцер. Уровень щелоков в аппарате контролируется через смотровые окна. В верхней части аппарата расположено сепарационное устройство для отделения капель щелочи от выходящего сокового пара. Электролитические щелока с концентрацией 145 – 175 г/дм<sup>3</sup> и с добавками ПАВ из баков-сборников отделения электролиза центробежным насосом подаются в приемные баки упарки щелоков *1*, откуда центробежным насосом *2* закачиваются в первые корпуса системы *3*.

В межтрубное пространство греющей камеры первого корпуса подается пар под давлением не более 0,4 МПа. За счет теплоты конденсации пара щелока нагреваются до температуры кипения.

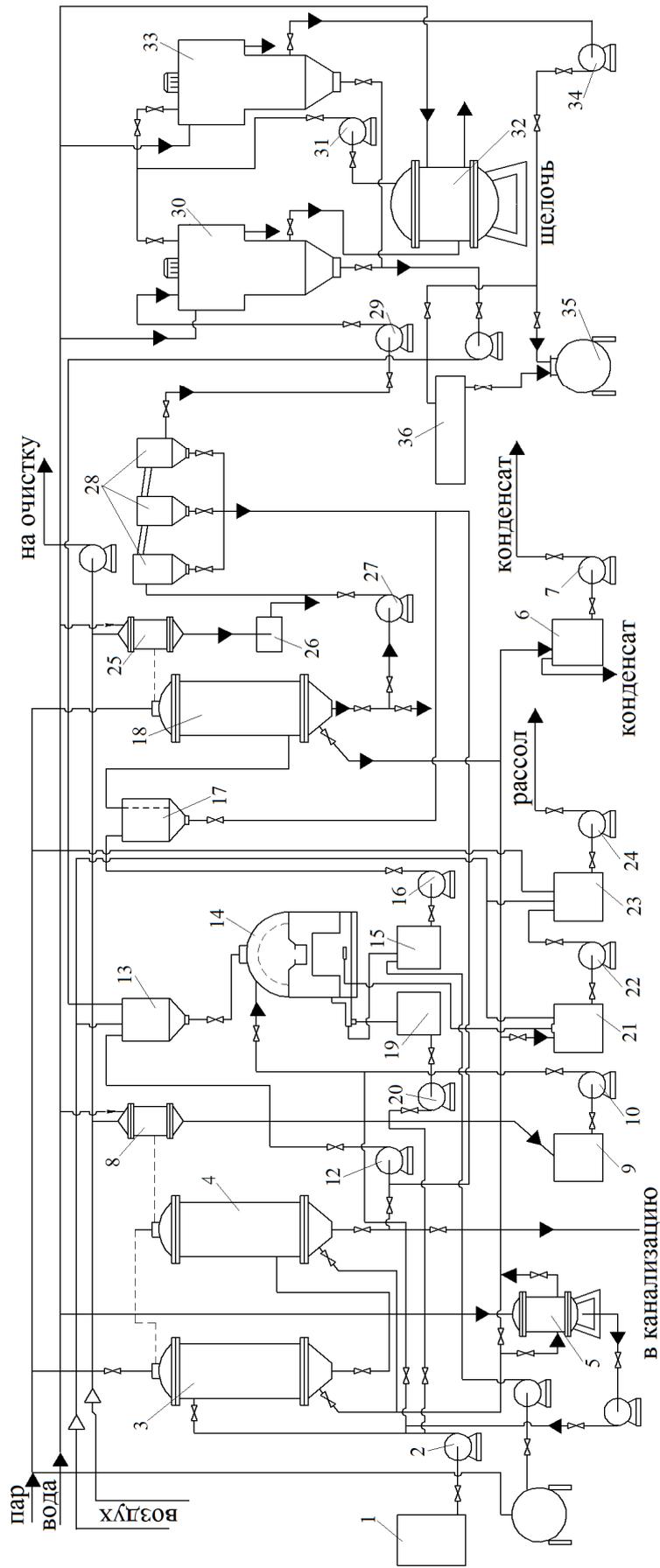


Рис. 4.2. Технологическая схема отделения выпарки электролитической щелочи

Вследствие выпаривания воды образуется соковый пар давлением не более 0,06 МПа, который проходит через сепарационное устройство, отделяется в нем от капель щелочи и поступает в греющую камеру второго корпуса системы **4**, где конденсируется, при этом отдает тепло щелочи, циркулирующей по трубкам греющей камеры. Конденсат из греющих камер аппаратов по трубопроводам поступает через теплообменник горячей воды **5** в баки-сборники конденсата **6**, оттуда центробежным насосом **7** перекачивается в котельный цех. Проходя через спиральный теплообменник, конденсат отдает свое тепло, нагревая воду.

Второй корпус выпарной системы работает под разрежением не менее минус 0,07 МПа, вследствие чего щелока из первого корпуса переливаются во второй корпус. Уровень щелоков в аппарате поддерживают до половины верхнего смотрового окна.

Соковый пар второго корпуса проходит сепарационное устройство аппарата и поступает в барометрический конденсатор **8**, где охлаждается водой и конденсируется. Вода, подогретая до температуры 40 – 50 °С по барометрической трубе стекает в сборник горячей воды **9**, откуда центробежным насосом **10** подается на промывку аппаратов, центрифуги и другие производственные нужды. Воздух, попадающий в барометрический конденсатор с водой и через неплотности в системе, отсасывается вакуум-насосом.

При достижении концентрации щелоков во втором корпусе 380 – 420 г/дм<sup>3</sup> открывают спускной вентиль аппарата и пульпа (средние щелока и кристаллическая соль, выпавшая в осадок при выпаривании) центробежным насосом **12** выкачивается в напорный сборник пульпы средних щелоков **13**, куда подведен сжатый воздух для перемешивания. Уровень пульпы в сборнике поддерживается автоматически. Из напорного сборника пульпа самотеком поступает на центрифугу.

*Центрифугирование.* Отделение кристаллического хлорида калия от средних щелоков осуществляется на центрифуге **14**. Центрифуга состоит из следующих основных частей: станины, ротора с валом, механизма среза, регулятора загрузки, промывной трубы, уста-

новки насосной станции, привода, загрузочного, промывного и разделительного клапанов, станции и пульта управления. Вращение ротора центрифуги осуществляется от электродвигателя через пускотормозную муфту и клиноременную передачу.

Пульпа средних щелоков поступает в ротор центрифуги **14** через загрузочный клапан и трубу загрузки. Количество загружаемой пульпы и толщина слоя осадка соли контролируется регулятором загрузки. На регуляторе загрузки установлены два бесконтактных конечных выключателя, срабатывающих на разных толщинах слоя пульпы в роторе. Срабатывание происходит от введения в прорези бесконтактного конечного выключателя лепестков, связанных с флажком, поворачивающимся от растущего слоя пульпы при загрузке. Загрузка продолжается до тех пор, пока не сработает конечный выключатель, настроенный на определенную толщину слоя.

Под действием центробежных сил в пульпе происходит отделение твердой фазы от жидкой – кристаллическая соль остается на сите ротора. Фугат – средние щелока проходят через сита ротора, выводятся из кожуха через разделительный клапан и стекают в нижний сборник средних щелоков **15**, откуда центробежным насосом **16** подаются в напорный сборник средних щелоков **17** для питания аппаратов второй стадии выпаривания **18**. При достижении максимального уровня в напорном сборнике средних щелоков **17** автоматически включается насос **16** откачки щелочи. При достижении максимального уровня в сборнике средних щелоков **15** автоматически включается насос **16** откачки щелочи.

По окончании полной загрузки ротора флажок регулятора выводится из ротора автоматически, подача пульпы прекращается, включается режим «Просушка I», осадок отжимается от щелоков, затем включается режим «Промывка I», которая проводится слабыми электролитическими щелоками, после чего включается режим «Просушка II». Окончательная промывка соли производится горячей водой. Промывные слабые щелока и вода после промывки через распределительный клапан стекают в сборник промывок **19**, отсюда центробеж-

ным насосом **20** подаются на первую стадию выпаривания в первый корпус системы **3**.

По окончании режима «Промывка II» включается режим «Выгрузка» и осадок соли механизмом среза срезается в бункер, оттуда смывается водой в сборник обратной соли с мешалкой **21**. После окончания выгрузки осадка соли автоматически включается режим «Регенерация» или режим «Загрузка» и цикл центрифугирования повторяется.

Соль вместе с водой из сборника центробежным насосом **22** подают в баки-сборники обратного рассола **23**. Здесь соль окончательно растворяется в воде при перемешивании воздухом и обратный рассол с концентрацией хлорида калия не менее  $345 \text{ г/дм}^3$  и щелочи КОН не более  $1,5 \text{ г/дм}^3$  центробежным насосом **24** выкачивают в отделение очистки рассола.

*Получение крепкой щелочи (вторая стадия выпаривания).* Средние щелока, отделенные от выпавшего в процессе выпаривания кристаллического хлорида калия, из напорного сборника средних щелоков **17** отсасывают вакуумом в симплекс-аппараты второй стадии выпаривания **18**. Эти аппараты имеют такое же устройство, как и выпарные аппараты первой стадии выпаривания, только работают каждый самостоятельно. Заполнение аппаратов второй стадии выпаривания щелоками производят до половины верхнего смотрового окна, затем в греющую камеру подают пар давлением не более  $0,4 \text{ МПа}$ . За счет тепла, выделяющегося в греющей камере при конденсации пара, происходит выпаривание щелоков в аппарате, а соковый пар, образовавшийся при выпаривании, проходит сепарационное устройство для отделения капель щелочи от пара и поступает в барометрический конденсатор **25**.

В верхнюю часть барометрического конденсатора подают воду, которая охлаждает соковый пар, пар при этом конденсируется, создавая разрежение, и вместе с охлаждающей водой по барометрической трубе через гидрозатвор **26** стекает в канализацию. Воздух из конденсатора откачивают вакуум-насосом. Образовавшийся в греющей ка-

мере выпарного аппарата конденсат отводят в сборник конденсата **6**, оттуда центробежным насосом **7** перекачивают в котельный цех.

По мере выпаривания из средних щелоков воды концентрация щелоков в аппарате повышается, одновременно из раствора выпадает в осадок хлорид калия. При достижении концентрации щелочи в аппарате не менее  $825 \text{ г/дм}^3$ , открывают спускной вентиль у аппарата и щелока центробежным насосом **27** перекачивают в декантеры-отстойники горячих крепких щелоков **28**.

*Охлаждение и отстаивание крепких щелоков.* Горячие крепкие щелока в виде пульпы с хлоридом калия из симплекс-аппаратов центробежным насосом **27** подают в первый декантер-отстойник, откуда, по мере наполнения, по переливной трубе перетекают во второй декантер, по мере наполнения которого перетекают в третий декантер.

При заполнении декантеров-отстойников щелоками происходит осаждение выпавшего в осадок хлорида калия в конусах отстойников. Осадок соли из декантеров периодически откачивают центробежным насосом в напорный сборник пульпы средних щелоков **13**, где смешивают с пульпой, поступающей с выпарных аппаратов первой стадии выпаривания, и подают на центрифугу **14**. Из третьего декантера осветленные горячие крепкие щелока перекачивают центробежным насосом **29** в солеотделитель **30**. Охлаждение крепких щелоков осуществляется посредством их циркуляции при помощи центробежного насоса **31** через спиральный теплообменник **32**, охлаждаемый водой.

При достижении температуры не более  $40 \text{ }^\circ\text{C}$  щелока центробежным насосом **31** перекачивают в один из свободных солеотделителей **33** для окончательного охлаждения и отстоя. У солеотделителей внутри имеются рамные мешалки, а снаружи водяные рубашки для дополнительного охлаждения. Охлаждение ведется до температуры  $30 - 35 \text{ }^\circ\text{C}$ , после чего мешалку солеотделителя останавливают и щелока отстаиваются от выпавшей при охлаждении соли в течение  $1,5 - 2$  часов.

Отстоявшиеся крепкие щелока из солеотделителя **33**, с концентрацией щелочи не менее  $825 \text{ г/дм}^3$  и хлоридов не более  $0,7 - 0,8 \%$  заливают центробежным насосом **34** в железнодорожные цистерны **35**

для отправки потребителям или в мерник **36**, а из него в автоцистерны. Накопившуюся в процессе отстоя соль из конусов солеотделителей **30**, **33** периодически выкачивают центробежным насосом в напорный сборник пульпы средних щелоков **17**, где смешивают с пульпой с выпарных аппаратов первой стадии выпаривания и подают на центрифугу **14**.

### **4.3. Кристаллизация гидрата окиси калия**

Технологический процесс производства гидрата окиси калия технического кристаллического состоит из следующих стадий (рис. 4.3):

- прием сырья;
- отстаивание;
- кристаллизация;
- удаление хлорида калия;
- центрифугирование;
- фасовка и складирование готового продукта;
- продувка и промывка нутч-фильтра.

Гидрат окиси калия технический жидкий поступает в отделение со стадии выпарки и по трубопроводу перекачивается центробежным насосом в бак щелочи **8**. Далее щелочь из бака щелочи **8** центробежным насосом **10** закачивается в сборник химического раствора **1**. Сюда же насосом **9** подается маточный раствор из сборника **17**.

Для предотвращения кристаллизации щелочи, трубопроводы до и после скачивания пропариваются острым паром. При заполнении сборника химического раствора **1** щелочью контролируется температура щелочи и ее уровень в сборнике.

После заполнения сборников химического раствора **1** щелочь перемешивается мешалкой и отстаивается. После отстаивания щелочь через сифон, центробежным насосом **11** перекачивается в кристаллизаторы **2**.

При заполнении кристаллизаторов **2** щелочью контролируется температуры щелочи и ее уровень в кристаллизаторе. Охлаждение щелочи ведется водой, подаваемой через змеевиковый теплообмен-

ник при непрерывном перемешивании щелочи. Отработанную воду сбрасывают в канализацию условно-чистых стоков.

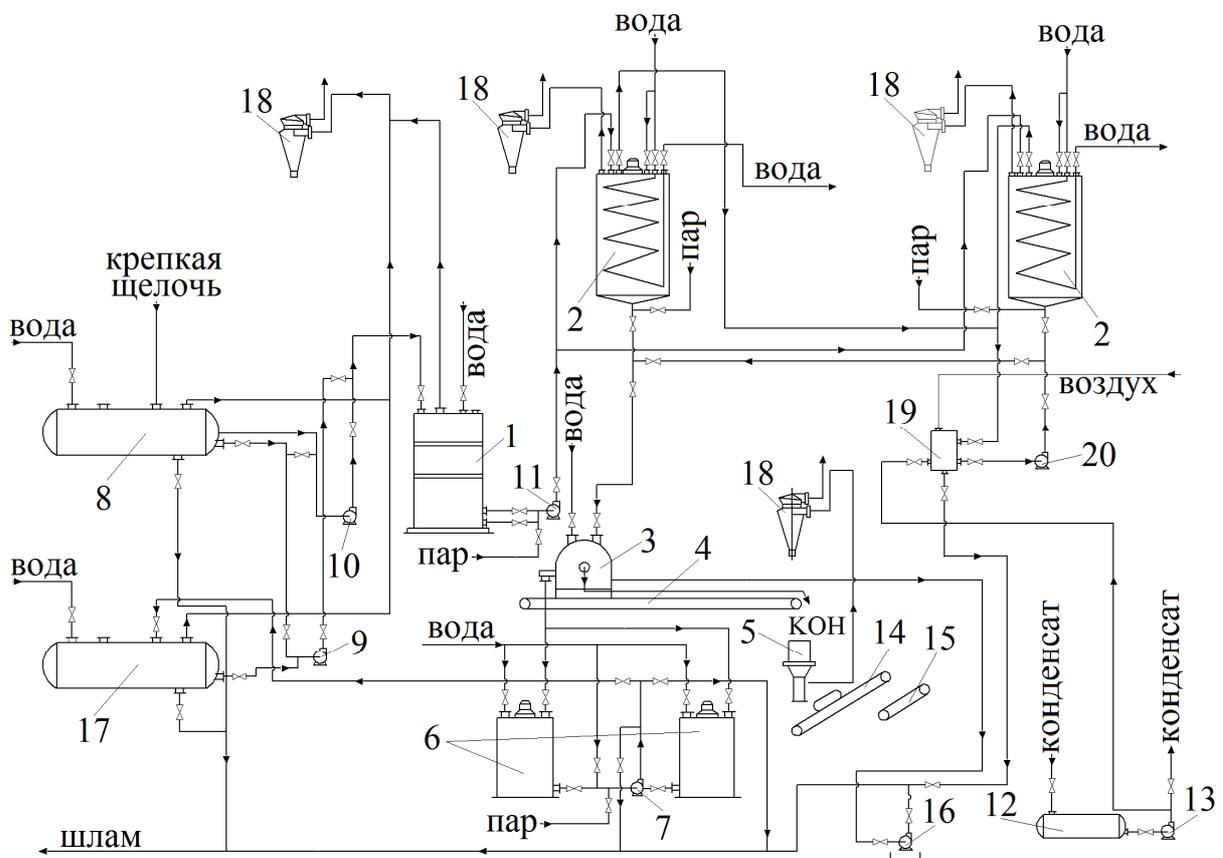


Рис. 4.3. Технологическая схема кристаллизации гидрата окиси калия

Скорость охлаждения щелочи до введения затравки составляет от 4 до 7 °С/ч. Затравка, предварительно поднятая подъемником на площадку обслуживания кристаллизаторов, вводится в щелочь в интервале температур 25 – 30 °С, в зависимости от концентрации щелочи, из расчета 3 – 5 кг на 1 м<sup>3</sup> раствора. После введения затравки скорость охлаждения щелочи поддерживается 1 – 2 °С/ч. Для предотвращения образования «шубы» на поверхности змеевикового теплообменника перепад температур охлаждающей воды и щелочи не должен превышать 10 °С. При охлаждении щелочи до температуры 18 °С подача воды на змеевиковый теплообменник прекращается.

После окончания операции по удалению кристаллов хлорида калия из щелочи, в сливной патрубках подают пар для растворения кристаллической «пробки», затем открывают запорную арматуру на

сливном трубопроводе. Пульпа из кристаллизатора 2 через промежуточный коллектор поступает на центрифугу 3, где происходит разделение твердой и жидкой фазы. Из центрифуги 3 кристаллы дигидрата гидроксида калия ленточным транспортером 4 перемещаются к тарельчатому питателю 5, с помощью которого продукт дозируется в полипропиленовые мешки с полиэтиленовым вкладышем. Мешки с продуктом отправляются на склад при помощи системы транспортеров 14, 15.

Маточник из центрифуги 3 самотеком поступает в сборники маточника 6 и далее центробежным насосом 7 перекачивается в бак маточника 17. Щелочные аэрозоли, образующиеся в баке маточника 17, сборнике химического раствора 1, кристаллизаторах 2 и в процессе упаковки готового продукта, по трубам санитарного отсоса направляются в циклоны 18, где очищаются и затем выбрасываются в атмосферу.

В процессе кристаллизации в кристаллизаторах 2 накапливаются шламовые отложения, которые периодически выводятся на нутч-фильтр 19. Для промывки кристаллизаторов предусмотрена циркуляция в системе кристаллизатор 2 – нутч-фильтр 19 – насос 20. Шлам на фильтре промывается промывными водами центрифуги 3, которые подаются насосом 16. Затем шлам разбавляется из сборника 12 конденсатом, подаваемым насосом 13 и направляется в шламохранилище.

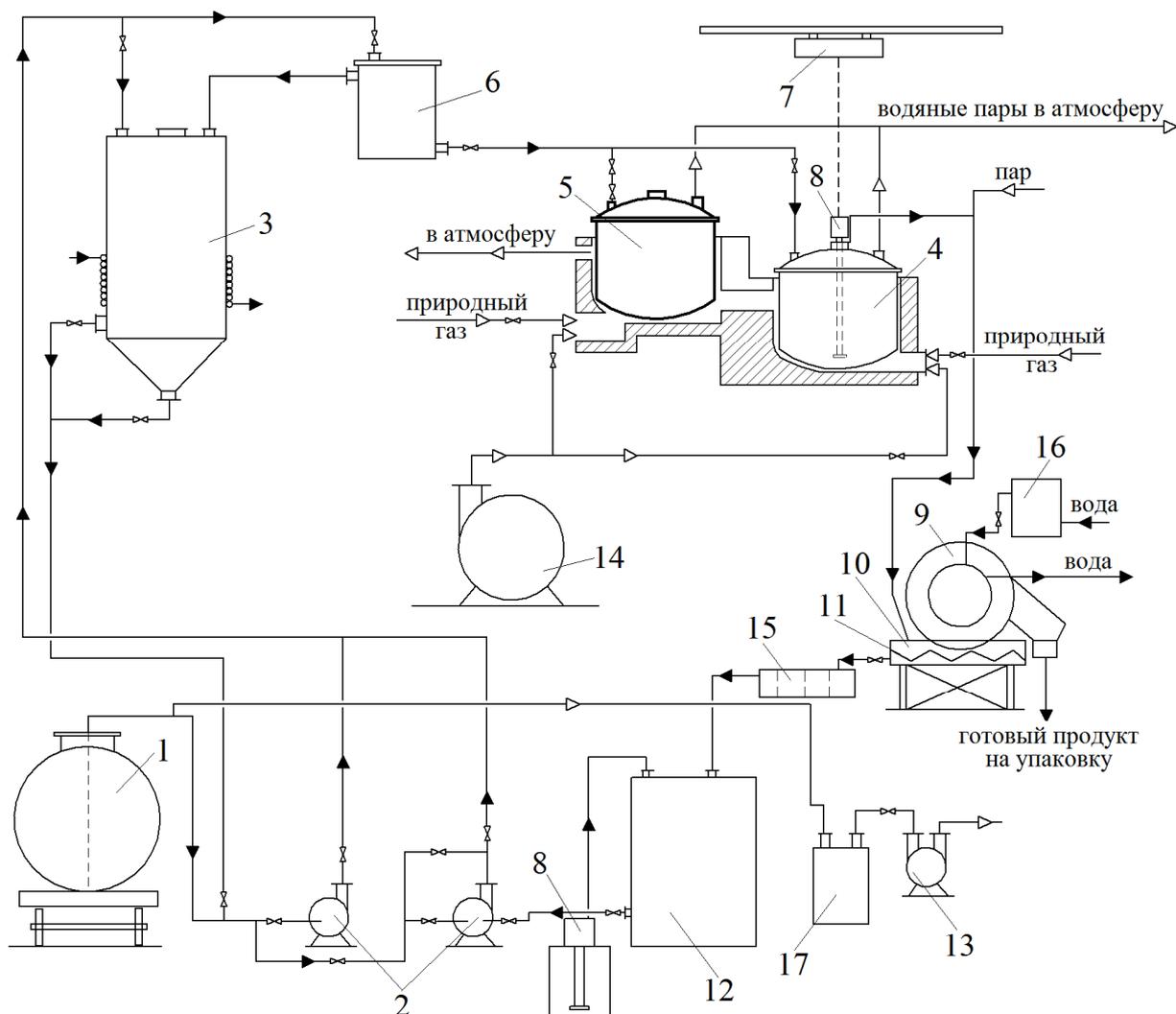
#### **4.4. Чешуирование гидрата окиси калия**

Процесс получения чешуированного гидрата окиси калия включает следующие стадии:

- прием сырья и подготовка плавильного котла к работе;
- обезвоживание раствора гидрата окиси калия технического;
- прокалка и декантация плава;
- чешуирование плава;
- затаривание, маркировка и отгрузка готового продукта.

Гидрат окиси калия технический жидкий поступает в цистерне 1, из которой центробежным насосом 2 перекачивается в отстойник 3

(рис. 4.4). Заполнение всасывающего трубопровода центробежного насоса **2** раствором гидрата окиси калия осуществляется путем создания в нем разрежения вакуум-насосом **13** через ловушку **17**. Для подогрева раствора гидрата окиси калия отстойник **3** снабжен паровым змеевиком.



*Рис. 4.4 Технологическая схема процесса чешуирования*

Из отстойника **3** раствор гидрата окиси калия центробежным насосом **2** подается в напорный бак **6**. Из напорного бака **6** раствор самотеком поступает непосредственно в плавильный котел **4** и подогревной котел **5**. Заполнение плавильного котла **4** производится на  $\frac{2}{3}$  его объема, после чего начинается процесс обезвоживания.

Для обогрева плавильного и подогревного котлов используется тепловая энергия, получаемая при сжигании природного газа. Подача

природного газа осуществляется из внутривоздушной сети. Плавильный котел снабжен топкой с горелкой для сжигания природного газа. Воздух для сжигания природного газа подается вентилятором высокого давления *14*.

После заполнения плавильного котла раствором гидрата окиси калия производится розжиг топки котла. Температура в топке постепенно доводится до 800 – 1100 °С. При достижении температуры в плавильном котле 160 °С раствор закипает. По мере кипения раствора и испарения из него воды происходит снижение уровня в котле. Для поддержания уровня производится долив свежего раствора. Доливка котла производится из расчета 1 м<sup>3</sup> раствора на каждые 20 градусов увеличения температуры в котле, начиная от температуры кипения. По мере увеличения температуры в котле и снижения его уровня процесс доливки раствора в котел повторяется. При проведении доливки раствора в котел к нему постепенно добавляют нитрат калия из расчета 5,2 кг KNO<sub>3</sub> на 1 т 100 % КОН.

Образующиеся в процессе обезвоживания водяные пары отводятся в атмосферу при помощи вытяжной трубы. При достижении концентрации КОН в плаве 86 – 88 масс. % возможно его вспенивание. Для прекращения или уменьшения образования пены в котел вводится машинное масло из расчета не более 3 кг на одну операцию. При сильном вспенивании снижают температуру в топке котла на 100 – 200 °С. При достижении температуры плава в котле 400 °С доливка раствора прекращается и котел ставится на прокалку.

С целью более полного удаления воды из плава и снижения его вязкости проводятся операции прокали и отстаивания. Температура в топке плавильного котла поддерживается в пределах 1000 – 1100 °С. Температура плава достигает 485 °С, при этом происходит окончательное его обезвоживание. Концентрация КОН в плаве поднимается до 94,5 масс. %. При достижении указанной температуры подача топлива и воздуха в топку прекращается и плав подвергается отстаиванию в течение трех часов. Ко времени окончания отстаивания температура плава в котле снижается до 430 °С.

Чешуирование плава производится в аппарате чешуирования **9**, который представляет собой полый стальной барабан диаметром 2,0 м, длиной 1,0 м, вращающийся со скоростью 1,9 – 5,5 об/мин. Охлаждение барабана производится водой, подаваемой внутрь через полый вал. Охлаждающая вода предварительно очищается от механических примесей в фильтре **16**. Отвод отработанной воды из барабана производится сифоном. Под барабаном установлено корыто **10**, в которое подается плав из плавильного котла **4**. Корыто **10** снабжено электроподогревателем **11** для поддержания температуры плава в корыте в пределах 385 – 415 °С. Электроподогреватель **11** включается в работу за час до начала процесса чешуирования для прогрева. За 30 минут до начала чешуирования в плавильный котел на глубину 300 – 400 мм при помощи электротельфера **7** устанавливается погружной насос **8**, с помощью которого плав подается в корыто аппарата чешуирования по системе разборных трубопроводов.

По мере наполнения корыта **10**, барабан нижней частью погружается в плав на глубину 10 – 30 мм. При соприкосновении с холодной поверхностью стенки барабана плав кристаллизуется в виде пленки толщиной 0,8 – 1,5 мм и затвердевает. По мере вращения барабана пленка охлаждается до температуры 50 – 80 °С. Затем пленка затвердевшего и охлажденного гидрата окиси калия срезается ножом, дробится на зубчатых валках аппарата чешуирования **9** и отправляется на затаривание.

В период чешуирования температура плава в котле поддерживается в пределах 430 – 440 °С, а температура в топке – 500 – 800 °С.

После освобождения от плава плавильный котел **4** охлаждается, после чего вновь заполняется раствором гидрата окиси калия и процесс повторяется.

После срабатывания плава из корыта **10** и остановки аппарата чешуирования **9**, корыто и барабан охлаждаются до температуры не выше 200 °С. После охлаждения барабан, корыто и зубчатые валки аппарата чешуирования пропариваются и промываются водой. Про-

мывные воды через классификатор *15* самотеком стекают в сборник сточных вод *12*.

### *Контрольные вопросы*

1. В каких условиях проводится электролиз рассола хлорида калия?
2. Какие реакции протекают при электролизе рассола хлорида калия?
3. Как утилизируются водород и хлор, образовавшиеся в процессе электролиза?
4. В чем заключаются особенности выпарки раствора электролитической щелочи?
5. Как происходит утилизация сокового пара в процессе выпарки щелочи?
6. Как происходит отделение средних щелоков от кристаллических солей?
7. Какую концентрацию имеют крепкие щелока после второй стадии выпарки?
8. Как происходит отделение крепких щелоков от кристаллических солей?
9. В каких условиях происходит кристаллизация гидрата окиси калия?
10. Какие стадии включает производство чешуированого гидрата окиси калия?
11. В каких условиях проводится обезвоживание раствора гидрата окиси калия?
12. Как проводится чешуирование плава гидрата окиси калия?

## 5. ПРОИЗВОДСТВО МЕТАНОЛА

### 5.1. Общие сведения о производстве метанола

Современное производство метанола построено по блочному принципу и состоит из следующих блоков:

- блок сероочистки и конверсии. В состав блока входят аппарат сероочистки и два агрегата конверсии природного газа;

- блок компрессии. В состав блока входят компрессор конвертированного газа и циркуляционный компрессор, а также компрессор азота, два компрессора воздуха низкого давления и один воздушный компрессор высокого давления;

- блок синтеза метанола. В состав блока входят два реактора основного синтеза метанола и блок проточного синтеза метанола;

- блок ректификации метанола-сырца. В состав блока входят одна колонна предварительной ректификации и две колонны основной ректификации.

Исходным сырьем для производства метанола является природный газ. В состав природного газа входят метан, этан и другие высшие углеводороды, азот, а также примеси сернистых соединений. Сернистые соединения, как органические, так и неорганические, являются ядами для катализаторов, используемых в процессе конверсии углеводородов и синтеза метанола. Поэтому природный газ подвергается тщательной очистке от сернистых соединений.

Органические сернистые соединения сначала подвергаются гидрированию водородом в присутствии катализатора. При этом органические соединения серы превращаются в сероводород, который затем поглощается активированным оксидом цинка. Оба процесса проводятся в одном аппарате на комбинированном катализаторе – поглотителе, в состав которого входят соединения никеля, железа и оксид цинка.

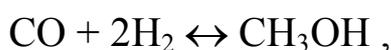
Процесс сероочистки ведется при температуре 320 – 400 °С. Реакция поглощения сероводорода содержащимся в комбинированном катализаторе оксидом цинка необратима, поэтому при насыщении ка-

тализатора серой до 30 % от общего веса необходима его замена на свежий.

Процесс получения конвертированного газа, необходимого для синтеза метанола, основан на каталитической конверсии природного газа с водяным паром в трубчатых печах в присутствии никелевого катализатора при давлении 1,96 МПа, температуре 888 °С на выходе из реакционных труб и мольном соотношении пар : углерод = 2,6 : 1.

Конверсия природного газа проводится в печи риформинга – трубчатой печи, состоящей из радиационной и конвекционной зон. В радиационной зоне размещены 496 реакционных труб, заполненных никелевым катализатором, и потолочные горелки для обеспечения теплом реакции конверсии. В конвекционной части размещена теплообменная аппаратура, использующая тепло дымовых газов.

Синтез метанола проводится под давлением не более 8,5 МПа и температуре 200 – 300 °С в присутствии медьсодержащего катализатора, при этом протекают следующие основные реакции:



Степень превращения, осуществляемая за один проход над катализатором, незначительна вследствие приближения к равновесию. Следовательно, проводится рециркуляция непрореагировавших оксидов углерода и водорода. Циркуляция газов над слоем катализатора производится компрессором с приводом от паровой турбины. Циркуляционный газ, поступающий в реакторы синтеза метанола, подогревается до температуры реакции за счет тепла газа, выходящего из реакторов. Полученный метанол конденсируется из циркуляционного газа и выводится из цикла синтеза. Концентрация метанола в возвратном потоке циркуляционного газа в реакторы синтеза метанола должна быть низкой для обеспечения максимальной степени превращения исходных веществ.

Реакции, протекающие при синтезе метанола, характеризуются высокой экзотермичностью. Хотя они и ограничиваются равновесием и скоростью реакции, необходимо также ограничивать повышение температуры в реакторах. Для колонн основного синтеза это достигается путем подачи холодного газа на каждый слой катализатора по байпасам. В реакторе проточного синтеза съём тепла осуществляется подачей котловой воды во встроенный внутренний теплообменник, расположенный в слое катализатора.

По мере расходования оксида углерода и водорода в процессе синтеза метанола в систему подается свежий газ. Свежий (конвертированный) газ содержит в небольшой концентрации метан, который инертен к реакциям синтеза метанола. Следовательно, метан будет накапливаться в цикле синтеза, что может привести к замедлению реакций синтеза метанола и, в конечном результате, к полному прекращению синтеза. Концентрация инертных газов и избыточного водорода циркуляционного газа регулируется путем постоянной продувки. При этом теряется также часть оксидов углерода. Объем продувки определяется концентрацией инертных в свежем газе, поступающем в цикл синтеза, и концентрацией инертных газов в циркуляционном газе.

Жидкий метанол-сырец, кроме воды, содержит ряд других органических соединений, которые синтезируются одновременно с метанолом. К ним следует отнести сложные метиловые эфиры простых жирных кислот, различные кетоны, бензол, этанол, высшие спирты, диметиловый эфир и другие сложные соединения. В метаноле-сырце содержится также небольшие количества растворенных газов.

Отгонка примесей, содержащихся в метаноле-сырце, происходит в последовательных колоннах предварительной и основной ректификации без давления. На стадии отгонки легких фракций от метанола-сырца отделяют легколетучие соединения: диметиловый эфир, растворенные газы и другие. На стадии основной ректификации происходит разделение кубовой жидкости колонны отгонки легких фракций с получением метанола-ректификата, сивушного масла и воды с содержанием метанола 0,02 масс. %.

## 5.2. Синтез метанола

Конвертированный газ из сепаратора *1* (рис. 5.1) поступает на всас компрессора конвертированного газа *2*. Приводом компрессора *2* является паровая турбина, работающая с отбором пара среднего давления и вакуумной конденсацией отработанного пара.

Компрессор *2* состоит из корпусов низкого и высокого давления. Расход конвертированного газа на всасе ступени низкого давления компрессора *2* составляет не более 440 тыс. нм<sup>3</sup>/ч.

В корпусе низкого давления компрессора *2* конвертированный газ сжимается до давления 2,0 – 3,8 МПа и с температурой не более 160 °С подается на охлаждение в промежуточный холодильник *3* (агрегат воздушного охлаждения АВО). В промежуточном холодильнике *3* конвертированный газ охлаждается до температуры не менее 10 °С. Образовавшийся при охлаждении газа конденсат отделяется в сепараторе *4*. Из сепаратора *4* конвертированный газ поступает в корпус высокого давления компрессора *2*.

После сжатия в корпусе высокого давления конвертированный газ с давлением 8,1 МПа и температурой не более 175 °С разделяется на два потока, один из которых направляется в конечной холодильник *5* и далее на установку основного синтеза, а второй – на блок проточного синтеза (БПС) к реактору *21*.

Циркуляционный компрессор *7* представляет собой односекционную центробежную машину с приводом от паровой турбины, работающей с вакуумной конденсацией отработанного пара. С нагнетания компрессора *7* циркуляционный газ с давлением не более 8,7 МПа и температурой не более 80 °С поступает в цикл синтеза.

Расход газа на нагнетании циркуляционного компрессора *7* составляет не более 2200 тыс. нм<sup>3</sup>/час. С нагнетания циркуляционного компрессора *7* газ распределяется на два потока, которые поступают на две отдельные нитки синтеза метанола. Обе нитки синтеза метанола работают в одном режиме. Расход газа на каждую нитку синтеза составляет не более 1100 тыс. нм<sup>3</sup>/час.

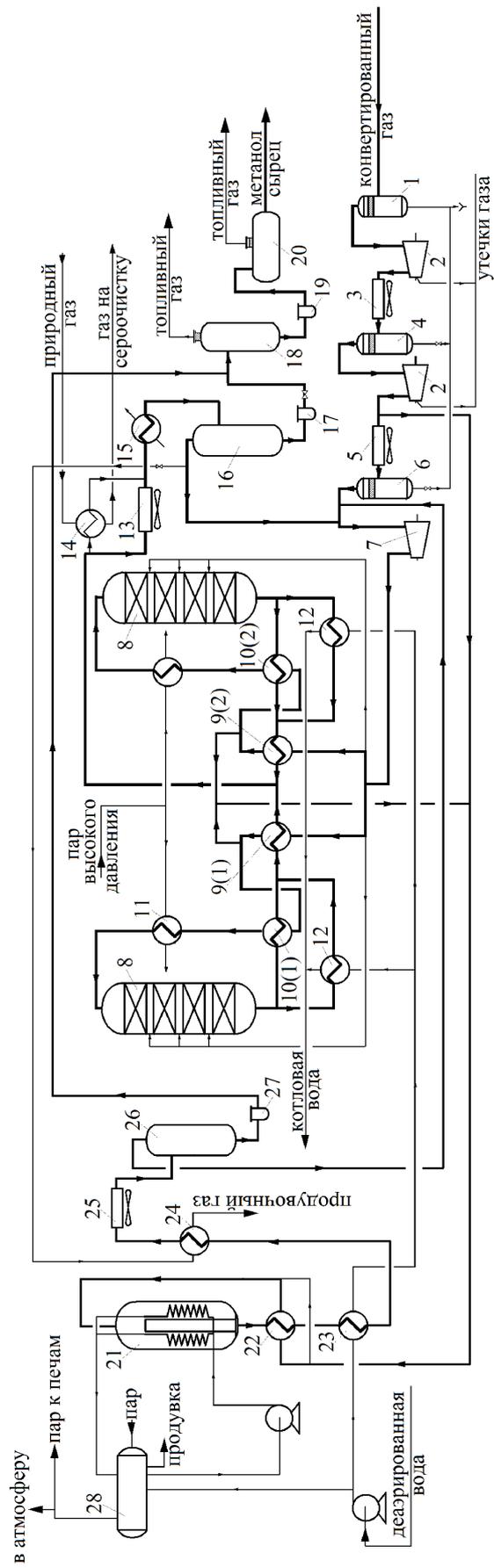


Рис. 5.1. Технологическая схема блока синтеза метанола

Часть газа подается в колонну синтеза метанола **8** после подогрева до 205 – 255 °С в межтрубном пространстве двух последовательно расположенных промежуточных теплообменников **9 (1,2)** и **10 (1,2)**. Нагрев входящего циркуляционного газа осуществляется за счет тепла выходящего из реакторов синтеза циркуляционного газа, который проходит по трубной части этих теплообменников.

После теплообменника **9 (1,2)** часть газа в количестве не более 250 тыс. нм<sup>3</sup>/час отводится на БПС. Остальной газ поступает в подогреватель **10 (1,2)**. Если тепловой режим процесса не может быть обеспечен (пониженная нагрузка, пуск и остановка, восстановление катализатора), температура газа на входе в реактор синтеза поддерживается пусковым подогревателем **11**, использующими в качестве теплоносителя насыщенный пар высокого давления котлоагрегатов риформинга.

Циркуляционный газ поступает в колонну синтеза **8** сверху через входной распределитель. Реактор синтеза представляет собой цилиндрический аппарат с внутренним диаметром 4,38 м и высотой 17,5 м. В реакторы **8** загружен медьсодержащий катализатор синтеза метанола.

Колонна синтеза метанола выполнена из низколегированной стали. Так как реакции синтеза метанола экзотермичны, необходимо ограничивать повышение температуры в зоне реакции. Это достигается подачей холодного циркуляционного газа через тороидальные распределители в смесители, в которых происходит смешение горячего газа, вышедшего из слоя катализатора, и холодного газа, поступающего по байпасным линиям. После смесителей газ направляется на следующий слой катализатора. В реакторах синтеза метанола расположены три полки со смесителями, которые делят катализатор на четыре слоя. Для наиболее полного перемешивания горячего и холодного газа перед второй полкой установлен смеситель типа «труба в трубе».

Циркуляционный газ, выходящий из реактора синтеза **8** с температурой 260 – 290 °С, поступает параллельно в промежуточный теплообменник **10 (1,2)** и подогреватель питательной воды **12**. Газ, выхо-

дящий из теплообменника **10 (1,2)** и подогревателя питательной воды **12**, объединяется в один поток и поступает в трубное пространство теплообменника **9 (1,2)**.

В теплообменнике **9 (1,2)** горячий газ, отдавая тепло холодному циркуляционному газу, охлаждается до  $90 - 120$  °С и при этом частично конденсируется. Газожидкостная смесь, выходящая из теплообменников **9 (1,2)**, объединяется в один поток и направляется на дальнейшее охлаждение, при этом объединенный поток снова делится на два потока. Первый поступает в АВО **13**, где при охлаждении газожидкостной смеси до температуры не более  $75$  °С и происходит конденсация метанола и воды, образовавшихся в ходе реакции синтеза.

Второй поток газожидкостной смеси отбирается от общей линии перед АВО **13** и отводится к подогревателю **14**, где используется для подогрева природного газа, поступающего на агрегат, до температуры не более  $95$  °С. Газожидкостная смесь при этом охлаждается до температуры не более  $75$  °С и затем объединяется с потоком, идущим от АВО **13**. Объединенный поток направляется на дальнейшее охлаждение в конденсатор **15**, его температура должна быть не более  $75$  °С. В конденсаторе **15** газожидкостная смесь охлаждается оборотной водой. Охлаждение газожидкостной смеси необходимо вести до возможно более низкой температуры, чтобы максимально сконденсировать метанол-сырец.

Газожидкостная смесь из конденсатора **15** поступает в сепаратор метанола-сырца **16**, который представляет собой вертикальный сосуд. Отделение основного количества метанола-сырца от несконденсировавшихся газов происходит за счет увеличения объема газа на входе в сепаратор и изменения направления движения потока газа внутри сепаратора. В верхней части его находится отбойная сетка, при помощи которой происходит дополнительное отделение метанола-сырца. В камерах на выходе после отбойных сеток в нижней части вмонтированы воронки, где собирается метанол-сырец и по опускным трубам сливается в нижнюю часть сепаратора. Отделенные в сепараторе **16**

несконденсировавшиеся газы направляются на всас циркуляционного компрессора 7.

Для поддержания на оптимальном уровне инертных компонентов и для регулирования давления в цикле синтеза часть газа (не более 120 тыс. нм<sup>3</sup>/час) отводится в коллектор продувочных газов. Продувочные газы цикла синтеза, предварительно подогреваясь до 100 °С в теплообменнике 24 БПС, используются для гидрирования сернистых соединений на установке сероочистки, а также в качестве топлива на потолочных горелках печей риформинга.

Метанол-сырец из сепаратора 16 через фильтр высокого давления 17 поступает в сборник жидкого метанола-сырца 18, предварительно смешиваясь с потоком метанола-сырца от БПС. В сборнике метанола-сырца 18 за счет понижения давления газы, растворенные в жидком метаноле-сырце, десорбируются из жидкой фазы.

Из сборника 18 метанол-сырец отводится через фильтр 19 в расширительный сосуд 20. За счет дальнейшего понижения давления в расширительном сосуде 20 происходит вторичная десорбция растворенных в метаноле-сырце газов (Н<sub>2</sub>, СН<sub>4</sub>, СО<sub>2</sub>, СО). Из расширительного сосуда 20 газы под давлением 0,03 МПа поступают в сепаратор, где уносимый с газом метанол отделяется, а очищенный от конденсата газ поступает в сепаратор колонны отгонки легких фракций (в зоне ректификации) и отправляется на сжигание в печах риформинга. Выделившийся метанол, периодически или постоянно (в зависимости от его количества), удаляется в ресивер факельного коллектора. Метанол-сырец из расширительного сосуда 20 самотеком отводится в емкость на склад метанола. Расширительный сосуд 20 предназначен также для опорожнения дренажной емкости зоны ректификации.

Часть конвертированного газа с линии нагнетания компрессора 2 (перед АВО 5) с давлением не более 8,1 МПа и температурой не более 175 °С поступает в БПС. Циркуляционный газ, поступающий в БПС, отбирается после теплообменников 9 (1,2) с давлением 8,2 МПа и температурой 120 °С, объединяется в один поток, а затем смешива-

ется с конвертированным газом в определенном соотношении, зависящем от активности (срока службы) катализатора, загруженного в реактор **21**.

Смесь конвертированного и циркуляционного газа поступает в межтрубную часть рекуперационного теплообменника **22**. В теплообменнике **22** свежий газ подогревается до температуры 200 – 235 °С за счет тепла газа, выходящего из реактора **21** с температурой 220 – 280 °С. Подогретый свежий газ поступает в реактор проточного синтеза **21**.

В реактор проточного синтеза **21** загружен медьсодержащий катализатор в количестве 44 т. Часть катализатора (около 25 % от общего объема) работает в адиабатическом режиме, остальная часть (около 75 % от общего объема) – в изотермических условиях. Разделения между адиабатическим и изотермическим слоями нет. Внутри слоя катализатора расположен внутренний теплообменник с плоскими теплообменными каналами для съема тепла реакции синтеза метанола. При такой конструкции реактора создаются равномерные радиальные температуры по слою катализатора и оптимальный профиль температур по длине реактора.

Газ, поступающий в верхнюю часть реактора **21**, проходя через его адиабатический слой, нагревается за счет тепла реакции синтеза метанола до температуры 270 °С и далее проходит через изотермическую часть реактора. Ограничение повышения температуры в изотермическом слое катализатора реактора **21** достигается за счет испарения котловой воды с получением пара среднего давления во встроенном пластинчатом теплообменнике. Образовавшийся пар направляется в паросборник **28**.

Газ, выходящий из реактора, поступает в трубное пространство рекуперационного теплообменника **22**, где охлаждается до температуры 160 – 178 °С. Затем отходящий синтез-газ поступает в трубное пространство подогревателя питательной воды **23**, где охлаждается до температуры не более 130 °С. Далее газ охлаждается до 105 – 119 °С в подогревателе продувочных газов **24**. Продувочные газы, поступаю-

щие в межтрубное пространство подогревателя **24** от сепаратора **16**, нагреваются до 95 – 106 °С и далее направляются на сжигание в основных горелках печей риформинга.

После теплообменника **24** газожидкостная смесь поступает на дальнейшее охлаждение в АВО **25**, где ее температура снижается до 45 °С, при этом происходит конденсация метанола-сырца.

Отделение метанола-сырца от несконденсировавшихся газов происходит в сепараторе **26**. Циркуляционный газ из сепаратора **26** поступает на всас циркуляционного компрессора **7**, смешиваясь с циркуляционным газом от сепаратора **16** и свежим (подпиточным) конвертированным газом от компрессора **2**. Отделившийся в сепараторе **26** метанол-сырец очищается от механических примесей на фильтре **27** и отправляется в сборник метанола-сырца **18**.

#### *Контрольные вопросы*

1. Перечислите основные стадии производства метанола.
2. Как проводится сероочистка природного газа в производстве метанола?
3. В каких условиях проводится риформинг природного газа в производстве метанола?
4. Какие реакции лежат в основе синтеза метанола?
5. В каких условиях проводится синтез метанола?
6. Как проводится стабилизации температурного режима в процессе синтеза метанола?
7. Каким способом проводится очистка метанола-сырца?
8. Какие катализаторы используются для синтеза метанола?
9. Как осуществляется утилизация тепла газовых потоков синтеза метанола?

## 6. ПРОИЗВОДСТВО ТИТАНА

Современное производство титана представляет собой симбиоз физических и химических процессов. Основными химическими процессами являются хлорирование и восстановление, их взаимосвязь представлена на рис. 6.1.

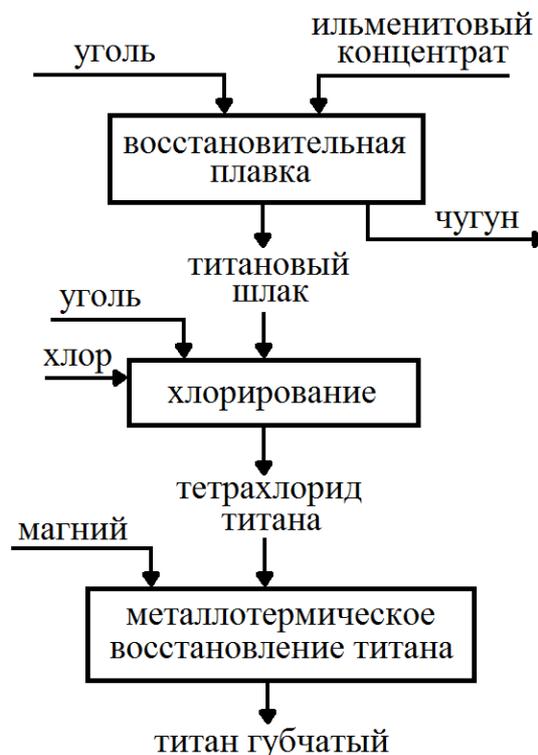


Рис. 6.1. Блок-схема производства титана

### 6.1. Восстановительная плавка концентрата

Ильменитовый концентрат (рис. 6.2) со склада с помощью камерных питателей из-под силосных башен **3** по системе трубопроводов пневмотранспорта через осадители поступает в приемные бункеры **16** над руднотермическими печами. Отсос запыленного воздуха от бункеров **16** осуществляется аспирационно-технологическими установками (АТУ). Антрацит, необходимый для приготовления шихты, высушивается в барабанной сушилке **1** и затем через бункер **2** ленточным конвейером **17** подается в приемный бункер **14**. Для улавливания образующейся пыли над конвейером **17** установлен цепной фильтр **18**.

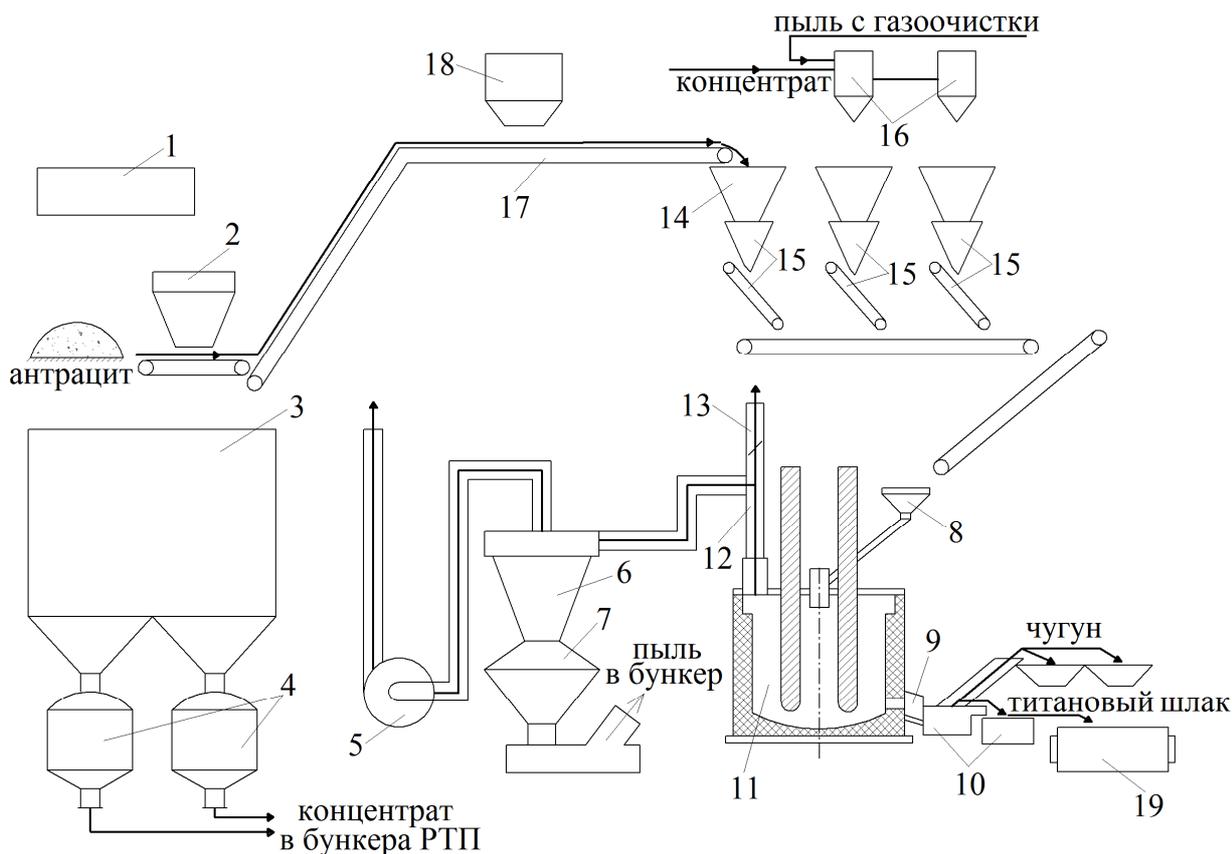


Рис. 6.2. Технологическая схема восстановительной плавки

Из приемных бункеров **14** и **16** концентрат и восстановитель поступают на дозаторы **15**, а затем на систему раздаточных ленточных конвейеров. С ленточных конвейеров концентрат и восстановитель при помощи плужковых сбрасывателей с пневмоприводом поступают в печные карманы **8** – бункера на руднотермических печах **11**.

Готовая шихта (смесь концентрата и восстановителя) при очередном кратковременном открывании затворов на бункерах–карманах по труботечкам загружается в ванну руднотермической печи **11**, где и происходит восстановительная плавка титансодержащих концентратов.

Титановый шлак из печи – расплав – принимается через леточное окно **9** в каскадно установленные изложницы **10**. После остывания слитки шлака извлекаются из изложниц **10** и измельчаются в шаровой мельнице **19**.

Пыль, выделяющаяся в процессе плавки из руднотермической печи **11**, отсасывается вентилятором **5** через газоход **12** и улавливает-

ся циклоном **6**. Уловленная пыль собирается в бункере **7** и возвращается в производство. В случае остановки работы циклона **6** запыленный воздух сбрасывается на свечу **13**.

Попутный металл после выхода из печи отделяется в первой изложнице от титанового шлака и по сливному желобу поступает в песчаные формы. Часть попутного металла при этом остается в первой изложнице под слоем шлака. Слитки попутного металла из первых изложниц после остывания складировуются.

Попутный металл из песчаных форм после его остывания извлекают с помощью электромостового или магнитно-грейферного крана и перевозят в отдельный отсек с высотой стен ограждения не ниже 4 метров.

## 6.2. Хлорирование титанового шлака

Титаносодержащая шихта транспортируется из отделения восстановительной плавки в химико-металлургический цех. Далее с помощью осушенного воздуха шихта разгружается, по трубопроводам пневмотранспорта поднимается и тангенциально подается в осадитель **13** (рис. 6.3).

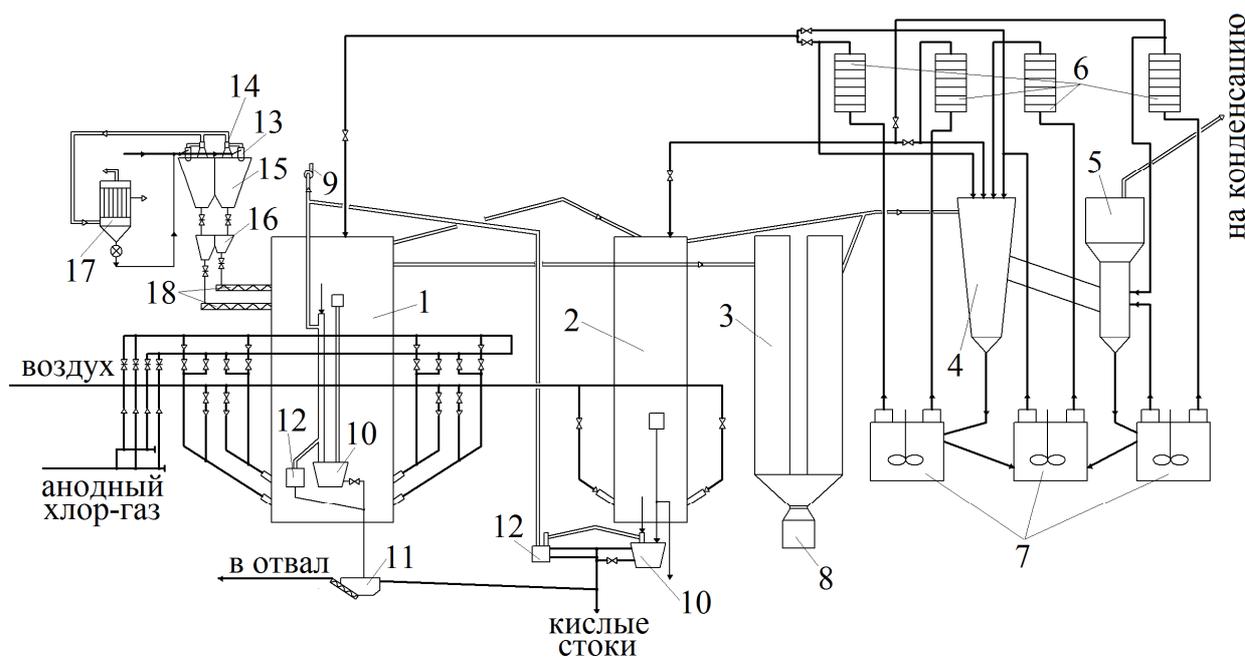


Рис. 6.3. Технологическая схема процесса хлорирования

В осадителе твердые частицы шихты под действием центробежных сил тяжести выпадают в приемный бункер **15**, а воздух, пройдя очистку от унесенных мелких частиц в циклоне **14** и фильтре **17**, выбрасывается в систему сантехнического отсоса. Накопившуюся шихту выдувают из накопительных бункеров фильтра в приемный бункер эжекционным пневмоаппаратом.

Шихта из приемных бункеров **15** по течкам с шиберами загружается по мере необходимости в расходный бункер **16**. Из расходных бункеров шнековыми питателями **18** титаносодержащая шихта подается в хлоратор **1**, где за счет циркуляции расплава происходит интенсивное ее перемешивание.

Анодный хлор-газ в отделение хлорирования поступает из цеха электролиза магния по одному из двух хлорных коллекторов. Серная кислота, находящаяся в анодном хлор-газе, улавливается в кислотосборниках за счет резкого увеличения объема, а чистый газ переходит в цеховой коллектор. Из цехового коллектора по хлоропроводам хлор подается через фурменные узлы в нижнюю часть расплава.

Образующийся в результате реакции тетрахлорид титана и часть хлоридов металлов (кремния, алюминия, железа и других) подается через газоход в систему конденсации в виде парогазовой смеси. Другая часть хлоридов металлов (кальция, магния, марганца и других), получающихся в результате хлорирования, вместе с непрохлорированными оксидами металлов накапливаются в расплаве и периодически выводятся.

Отработанный расплав хлоратора, с содержанием хлоридов 70-75 масс. % и имеющий температуру 720 – 770 °С через узел верхнего слива периодически сливается в ванну гидроудаления **10**, наполненную по верхнему переливу водой. При попадании расплава в воду происходит его охлаждение и растворение, сопровождающееся интенсивным испарением и кипением воды в месте его контакта с расплавом.

Благодаря распространению расплава по большому объему воды исключается местный перегрев при оптимальном соотношении объема подаваемой воды в ванну во время слива расплава и сливаемого

расплава, хлопков и выбросов из ванны не происходит.

Для предотвращения быстрого увеличения температуры в ванне гидроудаления, вода в ванну подается непрерывно. При достижении предельной температуры не более 80 °С, слив расплава прекращается.

Образующийся раствор солей по верхнему переливу также непрерывно сливается через гидроотстойник **11** в кислотную канализацию. Нерастворимый осадок из гидроотстойника шнеком выгружается в короба и вывозится в отвал.

Для предотвращения оседания взвешенных, нерастворимых частиц и накапливания твердого осадка в ванне гидроудаления, в нее непрерывно подается сжатый воздух во время слива расплава. Воздух подается по барботерам, установленным в нижней части гидрованны.

Газ, образовавшийся в результате растворения хлоридов и испарения воды, удаляется в боров сантехотсоса по системе, предварительно пройдя через каплеотделитель **12**. Во время слива расплава из хлоратора газы после отмывки в первом стояке поступают во второй стояк каплеотделителя, где происходит отделение газа от унесенных капель соляной кислоты и растворенных хлоридов металлов и подается в сантехнический боров.

Образовавшийся тетрахлорид титана и часть хлоридов (кремния, алюминия, железа и других), а также частицы шихты в виде парогазовой смеси из хлоратора **1** через газоход поступают в пылеосадительную камеру **3** или в пылеосадительную камеру с плавильником возгонов **2**. В пылеосадительной камере **3** происходит фракционная конденсация твердых хлоридов (железа, алюминия, кальция, магния и частиц шихты, унесенных газовым потоком из хлоратора) и охлаждение парогазовой смеси за счет конвективного теплообмена.

В пылеосадительной камере с плавильником возгонов **2** происходит охлаждение парогазовой смеси, выходящей из хлоратора и фракционная конденсация высококипящих хлоридов (Ca, Fe, Al и других), а также осаждение частиц шихты, унесенных газовым потоком из хлоратора **1**. При подаче осушенного воздуха по фурмам пылеосадительной камеры с плавильником возгонов **2** происходит реакция дехлорирования хлоридов металлов, входящих в состав расплава

с образованием хлора. Реакции дехлорирования идут при высокой температуре расплава с выделением тепла и образованием оксихлоридов и оксидов металлов.

Образовавшийся хлор в результате реакций дехлорирования частично связывается с шихтой, унесенной из хлоратора, в пылеосадительной камере **3**, а несвязанная часть уносится газовым потоком в аппараты системы конденсации. На поверхности расплава за счет теплопередачи и адсорбции происходит очистка парогазовой смеси от высококипящих и твердых хлоридов (Fe, Ca, Mg, Al и других), которые частично уносятся газовым потоком в первый стояк оросительного скруббера **4**, а основная часть выводится с расплавом.

Для уменьшения температуры парогазовой смеси, поступающей из хлоратора в пылеосадительную камеру с плавильником возгонов и поддержания заданной температуры расплава, осуществляется закачка пульпы в первый стояк пылевой камеры с плавильником возгонов через клапан и форсунку. Клапан на закачку пульпы в пылеосадительную камеру работает в автоматическом режиме в зависимости от температуры расплава в плавильнике или в режиме ручного управления.

Накопленный расплав сливается периодически через узел верхнего слива в ванну гидроудаления **12**, аналогичную ванне гидроудаления хлоратора. Сливаемый расплав с концентрацией растворимых хлоридов не более 98 масс. % поступает в ванну гидроудаления, где происходит его растворение, сопровождающееся интенсивным выделением тепла. Для поддержания температурного режима в ванне гидроудаления непрерывно через стояк подается вода. Продукты растворения через верхний перелив сливаются в кислотную канализацию. Для предотвращения образования осадка в гидрованну по барботерам подается воздух. Отходящие газы, пройдя очистку в орошаемом стояке, поступают в каплеотделитель **14**, где происходит отделение газа от капель соляной кислоты и раствора хлоридов. После газы по системе трубопроводов направляются в сантехнический боров.

Парогазовая смесь после частичного осаждения твердых хлоридов и пыли поступает в оросительный скруббер **4, 5**, состоящий из

двух отдельных стояков, соединенных в нижней части.

Пульпа из первого стояка оросительного скруббера 4 сливается в два последовательно соединенных бака для пульпы 7 с четырьмя насосами и подается на орошение первого стояка оросительного скруббера 4. Три насоса подают пульпу на орошение через спиральные теплообменники 6, а один без теплообменника, также два насоса первого контура соединены с линией закачки пульпы в хлоратор и один насос с линией закачки пульпы в пылеосадительную камеру с плавильником возгонов. Из второго стояка пульпа сливается в третий бак для пульпы с двумя насосами и подается на орошение второго стояка оросительного скруббера 5.

Один из насосов второй ступени соединен с линией закачки пульпы в пылеосадительную камеру с плавильником возгонов. Один из насосов второй ступени подает пульпу на орошение второго стояка оросительного скруббера 5 через спиральный теплообменник 6, второй насос работает без теплообменника.

Отмытая в оросительном скруббере первой и второй ступени от низкокипящих, твердых хлоридов и комплексных соединений парогазовая смесь через расширение в верхней части второго стояка оросительного скруббера, выполняющего роль ловушки, поступает на конденсацию жидких хлоридов:  $TiCl_4$ ,  $SiCl_4$ ,  $CCl_4$ ,  $VOCl_3$ .

### **6.3. Очистка тетрахлорида титана**

Технический тетрахлорид титана содержит загрязняющие примеси. Содержание примесей зависит от состава исходного сырья и условий осуществления процессов хлорирования и конденсации. Обычно в техническом тетрахлориде титана растворены хлор, фосген, дихлороксид титана, хлориды и хлороксиды сопутствующих титану элементов – кремния, алюминия, железа, ванадия, ниобия и других, а также органические хлорпроизводные. В небольших количествах возможно присутствие хлоридов и хлороксидов серы и фосфора. Кроме растворенных примесей, в техническом тетрахлориде титана содержатся примеси хлоридов алюминия, железа, магния, кальция и других металлов, а также диоксида титана и угля в виде тонкодис-

перной взвеси. Окраска технического тетрахлорида титана зависит от содержания примесей и может изменяться от светло-желтой до темно-бурой.

Технический тетрахлорид титана подвергается очистке от растворенного окситрихлорида ванадия ( $\text{VOCl}_3$ ) медным порошком, который, кроме ванадия, удаляет еще серу и органические соединения. Образовавшиеся соединения ванадия и меди нерастворимы в  $\text{TiCl}_4$  и выпадают в осадок. Полученная суспензия поступает в сгуститель, где происходит осаждение твердых частиц. Дальнейшая очистка  $\text{TiCl}_4$  осуществляется в процессе ректификации.

Технологическая установка для ректификационной очистки тетрахлорида титана (рис. 6.4) в непрерывном режиме состоит из двух последовательно работающих колонн: ректификационной 3, предназначенной для очистки от низкокипящих примесей и дистилляционной 9, предназначенной для очистки от высококипящих примесей.

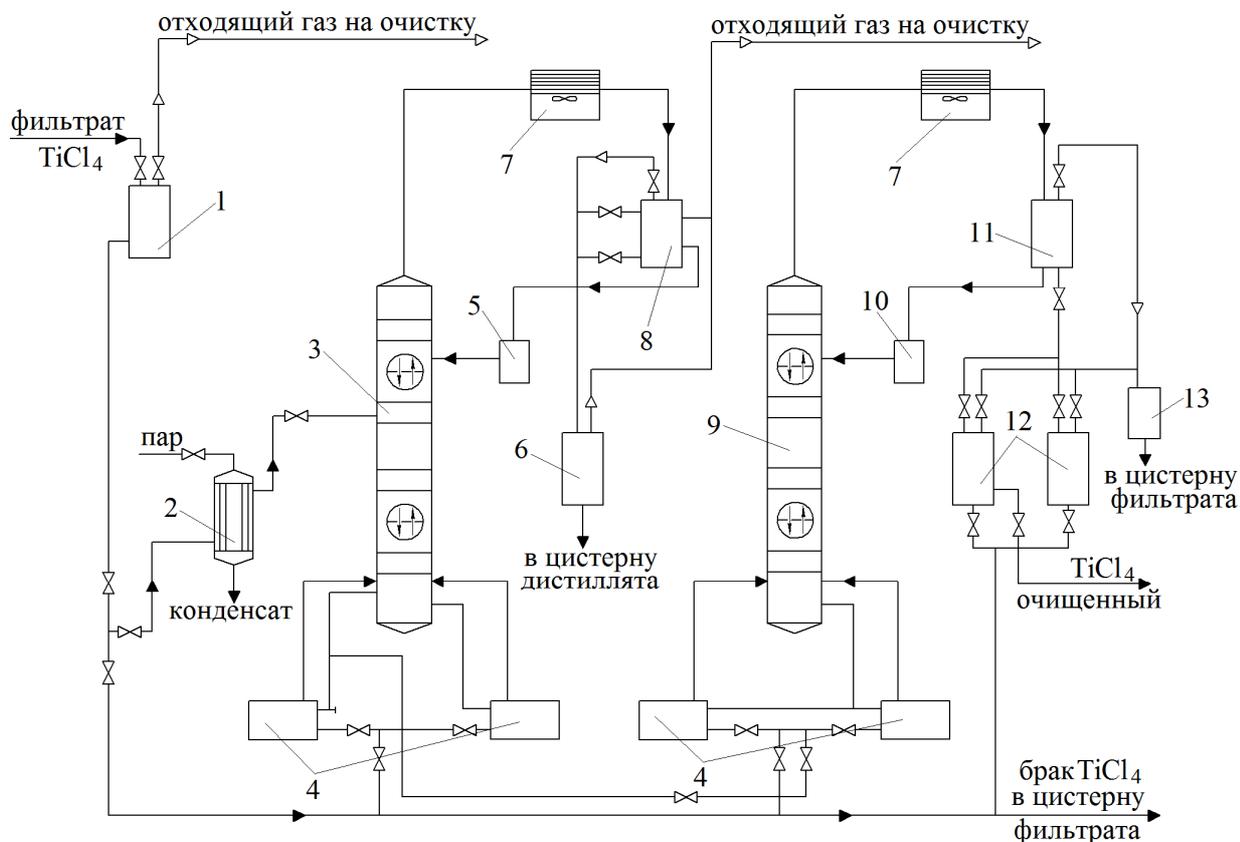


Рис. 6.4. Технологическая схема очистки тетрахлорида титана

Технический тетрахлорид титана (фильтрат), содержащий легкокипящие примеси и растворенные газы: тетрахлорид кремния ( $\text{SiCl}_4$ ) с температурой кипения  $57,4^\circ\text{C}$ , сероуглерод ( $\text{CS}_2$ ) с температурой кипения  $46,3^\circ\text{C}$ , фосген ( $\text{COCl}_2$ ) с температурой кипения  $8,2^\circ\text{C}$  и другие примеси ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{Cl}_2$ ,  $\text{HCl}$ ) закачивается в напорный бак **1** ректификационной колонны **3**. Из напорного бака через исходная смесь подается в подогреватель **2**, где нагревается до температуры не менее  $126^\circ\text{C}$  и направляется в среднюю часть ректификационной колонны **3** на 32-ю тарелку. Снизу из дистилляционных кубов **4** поднимаются вверх пары  $\text{TiCl}_4$ , встречаются с исходной жидкостью на тарелках, барботируют через нее и нагревают исходную жидкость, отдавая ей свое тепло. Часть паров конденсируется в жидкости (в основном  $\text{TiCl}_4$ ), а из исходной жидкости испаряется низкокипящая фракция ( $\text{SiCl}_4$ ,  $\text{CS}_2$ ,  $\text{COCl}_2$  и другие). Тем самым пары перегоняемой смеси в результате массообмена между жидкой и паровой фазами, поднимаясь снизу вверх, обогащаются низкокипящими примесями ( $\text{SiCl}_4$ ,  $\text{CS}_2$ ,  $\text{COCl}_2$ ), а жидкость, стекая вниз, обогащается высококипящими компонентами, в основном тетрахлоридом титана, и при температуре от  $136^\circ\text{C}$  до  $155^\circ\text{C}$  непрерывно выводится из дистилляционных кубов **4**.

Пары низкокипящей фракции поступают в конденсатор-дефлегматор **7**, где конденсируется, образуя первичный дистиллят, поступающий в блок постоянного уровня **8**. Часть дистиллята (флегма) возвращается в верхнюю часть колонны **3** через гидрозатвор **5** на орошение для укрепления паров низкокипящей фракции и поддержания заданной температуры верха, другая часть выводится из процесса и накапливается в цистерне-сборнике первичного дистиллята, откуда поступает в куб дистилляционной колонны **9**, где производится нагрев и испарение жидкости ( $\text{TiCl}_4$ ). Тетрахлорид титана отгоняется в виде пара, а высококипящие примеси (в основном оксихлорид титана в виде пересыщенного раствора  $\text{TiOCl}_2$  в  $\text{TiCl}_4$ ) непрерывно выводятся из куба дистилляционной колонны **9** в виде кубового остатка. Пары  $\text{TiCl}_4$ , проходя через насадочную часть дистилляционной колонны, освобождаются от высококипящих примесей ( $\text{TiOCl}_2$ ), конденсируются в конденсаторе **7**. Конденсат – очищенный тетрахлорид

титана поступает в бак постоянного уровня **11**. Часть конденсата возвращается на орошение в колонну **9** через гидрозатвор **10**. Другая часть выводится в сборные емкости **12** для дальнейшего производства титановой губки. Газовые испарения из бака **11** через гидрозатвор **13** отводятся в цистерну фильтрата.

#### 6.4. Металлотермическое восстановление титана

Расплавленный магний-сырец поступает из цеха электролиза магния в вакуумном ковше и заливается в рафинировочный миксер **1** для очистки от примесей отстаиванием (рис. 6.5). После полчасовой выдержки очищенный магний выбирается из миксера вакуумным ковшом отделения восстановления и заливается в аппарат восстановления **2**. Аппарат восстановления поступает с монтажного участка со стенда сборки и откачки.

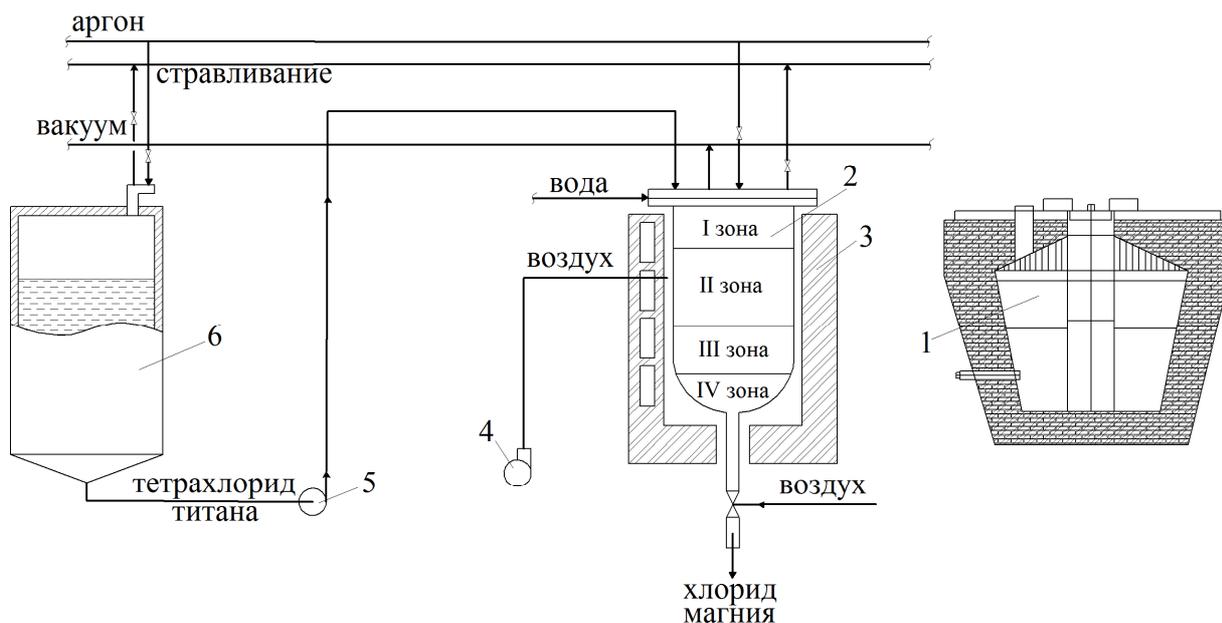
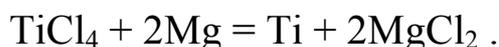


Рис. 6.5. Технологическая схема восстановления титана

Аппарат транспортируется с помощью электромостового крана на участок восстановления в печь **3** совмещенного типа, где проводится процесс восстановления. Тетрахлорид титана поступает приемный бак **6** и насосом **5** закачивается в линию питания печей.

Газообразный аргон поступает по трубопроводу и разводится по отделению со станции испарения жидкого аргона. Вода поступает по трубопроводу из линии оборотной воды.

Процесс восстановления основан на способности магния восстанавливать титан из его тетрахлорида по реакции:



Процесс проводится циклами в аппарате 2, установленном в электрическую печь 3, при температуре 780 – 850 °С под избыточным давлением аргона.

Основными частями аппарата восстановления являются реторта, крышка и верхнее сливное устройство. Главное требование к аппарату – это его чистота и герметичность. Поэтому после сборки каждого аппарата на монтажном участке или перед началом процесса они обязательно проверяются на герметичность.

Процесс восстановления состоит из следующих стадий:

- разогрев реторты с конденсатом и слив конденсатного хлорида магния;
- доливка магния и подача тетрахлорида титана, то есть собственно процесс восстановления;
- последний слив хлорида магния и охлаждение аппарата.

Расплавленный магний заливают вакуумным ковшом в аппарат перед началом процесса через центральный патрубок крышки. Тетрахлорид титана поступает в аппарат в течение всего процесса с определенным массовым расходом. В результате восстановления тетрахлорида титана магнием в аппарате накапливается губчатый титан в твердом виде, поры которого заполнены жидким магнием и хлоридом магния. Так как плотность хлорида магния выше чем магния, то он располагается в нижней части аппарата и периодически сливается через нижнее сливное устройство в ковш, установленный на электрокар. Для выполнения слива подача тетрахлорида титана на время прекращается и в аппарате создается избыточное давление аргона, в результате хлорид магния выдавливается из аппарата восстановления

через сливную трубу и по специальному обогреваемому каналу поступает в ковш.

Процесс восстановления протекает с выделением тепла, поэтому стенку реторты в зоне реакции охлаждают воздухом с помощью вентилятора. По окончании процесса восстановления на базе аппарата с реакционной массой, состоящей из 50 – 60 % губчатого титана, 25 – 30 % магния и 10 – 16 % хлорида магния, производится сборка аппарата сепарации. Сборка производится следующим образом: в рядом стоящий холодильник устанавливается чистая и исправная реторта-конденсатор в сборе с крышкой и сливным устройством, затем между ретортой-реактором и ретортой-конденсатором устанавливается соединительный трубопровод, в месте его крепления с центральным патрубком крышки реторты-реактора устанавливается закрытый запорный вентиль. Сверху на соединительный трубопровод устанавливается колпаковая печь, она предназначена для обогрева трубопровода, чтобы исключить его застывание конденсатом в процессе сепарации. Сливная труба реторты с реакционной массой перед процессом вакуумной сепарации заглушается, откачка аппарата сепарации производится через сливную трубу реторты-конденсатора.

Процесс вакуумной сепарации предназначен для удаления из реакционной массы неизрасходованного в процессе восстановления магния и остатков хлорида магния. Процесс основан на способности магния и хлорида магния интенсивно испаряться при высокой температуре в условиях глубокого вакуума и конденсироваться в охлаждаемой части аппарата (реторте-конденсаторе). Губчатый титан в этих условиях остается в твердом состоянии.

Процесс вакуумной сепарации состоит из следующих стадий:

- разогрев аппарата сепарации;
- высокотемпературная выдержка;
- охлаждение аппарата сепарации.

На стадии разогрева производится откачка аппарата вакуумным насосом и нагрев реторты с реакционной массой в электрической печи до температуры 980 °С. После этого заглушка на обогреваемом трубопроводе проплавляется, в результате пары магния, а затем и па-

ры хлорида магния возгоняются и конденсируются в реторте-конденсаторе, стенки которой охлаждаются водой. Температура обогреваемого трубопровода на протяжении всего процесса сепарации поддерживается в интервале 820 – 850 °С.

После проплавления заглушки начинается период интенсивной возгонки паров магния и хлорида магния, данный период называют еще периодом постоянной скорости, поскольку из реакционной массы удаляется большая часть магния и хлорида магния.

Оставшийся в порах магний и хлорид магния удаляются на стадии высокотемпературной выдержки, данный период называется периодом падающей скорости. На этой стадии в печи постоянно поддерживается высокая температура 980 – 1030 °С, а в аппарате глубокий вакуум, который создается при помощи бустерного насоса в паре с механическим насосом. Продолжительность выдержки составляет около 70 % от длительности всего процесса сепарации.

Окончание процесса вакуумной сепарации определяют по совокупности признаков:

- истечению заданного времени высокотемпературной выдержки на стенке реторты-реактора по всем зонам;
- устойчивому вакууму в аппарате: остаточному давлению в аппарате менее 9 Па, натеканию вакуума менее 0,4 Па в минуту в течение 3 – 5 минут.

По окончании процесса вакуумной сепарации блок губчатого титана в реторте охлаждается в атмосфере аргона до 900 °С. После охлаждения аппарата сепарации производится его разборка или демонтаж. Данная операция производится в следующем порядке: колпаковая печь отсоединяется от аппарата и транспортируется на монтажный участок, соединительный трубопровод также убирается, реторта-конденсатор извлекается из холодильника и направляется в совмещенную печь для проведения следующего процесса восстановления. Реторта-реактор с блоком губчатого титана переставляется из печи в освободившийся после конденсатора холодильник и охлаждается там водой до температуры 50 – 60 °С. По окончании охлаждения

реторта-реактор направляется на монтажный участок для разборки, а затем транспортируется на участок переработки титановой губки. С участка переработки почищенная и исправная реторта возвращается на монтажный участок для сборки следующего аппарата сепарации.

### *Контрольные вопросы*

1. Какие стадии лежат в основе производства титана?
2. Как происходит восстановительная плавка ильменитового концентрата?
3. Какие продукты образуются при хлорировании титанового шлака?
4. Как происходит очистка тетрахлорида титана?
5. В каких условиях проводится металлотермическое восстановление титана?

## 7. ПРОИЗВОДСТВО СОЕДИНЕНИЙ ХЛОРА

### 7.1. Производство синтетической соляной кислоты

Установка получения соляной кислоты состоит из печи синтеза, скруббера, емкостного и насосного оборудования (рис. 7.1).

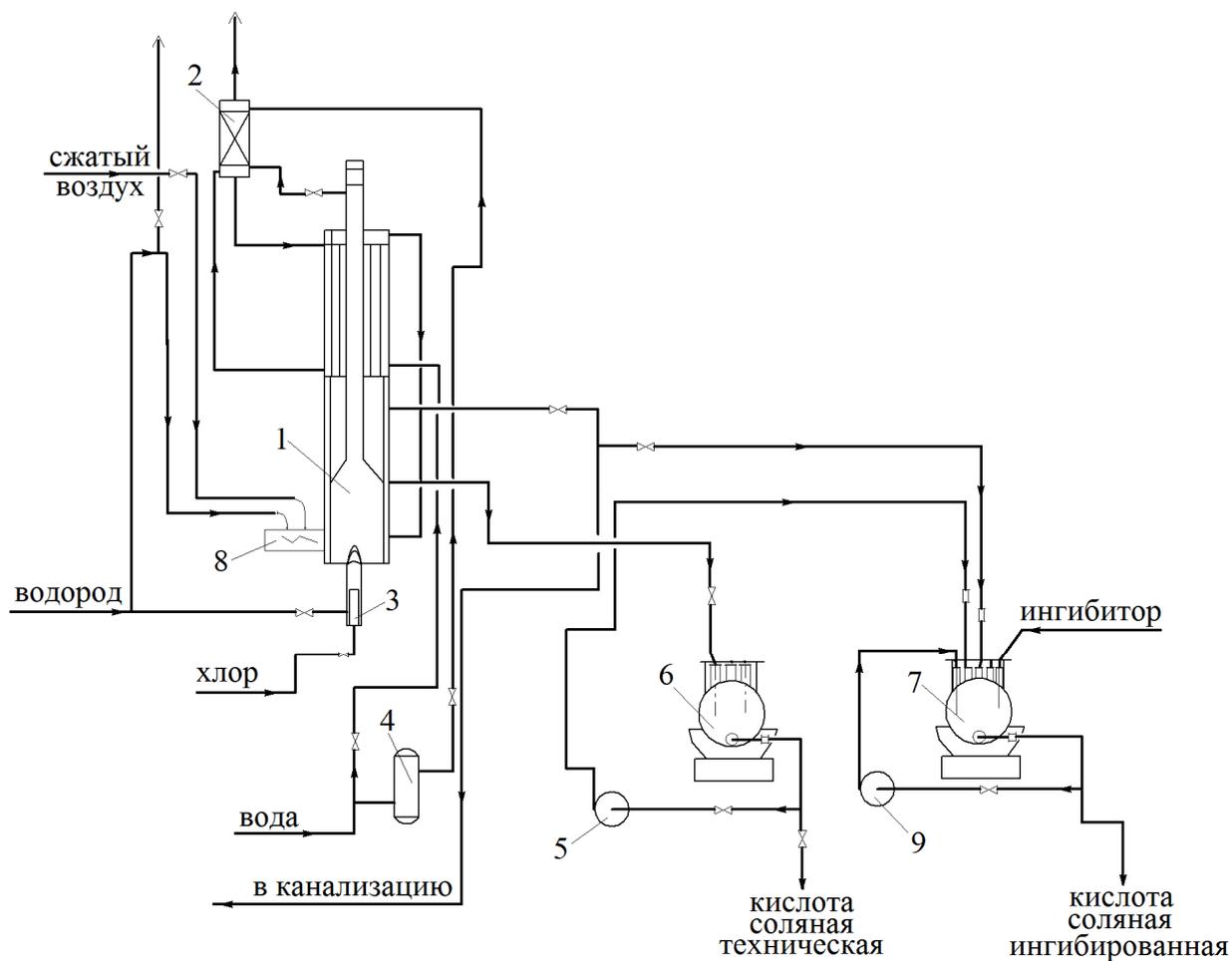
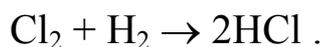


Рис. 7.1 Технологическая схема получения соляной кислоты

Получение синтетической соляной кислоты включает две стадии:

- синтез хлороводорода при взаимодействии электролитического хлора и водорода по реакции:



Реакция протекает в избытке водорода 5 – 15 об. % от стехиометрии с выделением большого количества тепла;

- абсорбция хлороводорода водой с получением соляной кислоты концентрации 31,5 %, также сопровождающаяся выделением тепла.

Электролитический хлор-газ, содержащий не менее 92 об. % хлора, давлением 0,05 – 0,175 МПа подается на установку из отделения сушки хлора по трубопроводу. Электролитический водород, содержащий не менее 97 об. % водорода, давлением 0,05 – 0,175 МПа подается на установку из станции перекачки водорода по трубопроводу. Перед входом в печь синтеза *1* давление хлора и водорода регулируется в пределах 0,05 – 0,11 МПа.

Расход хлор-газа поддерживаются в пределах 450 – 500 м<sup>3</sup>/ч, расход водорода – в пределах 480 – 540 м<sup>3</sup>/ч. Регламентируемое соотношение объемных расходов исходных газов поддерживается автоматически постоянным. Для исключения проскока пламени из печи синтеза в трубопровод водорода после узла регулирования предусмотрен огнепреградитель.

Водород и хлор-газ после узла регулирования поступают в горелку *3* печи синтеза *1*, состоящую из двух концентрических труб, причем хлор-газ подается во внутреннюю трубу горелки, а водород – по кольцевой щели между внутренней и наружной трубами горелки.

Печь синтеза *1* представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат высотой 10,3 м, диаметром 0,8 м, изготовленный из пропитанного графита и заключенный в металлический корпус с водяным охлаждением. Аппарат состоит из двух частей: камеры сжигания и абсорбера с падающей пленкой. Для розжига печи предусмотрен штуцер, в который вмонтирована горелка зажигания *8*. После загорания основной горелки *3*, горелка зажигания отключается.

В верхней части печи установлена разрывная мембрана для предотвращения разрушения корпуса печи при повышении давления во внутренней полости более 0,03 МПа.

Процесс взаимодействия хлора и водорода, в результате которого образуется хлороводород, осуществляется при температуре 2200 °С. Из камеры сжигания хлороводород поступает в абсорбер с падающей пленкой, в верхнюю часть которого подается слабая соляная

кислота из насадочного скруббера **2**. В результате процесса абсорбции хлороводорода слабой соляной кислотой образуется соляная кислота с концентрацией хлороводорода 31,5 масс. %. Соляная кислота по трубопроводу сливается в емкость технической соляной кислоты **6**.

Не абсорбированные газы из абсорбционной части печи синтеза **1** поступают в нижнюю часть насадочного скруббера **2**. В верхнюю часть скруббера **2** подается техническая вода, расход которой регулируется с автоматической коррекцией по концентрации хлороводорода в выходящей с установки готовой кислоты. Техническая вода проходит механический фильтр **4**, где очищается от крупных загрязнений и частично взвешенных веществ.

Абгазы в скруббере **2** отмываются от хлороводорода свежей водой и сбрасываются в атмосферу, а слабая кислота из скруббера поступает в абсорбер печи **1**.

Тепло, выделяющееся в процессе синтеза и абсорбции хлороводорода, отводится технической водой, поступающей в рубашку печи **1**. Основное количество воды (175 – 162 м<sup>3</sup>/ч) после охлаждения установки направляется в условно-чистую канализацию, а 13 м<sup>3</sup>/ч периодически используется для разбавления соляной кислоты.

Для хранения соляной кислоты предусмотрены емкости вместимостью 50 м<sup>3</sup> каждая, изготовленные из стеклопластика. Емкость **6** предназначена для приема и хранения технической соляной кислоты, емкость **7** – для приготовления ингибированной соляной кислоты.

Из емкости **6** соляная кислота, содержащая 31,5 масс. % хлороводорода подается или на налив в железнодорожные цистерны к площадке налива, или в емкость **7** для приготовления ингибированной соляной кислоты.

Ингибированная соляная кислота готовится при температуре наружного воздуха, обеспечивающей текучесть и возможность подачи ингибитора по трубопроводам, следующим образом: из емкости **6** насосом **5** соляная кислота подается в емкость **7** до достижения регламентированного уровня 1210 – 1220 мм, при котором насос **5** автоматически отключается. После этого в емкость **7** подается техниче-

ская вода из рубашки охлаждения печи синтеза до достижения регламентированного уровня в емкости 1750 – 1800 мм. При достижении указанного уровня клапан на подаче воды закрывается. Из контейнера переносным насосом в емкость 7 подается разовая порция 178 – 190 кг ингибитора. Ингибитор в контейнере вместимостью 1 м<sup>3</sup> или в бочке по 0,2 м<sup>3</sup> доставляется на установку автопогрузчиком с центрального склада предприятия и устанавливается в насосной под навесом.

Насосом 9 осуществляется циркуляция ингибированной кислоты в емкости 7 с целью перемешивания и усреднения кислоты. Приготовленная ингибированная соляная кислота, содержащая 22 – 25 масс. % хлороводорода подается на налив в железнодорожные цистерны к площадке налива.

Абгазы дыхания емкостей с соляной кислотой и абгазы налива технической соляной кислоты в железнодорожные цистерны объединяются в уравнивательный коллектор, избыток абгазов из которого направляется на очистку. Очищенные от хлороводорода абгазы выбрасываются в атмосферу.

## 7.2. Производство хлората калия

Производство хлората калия состоит из следующих основных стадий:

- приготовление известкового молока;
- хлорирование известкового молока;
- обезвреживание хлорированных щелоков, обменная реакция, фильтрация;
- упаривание бертолетовых щелоков;
- кристаллизация и перекристаллизация хлората калия.

Известковое молоко с концентрацией 210 – 250 г/дм<sup>3</sup> СаО закачивается в мешалку крепкого известкового молока 1 и разбавляется маточником второй кристаллизации до концентрации 140 – 155 г/дм<sup>3</sup> СаО (рис. 7.2).

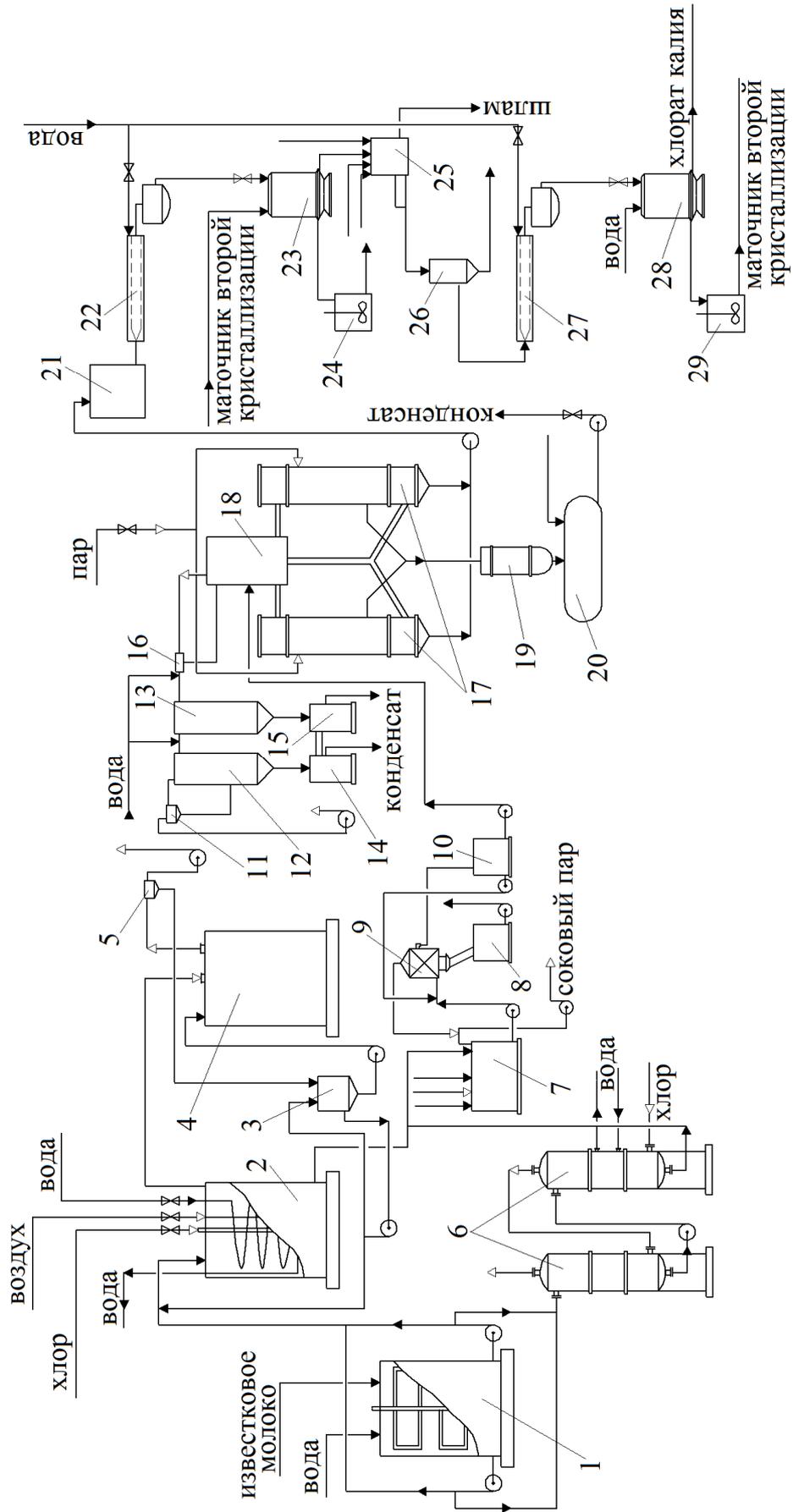


Рис. 7.2. Технологическая схема производства хлората калия

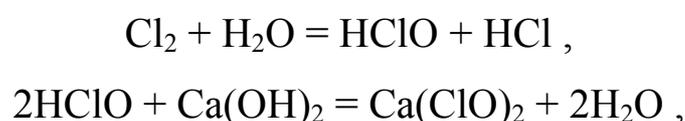
Хлорирование известкового молока происходит в барботажной башне **2** периодического действия и в тарельчатых абсорберах непрерывного действия **6**. Барботажная башня представляет собой стальной цилиндр, футерованный диабазовой плиткой, имеет диаметр 2,1 м, высоту 4,5 м, полный объем 12,6 м<sup>3</sup>, реакционный объем 6,5 м<sup>3</sup>. Для охлаждения реакционной массы внутри башни установлен холодильник, в который подается вода. Холодильник выполнен в виде змеевика из титановых труб. Поверхность охлаждения 12 – 15 м<sup>2</sup>.

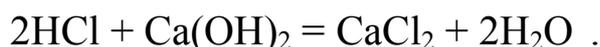
Хлорирование производится сухим хлор-газом. Хлоргаз под давлением не более 0,07 МПа подается по гуммированным или титановым трубам под распределительный колпак. Одновременно подается сжатый воздух для перемешивания реакционной массы, разбавления хлора и разбавления водорода в абгазах. В башню закачивается 6,5 м<sup>3</sup> известкового молока.

Установка **6** состоит из двух последовательно соединенных барботажных абсорберов с одноколпачковыми тарелками непрерывного действия, работающих по принципу противотока. При этом в первом абсорбере за счет высокой концентрации известкового молока достигается практически полное улавливание хлора. Во втором абсорбере за счет высокой концентрации хлора создаются условия для получения перехлорированных щелоков.

Так как во втором по ходу газа абсорбере происходит улавливание остаточного хлора, то повышение температуры здесь незначительно, поэтому этот абсорбер работает без отвода тепла. В первом по ходу газа абсорбере происходит образование перехлорированных щелоков, поэтому повышение температуры в этом абсорбере нежелательно, оптимальная температура 90 – 98 °С. Для поддержания оптимального температурного режима первый по ходу газа абсорбер работает с отводом тепла.

Хлорирование является основной стадией процесса и протекает по следующим уравнениям реакции:

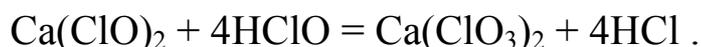




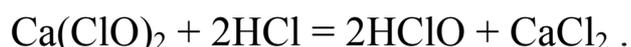
Суммарное уравнение первой стадии процесса:



Процесс на этой стадии продолжается до тех пор, пока в системе остается непрореагировавший гидроксид кальция, то есть в щелочной среде. После того, как весь гидроксид кальция прореагирует, среда становится слабокислой и происходит окисление гипохлорита кальция хлорноватистой кислотой в хлорат кальция:



При взаимодействии гипохлорита кальция с соляной кислотой образуется хлористый кальций и новые количества хлорноватистой кислоты:



Суммарное уравнение второй стадии процесса:

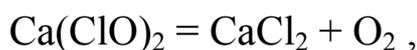


По достижению определенной концентрации гипохлорита кальция переход его в хлорат происходит скачкообразно. Этот момент сопровождается резким повышением температуры, выделением с абгазами большого количества хлора и служит признаком окончания реакции хлорирования.

Обе стадии процесса выражаются суммарным уравнением:



Побочные реакции, протекающие по уравнениям:



снижают выход гипохлорита кальция, а в конечном итоге снижают выход хлората кальция. Снижают выход гипохлорита так же примеси песка, глинозема, соединений тяжелых металлов (особенно кобальта и его соединений) в известковом молоке. Содержание в известковом молоке  $\text{CaCl}_2$  уменьшает выделение кислорода.

Для уменьшения разложения гипохлорита температура реакционной массы в первой стадии не должна превышать 60 °С, а во второй стадии 90 °С.

Конец реакции определяется по температурному скачку, через 1 – 2 минуты после которого подача хлоргаза в башню прекращается. После 5 – 10 минут продувки воздухом для удаления свободного хлора хлорированные щелока сливаются в реактор 7.

В абсорберах 6 процесс хлорирования происходит непрерывно, поэтому хлорированные щелока самотеком сразу сливаются в реакторы 7.

Хлорированные щелока имеют следующий состав:  $\text{Ca}(\text{ClO}_3)_2$  не менее 80 г/дм<sup>3</sup>;  $\text{Ca}(\text{ClO})_2$  не более 4 г/дм<sup>3</sup>;  $\text{CaCl}_2$  не менее 240 г/дм<sup>3</sup>. Выход хлората кальция по поглощенному хлору составляет не менее 93 %.

Отходящие из башни 2 и абсорберов 6 абгазы отбрасываются вентилятором через вытяжной коллектор в поглотители 4 абгазной установки. Поглотители орошаются известковым молоком, подаваемым центробежным насосом из циркуляционного бака 3. После абгазной установки и ловушки 5, где происходит отделение капель известкового молока, абгазы с содержанием хлора не более 150 мг/нм<sup>3</sup> выбрасываются в атмосферу. При выходе из строя абгазной установки абгазы выбрасываются через аварийный выхлоп.

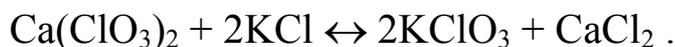
Обезвреживание хлорированных щелоков от гипохлорита кальция и свободного хлора, перевод хлората кальция в хлорат калия и отделение шлама проводится в реакционном отделении. Для обезвреживания и проведения обменной реакции установлено четыре стальных реактора 7 емкостью 16 м<sup>3</sup>, футерованные андезитовым камнем, с металлической крышкой и системой удаления паров.

После заполнения реактора 7 хлорированными щелоками в него подается острый пар, и раствор нагревается до кипения, после чего производится обезвреживание.

Обезвреживание производится органическими или неорганическими восстановителями, причем процесс обезвреживания замедляет-

ся в щелочной среде и при низкой температуре. Обезвреживание считается законченным при отсутствии реакции на гипохлорит.

Одновременно с обезвреживанием проводится реакция обмена по уравнению:



Для сдвига равновесия солевой системы в сторону максимального выделения хлората калия при кристаллизации, хлорид калия подается в раствор с учетом избытка 10-24 г/дм<sup>3</sup> против необходимого стехиометрическому соотношению.

Хлорид калия засыпается в мерник, который при помощи электротельфера переносится на реактор. Загрузка хлорида калия из мерника в реактор ведется через сетчатый ящик при интенсивном перемешивании раствора сжатым воздухом. Температура при обезвреживании и обменной реакции поддерживается в пределах 90 – 98 °С.

Обработанный раствор подается центробежным насосом на фильтрпресс **9** для отделения шлама. Установлено четыре фильтрпресса. В каждом фильтрпрессе установлено 34 комплекта деревянных плит и рам размером 820×820×50 мм, фильтрующее полотно – бельтинг. Подаваемый на фильтрацию раствор должен иметь состав: KClO<sub>3</sub> не менее 90 г/дм<sup>3</sup>; CaCl<sub>2</sub> не менее 270 г/дм<sup>3</sup>; KCl 10 – 24 г/дм<sup>3</sup>; Ca(ClO)<sub>2</sub> – отсутствие.

Отфильтрованный раствор с содержанием нерастворимого остатка не более 0,3 г/дм<sup>3</sup> собирается в четырех стальных отстойниках **10**, футерованных кислотоупорным кирпичом, объемом 23 м<sup>3</sup> каждый. Отстойники, периодически, по мере накопления шлама и кристаллов хлората калия, выводятся на выщелачивание.

После заполнения рам фильтрпрессов шламом подача щелоков прекращается и в коллектор подается насосом вода с температурой 50 – 60 °С для промывки шлама. Промывка ведется 5 – 10 минут. Промывная вода собирается в бак **8**, откуда расходуется на разбавление известкового молока. Шлам после разборки фильтрпрессов с содержанием KClO<sub>3</sub> не более 2 % перекачивается на центральную шламовую станцию.

Отстоявшиеся щелока центробежным насосом подаются в выпарной аппарат. Вакуум-выпарной аппарат состоит из двух выносных циркуляторов **17** диаметром 1,0 м, высотой 5,85 м, с поверхностью нагрева 75 м<sup>2</sup> каждый, и испарителя **18** диаметром 1,5 м и высотой 4,0 м. В каждом циркуляторе установлено 118 трубок из сплава ЛН 65-5 диаметром 57×3 мм и длиной 4,03 м.

Вакуум-выпарной аппарат имеет ловушку брызг **16**, предконденсатор **13** диаметром 1,1 м, высотой 4,0 м для нагрева воды для промывки шлама фильтрпрессов, барометрический конденсатор **12** диаметром 0,9 м, высотой 4,0 м и вакуум-насос РКМ-2 производительностью 4 м<sup>3</sup>/мин.

При работе аппарата в нем поддерживается вакуум 66,5 – 73,1 кПа, что соответствует температуре кипения раствора 80 – 90 °С. Для промывки коммуникаций от кристаллов хлората калия, три раза в сутки вакуум понижается. Пар подается в межтрубное пространство циркуляторов. Контролируется давление греющего пара не более 0,4 МПа, его температура 280 °С и расход 2 т/ч.

Соковый пар из испарителя **18** вакуум-выпарного аппарата проходит через ловушку **16**, где происходит отделение капель уносимого с парами раствора и поступает сначала в предконденсатор **13**, а затем в барометрический конденсатор **12**, где происходит конденсация сокового пара за счет охлаждения водой. Несконденсировавшиеся инерты отсасываются вакуум-насосом через ловушку барометрического конденсатора **11** и выбрасываются в атмосферу. Из ловушки **11** конденсат снова стекает в барометрический конденсатор **12**. Вода, подаваемая в конденсаторы **12**, смешивается с конденсатом. Конденсат сокового пара, смешивается с водой, подаваемой на охлаждение, и поступает из предконденсатора **13** в гидрозатвор **15**, из барометрического конденсатора – в гидрозатвор **14**.

Температура воды на выходе из предконденсатора **13** должна быть не выше 60 °С, с барометрического конденсатора – не выше 30 °С.

Заполнение аппарата слабыми щелоками и отбор упаренных щелоков производится периодически, мелкими порциями (около  $1\text{ м}^3$ ), по мере достижения плотности щелоков в аппарате  $1,36 - 1,38\text{ г/дм}^3$ , что соответствует составу раствора:  $\text{KClO}_3$   $160 - 170\text{ г/дм}^3$ ;  $\text{CaCl}_2$   $450 - 480\text{ г/дм}^3$ ;  $\text{KCl}$   $28 - 35\text{ г/дм}^3$ .

Конденсат после циркуляторов **17** поступает сначала в холодильник вторичного вскипания **19**, а затем собирается в сборник **20**.

Упаренный раствор из напорного бака крепких щелоков **21** поступает в горизонтальные кристаллизаторы **22** первой кристаллизации, где происходит выделение из раствора кристаллов хлората калия. Кристаллизаторы первой и второй кристаллизации однотипны. На первой кристаллизации установлено 4 кристаллизатора, на второй кристаллизации – 3 кристаллизатора.

Кристаллизатор представляет собой горизонтальную трубу диаметром  $0,75\text{ м}$ , длиной  $10\text{ м}$ , внутри которой вставлена труба диаметром  $0,65\text{ м}$  из стали 1Х18Н9Т, обе трубы соединены между собой крышками и вращаются на роликах со скоростью 14 оборотов в минуту. Кристаллизаторы установлены с наклоном  $3^\circ$  в сторону выхода суспензии.

В межтрубное пространство противотоком щелоку подается охлаждающая вода. Щелока из напорного бака **21** поступают во внутреннюю трубу, где охлаждаются до температуры не более  $38\text{ }^\circ\text{C}$  – первая стадия кристаллизации, не более  $33\text{ }^\circ\text{C}$  – вторая стадия кристаллизации.

Выпавшие кристаллы отделяются от маточного раствора на центрифугах типа ПН-1100 **37** **23**, **28** с нижним приводом и нижней выгрузкой. Привод осуществляется от двухскоростного электродвигателя через ременную передачу. Число оборотов для центрифуги **23** первой кристаллизации составляет  $350 - 700\text{ об/мин}$ , для центрифуг **28** второй кристаллизации –  $300 - 600\text{ об/мин}$ . Диаметр корзины центрифуги  $1,1\text{ м}$ , высота  $0,55\text{ м}$ .

Соль первой кристаллизации промывается в центрифуге **23** маточными растворами второй кристаллизации и после отжима выгружа-

ется в шнек-мешалку, где смешивается с маточником второй кристаллизации в соотношении 1:1 по объему. Соль первой кристаллизации должна иметь состав:  $\text{KClO}_3$  не менее 80 %;  $\text{CaCl}_2$  не более 5 %.

Маточный раствор первой кристаллизации состава:  $\text{KClO}_3$  не более 45 г/дм<sup>3</sup>;  $\text{CaCl}_2$  450 – 480 г/дм<sup>3</sup>;  $\text{KCl}$  28 – 35 г/дм<sup>3</sup> собирается в баке-мешалке первого маточника **24**, откуда насосом перекачивается в отделение вымораживания.

Суспензия из шнека-мешалки поступает в стальные баки-растворители **25**, футерованные кислотоупорным кирпичом, объемом 3,6 м<sup>3</sup>.

В растворители **25** подается острый пар, и раствор доводится до кипения. Плотность разварных щелоков составляет 1,16 – 1,19 г/дм<sup>3</sup>, что соответствует составу раствора:  $\text{KClO}_3$  270 – 340 г/дм<sup>3</sup>;  $\text{CaCl}_2$  не более 64 г/дм<sup>3</sup>.

После вскипания раствора подача пара прекращается, в раствор вливается 1 – 2 литра раствора сульфогидрата для разрушения броматов и 50 – 60 г крахмала в смеси с водой для коагуляции тонкой взвеси.

После десятиминутного отстоя раствор перепускается в декантатор **26** с коническим днищем для дополнительного отстоя тонкого шлама. Декантатор служит напорным баком второй кристаллизации.

Растворители **25** и декантаторы **26** раз в смену очищаются от накопившегося шлама. Шлам из растворителей передавливается в резервный бак реакторного отделения, а шлам из декантатора сливается в резервный растворитель, разогревается острым паром и передается в резервный бак реакторного отделения.

Вторично выделенный при перекристаллизации хлорат калия отделяется на центрифугах ПН-1100 37 **28** от маточника, промывается водой с температурой 18 - 20 °С, отжимается и выгружается в приемный шнек. Хлорат калия из приемного шнека передается в шнек и далее в приемный бункер, откуда насыпается в полиэтиленовые мешки и отправляется потребителям.

### 7.3. Производство раствора хлорида кальция

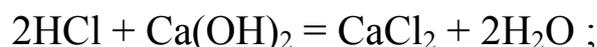
Основными потребителями хлорида кальция являются химические и нефтеперерабатывающие отрасли промышленности, где он используется для получения различных солей, красителей и других продуктов, а также для очистки воды от примесей. Благодаря низкой температуре замерзания, раствор хлорида кальция используется в холодильной технике, в качестве антифриза, противообледенительного и обеспыливающего средства в дорожном строительстве.

Производство раствора хлорида кальция из соляной кислоты и карбонатных пород состоит из следующих стадий:

- прием и подготовка сырья;
- растворение карбонатной породы в соляной кислоте



- нейтрализация кислого раствора хлорида кальция



- отстаивание и хранение раствора хлорида кальция;
- отгрузка хлорида кальция потребителям.

Технологическая схема производства раствора хлорида кальция представлена на рис. 7.3. Карбонатные породы со склада **1** ковшовым погрузчиком загружаются в ковш скипового подъемника **2**. После заполнения ковш скипового подъемника при помощи грузоподъемного механизма **3** поднимается вверх и выгружает карбонатную породу в бункеры **4**. Цикл выгрузки повторяется до тех пор, пока уровень в бункерах **4** не достигнет 80 % вместимости.

Из бункеров **4** карбонатная порода по течке поступает в растворители **5**. При срабатывании карбонатной породы из бункеров **4** цикл их заполнения повторяется вновь. В зимнее время, для устранения возможного смерзания карбонатной породы, в бункеры **4** подается раствор хлорида кальция центробежным насосом **6**.

Растворители **5** представляют собой вертикальные цилиндрические аппараты с коническим днищем и сепарационной камерой в верхней части аппарата.

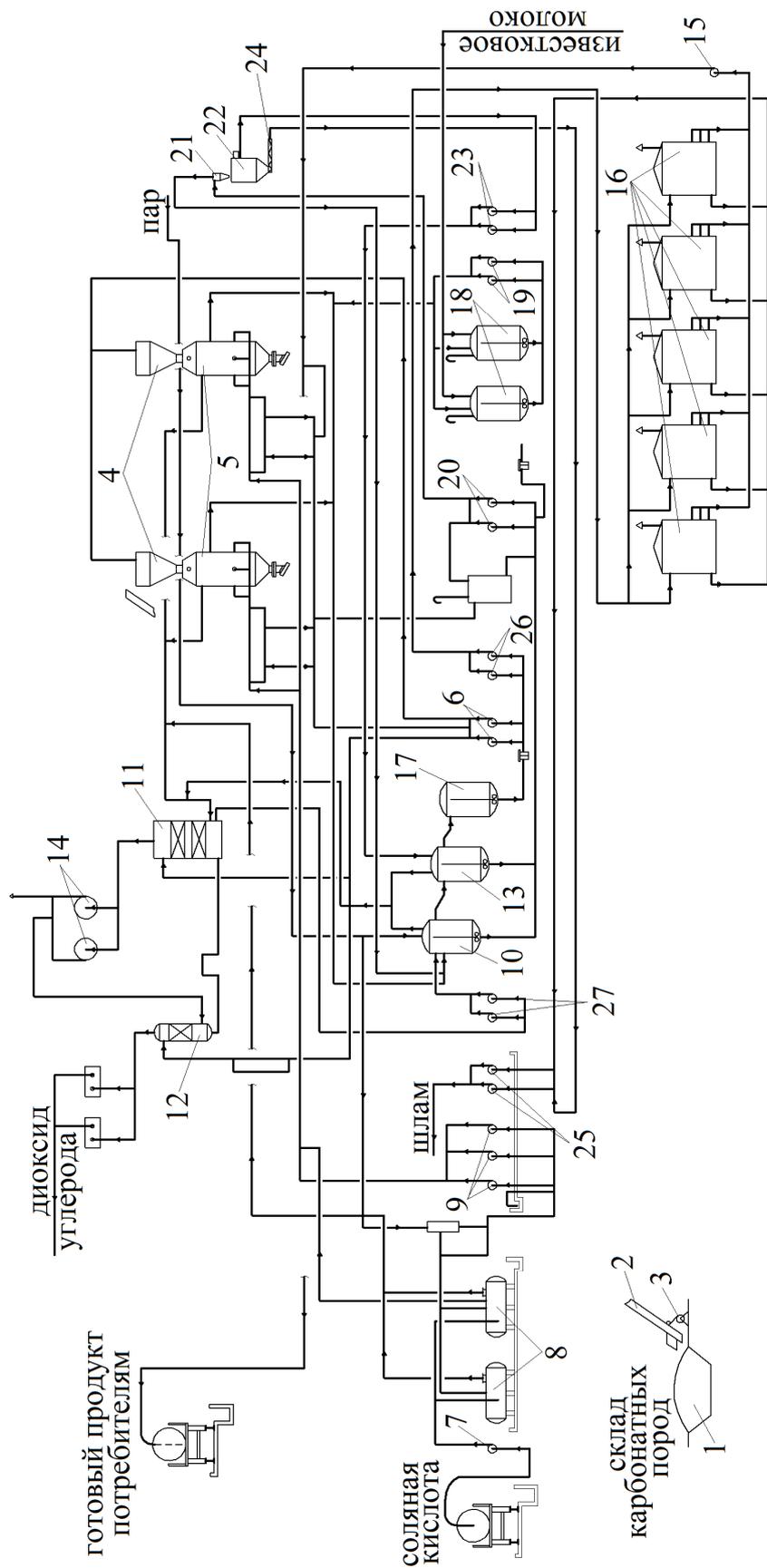


Рис. 7.3. Технологическая схема производства раствора хлорида кальция

Днище растворителя оборудовано выгрузным люком с автоматическим приводом для выгрузки шлама. Сепарационная камера служит в качестве пеногасителя и снабжена распылителем пара, штуцерами слива раствора хлорида кальция и трубопроводами для удаления диоксида углерода, выделяющегося при реакции.

Доставляемая железнодорожными цистернами соляная кислота, содержащая не менее 31,5 масс. % хлороводорода, центробежным насосом **7** скачивается в емкости соляной кислоты **8**. Из емкостей соляной кислоты **8**, соляная кислота центробежным насосом **9** подается в нижнюю часть растворителей **5**.

При растворении карбонатной породы в соляной кислоте образовавшийся кислый раствор хлорида кальция с температурой 50 – 60 °С из сепарационной камеры растворителя **5**, через сливные штуцера, самотеком поступает в реактор-нейтрализатор **10**.

Выделяющийся при реакции диоксид углерода, загрязненный хлороводородом, из сепарационной камеры растворителей **5** направляются по общему коллектору на очистку от хлороводорода в скрубберы **11**, **12**. Также в общий коллектор направляются газы, образующиеся в результате нейтрализации кислого раствора хлорида кальция в реакторах-нейтрализаторах **10**, **13** и пары из емкостей соляной кислоты **8**. Скрубберы **11**, **12** представляют собой аппараты колонного типа с насадкой из колец Рашига.

Часть очищенного от хлороводорода диоксида углерода вентилятором **14** через дополнительную очистку в скруббере **12**, передается на производство карбоната калия. Неиспользуемая в производстве карбоната калия часть диоксида углерода выбрасывается через свечу в атмосферу.

По мере забивания растворителей **5** нерастворимыми в соляной кислоте примесями, из них производится выгрузка шлама. Сигналом к выгрузке служит повышение массовой концентрации хлороводорода в растворе хлорида кальция, выходящем из растворителя **5**, более 15 г/дм<sup>3</sup>. Перед выгрузкой шлама производится промывка растворителя **5** раствором хлорида кальция, подаваемым центробежным насо-

сом **15** из емкости-хранилища **16** или центробежным насосом **6** из реактора-нейтрализатора **17**.

Нейтрализация кислого раствора хлорида кальция, поступающего из растворителя **5**, осуществляется в трех каскадно расположенных и последовательно работающих реакторах–нейтрализаторах **10**, **13**, **17**. Реакторы–нейтрализаторы **10**, **13**, **17** представляет собой вертикальные цилиндрические аппараты со сферическими днищами и рамной мешалкой и предназначены для выведения ионов магния, алюминия, железа из раствора хлорида кальция в виде нерастворимых в воде гидроксидов и нейтрализации избыточного хлороводорода. На реакторе-нейтрализаторе **10** дополнительно установлена секция обечайки, служащая для пеногашения. Технологической схемой предусмотрена подача пара в реактор–нейтрализатор **10** для гашения пены, образующейся при нейтрализации кислого раствора хлорида кальция известковым молоком.

Реактор–нейтрализатор **10** расположен выше реактора–нейтрализатора **13** и связан с ним боковым перетоком. Реактор–нейтрализатор **17** является буфером между стадией растворения карбонатной породы и стадией отстоя жидкого хлорида кальция.

Известковое молоко с массовой концентрацией  $\text{CaO}$  160 – 200 г/дм<sup>3</sup> закачивается в емкости известкового молока **18**, снабженные мешалкой, центробежным насосом **19**. Из емкостей **18** известковое молоко центробежным насосом **19** подается в реактор–нейтрализатор **10** для нейтрализации в нем кислого раствора хлорида кальция и доведения водородного показателя раствора до 7 – 9.

Чистка реакторов–нейтрализаторов **10**, **13** от механических примесей, вынесенных раствором хлорида кальция из растворителей **5**, осуществляется периодически, не реже трех раз в смену, по 20 минут, циркуляцией раствора хлорида кальция по схеме реактор–нейтрализатор **10**, **13** → центробежный насос **20** → гидроциклон **21** → бункер **22** → реактор–нейтрализатор **10**.

Раствор хлорида кальция с механическими примесями поступают в корпус гидроциклона **21** по касательной и начинает в нем вращаться. Под действием центробежных сил, твердые частицы отбра-

ссылаются к стенкам гидроциклона **21** и двигаются вниз в виде сгущенной суспензии (шлама), которая поступает через нижний штуцер в конический бункер–грязеловушку **22**. Жидкая фаза поднимается в верхнюю цилиндрическую часть гидроциклона и поступает в реактор–нейтрализатор **10**.

Бункер–грязеловушка **22** представляет собой емкость с коническим днищем. Поступающая в бункер–грязеловушку **22** сгущенная суспензия, состоящая из механических примесей и раствора хлорида кальция, собирается и отстаивается в ней. Отстоянный раствор хлорида кальция через верхний штуцер откачивается центробежным насосом **23** в реактор–нейтрализатор **13**.

Шлам из нижней конической части бункера–грязеловушке **22** винтовым шнеком **24** выгружается в трубопровод шлама, который откачивается центробежным насосом **25** на центральную шламовую станцию.

Нейтральный раствор хлорида кальция из реактора–нейтрализатора **17** откачивается центробежным насосом **26** в емкость–хранилище **16**. Также нейтральный раствор хлорида кальция из реактора–нейтрализатора **17** подается центробежным насосом **6** в скрубберы **11, 12** для очистки выделившегося диоксида углерода. Технологической схемой предусмотрена подача раствора хлорида кальция из реактора–нейтрализатора **17** центробежным насосом **6** в растворители **5** при их пуске и промывке.

Заокисленные газы из растворителей **5**, емкостей хранения соляной кислоты **8**, реакторов–нейтрализаторов **10, 13** поступают в скруббер **11**, который орошается раствором хлорида кальция, подаваемым насосом **6** из реактора–нейтрализатора **17**. После орошения скруббера **11**, кислый раствор хлорида кальция центробежным насосом **27** откачивается в реактор–нейтрализатор **10**, где нейтрализуется известковым молоком.

Отстой готового продукта – раствора хлорида кальция осуществляется в емкостях–хранилищах **16**. Качество отстоя продукта контролируется визуально при отборе проб с разных слоев. После отстаивания раствор хлорида кальция с помощью центробежного насо-

са 15 отгружается потребителям. Неосветленный раствор хлорида кальция (шлам) с нижнего забора емкостей–хранилищ 16 насосом 25 откачивается на центральную шламовую станцию.

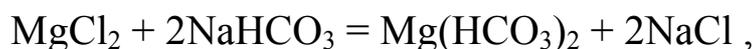
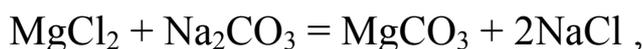
### *Контрольные вопросы*

1. Из каких стадий состоит производство синтетической соляной кислоты?
2. Что собой представляет печь синтеза хлороводорода?
3. Как происходит абсорбция хлороводорода?
4. Чем отличается техническая соляная кислота от ингибированной соляной кислоты?
5. Из каких стадий состоит производство хлората калия?
6. Рассмотрите химизм хлорирования известкового молока.
7. В каких условиях проводится реакция обменного разложения с образованием хлората калия?
8. Рассмотрите стадию выпарки растворов хлората калия.
9. В каких условиях проводится кристаллизация хлората калия?
10. Какие реакции лежат в основе производства раствора хлорида кальция из карбонатного сырья?
11. Рассмотрите конструктивные особенности технологического оборудования производства раствора хлорида кальция.
12. Как осуществляется очистка закисленных газов?

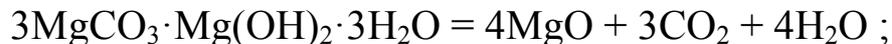
## 8. ПРОИЗВОДСТВО ЖЖЕНОЙ МАГНЕЗИИ

Производство жженой магнезии включает следующие стадии:

- подготовка сырья;
- приготовление раствора соды кальцинированной;
- разбавление раствора хлористого магния;
- получение углекислого магния по реакциям:



- приготовление раствора хлорида аммония;
- фильтрование, промывка и отжим пасты углекислого магния;
- просушка и прокалка углекислого магния в прокалочных печах:



- просев и расфасовка готового продукта.

Сода кальцинированная поступает цистерн-содовозах **36**, соду выгружают в силосы **24** – вертикальные аппараты с коническим днищем вместимостью 22 м<sup>3</sup> (рис. 8.1).

Выгрузку производят с помощью вакуумметрического давления, создаваемого вакуум-насосом РМК-4 **21**, через гибкий разгрузочный рукав, осадительную камеру **20**, шнек-разгрузитель **22**, распределительный шнек **23**.

Технический раствор хлорида магния поступает в железнодорожных цистернах **37**, откуда его центробежным насосом **30** перекачивают в цеховые хранилища **31**. В этих хранилищах раствор  $\text{MgCl}_2$  отстаивается. После разбавления, раствор тем же насосом перекачивают в промежуточную емкость **34**, из которой передают в напорную емкость **32** с помощью центробежного насоса **33**.

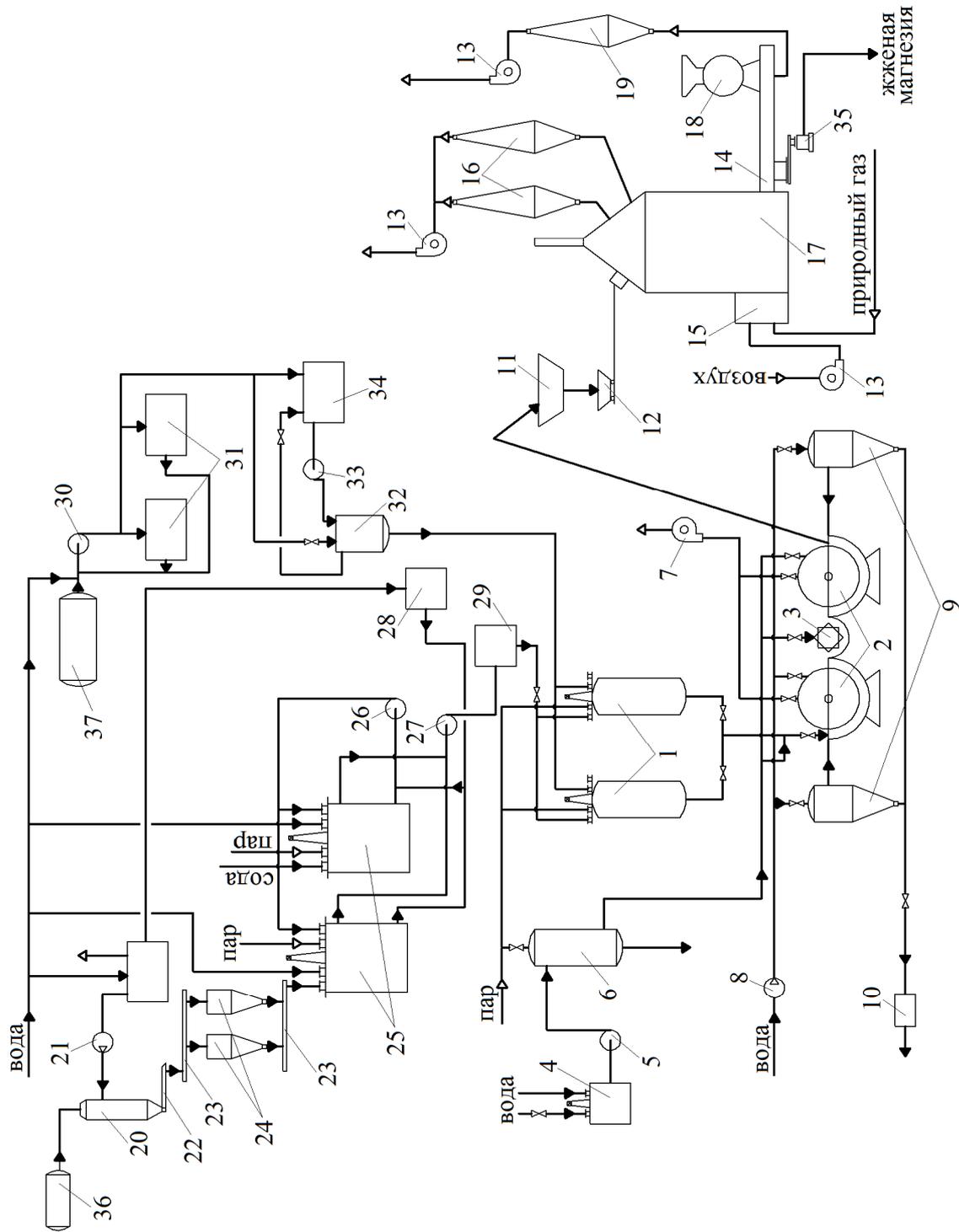


Рис. 8.1. Технологическая схема производства жженой магнeзии

*Приготовление раствора кальцинированной соды* производят в стальном цилиндрическом аппарате-растворителе **25** вместимостью  $13 \text{ м}^3$  с плоским днищем и крышкой, снабженном паровым барботером, гильзой для термометра, гильзой для уровнемера, пробоотборником, установленным на трубопроводе перекачивания растворов.

Растворитель снабжен лопастной мешалкой с частотой вращения  $0,35 \text{ с}^{-1}$ . В растворитель **25** из водопровода загружают воду и кальцинированную соду. Загрузку соды в растворитель **25** производят с помощью шнека **23** из силоса **24** путем открытия шиберов и с последующим включением вибратора для встряхивания соды, установленного на силосе **24**. Раствор в растворителе **25** разбавляют водой до объема  $12 \text{ м}^3$ .

В растворителе **25** перемешивание ведут с помощью мешалки до полного растворения. Затем отбирают пробу на анализ, массовая концентрация карбоната натрия в растворе должна быть  $130 - 140 \text{ г/дм}^3$ .

*Разбавление раствора  $\text{MgCl}_2$*  производят в хранилище **31** вместимостью  $63 \text{ м}^3$ . Сначала из водопровода заливают воду, а затем из цистерн с помощью центробежного насоса **30** загружают раствор  $\text{MgCl}_2$ . В хранилище **31** раствор перемешивают в течение двух часов с помощью центробежного насоса **30** путем циркуляции. После перемешивания отбирают пробу на анализ для определения массовой концентрации разбавленного раствора. Раствор  $\text{MgCl}_2$  с массовой концентрацией  $130 - 160 \text{ г/дм}^3$  с помощью центробежного насоса **30** передают в промежуточную емкость **34**.

*Получение углекислого магния* (обменная реакция) проводят в реакторе **1** – стальном цилиндрическом аппарате вместимостью  $6,3 \text{ м}^3$ , снабженном якорной мешалкой и паровым барботером. В реактор **1** из напорной емкости **32** загружают раствор хлорида магния, включают в работу якорную мешалку и острым паром через барботер нагревают до температуры  $80 - 85 \text{ }^\circ\text{C}$ . На горячий раствор хлорида магния при работающей мешалке из расходной емкости **29** самотеком в течение  $1 - 1,5$  часов подают раствор кальцинированной соды при температуре окружающей среды.

Температуру реакционной массы во время загрузки раствора кальцинированной соды поддерживают в пределах 60 – 70 °С. После загрузки раствора кальцинированной соды температуру реакционной массы поднимают до 95 – 100 °С и выдерживают при этой температуре в течение получаса. После окончания выдержки, полученную суспензию контролируют по наличию избытка кальцинированной соды, который должен быть не более 2,35 г/дм<sup>3</sup> и отсутствию солей магния в фильтрате, через нижний патрубок передают на фильтрование в корыто барабанного вакуум-фильтра 2.

*Приготовление раствора хлорида аммония* проводят в растворителе 4. В растворитель 4 из водопровода загружают воду и загружают хлорид аммония. Перемешивание массы ведут с помощью мешалки до полного растворения.

*Фильтрование суспензии углекислого магния* и промывку пасты осуществляют непрерывным способом на двух последовательно работающих барабанных вакуум-фильтрах 2 с площадью поверхности фильтрования по 3,15 м<sup>2</sup> каждый. Фильтрующий материал – байка техническая чистильная. Барабанный вакуум-фильтр снабжен перфорированным барабаном из нержавеющей стали с регулятором числа оборотов и распределительной головкой для одновременной подачи в барабан:

- вакуумметрического давления, создаваемого вакуум-насосом РМК-3 10 через вакуум-ресивер 9;

- воздуха от воздуходувки 7 или из трубопровода сжатого воздуха (в случае неисправности воздуходувки) для отдувки пасты углекислого магния и регенерации полотна.

В корыте барабанного вакуум-фильтра в процессе фильтрования поддерживают постоянный уровень суспензии (около  $\frac{2}{3}$  высоты корыта от самой нижней точки) путем регулирования краном, установленном на трубопроводе подачи суспензии из реактора 1. Из корыта барабанного вакуум-фильтра продукт непрерывно набирается на поверхность барабана, промывается 0,005 %-ным раствором хлорида

аммония при температуре 15 – 25 °С из форсунок, отжимается, срезается ножом в репульпатор 3.

Раствор хлорида аммония для промывки пасты в форсунки подается из растворителя 4 с помощью центробежного насоса 5 через теплообменник 6.

Суспензия из репульпатора 3 перетекает в корыто второго барабанного вакуум-фильтра 2.

Срезание пасты с барабана второго вакуум-фильтра 2 происходит в бункер 11, снабженный заслонкой с механическим приводом. Из бункера пасту выгружают в тележку 12.

Маточник и промывные воды поступают в вакуум-ресивер 9, откуда они поступают в канализацию.

*Подсушка углекислого магния* с последующей прокалкой осуществляют в непрерывно действующих печах типа Гоникмана 17. Прокалочная печь – вертикальный цилиндрический стальной барабан, выложенный внутри шамотным фасонным кирпичом толщиной 380 мм. Печь расположена на восьми металлических колоннах высотой 1,45 м. Внутри печи имеются четыре огневых и материальных свода. По центру печи расположен пустотелый вал, охлаждаемый воздухом.

Обогрев прокалочных печей производят топочными газами, получаемыми от сжигания природного газа в смеси с воздухом в выносных топках 15. Выносная топка 15 – сооружение шахтного типа из шамотного кирпича, объемом 32 м<sup>3</sup>. К топке подсоединена горелка газовихревая низкого давления ГГВ-МГП-100.

Природный газ от газораспределительной установки по газопроводу поступает в горелку. Давление газа перед горелкой должен составлять не более 3,43 кПа. Объемный расход газа на горелку составляет от 20 до 90 м<sup>3</sup>/ч, общий объемный расход газа должен быть не более 270 м<sup>3</sup>/ч. В горелку для горения природного газа подается воздух вентилятором типа ВВД-8 13.

За счет отдачи тепла топочных газов паста на первом материальном своде подсушивается до содержания оксида магния от 17 до 20 %. На втором материальном своде паста перемещается от центра к периферии, где идет дальнейшая подсушка и частичная диссоциация

углекислого магния до содержания оксида магния от 20 до 50 %, затем по специальным точкам паста сбрасывается на третий материальный свод. С третьего материального свода продукт скребками перемещается к центру печи и через кольцевое отверстие вокруг вала сбрасывается на четвертый материальный свод. На третьем материальном своде происходит диссоциация углекислого магния до содержания оксида магния от 50 до 70 %, на четвертом – до готового продукта, который через каждые 30 минут по течке поступает в шнек **14**. Из шнека **14** продукт поступает на вибрационное сито Ротекс **35** для просева через металлическую сетку (400 отверстий на 1 см<sup>2</sup>). При транспортировке на просев идет охлаждение продукта. Просеянный продукт отправляется на упаковку и отгрузку потребителям.

#### *Контрольные вопросы*

1. Рассмотрите химизм процесса получения жженой магнезии.
2. Из каких стадий состоит производство жженой магнезии?
3. Как происходит подготовка сырья для получения жженой магнезии?
4. В каких условиях происходит осаждение углекислого магния?
5. Каким способом происходит разделение суспензии углекислого магния?
6. Как происходит прокалка углекислого магния?

## 9. ПРОИЗВОДСТВО РАСТВОРА ХЛОРИДА НАТРИЯ

Технология производства раствора хлорида натрия из галитовых отходов включает следующие основные операции:

- рыхление, доставка и дробление галитовых отходов;
- предварительная классификация галитового сырья по крупности 0,8 мм;
- измельчение класса более 0,8 мм с поверочной классификацией по крупности 0,8 мм;
- растворение и вторичная классификация галитового сырья;
- осветление раствора хлорида натрия, сгущение и сброс шлама;
- подача приготовленного раствора хлорида натрия потребителям.

При производстве раствора хлорида натрия необходимо растворить весь хлорид натрия, содержащийся в галитовых отходах. При этом в раствор переходят и все растворимые примеси ( $KCl$ ,  $MgCl_2$ ,  $CaSO_4$ ). Чем полнее будет растворен хлорид натрия, тем относительно меньше в растворе будет растворимых примесей, наличие которых в готовом продукте ограничено показателями качества. Растворяющей жидкостью в процессе получения раствора хлорида натрия служит обратная или промышленная вода.

Рыхление галитовых отходов на участке добычи технической соли производится механическим способом с помощью бульдозеро-рыхлителей навесным оборудованием. Рыхление производится по всей площади рабочей площадки. Разрыхленные галитовые отходы автотранспортом доставляются на склад, где проходят предварительную классификацию.

Галитовые отходы со склада через питатель *1* и бункер *2* подаются на конвейерную линию, включающую в себя конвейера *3*, *4*, и далее поступают в бункер *5*. Из бункера *5* галитовые отходы посредством конвейера *6* подаются на дуговое сито *7*, сюда же поступает вода из коллектора (рис. 9.1).

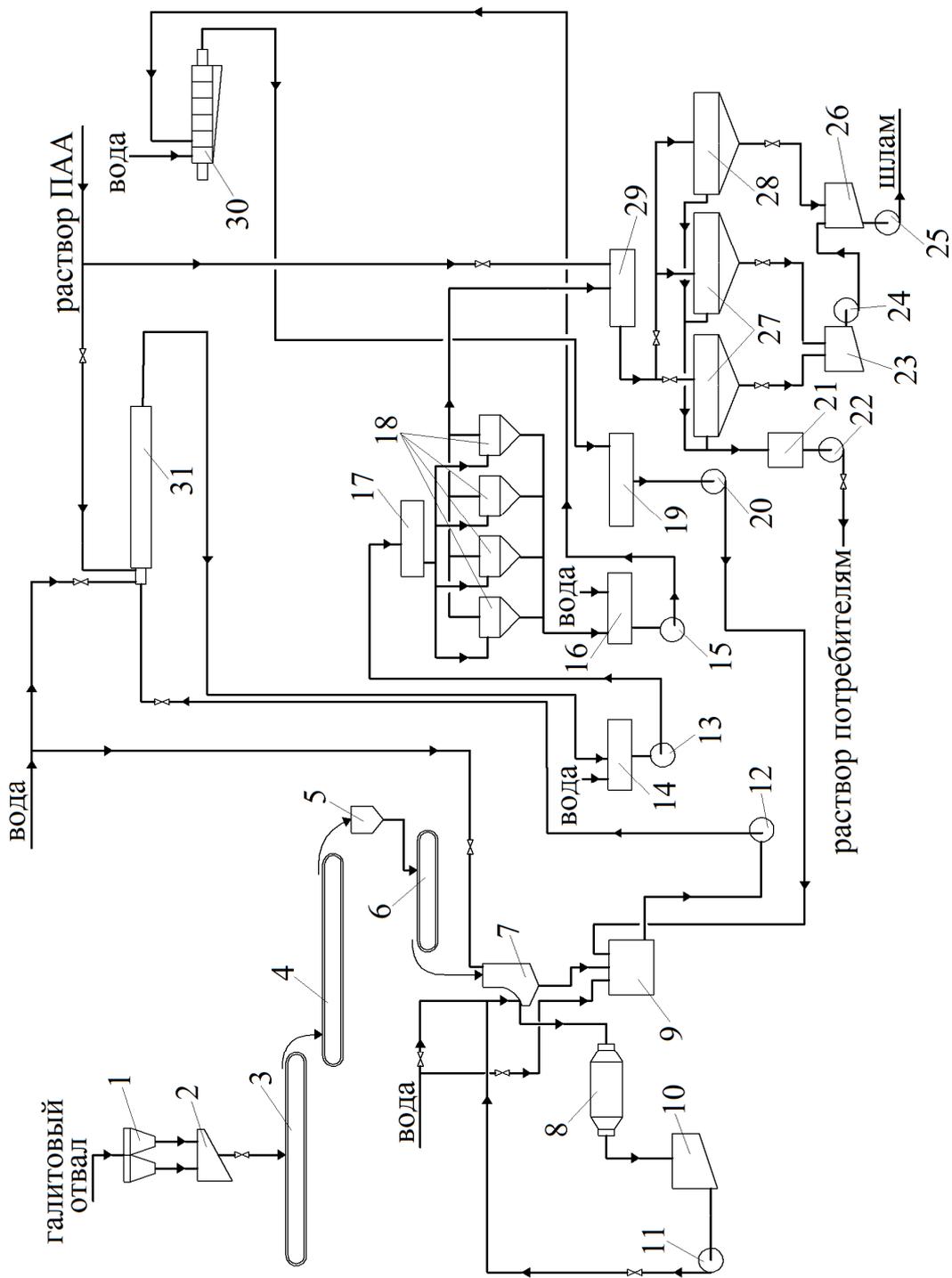


Рис. 9.1. Технологическая схема производства раствора хлорида натрия

Надрешетный продукт дуговых сит **7** после добавления воды до весового соотношения  $Ж : Т = 2,0 - 2,5$  поступает на измельчение в стержневую мельницу **8**. Измельченный продукт из мельницы поступает в зумпф **10** и насосом **11** подается вновь на сито **7** для классификации по крупности 0,8 мм.

Подрешетный продукт дугового сита **7** поступает в мешалку **9** и насосом **12** подается в горизонтальную мешалку **31**, в которой происходит интенсивное растворение хлорида натрия. Сюда же подается вода из общего коллектора и раствор полиакриламида (ПАА). Из мешалки **31** суспензия самотеком по трубопроводам поступает в мешалку **14** на дорастворение хлорида натрия, куда также подается вода из общего коллектора. Полученная суспензия из мешалки **14** перекачивается насосом **13** в пульподелитель **17**, из него поступает на гидроциклоны **18**, в которых происходит разделение суспензии. Твердая часть гидроциклонов разгружается в приемный желоб, из которого по трубопроводам самотеком поступает в мешалку **16**, сюда же подается вода из общего коллектора и далее насосом **15** перекачивается во флотомашину **30** для последующего дорастворения. Из разгрузочного кармана флотомашин **30** суспензия самотеком поступает в зумпф **19** и далее насосом **20** перекачивается в мешалку **9**.

Раствор хлорида натрия, загрязненный тонкими шламами гидроциклонов **18**, направляется самотеком через пульподелитель **29** в сгустители **27**, **28**, где происходит осветление раствора хлорида натрия, загрязненного взвешенными частицами глинисто-солевого шлама. Для интенсификации процесса осветления в качестве коагулянта применяется 0,1 %-ный водный раствор полиакриламида.

Сгущенный шлам из сгустителей **27** с плотностью  $Ж : Т$  не более 3,0 вес. ч. поступает в зумпф **23** и насосом **24** перекачивается в зумпф **26**, куда подается шлам из сгустителя **28**. Из зумпфа **26** насосом **25** шлам перекачивается в шламохранилище.

Слив сгустителей **27**, **28**, являясь готовым раствором хлорида натрия, самотеком направляется в бак **21**, из которого насосом **22** подается в коллектор для отгрузки потребителям.

## Библиографический список

1. Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот: информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям. – Москва: Бюро НТД, 2015. – 898 с.
2. Производство твердых и других неорганических химических веществ: информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям. – Москва: Бюро НТД, 2016. – 305 с.
3. Справочный документ по наилучшим доступным технологиям крупнотоннажного производства неорганических химических веществ – аммиак, кислоты, удобрения / пер. ОАО «НИУИФ им. Я.В. Самойлова». – М.: ОАО «НИУИФ им. Я.В. Самойлова, 207. – 625 с.
4. Вакк Э.Г., Шуклин Г.В., Лейтес И.Л. Получение технологического газа для производства аммиака, метанола, водорода и высших углеводов. Теоретические основы, технология, катализаторы, оборудование, системы управления: учеб. пособие. – М.: 2011. – 480 с.
5. Воробьев Н.И. Технология связанного азота и азотных удобрений. – Минск: Изд-во БГТУ, 2011. – 216 с.
6. Аммиак. Вопросы технологии. / Под общей ред. Н.А. Янковского. – Донецк: ГИК «Новая печать», ООО «Лебедь». 2001. – 497 с.
7. Технология производства аммиака. Проспект фирмы Udhe. – Дортмунд: Udhe, 2009. – 35 с.
8. Ильин А.П., Кунин А.В. Производство азотной кислоты. – СПб.: Изд-во ЛАНЬ, 2013. – 256 с.
9. Коробочкин В.В. Технология азотной кислоты: учеб. пособие. – Томск: Изд-во Томского политехн. ун-та, 2012. – 102 с.
10. Азотные удобрения. Проспект фирмы Udhe. – Дортмунд: Udhe, 2006. – 32 с.
11. Технология производства карбамида. Проспект фирмы Udhe. – Дортмунд: Udhe, 2010. – 24 с.
12. Справочник азотчика. Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез аммиака / Под общей ред. Е.Я. Мельникова. – М.: Химия, 1986. – 512 с.
13. Справочник азотчика. Производство разбавленной и концентрированной азотной кислоты. Производство азотных удобрений.

Материалы, компрессоры и газгольдеры производств азотной кислоты и удобрений. Энергоснабжение производств связанного азота и органических продуктов. Техника безопасности производств связанного азота и органических продуктов / Под общей ред. Е.Я. Мельникова. – М.: Химия, 1987. – 464 с.

14. Рухля И.Е. Технологические схемы получения калия хлористого из сильвинита и их описание: учеб.- метод. пособие. – Минск: Изд-во БНТУ, 2011. – 25 с.

15. Печковский В.В., Александрович Х.М., Пинаев Г.Ф. Технология калийных удобрений. – Минск: Высшейш. школа, 1968. – 264 с.

16. Рахимова О.В. Технология минеральных удобрений: учеб. пособие. – Пермь: Березниковский филиал ПНИПУ, 2013 – 134 с.

17. Курмаев Р.Х. Флотационный способ получения хлорида калия из сильвинита: учеб. пособие. – Пермь: Перм. гос. техн. ун-т, 1993. – 83 с.

18. Технология флотационного обогащения калийных руд / Н.Н. Тетерина [и др.]. – Пермь: ОГУП «Соликамская типография», 2002. – 484 с.

19. Физикохимия селективной флотации калийных солей / Х.М. Александрович [и др.]. – Минск: Наука и техника, 1983. – 272 с.

20. Титков С.Н., Мамедов А.И., Соловьев Е.И. Обогащение калийных руд. – М.: Недра, 1982. – 216 с.

21. Степанова М.Н. Органические реагенты во флотации: учеб. пособие. – Пермь: Изд-во Перм. гос. техн. ун-та, 2009. – 53 с.

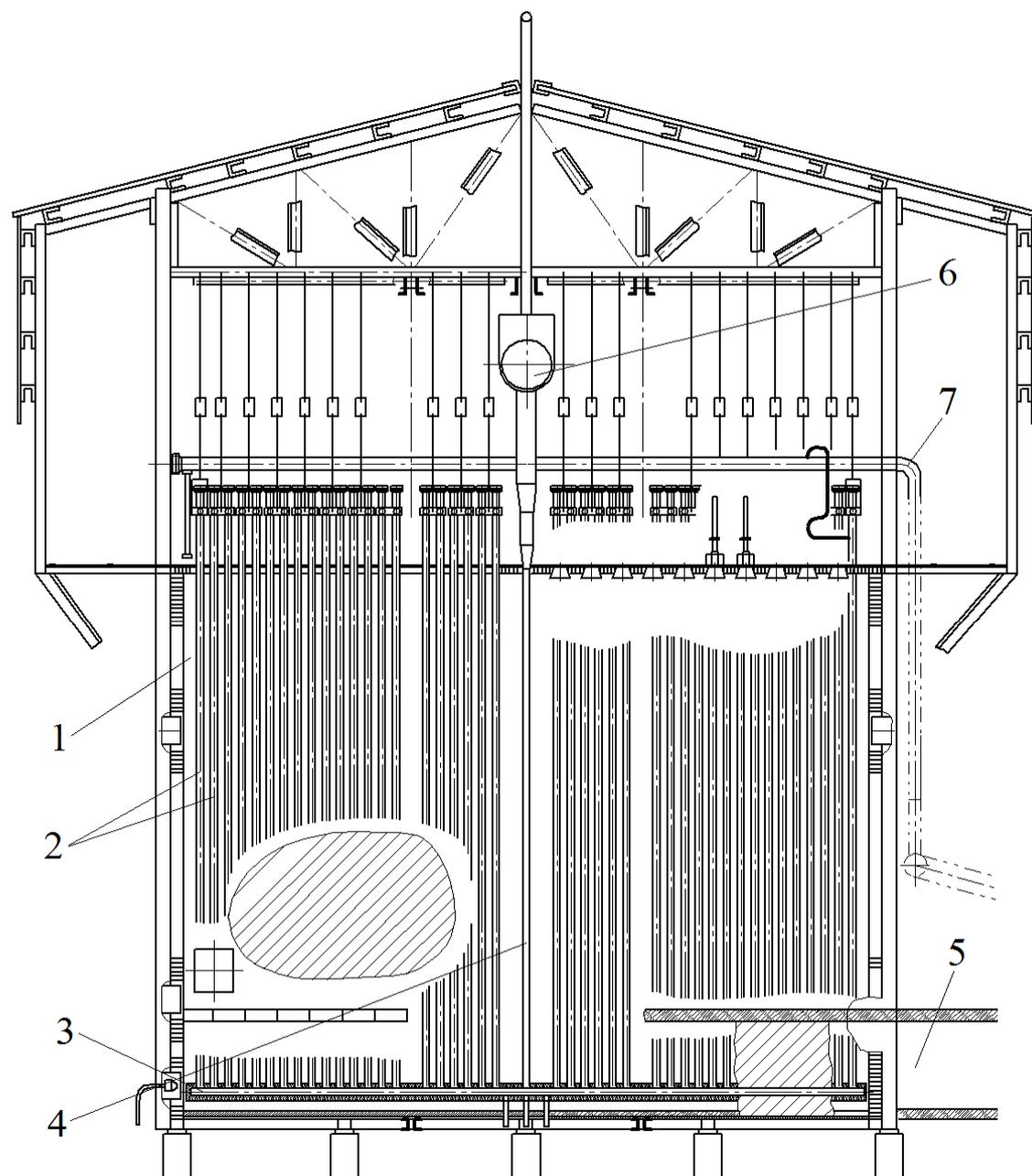
22. Химическая технология неорганических веществ. Книга 1: учеб. пособие / Т.Г. Ахметов [и др.]. – Санкт-Петербург: Лань, 2017. – 688 с.

23. Куликов М.А. Химическая технология неорганических веществ: учеб. пособие. – Пермь: Березниковский филиал ПНИПУ, 2011 – 180 с.

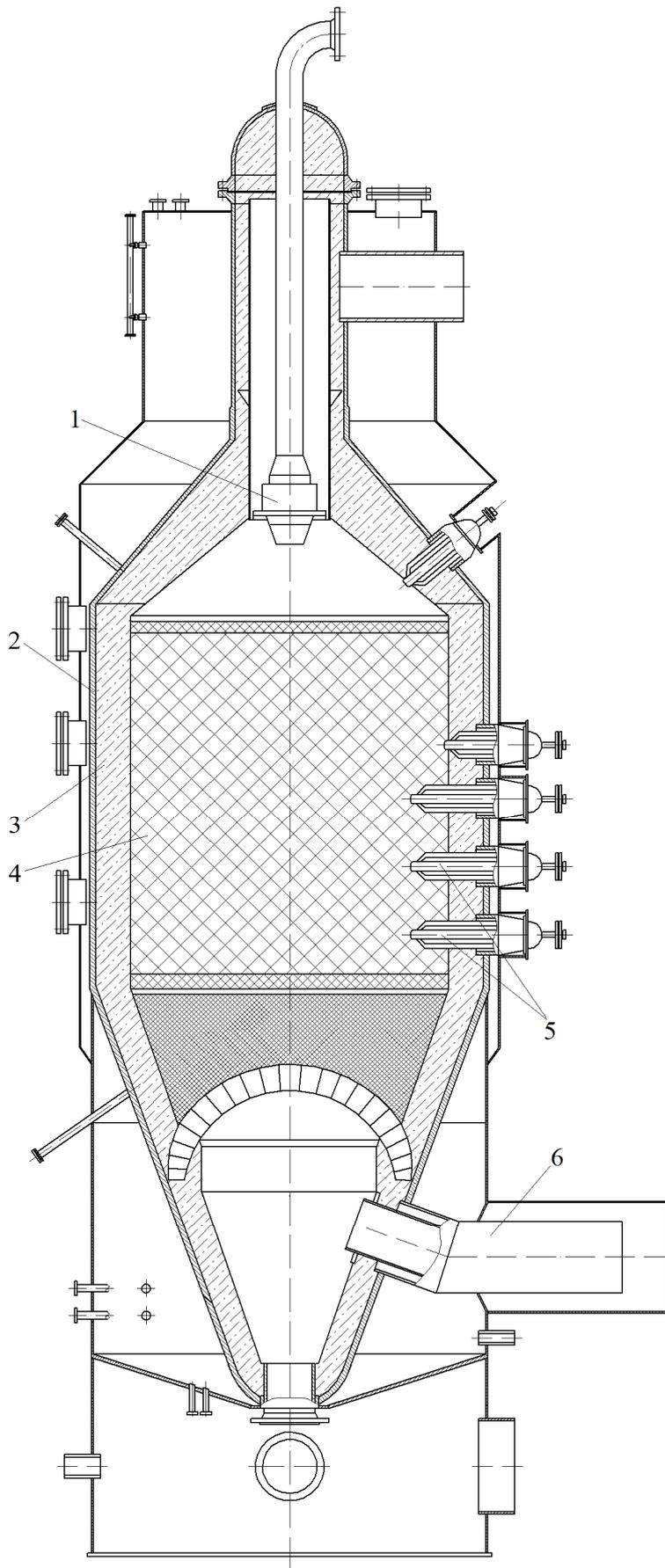
24. Ильин А.П., Ильин А.А. Современные проблемы химической технологии неорганических веществ: учеб. пособие. – Иваново: Изд-во Иван. гос. хим.-технол. ун-та, 2011. – 133 с.

25. Шевченко Т.М., Тихомирова А.В. Химическая технология неорганических веществ. Основные производства: учеб. пособие – Кемерово: Изд-во КузГТУ, 2012. – 195 с.
26. Кемалов Р.А., Кемалов А.Ф. Технологии получения и применения метанола: учеб. пособие. – Казань: Изд-во КФУ, 2016. – 167 с.
27. Розовский А.Я., Лин Г.И. Теоретические основы процесса синтеза метанола. – М.: Химия, 1990. – 272 с.
28. Лебедев В.А., Рогожников Д.А. Металлургия титана: учеб. пособие. – Екатеринбург: Изд-во УМЦ УПИ, 2015. – 194 с.
29. Парфенов О.Г., Пашков Г.Л. Проблемы современной металлургии титана. – Новосибирск: Изд-во СО РАН, 2008. – 279 с.
30. Якименко Л.М., Пасманик М.И. Справочник по производству хлора, каустической соды и неорганических хлорпродуктов. – М.: Химия, 1976. – 440 с.

## ПРИЛОЖЕНИЯ



*Рис. 1. Производство синтетического аммиака. Многорядная трубчатая печь:  
1 – топочная камера; 2 – реакционные трубы; 3 – нижний коллектор;  
4 – секционная газоотводящая труба; 5 – газоход; 6 – газосборный коллектор;  
7 – газоотводящий коллектор*



*Рис. 2. Производство  
синтетического аммиака.*

*Шахтный конвертор:*

*1 – смеситель; 2 – корпус;*

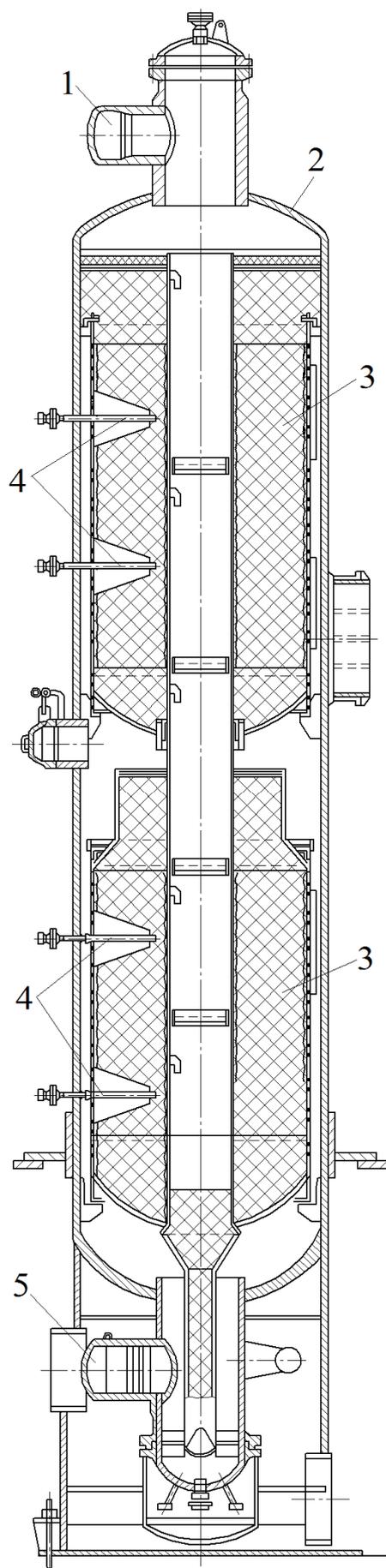
*3 – футеровка;*

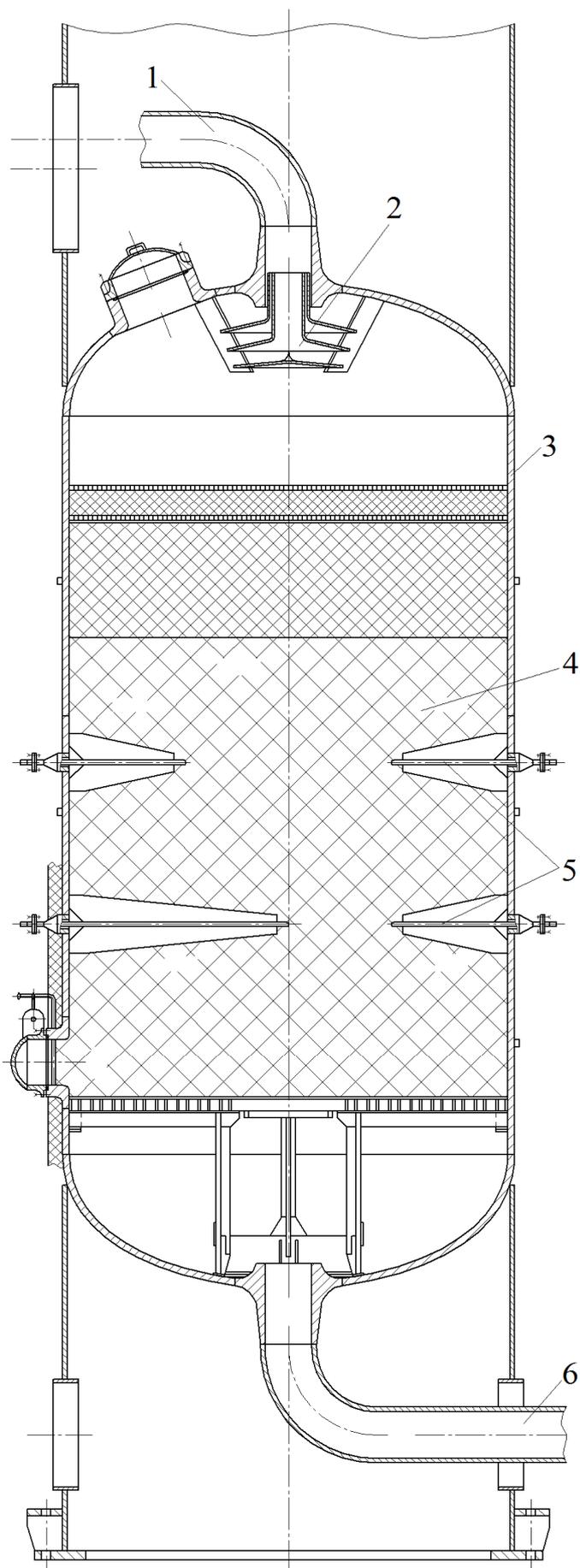
*4 – слой катализатора;*

*5 – термопары;*

*6 – газовый коллектор*

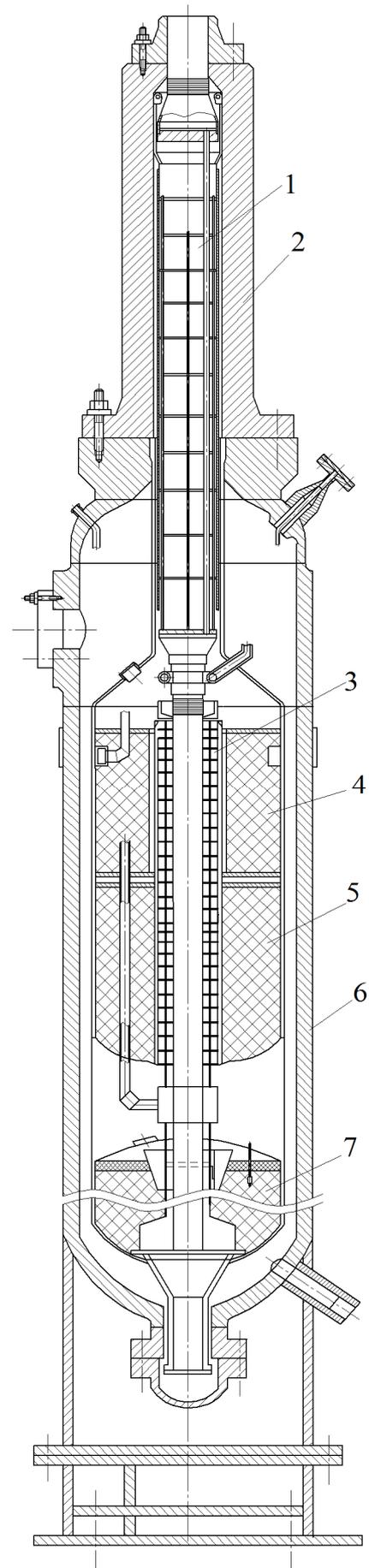
*Рис. 3. Производство синтетического аммиака. Конвертор оксида углерода I ступени: 1 – выход парогазовой смеси; 2 – корпус; 3 – корзина с катализатором; 4 – термомпары; 5 – вход парогазовой смеси*

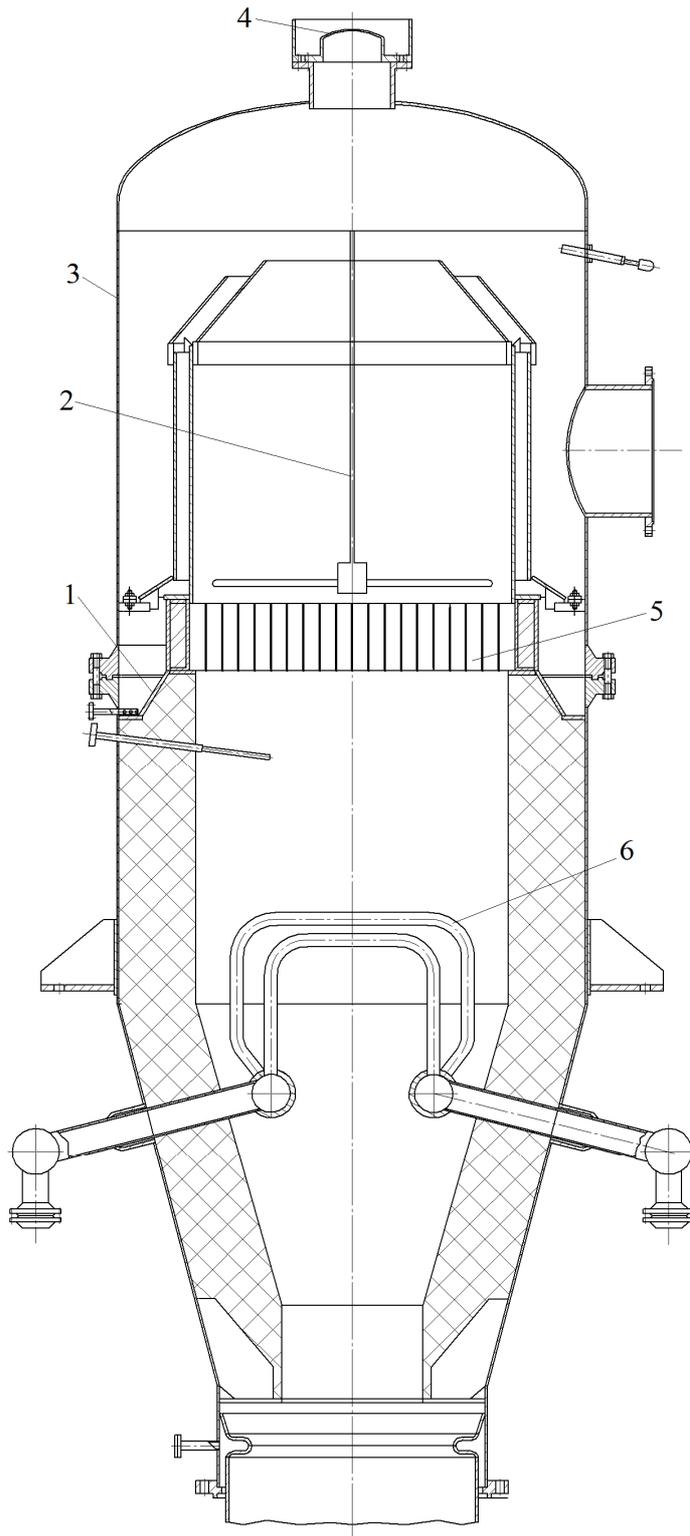




*Рис. 4. Производство  
синтетического аммиака.  
Конвертор оксида углерода II  
ступени:  
1 – выход газа; 2 – отбойник;  
3 – корпус; 4 – катализатор;  
5 – термопары; 6 – выход газа*

*Рис. 5. Производство синтетического аммиака. Колонна синтеза аммиака с радиальной насадкой катализатора:  
1 – встроенный теплообменник; 2 – крышка колонны;  
3 – промежуточный теплообменник;  
4 – первая катализаторная полка; 5 – вторая катализаторная полка;  
6 – корпус колонны;  
7 – третья катализаторная полка*





*Рис. 6. Производство неконцентрированной азотной кислоты.  
 Контактный аппарат:  
 1 – поддерживающее устройство;  
 2 – запальное устройство;  
 3 – корпус аппарата; 4 – взрывная пластина; 5 – катализаторная сетка; 6 – пароперегреватель*

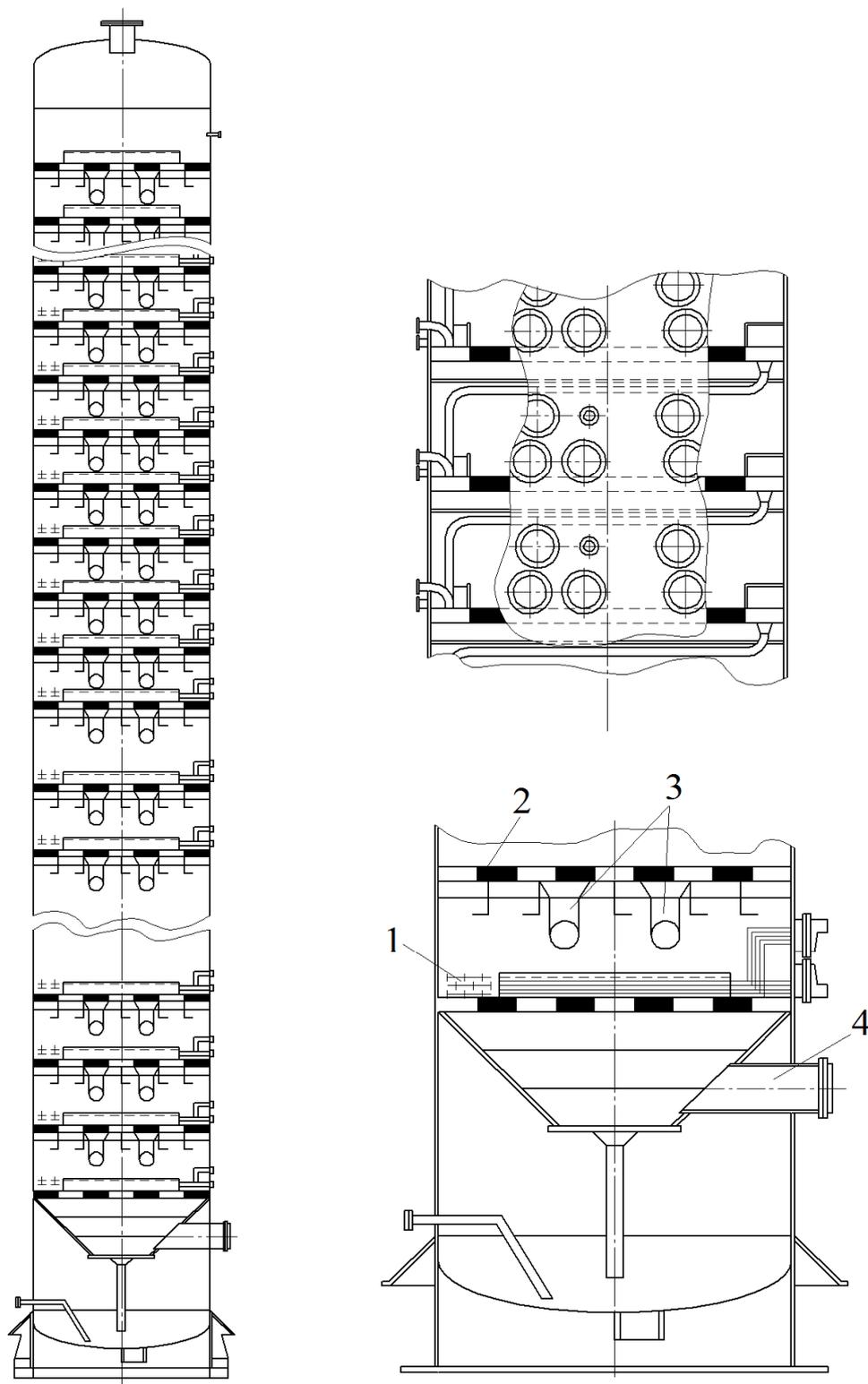
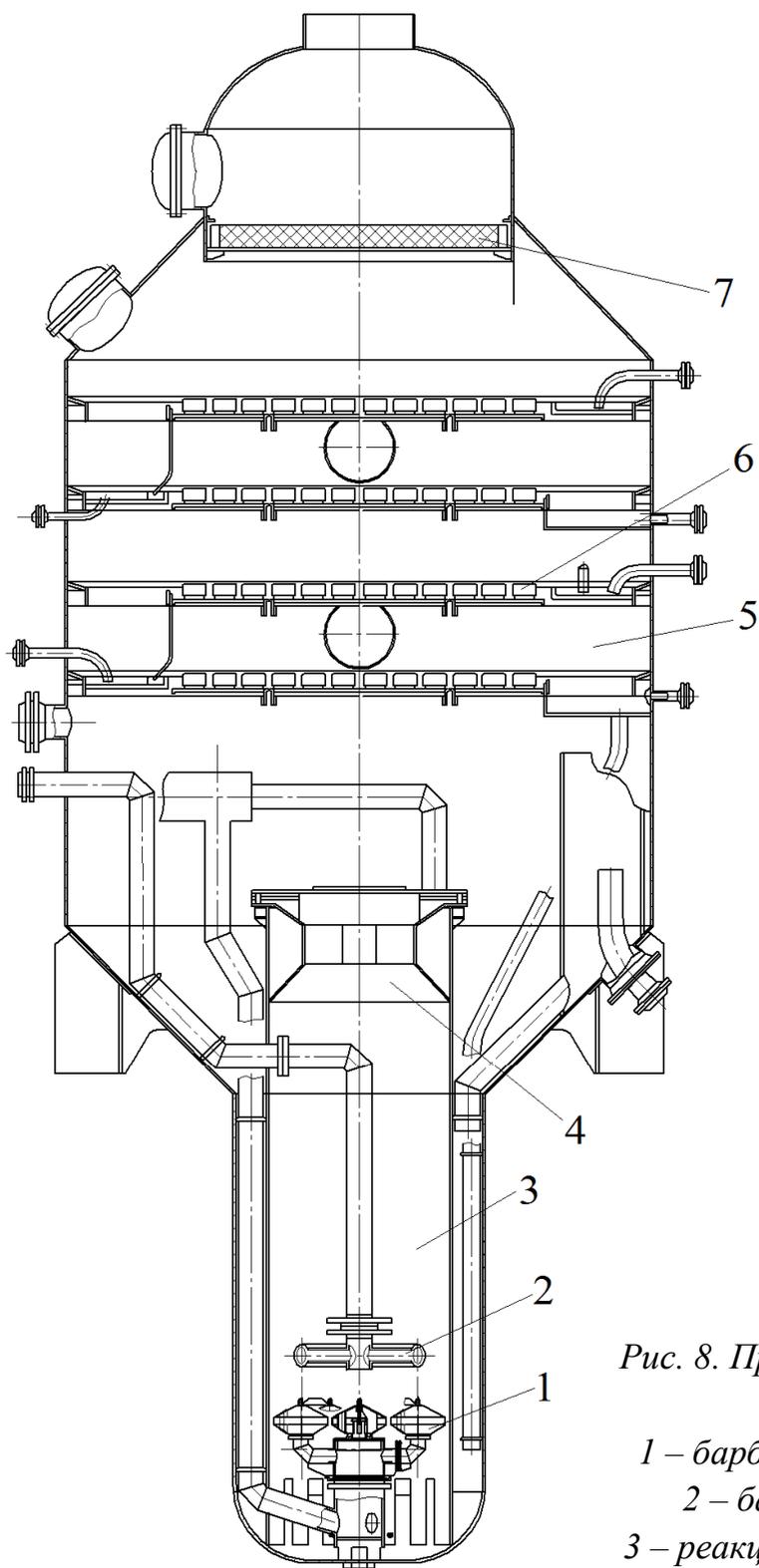


Рис. 7. Производство неконцентрированной азотной кислоты.  
 Абсорбционная колонна: 1 – охлаждающий змеевик;  
 2 – ситчатая тарелка; 3 – переливные трубки; 4 – вход газа



*Рис. 8. Производство аммиачной селитры. Аппарат ИТН:*

- 1 – барботер газообразного аммиака;*
- 2 – барботер азотной кислоты;*
- 3 – реакционный стакан; 4 – диффузор;*
- 5 – сепаратор; 6 – колпачковая тарелка;*
- 7 – сетчатый отбойник*

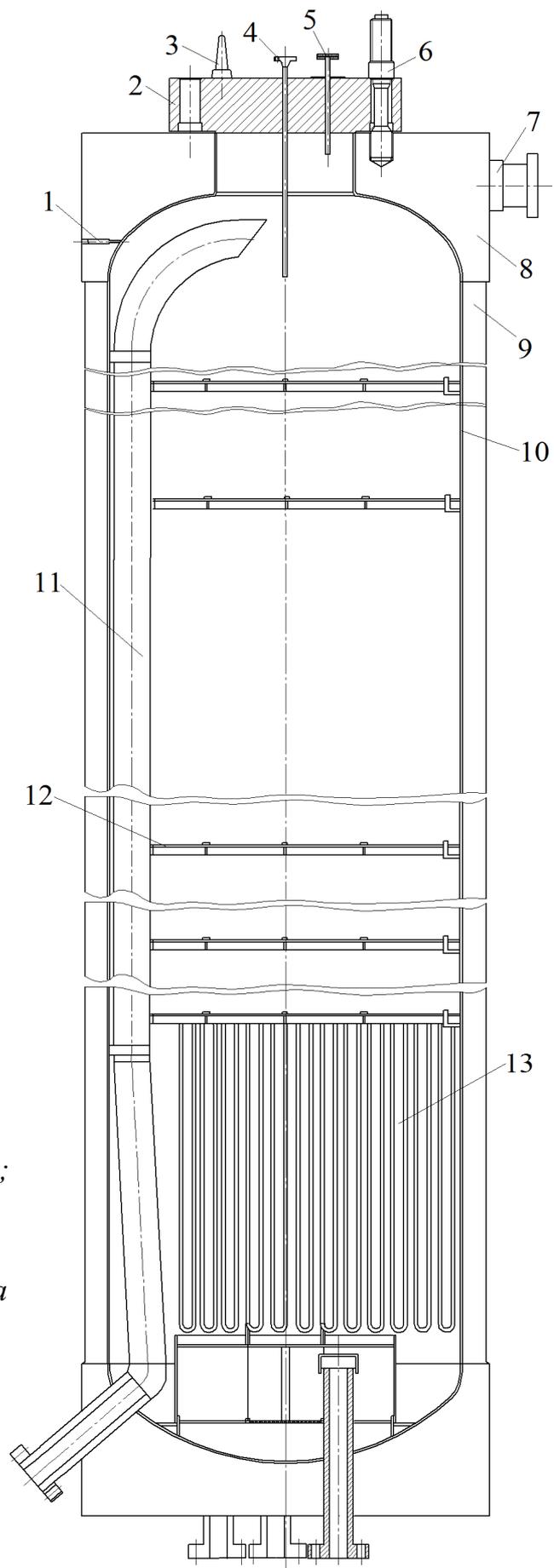
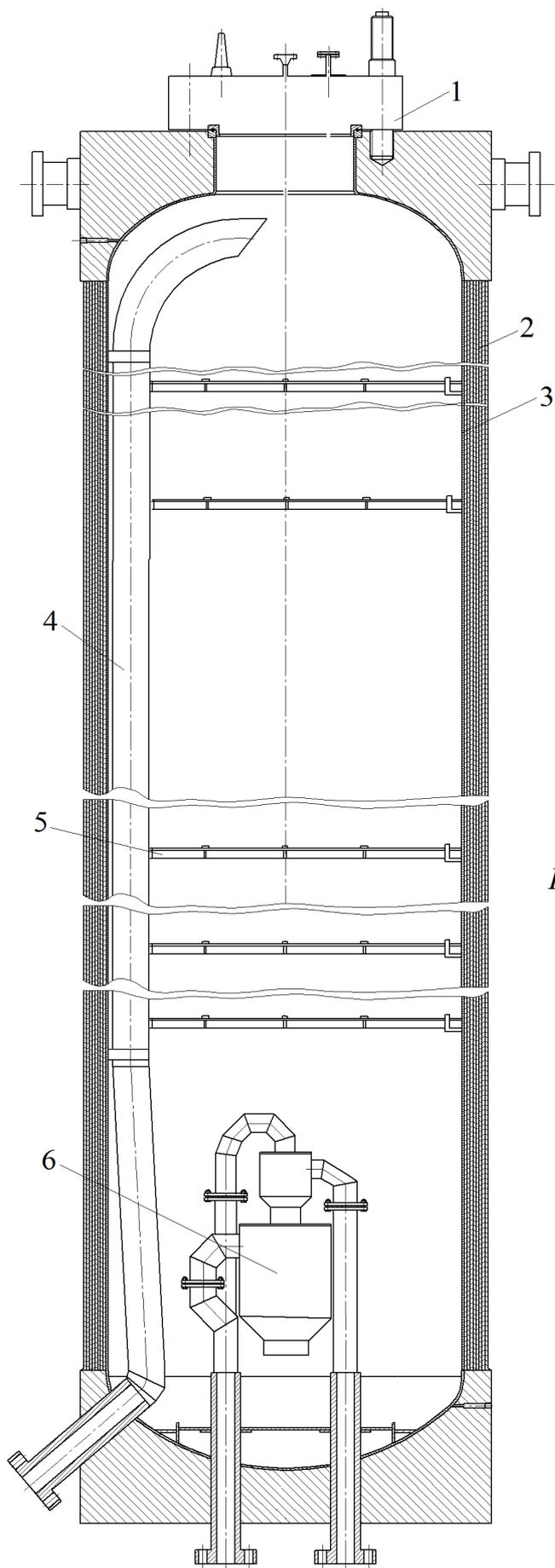


Рис. 9. Производство карбамида.  
 Реактор синтеза с продольной  
 насадкой: 1 – продувочное  
 устройство; 2 – крышка;  
 3 – подъемная скоба; 4 – термомпара;  
 5 – воздушник; 6 – шпилька; 7 – цапфа;  
 8 – горловина; 9 – футеровка;  
 10 – обечайка; 11 – выводная труба;  
 12 – тарелка; 13 – продольная насадка



*Рис. 10. Производство карбамида.  
Реактор синтеза с вихревым смесителем:  
1 – крышка; 2 – футеровка; 3 – корпус  
реактора; 4 – выводная труба;  
5 – тарелка; 6 – вихревой смеситель*

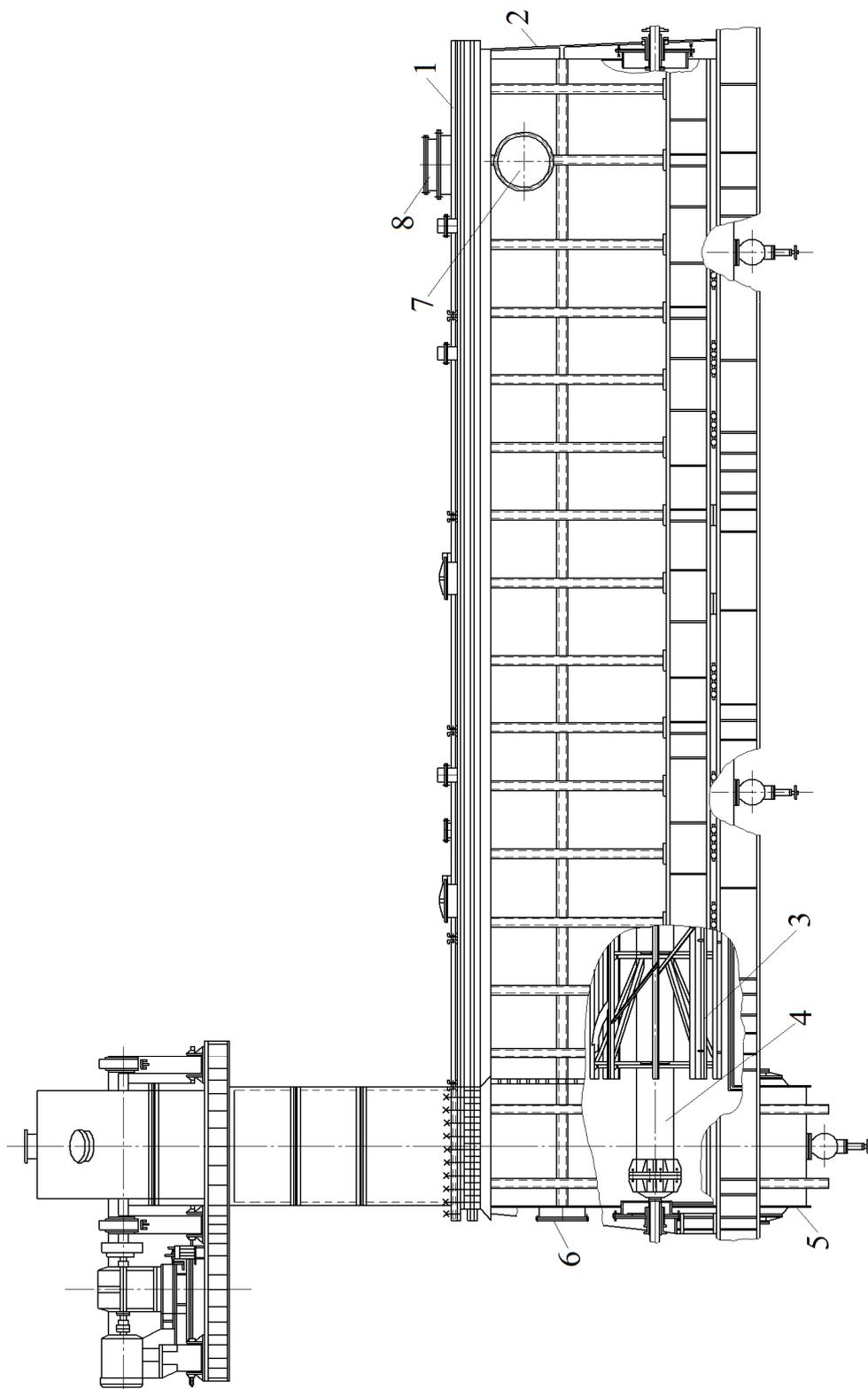


Рис. 11. Производство калийных удобрений. Галургический способ, растворитель:  
 1 – крышка растворителя; 2 – корпус растворителя; 3 – секция спирали; 4 – вал мешалки;  
 5 – карман элеватора; 6 – вход щелока; 7 – вход растворяющего щелока;  
 8 – люк для загрузки руды

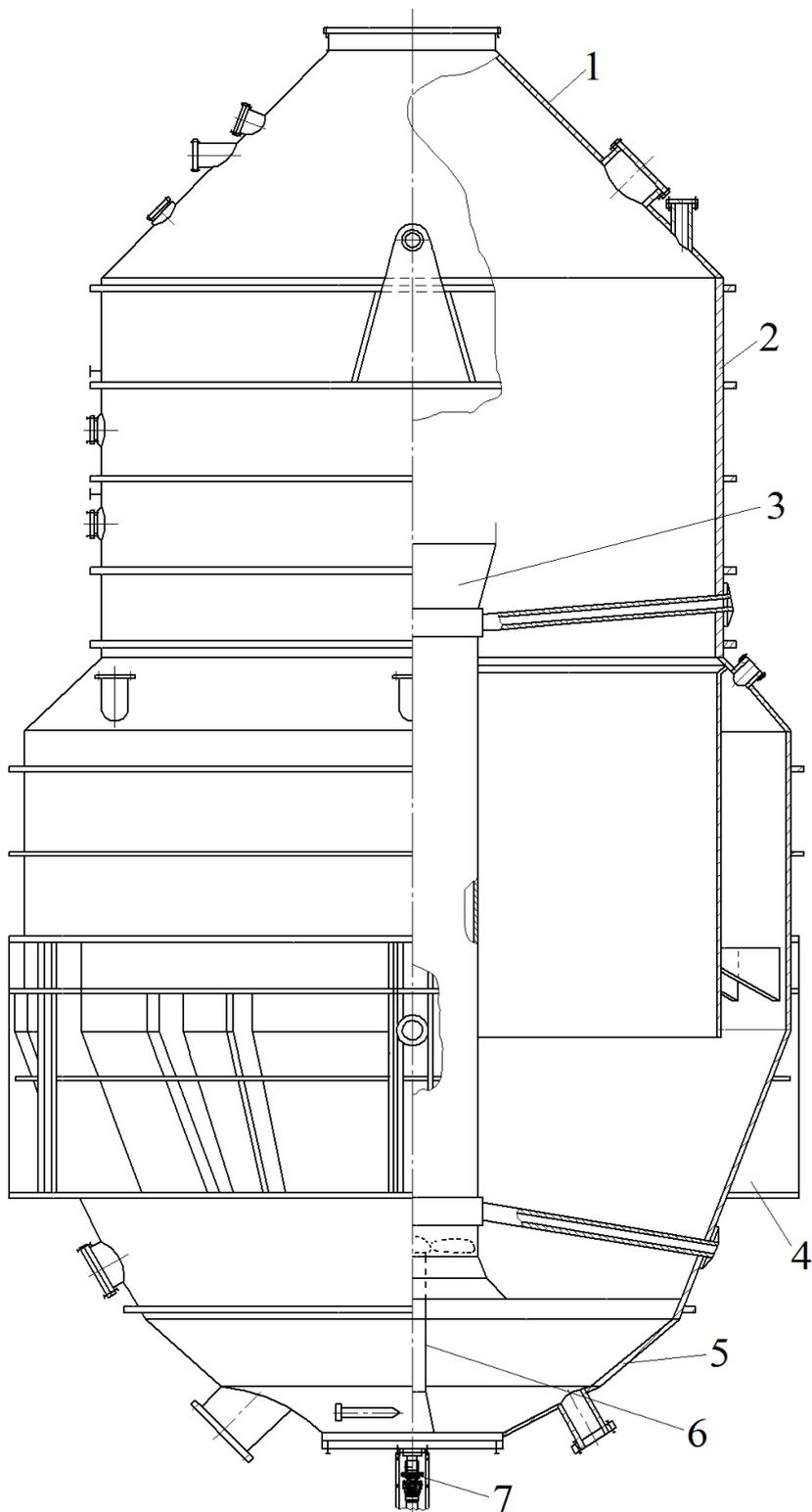


Рис. 12. Производство калийных удобрений.  
 Галургический способ, вакуум-кристаллизатор:  
 1 – крышка аппарата; 2 – корпус аппарата;  
 3 – циркуляционная труба; 4 – опора; 5 – днище аппарата;  
 6 – пропеллерная мешалка; 7 – редуктор

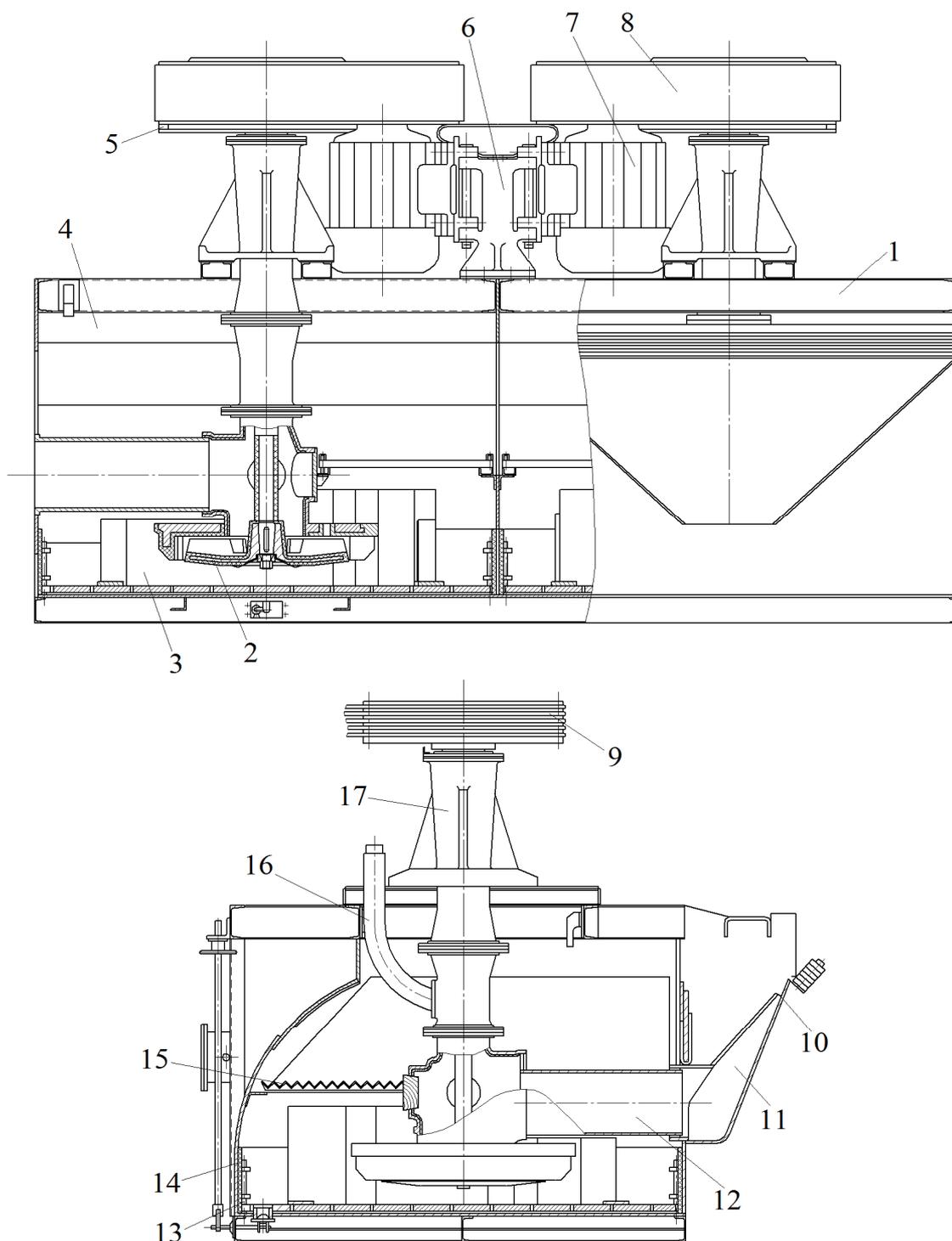
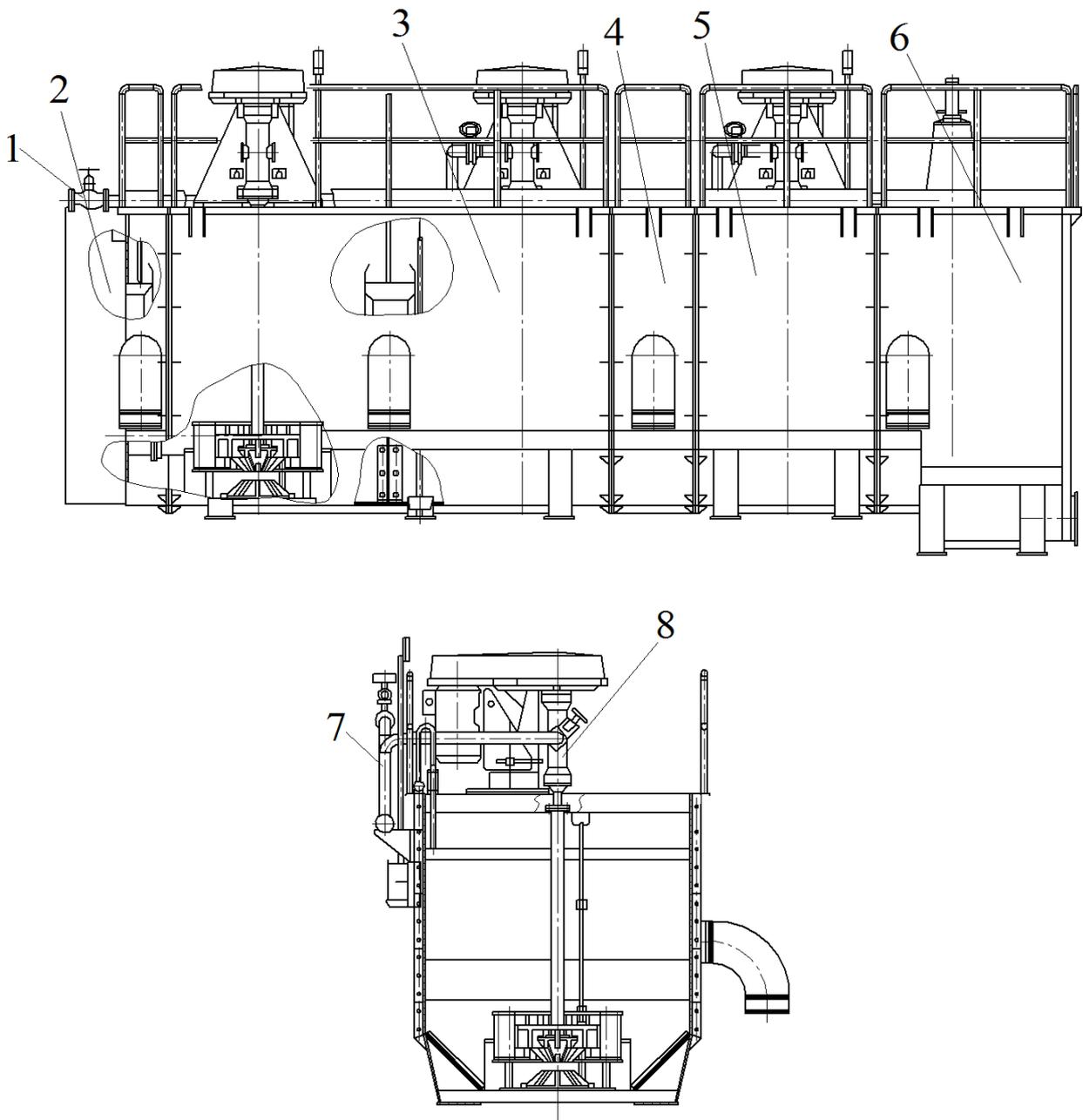


Рис. 13. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, флотомашина ФКМ-6,3: 1 – корпус секции; 2 – импеллер; 3 – статор; 4 – перегородка; 5 – шкиф блок импеллера; 6 – станина; 7 – электродвигатель; 8 – кожух; 9 – ремень клиновой; 10 - перелив; 11 – циркуляционный карман; 12 – циркуляционная труба; 13 – дренажный клапан; 14 – футеровочный щит; 15 – распределительная решетка; 16 – аэрационная труба; 17 – блок импеллера



*Рис. 14. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, флотомашина РИФ 8,5: 1 – воздуховод; 2 – секция приемного кармана; 3 – секция сдвоенной камеры; 4 – секция желобов; 5 – секция камеры; 6 – секция разгрузочного кармана; 7 – водопровод; 8 – блок импеллера*

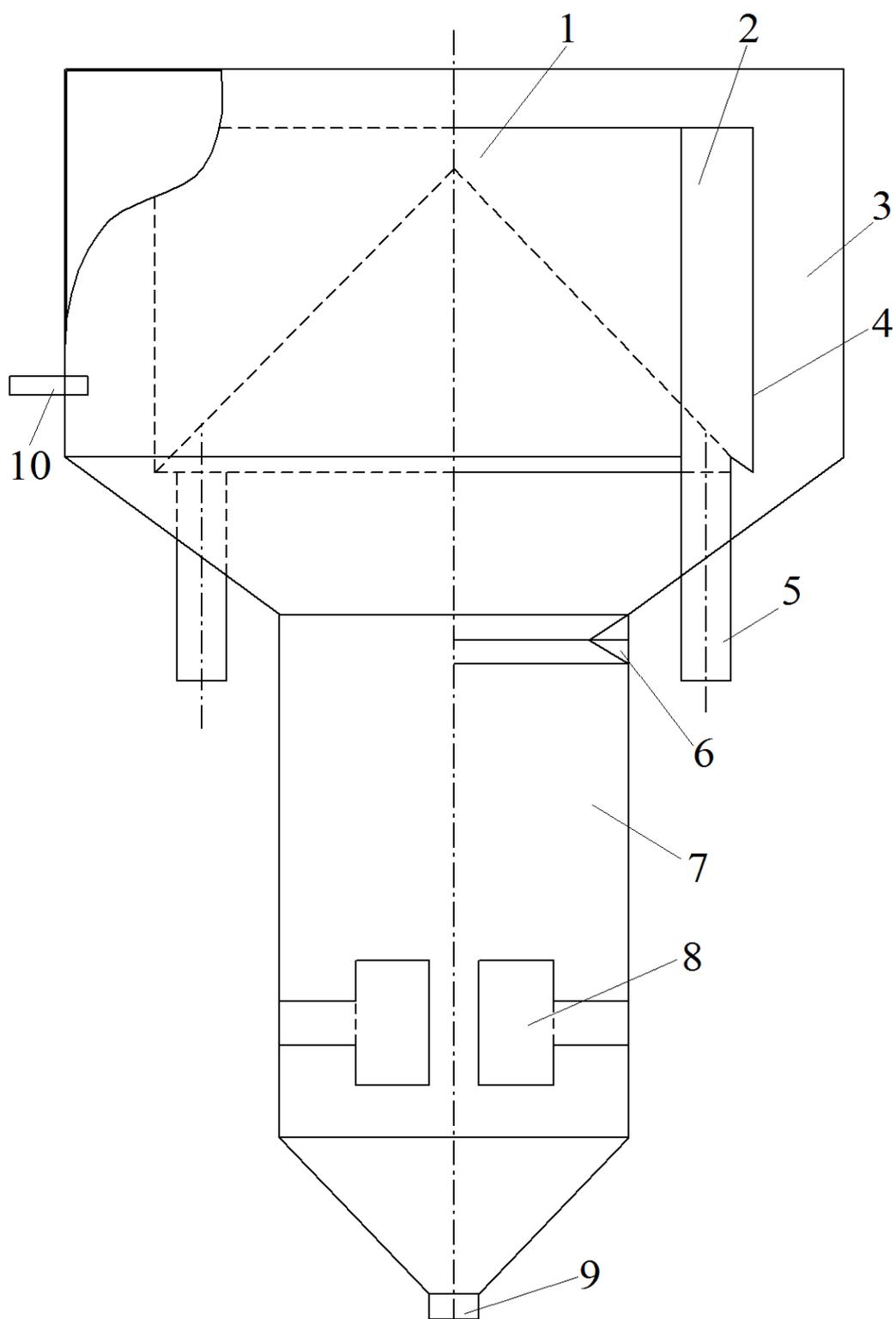
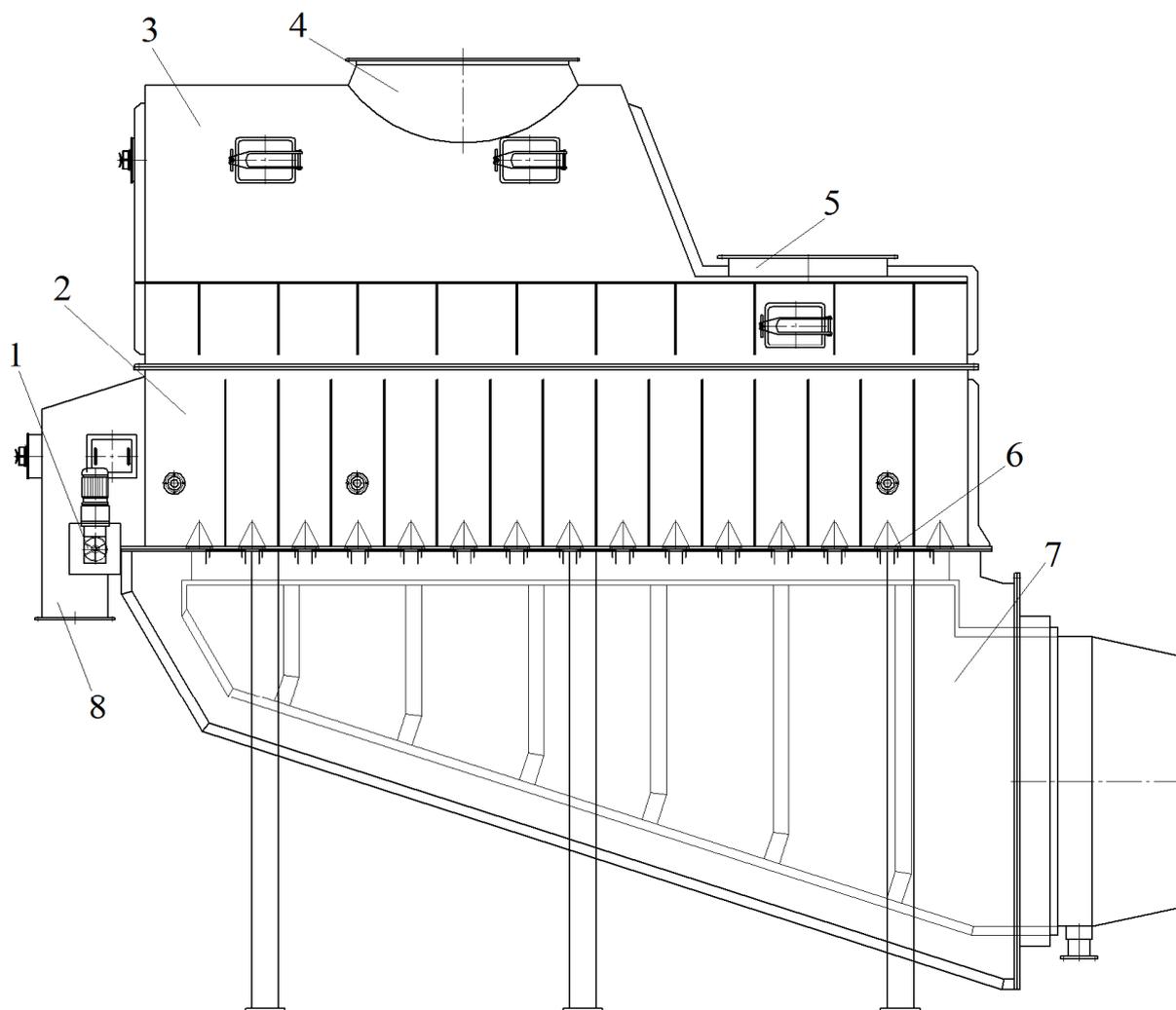
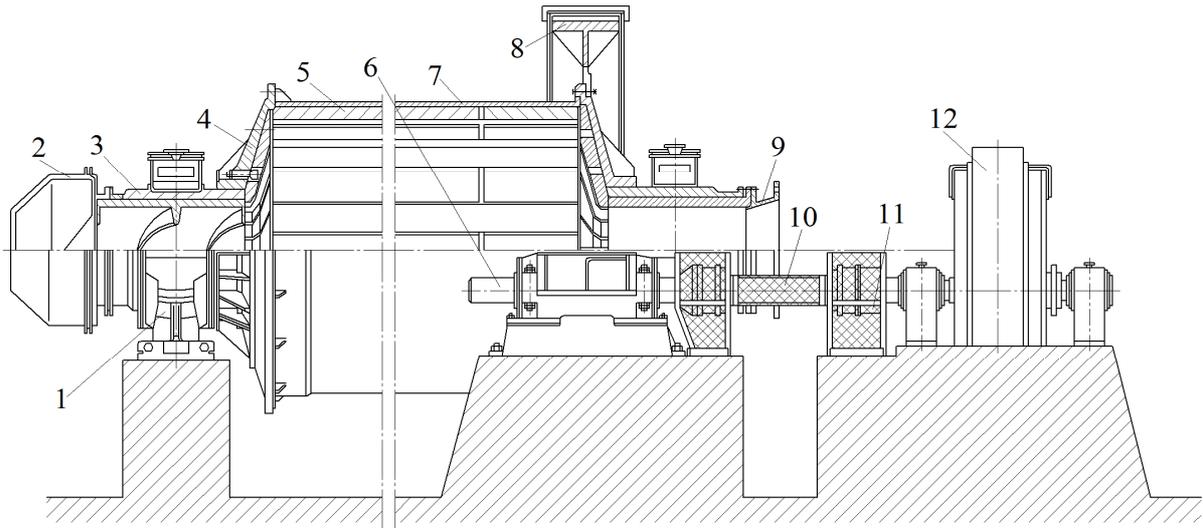


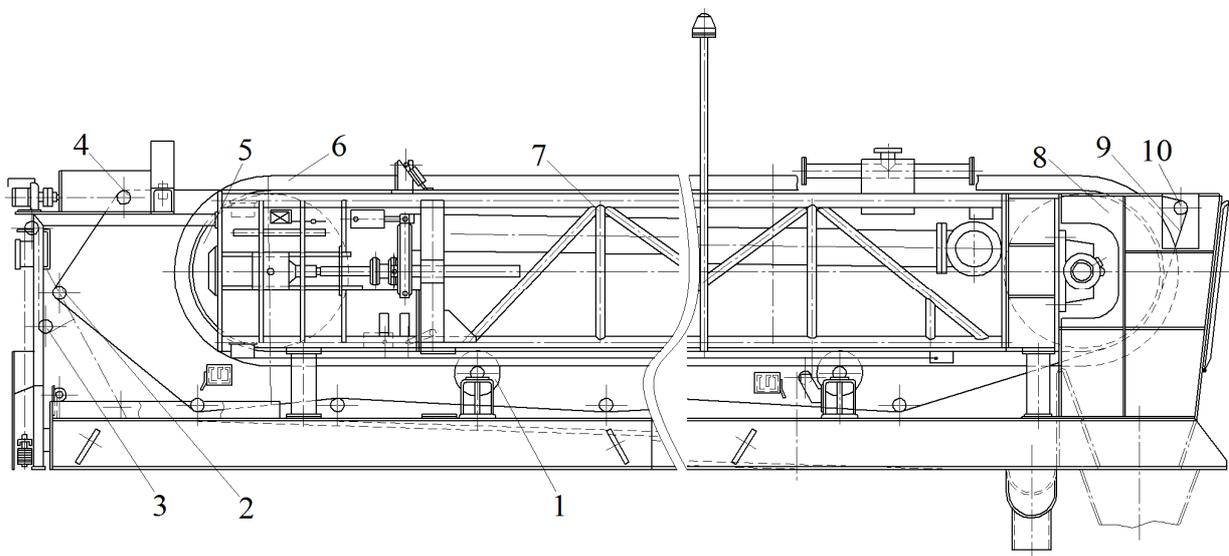
Рис. 15. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, флотомашинка колонная КФМ-1400 МС: 1 – центральная труба; 2 – пенный желоб; 3 – камера основной флотации; 4 – образующая труба; 5 – патрубок; 6 – кольцевой отбойник; 7 – камера дофлотации; 8 – аэрирующее устройство; 9 – донная разгрузка; 10 – эжектор



*Рис. 16. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, сушилка кипящего слоя: 1 – шлюзовой затвор; 2 – надрешетная камера; 3 – вытяжной колпак; 4 – выход газа; 5 – вход продукта; 6 – газораспределительная решетка; 7 – воздушный короб; 8 – выход продукта*



*Рис. 17. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, стержневая мельница: 1 – подшипник коренной; 2 – питатель; 3 – цапфа барабана; 4 – крышка торцевая; 5 – футеровка; 6 – вал-шестерня; 7 – корпус мельницы; 8 – шестерня венцовая; 9 – разгрузочный патрубок; 10 – промежуточный вал; 11 – муфта зубчатая; 12 – электродвигатель*



*Рис. 18. Производство калийных удобрений. Флотационный способ, ленточный вакуум-фильтр: 1 – ролик поддерживающий; 2 – ролик винтовой; 3 – ролик натяжной; 4 – ролик регулирующий; 5 – барабан натяжной; 6 – лента резиноканевая; 7 – рама фильтра; 8 – барабан приводной; 9 – сетка фильтровальная; 10 – ролик разгружающий*

Учебное издание

**Куликов** Михаил Александрович

ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВ  
НЕОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ

*Учебное пособие*

Редактор и корректор *Н.В. Шилыева*

---

Подписано в печать  
Формат 60×90/16. Усл. печ. л. 12,5  
Тираж 50 экз. Заказ № 395/2018

---

Отпечатано с готового оригинал-макета в типографии центра  
«Издательство Пермского национального исследовательского  
политехнического университета».

Адрес: 614990, г. Пермь, Комсомольский пр., 29, к. 113

Тел. (342) 219-80-33.