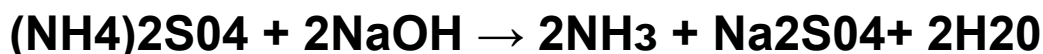
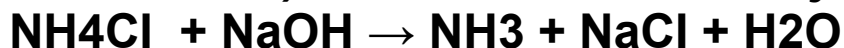


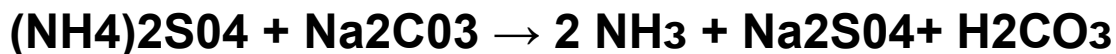
**Реакции разложения основных аммонийных солей (летучего аммиака) сточных вод КХП**



**Реакции разложения основных аммонийных солей (связанного аммиака) сточных вод КХП каустической содой:**

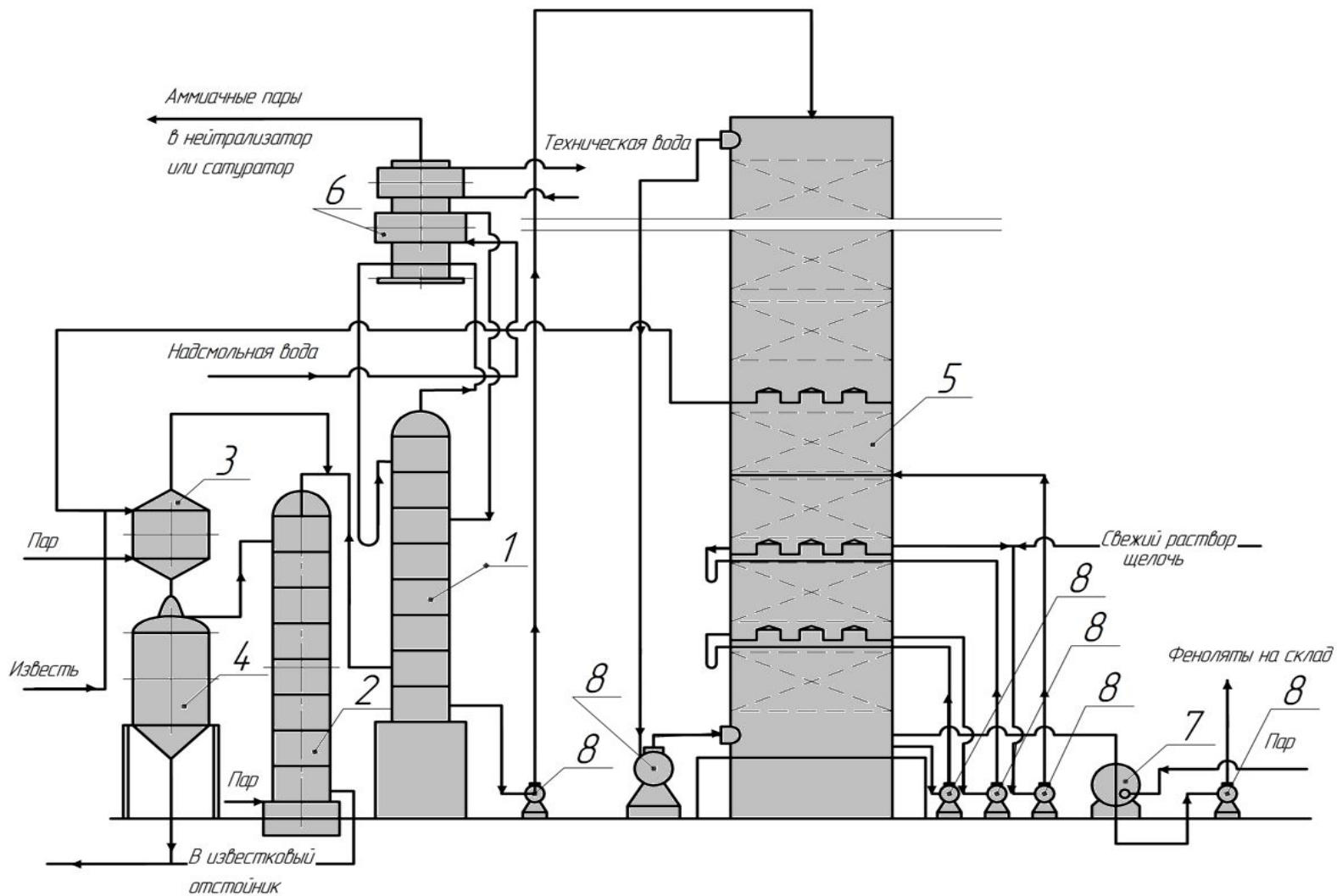


**Реакции разложения основных аммонийных солей (связанного аммиака) сточных вод КХП кальцинированной содой:**



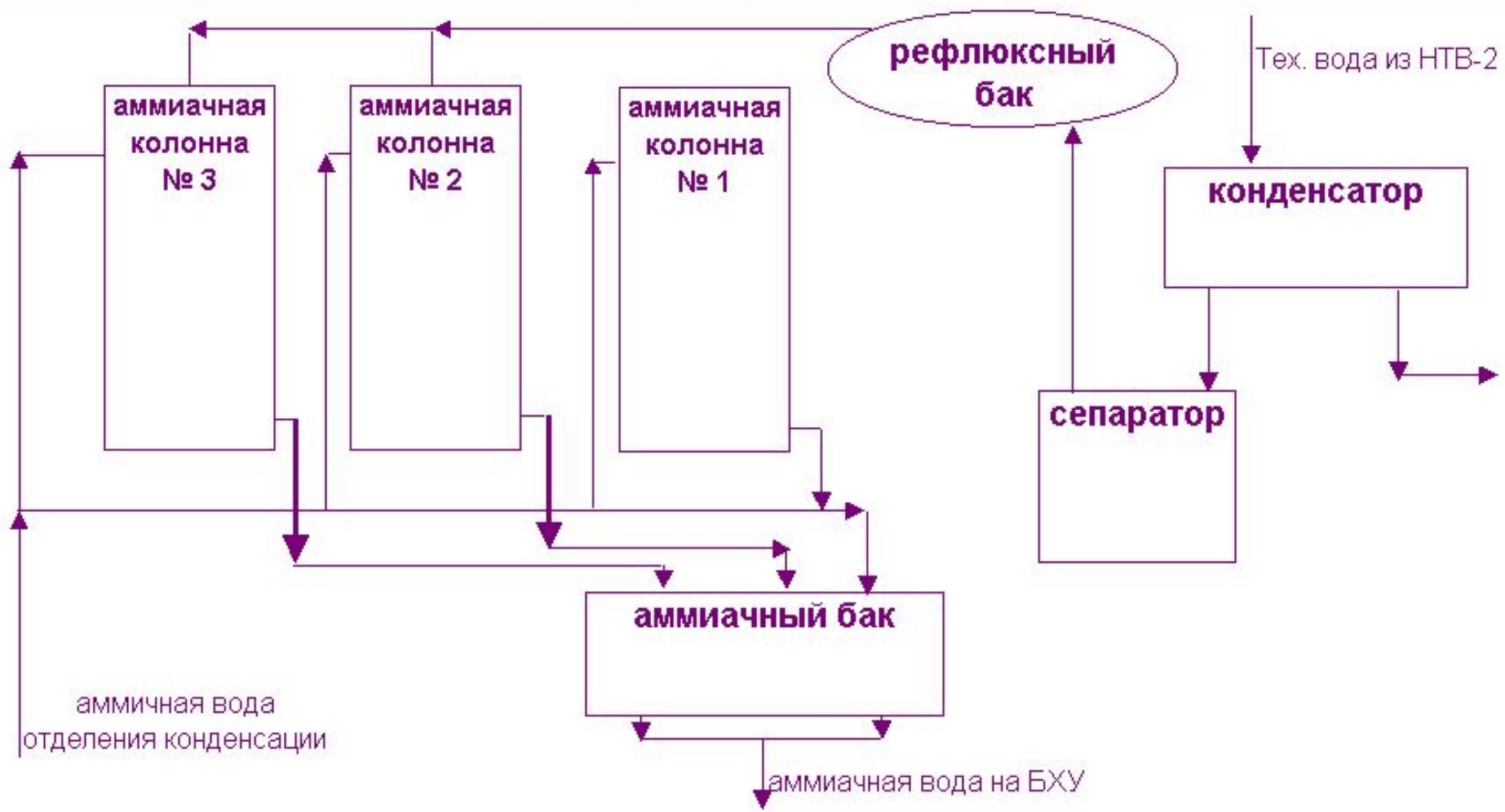
# Состав надсмольной воды цикла газосборника и газового конденсата, г/л

Компоненты	Вода цикла газосборника	Газовый конденсат
аммиак летучий	0.8 - 1,2	4 - 10
аммиак связанный	8 - 12	0,3 - 0,6
$Cl^-$	14 - 18	0,4 - 0,6
$CNS^-$	4 - 6	0,2 - 0,3
$S_2O_3^{2-}$	0,6 - 1,2	0,2 - 0,3
$SO_4^{2-}$	1 - 2	0,6 - 0,8
$CN^-$	0,2 - 0,3	0,3 - 0,6
диоксид углерода	0,3 - 0,4	3 - 4
сероводород	0.2 - 0,3	2 - 4
фенолы	0,8 - 1,2	1,0 - 1,4
пиридиновые основания	0,2 - 0,3	0,3 - 0,4



**Схема переработки надсмольной воды с использованием солей связанного аммиака:**

1 - аммиачная колонна; 2 - известковый приколонок; 3 - реактор; 4 - отстойник;  
 5 - обесфеноливающий скруббер; 6 - дефлегматор; 7 - сборник фенолятов; 8 - насосы

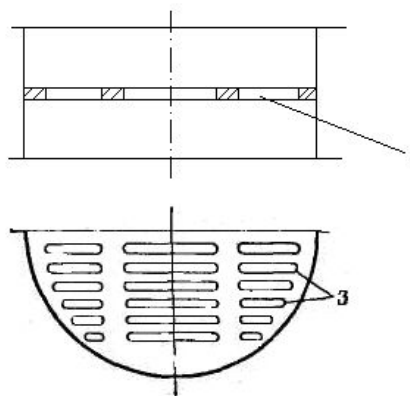
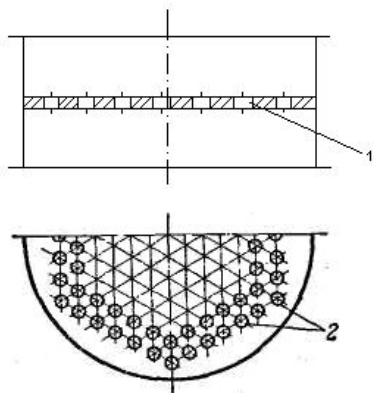
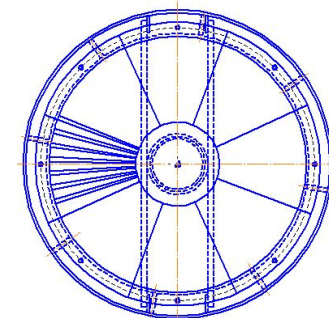
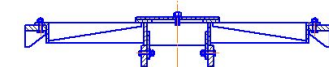
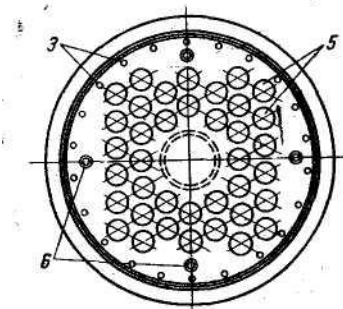
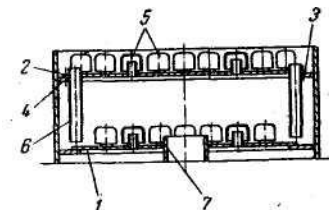


**Технологическая схема аммиачной установки 1-го блока ЦУПХП**

## Характеристика состава основных составляющих стока КХП ОАО «ММК»

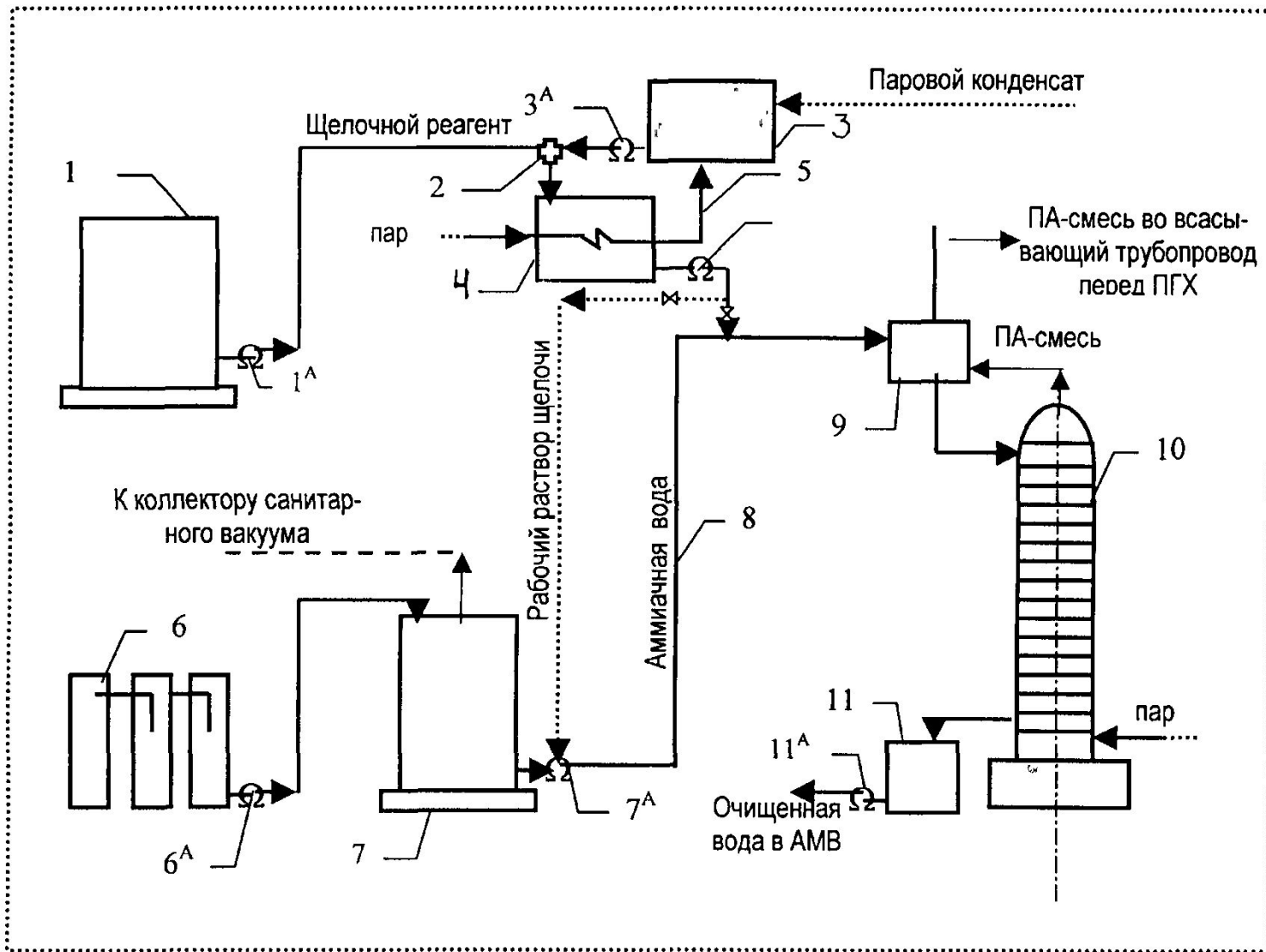
Сточная вода	Расход, м <sup>3</sup> /ч	Концентрация, г/м <sup>3</sup>	
		Аммиака	
		связанног о	летучего
<b>Цех улавливания № 1</b> <b>1 Избыточная аммиачная вода</b> - на колонны - после ам. колонн (без разл.)	60	350	1730 –
	76	350	2000 116
<b>Цех улавливания № 2</b> <b>Избыточная аммиачная вода</b> - на колонны - после колонн (без разлож.) - после ам. колонн (с разлож.)	120	340	6000 - 6500
	136	340	73
	149	50*	73*

Колпачковые тарелки



Пенно-вихровая тарелка (ПВТ)

Провальные тарелки а – дырчатая; б – решетчатая; 1 – тарелка; 2 – отверстия; 3 – щели

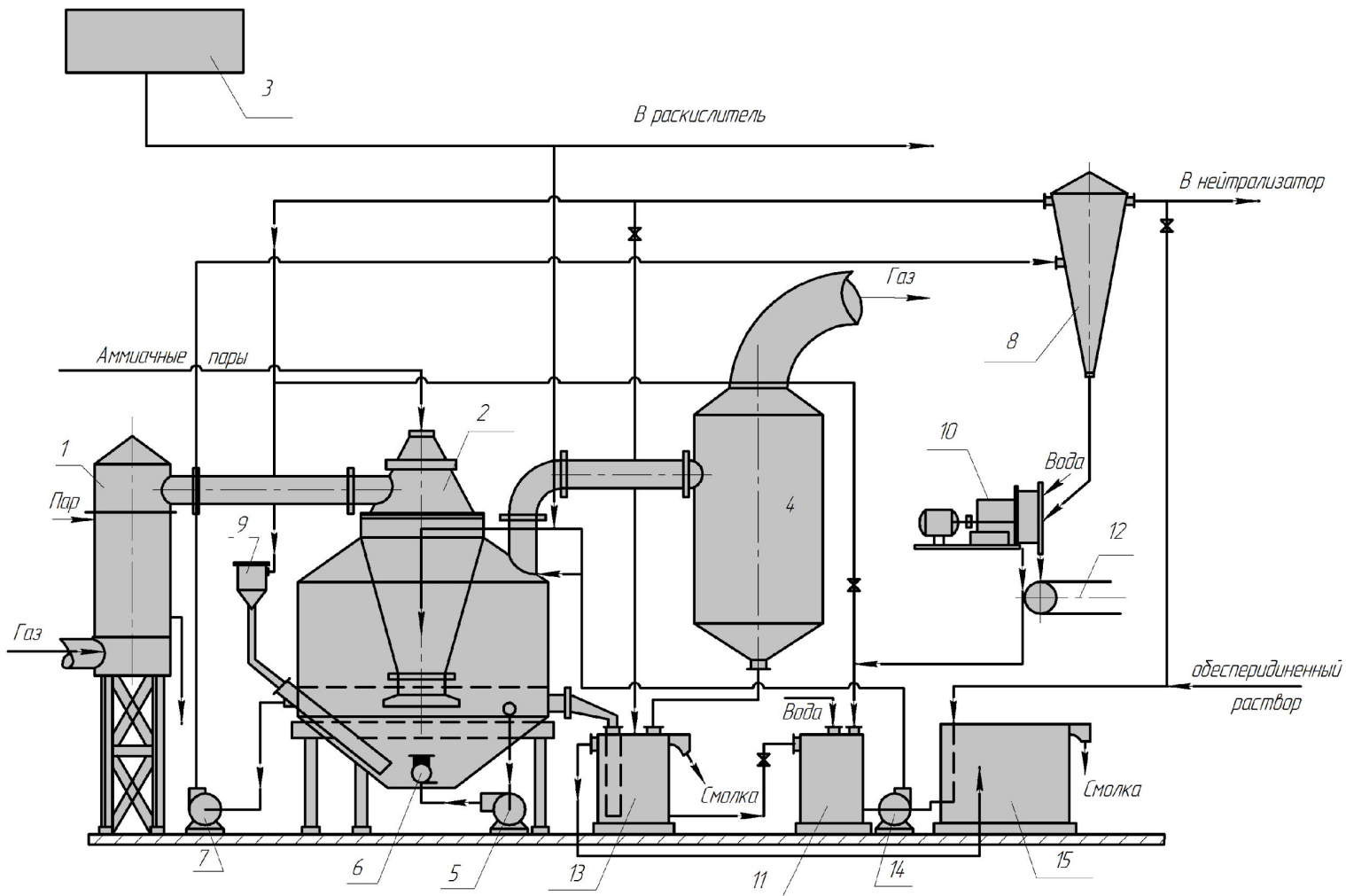


**Технологическая схема работы дистилляционной колонны, включающей разложение связанного аммиака:**

1 - хранилище товарного раствора щелочного реагента; 2 - диафрагмовый смеситель; 3 - сборник конденсата; 4 - сборник рабочего раствора щелочного реагента; 1А, 3А, 4А, 6А 7А, 11А - насосы; 5- трубопровод конденсата; 6 - смолоотстойники надсмольной воды; 7 - сборник аммиачных вод; 8 - трубопровод передачи сточной воды; 9 - подогреватель; 10 - аммиачная колонна; 11 - сборник очищенных сточных вод.

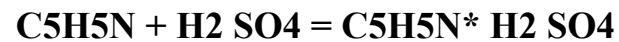
Наименование показателей	Норма для марки контактная		
	Улучшенная	техническая	
		1 сорт	2 сорт
Массовая доля моногидрата ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), %	92,5-94,0	Не менее 92,5	Не менее 92,5
Массовая доля железа (Fe) не более, %	0,006	0,02	0,01
Массовая доля остатка после прокаливания не более, %	0,02	0,05	Не нормируется

Наименование показателей	Нормы для марок сульфата аммония		
	А	Б	В
Внешний вид	Кристаллы прозрачные, слабоокрашенные	Кристаллы слабоокрашенные	Кристаллы слабоокрашенные
Массовая доля азота в пересчете на сухое вещество, %, не более	21	21	21
Массовая доля воды, % не более	0,3	0,3	0,3
Массовая доля свободной серной кислоты, %, не более	0,05	0,05	0,05
Массовая доля нерастворимых примесей, %, не более	0,02	0,04	0,05
Рассыпчатость, %	100	100	100



**Схема получения сульфата аммония по сатураторному методу:**

1 - подогреватель; 2 — сатуратор; 3 - напорный бак серной кислоты; 4 - кислотная ловушка; 5, 14- насосы циркуляционные; 6 - agitator; 7 - насос солевой; 8 - кристаллоприемник; 9 - кастрюля обратных токов; 10 - центрифуга; 11, 15 — сборники маточного раствора; 12-транспортер; 13-кастрюля циркуляционная



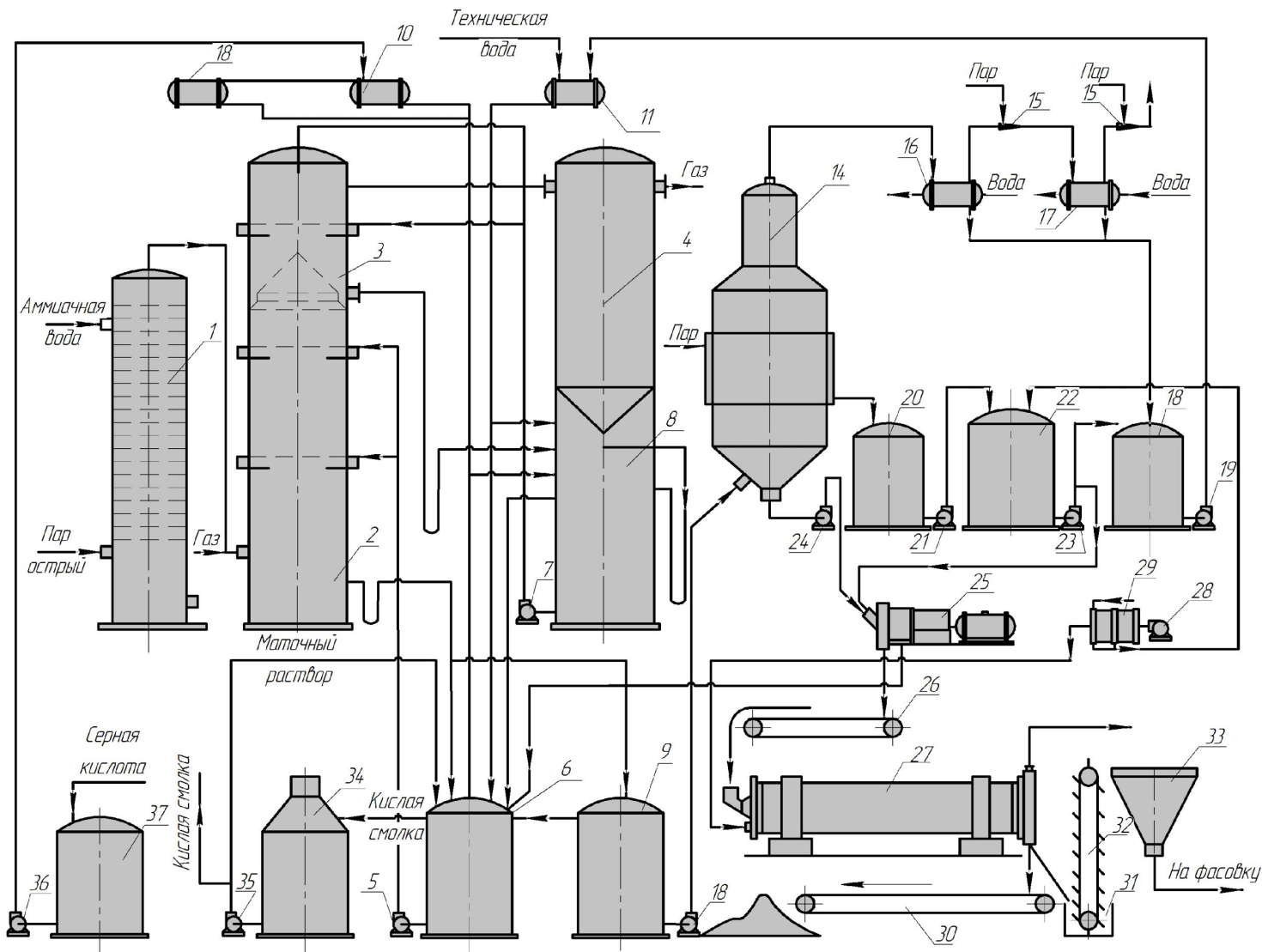




**Сульфатно-пиридиновое отделение  
блока улавливания №1 ЦУПХП**

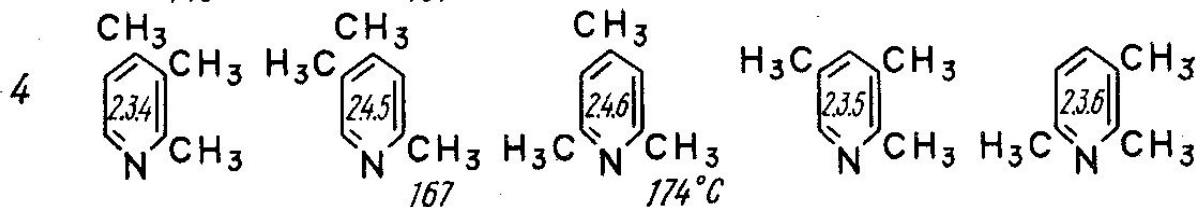
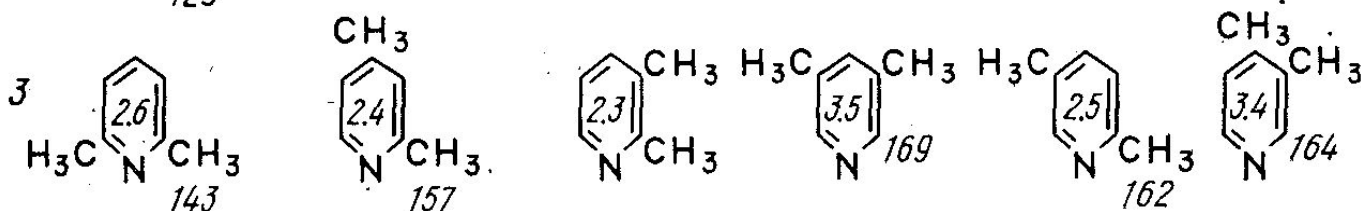
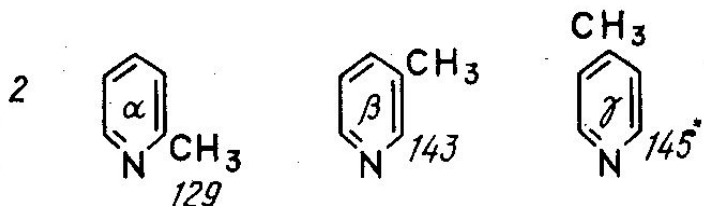
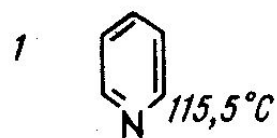
## Технологический регламент работы сульфатного отделения

Контролируемый параметр	Единицы	Значение
Расход коксового газа на сатуратор, не более	м <sup>3</sup> /ч	76000
Температура коксового газа после подогревателей	°С	50 - 70
Сопrotивление сатуратора	кПа (мм вод. ст.)	3,92 - 5,89 (400 - 600)
Сопrotивление кислотной ловушки, не более	кПа (мм вод. ст.)	0,98 (100)
Сопrotивление решефера, не более	кПа (мм вод. ст.)	0,98 (100)
Давление коксового газа перед сатуратором, не более	кПа (мм вод. ст.)	29,43 (3000)
Давление коксового газа после ловушки, не более	кПа (мм вод. ст.)	23,54 (2400)
Массовая доля свободной серной кислоты: - в ванне сатуратора	%	3 - 5
Циркуляция раствора	-	непрерывная
Расход азота на ажитацию	м <sup>3</sup> /ч	350 - 500
Массовая концентрация аммиака в газе после сатураторов, не более	г/м <sup>3</sup>	0,04
Расход воды на промывку сатуратора	м <sup>3</sup> /ч	25 - 30
Гранулометрический состав сульфата аммония (массовая доля класса + 0,25 мм)	%	не менее 70

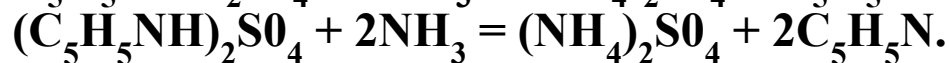
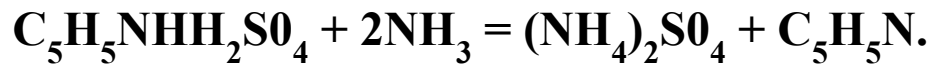


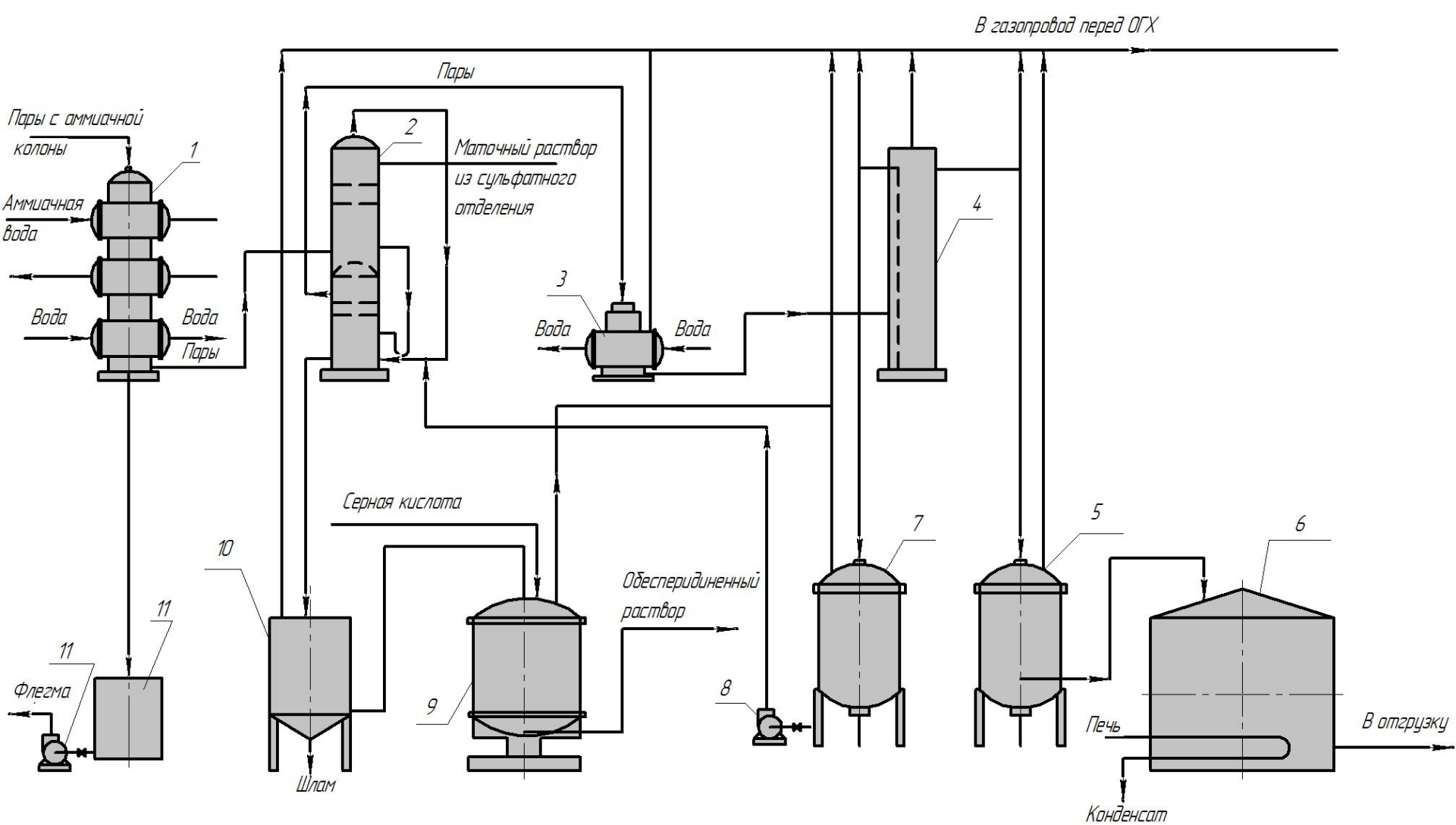
### Схема бессатураторно-го способа получения сульфата аммония

1 - аммиачная колонна, 2, 3- первая и вторая ступени абсорбера; 4 - кислотная ловушка; 5, 7, 13, 19, 21, 23, 24, 35, 36-насосы; 6, 8. 9-сборники маточного раствора; 10, 11, 12 - напорные баки кислоты и конденсата; 14 - испаритель; 15 - паровые эжекторы; 16, 17 - конденсаторы; 18, 20, 22 - сборники конденсата; 25 - центрифуга; 26, 30 - транспортеры; 27 - сушилка; 28 - вентилятор; 29 - калорифер; 31 - приемная яма; 32 - элеватор; 33 - бункер; 34 - сборник кислой смолки; 37 - хранилище кислоты

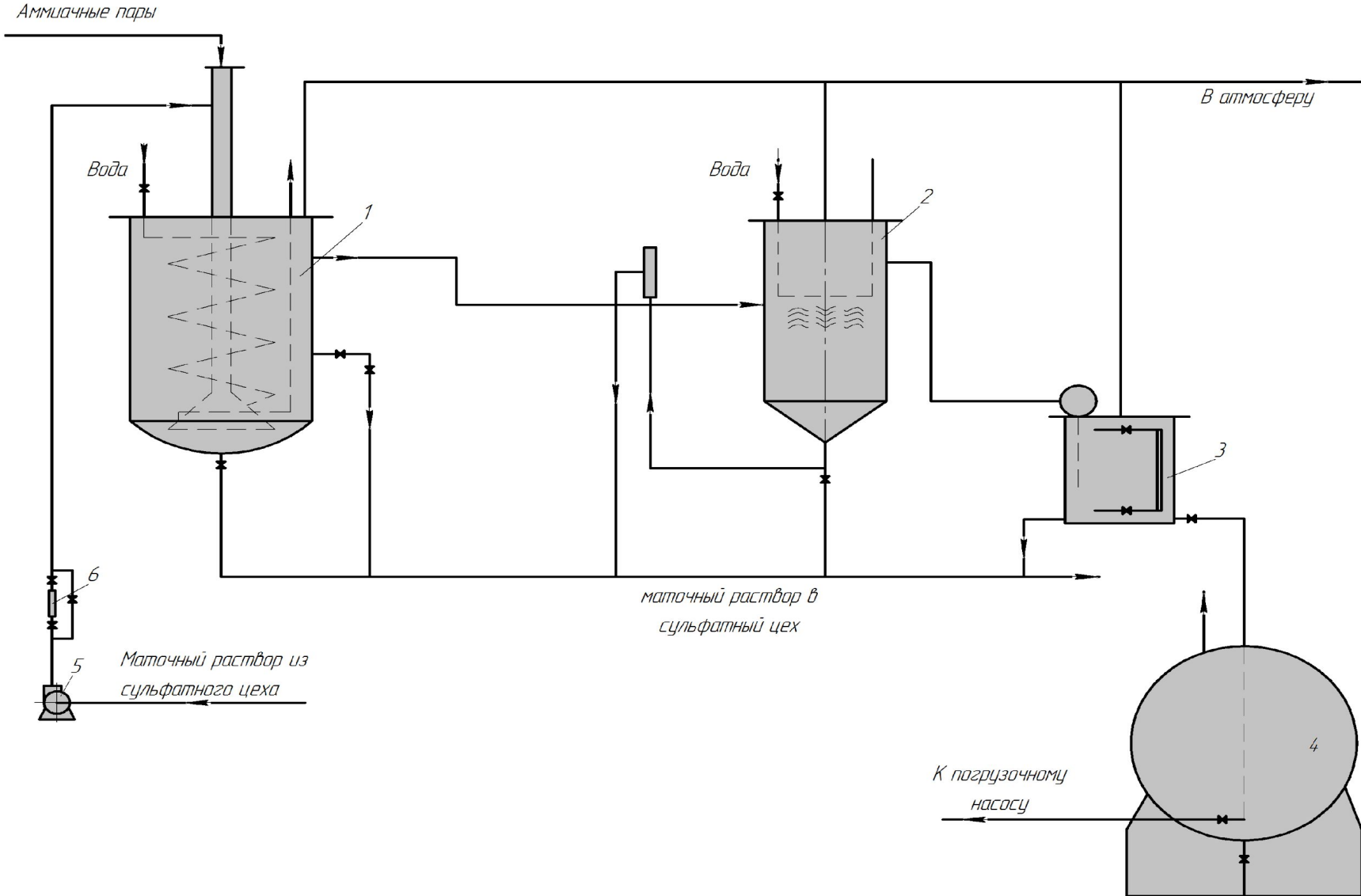


1 — пиридин (40%); 2 — пиколины (34%); 3 — лутидины; 4 - коллидины.

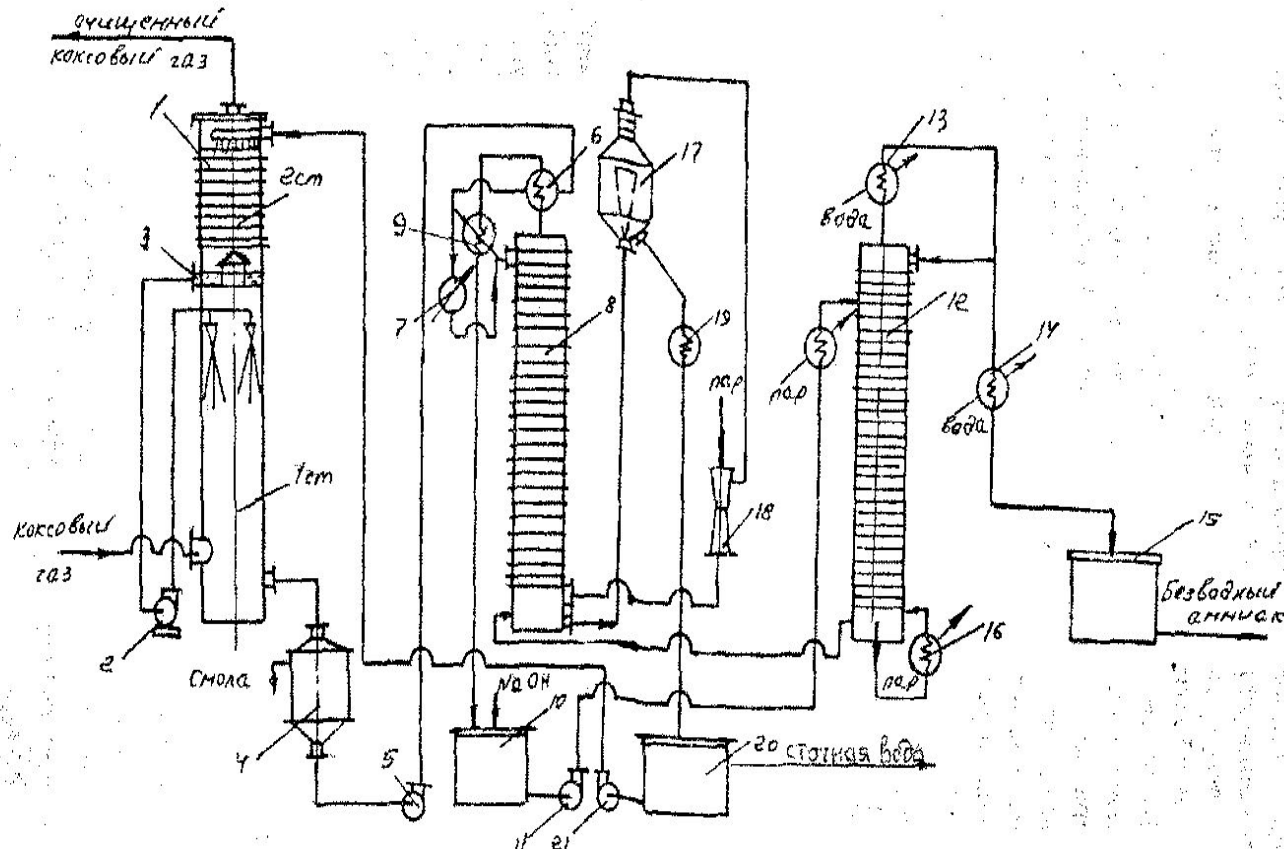




**Рисунок - Схема выделения пиридиновых оснований паровым методом:**  
**1- дефлегматор; 2- нейтрализатор; 3 – конденсатор; 4 – сепаратор; 5,7 – мерники пиридиновых оснований и воды; 6 – хранилище пиридиновых оснований; 8.12 – насосы; 9 – раскислитель; 10 – отстойник; 11 – сборник флегмы**



**Рисунок - Схема выделения пиридиновых оснований методом отстаивания:**  
**1 – нейтрализатор; 2 – сепаратор; 3 – приемник; 4 – хранилище пиридиновых оснований; 5 – насос; 6 – ротаметр**



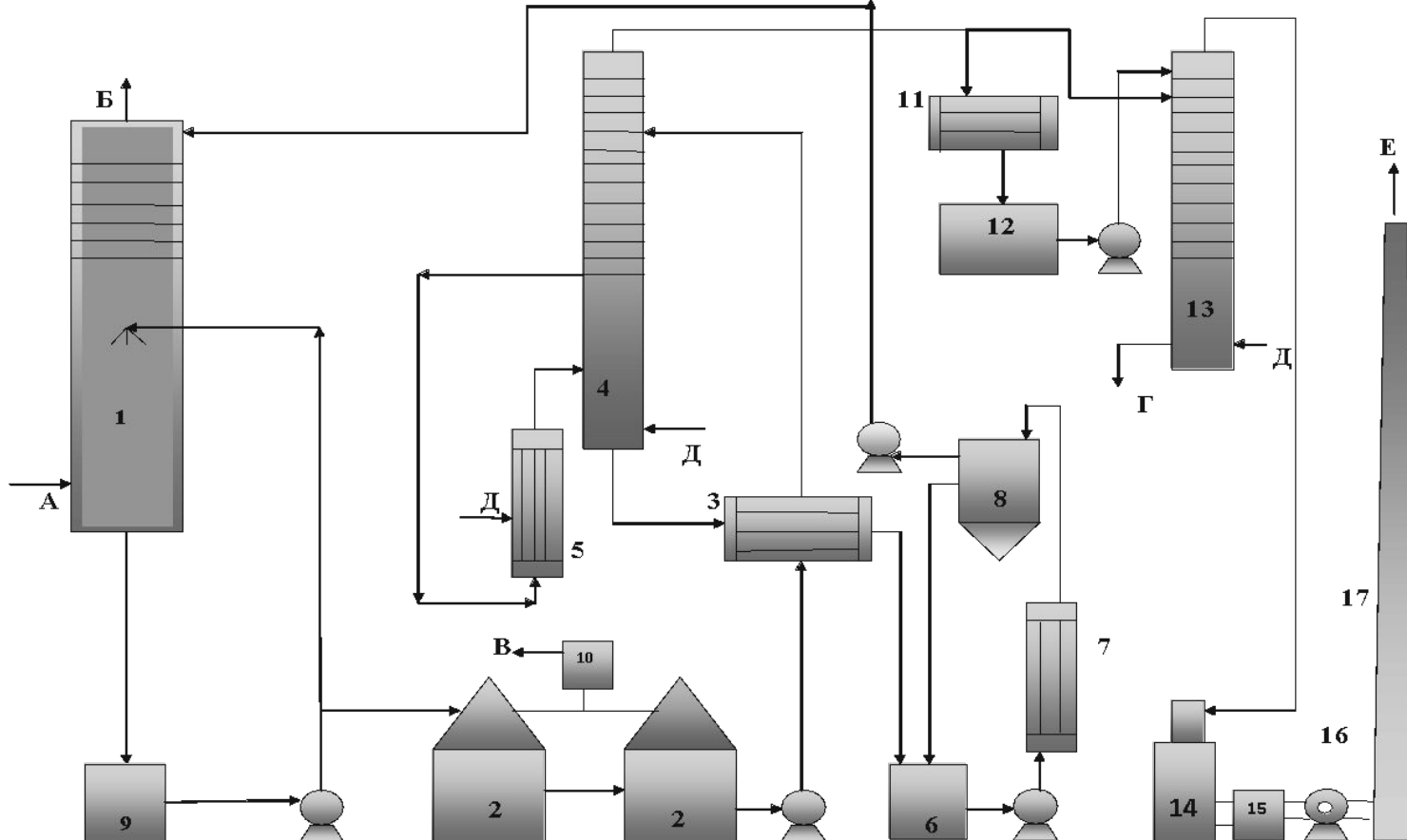
безводного жидкого  
 аммиака:  
 1-абсорбер; 2,5,11,21-  
 насосы; 3-  
 разделяющая  
 перегородка; 4-  
 смолоотделитель; 6-  
 теплообменник; 7,16-  
 подогреватели; 8-  
 аммиачная колонна;  
 9,14-конденсаторы-  
 холодильники; 10-  
 сборник аммиачной  
 воды; 12-  
 ректификационная  
 колонна; 13-  
 дефлегматор; 15-  
 сборник жидкого  
 аммиака; 17-  
 эвапоратор; 18-  
 эжектор; 19-  
 холодильник; 20-  
 сборник  
 регенерированного  
 раствора.



#### Достоинства

1. Процесс протекает при температуре 40-45°C, что исключает необходимость дополнительного охлаждения газа
2. Гидравлическое сопротивление абсорбера не превышает 2,5 КПа.
3. простое техническое оформление
4. полная механизация и автоматизация всех стадий производства
5. отсутствие отходов и выбросов.

**Недостатки:** падение эффективности процесса очистки коксового газа от аммиака из-за загрязнения тарелок механическими примесями, поступающими вместе с газом



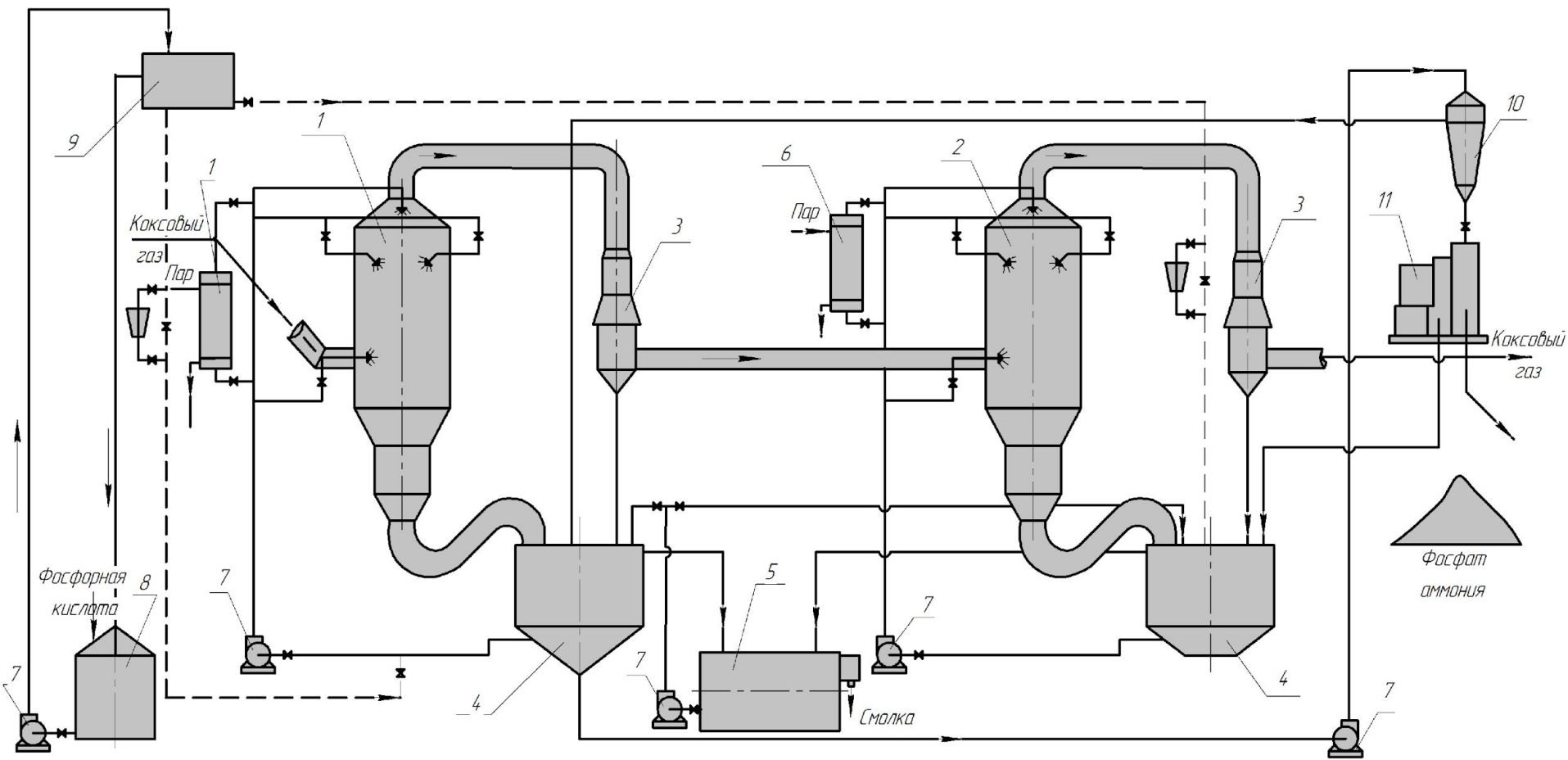
**Схема улавливания аммиака из коксового газа круговым фосфатным способом**

1- абсорбер аммиака, 2- отстойники раствора ДАФ, 3- теплообменники, 4- регенератор, 5- испаритель, 6- промсорбник раствора МАФ, 7- холодильники, 8- резервуар раствора МАФ, 9- промсорбник раствора ДАФ, 10- промсорбник смолы, 11- конденсатор, 12- промсорбник водного аммиака, 13- десорбер, 14- печь-реактор, 15- котел-утилизатор, 16- дымосос, 17-дымовая труба. А- прямой коксовый газ, Б- обратный коксовый газ, В- смола в отделение конденсации, Г- вода в сборники воды после аммиачных колонн, Д- пар, Е- дымовые газы

<50°C







### Схема производства фосфата аммония из аммиака коксового газа

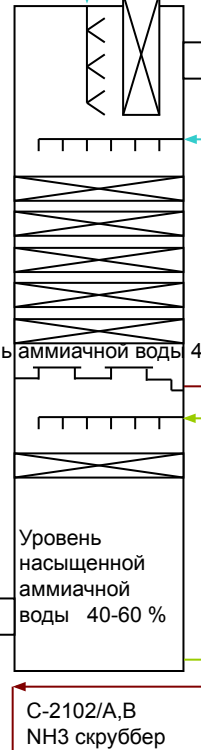
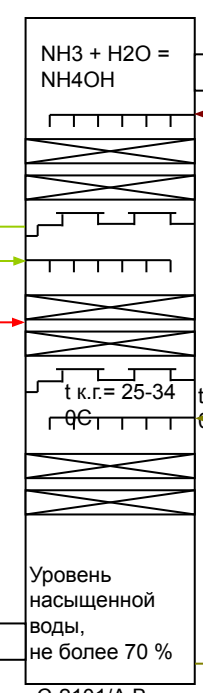
1, 2 – абсорберы; 3 – ловушка; 4- сборники маточного раствора; 5 – циркуляционный сборник; 6 – подогреватель маточного раствора; 7 – насосы;

8- хранилище фосфорной кислоты; 9 – напорный бак для кислоты; 10 – кристаллоприемник; 11- вакуум-фильтр

Раскисленная вода с раскислителей C - 2301/A, B

Избыточная аммиачная вода с бака T-2201 (после E-2202/A, B 1,2)

Расход 40-68 м3/ч t = 24-30 0C  
Давление 900-1450 мм. вод. ст. t = 25-34 0C  
кксовый газ в бензольный скруббер C-4101/A, B



Отдутая вода с бака T-2301 (после E-2304/A, B)  
Расход 55-75 м3/ч t = 24-36 0C

Обменная вода (участок № 23, насосы P-2108/1,2)  
t = 24-34 0C

коксовый газ с машинного зала

Н.т.в. участок № 1  
Расход 120 000 м3/ч  
Давление 1600-2400 мм. вод. ст.  
t = 55-70 0C

t = 24-30 0C

P-2102/A, B 1, 2

Компаблок  
P-2101/A, B 1, 2

E-2101/A, B 1, 2

аммиачная вода  
P-2103/A, B 1, 2

P-2104/A, B 1, 2

Аммиачная вода в бак T-2103

Участок № 71

Насыщенная вода в бак T-2103

НТВ, участок № 71

# Улавливание аммиака и сероводорода

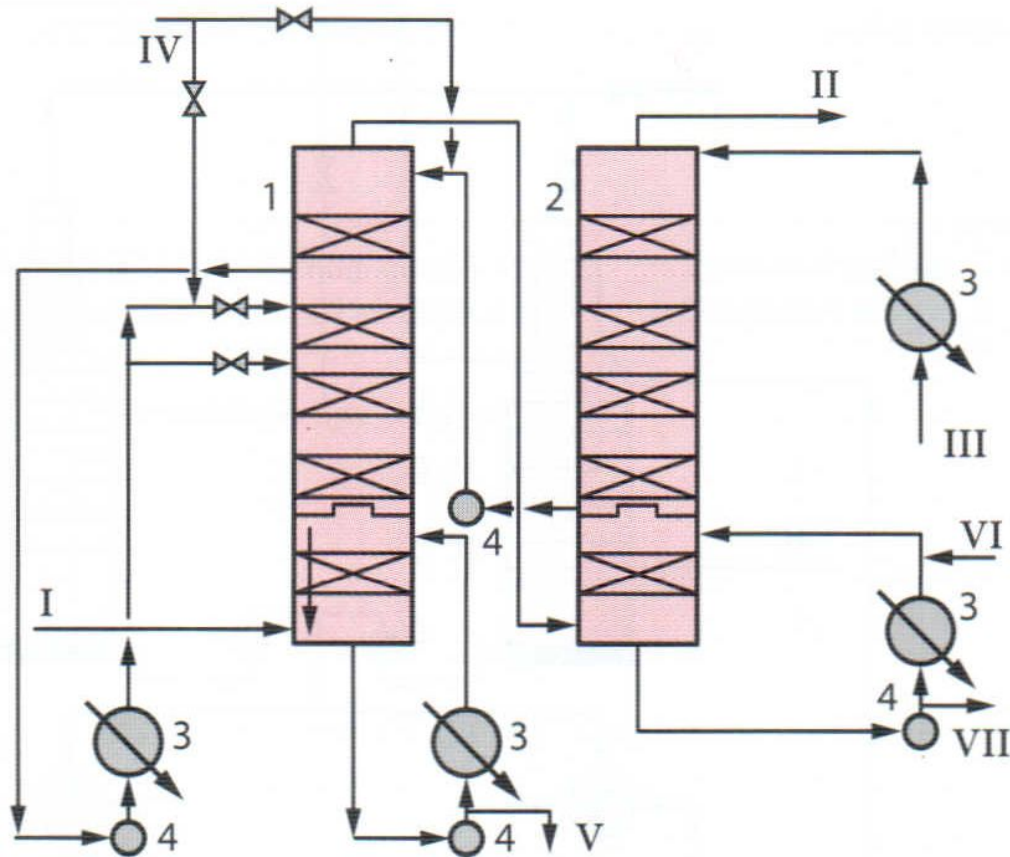


Рис. 8.28.

Принципиальная схема  
узла абсорбции аммиака  
и сероводорода  
из коксового газа

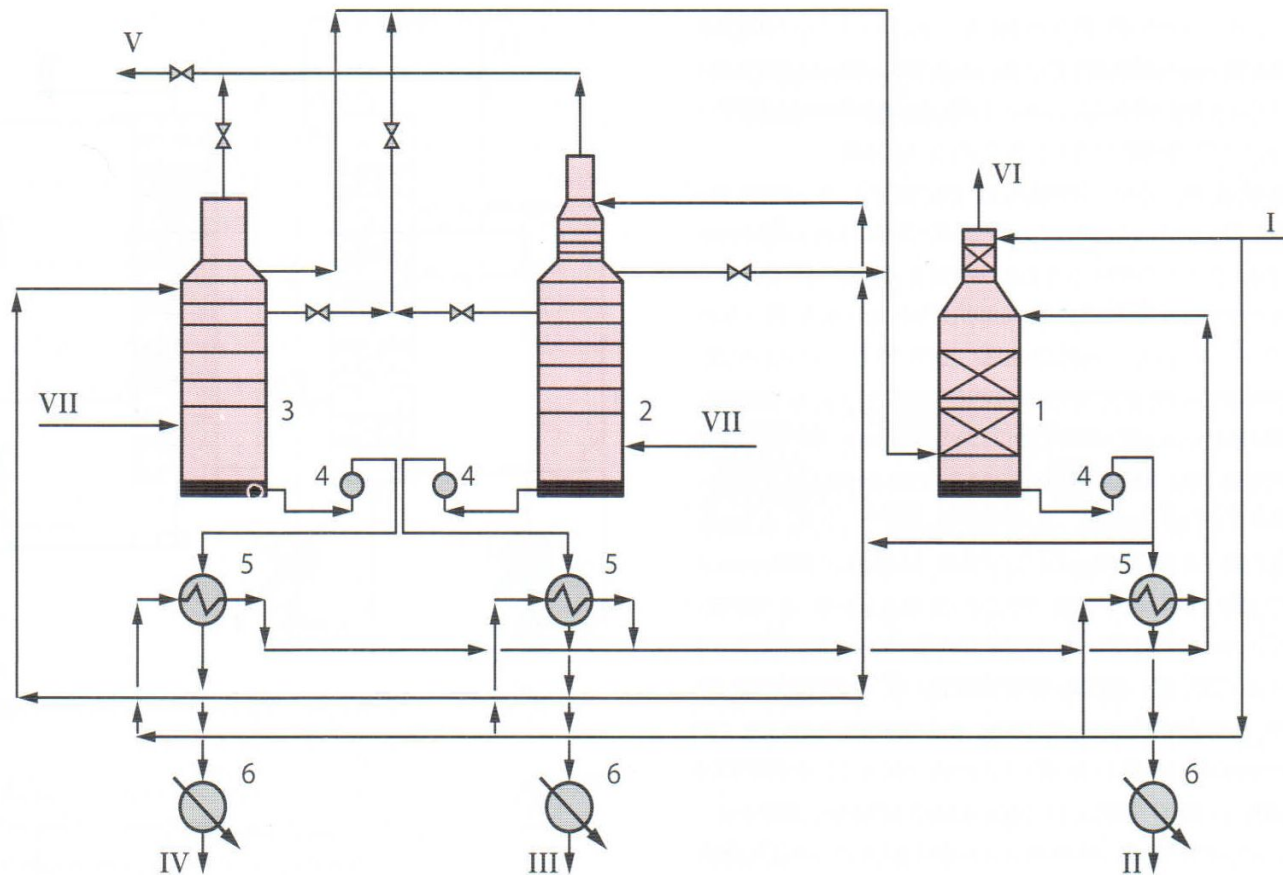
1 – сероводородный скруббер; 2 – аммиачный скруббер;  
3 – холодильник; 4 – насос.

Технологические потоки: I – прямой коксовый газ; II – обратный коксовый газ; III – отдутая вода после колонны отгонки летучего аммиака; IV – раскисленная вода; V – насыщенная вода после сероводородного скруббера; VI – щелочь в узле щелочной промывки коксового газа; VII – раствор из узла щелочной промывки коксового газа в колонну для отгонки связанного аммиака



**Фото 9 - Участок улавливания аммиака и сероводорода блока улавливания №2 ЦУПХП**

Рис. 8.29.  
 Принципиальная  
 технологическая схема  
 узла регенерации  
 поглотительного раствора  
 сероцианоочистки



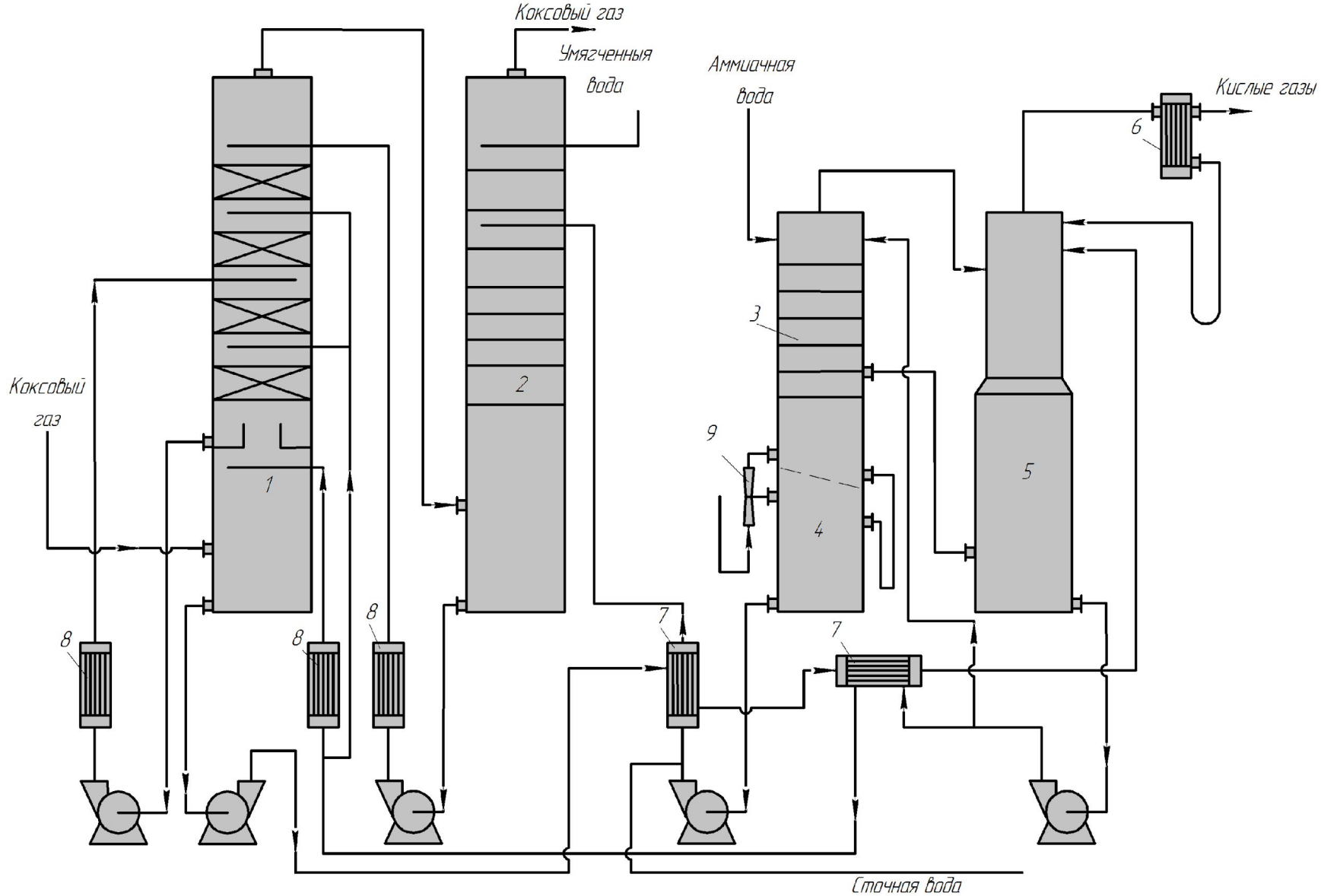
1 – раскислитель; 2 – колонна отгонки связанного аммиака; 3 – колонна отгонки летучего аммиака; 4 – насосы;  
 5 – теплообменники; 6 – холодильники.

Технологические потоки: I – насыщенная вода из сероводородного скруббера; II – раскисленная вода в сероводородный скруббер;  
 III – отогнанная вода на БХУ; IV – отдутая вода в аммиачный скруббер; V – аммиачные пары на каталитическое разложение или в газопровод  
 «хвостовых газов»; VI – кислый газ в узел получения серы или в газопровод «хвостовых газов»

Таблица 8.21.

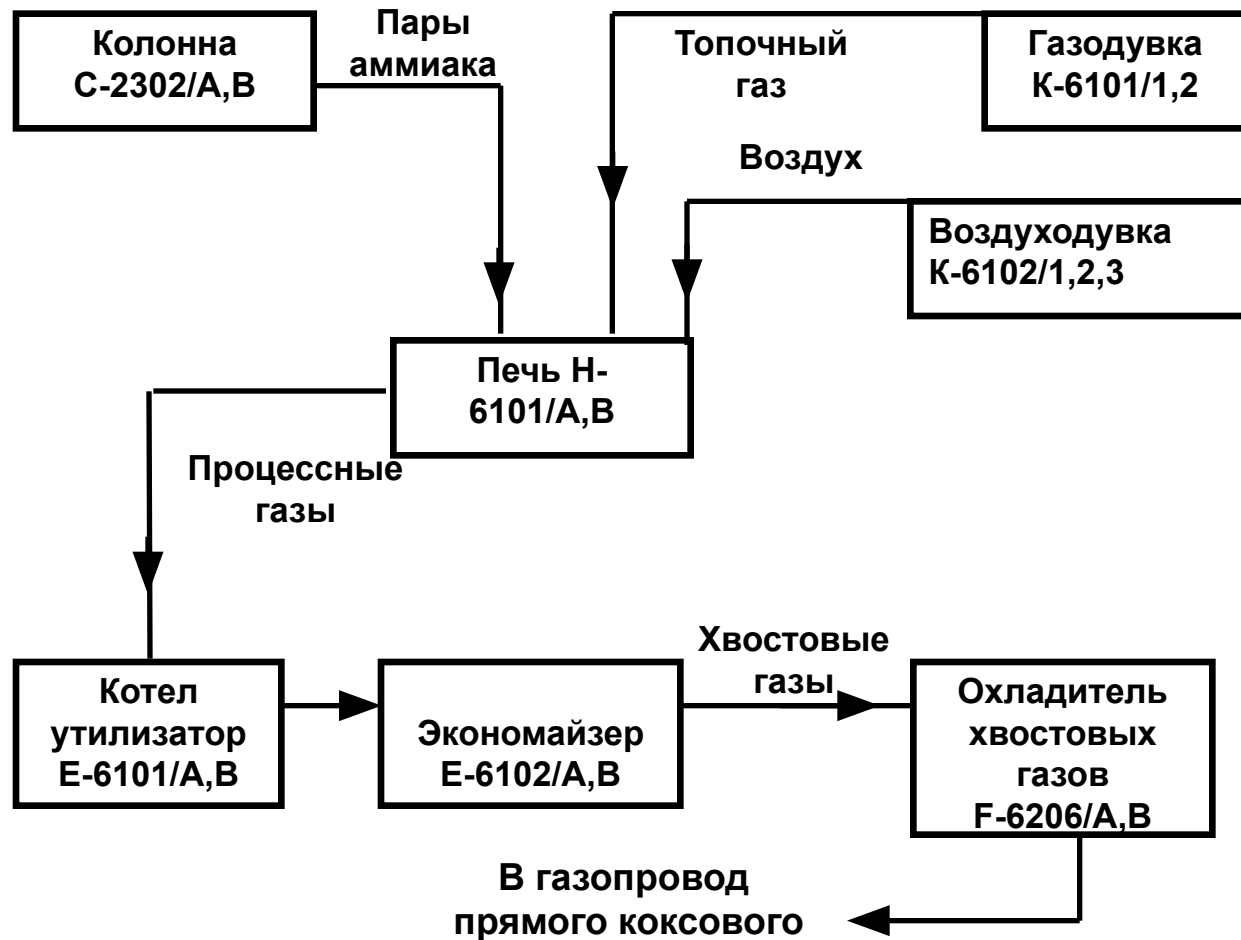
Проектные данные  
аммиачной сероочистки  
на коксохимическом  
производстве  
Магнитогорского  
металлургического  
комбината (Россия)

Поток	Параметры	Проектное значение
Коксовый газ в скруббер H <sub>2</sub> S	*Расход неочищенного газа, тыс. м <sup>3</sup> /ч	257,85
	*Расход очищенного газа, тыс. м <sup>3</sup> /ч	262,80
	Температура, °С	57,00
	Давление, кПа	2364,93
	Концентрация аммиака, г/м <sup>3</sup>	7,31
	Концентрация углекислого газа, г/м <sup>3</sup>	46,52
	Концентрация сероводорода, г/м <sup>3</sup>	5,44
	Концентрация цианистого водорода, г/м <sup>3</sup>	2,19
Избыточная вода из отделения кондиционирования в скруббер H <sub>2</sub> S	*Расход, т/ч	120,81
	*Расход, м <sup>3</sup> /ч	121,09
	Температура, °С	23,30
	Концентрация аммиака летучего, г/дм <sup>3</sup>	2,48
	Концентрация аммиака связанного, г/дм <sup>3</sup>	2,48
	Концентрация углекислого газа, г/дм <sup>3</sup>	1,19
	Концентрация сероводорода, г/дм <sup>3</sup>	0,40
	Концентрация цианистого водорода, г/дм <sup>3</sup>	0,10
Средний состав кислых паров с раскислителей, % масс[15]	NH <sub>3</sub>	4 – 7
	H <sub>2</sub> S	5 – 10
	HCN	0,9 – 2,5
	CO <sub>2</sub>	67 – 80
	H <sub>2</sub> O	9 – 17



**Схема совместного извлечения аммиака и сероводорода из коксового газа:**

1 – сероводородный абсорбер; 2 – аммиачный абсорбер; 3 – аммиачная колонна; 4 – сборник-эвапоратор; 5 – раскислитель; 6 – конденсатор; 7 – теплообменники; 8 – холодильники; 9 – эжектор.



Принципиальная схема разложения аммиака газа

$t^{\circ}$  к t



(эндотермическая реакция)

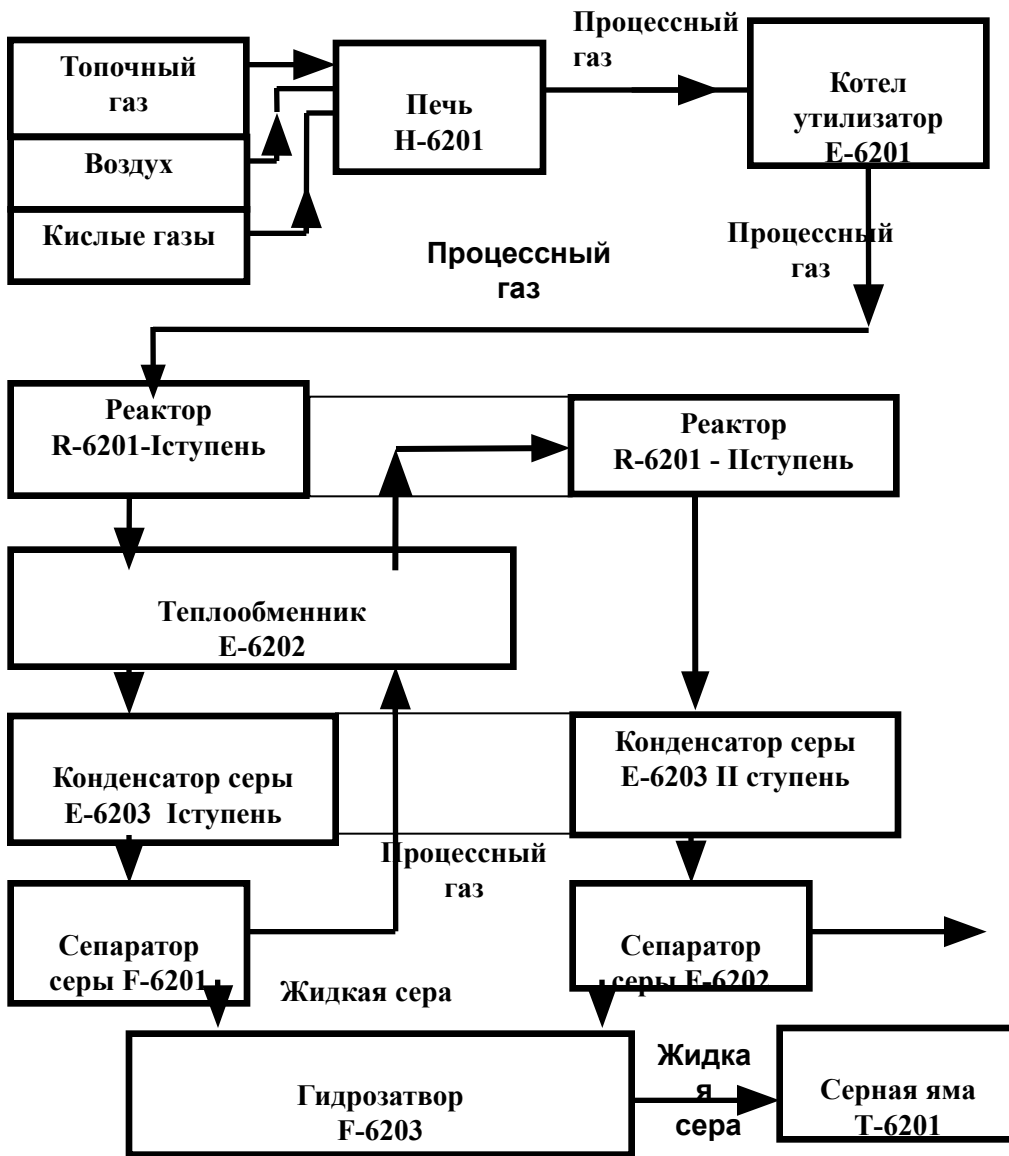


(эндотермическая реакция)

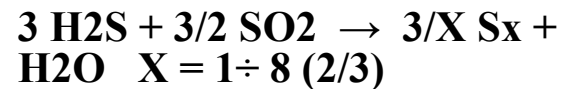
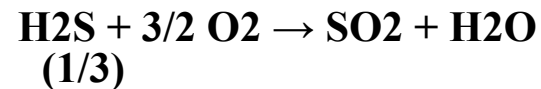
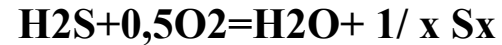




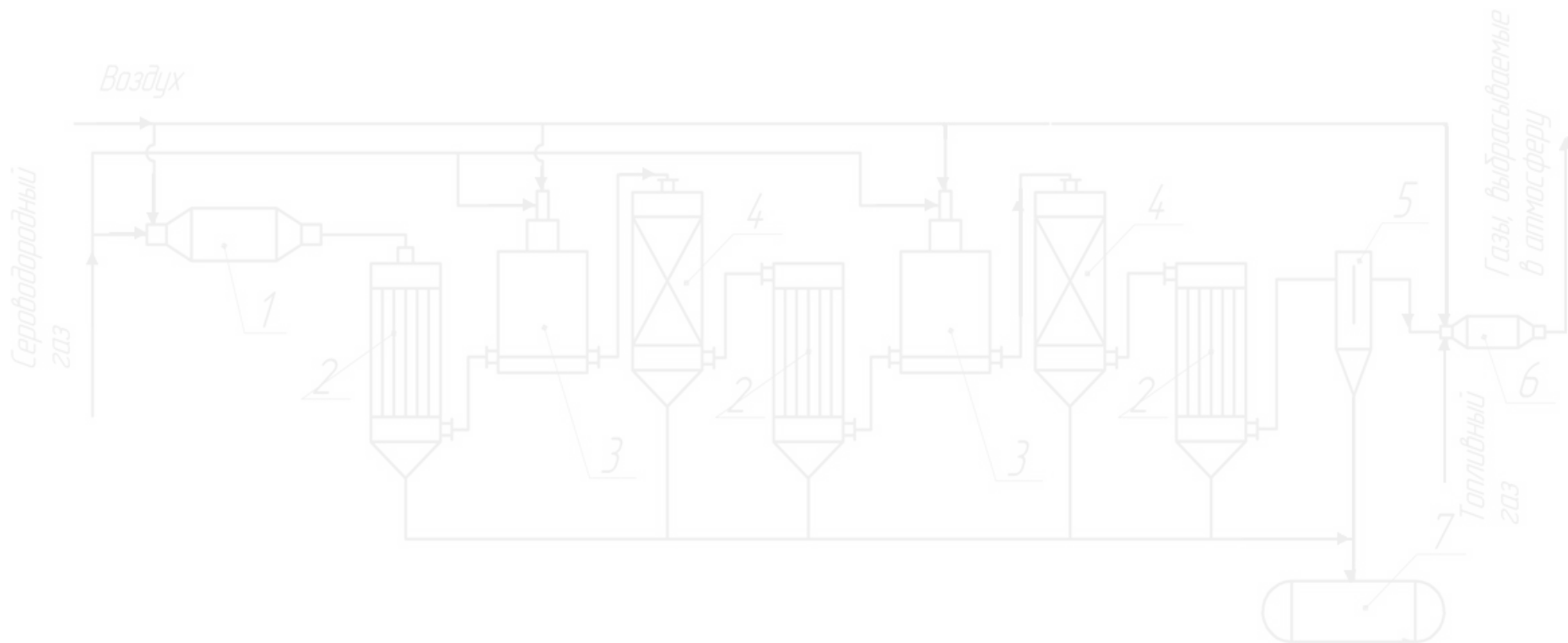
**Участок выделения серы и  
разложения аммиака блока улавливания №2**



**Принципиальная схема выделения серы H2S**

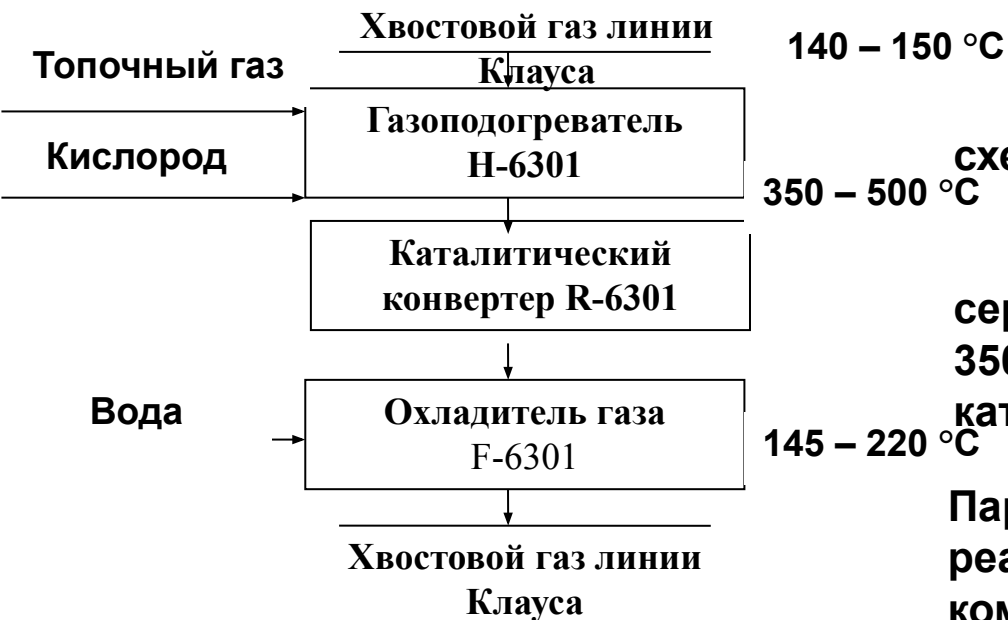


Хвостовые газы на F-6206



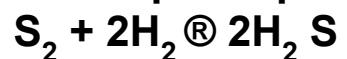
### Схема прямого Клаус-процесса

1- топка- реактор; 2 – конденсаторы-холодильники; 3 – подогреватели; 4 – каталитические конвертеры; 5 – каплеотбойники; 6 топка; 7 – хранилище серы



Принципиальная технологическая схема узла гидрирования серы

Конверсия серы в газообразный сероводород протекает при температуре от 350 до 550 °C на алюмооксидном катализаторе по реакции:



Параллельно на катализаторе проходят реакции гидрогенизации серосодержащих компонентов:



Контролируемый параметр	Ед.	Значение
Расход хвостовых газов на входе	м <sup>3</sup> /ч	5000 - 7000
Температура горения в газоподогревателе	°C	800 - 1300
Температура газов в конвертере R-6301	°C	350 - 500
Температура газов после охладителя F-6301	°C	145 - 220
Давление хвостовых газов после охладителя	кПа	0,5 - 1,0
Сопrotивление охладителя F-6301	кПа	0 - 2,0
Расход воздуха на газоподогреватель	м <sup>3</sup> /ч	90 - 150
Расход кислорода на газоподогреватель	м <sup>3</sup> /ч	65 - 125
Расход топочного газа на газоподогреватель	м <sup>3</sup> /ч	25 - 410
Расход технической воды на охладитель	м <sup>3</sup> /ч	0 - 2,2