

ДВНЗ «Донецький Національний Технічний Університет»

(повне найменування вищого навчального закладу)

Факультет «Машинобудування, електроінженерії та хімічної технології»

(повне найменування інституту, назва факультету)

Кафедра «Хімічних технологій та хімічного машинобудування»

(повна назва кафедри)

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____/Збиковський Є.І./

“ ” _____ 2022 року

Випускна кваліфікаційна робота

Магістр

(освітньо-кваліфікаційний рівень)

на тему: «Розробка технології грануляції сульфату амонію в умовах ПрАТ "АКХЗ"»

Виконала: студентка 2 курсу, групи ХТзм-20

спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія»

(шифр і назва напрямку підготовки, спеціальності)

Крутоуз І.І. _____

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Керівник доц., к.х.н., доцент каф. ХТХМ Швець І.І. _____

(посада, наук. ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент декан ГФ, к.т.н., доц. каф. РРКК, Мерзлікін А. В

(посада, наук. ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

*Засвідчую, що у цій кваліфікаційній
роботі немає запозичень з праць
інших авторів без відповідних
посилань.*

Студентка Крутоуз І.І. _____

(підпис)

ДВНЗ «Донецький Національний Технічний Університет»

Факультет Машинобудування, електроінженерії та хімічних технологій

Кафедра Хімічних технологій та хімічного машинобудування

Освітньо-кваліфікаційний рівень (освітній ступінь) магістр

спеціальність 161 «Хімічні технології та інженерія»

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____/Збиковський Є.І./

“ ____ ” _____ 2022 року

З А В Д А Н Н Я

НА ВИПУСКНУ КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ МАГІСТРУ

Крутоуз Інна Ігорівна

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи: Розробка технології грануляції сульфату амонію в умовах ПрАТ "АКХЗ"

керівник роботи Швець Ігор Іванович, доцент кафедри ХТХМ, к.х.н.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом № 77 від “11” лютого 2022 року

2. Строк подання студентом роботи 15 травня 2022 року

3. Вихідні дані до роботи Матеріали переддипломної практики

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити): Стан питання по даним научно - технічної та патентної літератури; задачі випробувань; лабораторне устаткування та методики досліджень; опис досліджень та обробка результатів; розробка удосконаленої методики досліджень.

5. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада Консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	Швець І.І, доц. каф. ХТХМ, к.х.н		

6. Дата видачі завдання 15 лютого 2022 року

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ п/п	Назва етапів роботи	Термін виконання етапів роботи	При- мітка
1	Джерела і хімізм утворення аміаку, при термічному розкладанні кам'яного вугілля	Лютий, 2022	-
2	Вплив природи вугілля на ступень утворення і вихід аміаку	Березень, 2022	-
3	Вплив технологічних факторів на утворення і вихід аміаку та піридинових основ	Березень, 2022	-
4	Характеристика та застосування сульфату амонія	Квітень, 2022	-
5	Огляд сучасних методів виробництва сульфату амонія	Квітень, 2022	-
6	Матеріальні та теплові баланси абсорберу першого ступеня	Квітень, 2022	-
7	Матеріальний та тепловий баланси збірника другого ступеня абсорбера	Травень, 2022	-
8	Оформлення роботи і підготовка до захисту	Травень, 2022	-

Студент

(підпис)

Крутоуз І.І.
(прізвище та ініціали)

Керівник роботи

(підпис)

Швець І.І.
(прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка до кваліфікаційної роботи магістра: 91 стор., 7 рис., 33 табл., 18 джерел.

Об'єкт вивчення – виробництво сульфатного відділення Авдіївського КХЗ.

Мета роботи – розробка технології отримання гранульованого сульфату амонію.

Основними процесами є вилучення з коксового газу аміаку, отримання сульфату амонію, переробка надлишкової аміачної води, утилізація відпрацьованого содового розчину цеха сіркоочищення №1. Удосконалення очищення коксового газу від аміаку з отриманням сульфату амонію, розробка вузла для грануляції продукту.

В роботі розглянуті способи отримання сульфату амонію. Проаналізовано вплив природи вугілля та ступінь утворення і вихід аміаку. Докладно розглянуті способи отримання сульфату амонію.

Використовується обладнання: абсорбер, кислотна пастка, збірка циркуляційна, збірники живлять випарник, випарник, центрифуга безперервної дії, сушарка барабанна колодязного типу, аміачні колони та ін.

Розглянуто та проаналізовано шкідливі та небезпечні фактори цеху уловлювання. Проведені економічні розрахунки.

Область застосування – виробництво сульфату амонію.

СУЛЬФАТ АМОНІЯ, ВИРОБНИЦТВО, АМІАК, АБСОРБЕР, ГРАНУЛЯЦІЯ,
СУШАРКА, ВИПАРНИК

ABSTRACT

Explanatory note to master thesis: 91 pages, 7 fig., 33 tables, 18 references, 1 application.

The object of study is the production of the sulfate department of the Avdiivka KHZ.

The purpose of the work is to develop a technology for obtaining granulated ammonium sulfate

The main processes are the extraction of ammonia from coke oven gas, production of ammonium sulfate, processing of excess ammonia water, utilization of spent soda solution of the sulfur treatment plant №1. Improvement of coke oven gas purification from ammonia to obtain ammonium sulfate, development of a unit for product granulation.

Methods of obtaining ammonium sulfate are considered in the work. The influence of the nature of coal and the degree of formation and yield of ammonia are analyzed. Methods for producing ammonium sulfate are discussed in detail.

The following equipment is used: absorber, acid trap, circulating assembly, collectors feed evaporator, evaporator, continuous centrifuge, well-type drum dryer, ammonia columns, etc.

Harmful and dangerous factors of the capture shop are considered and analyzed. Economic calculations were performed.

Scope - production of ammonium sulfate.

AMMONIUM SULPHATE, PRODUCTION, AMMONIA, ABSORBER, GRANULATION, DRYER, EVAPORATOR.

ЗМІСТ

ВСТУП	7
1 ДЖЕРЕЛА І ХІМІЗМ УТВОРЕННЯ АММІАКУ, ПРИ ТЕРМІЧНОМУ РОЗКЛАДАННІ КАМ'ЯНОГО ВУГІЛЛЯ	10
2 ВПЛИВ ПРИРОДИ ВУГІЛЛЯ НА СТУПЕНЬ УТВОРЕННЯ І ВИХІД АММІАКУ	13
3 ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ФАКТОРІВ НА УТВОРЕННЯ І ВИХІД АМІАКУ ТА ПІРИДИНОВИХ ОСНОВ	17
4 ХАРАКТЕРИСТИКА ТА ЗАСТОСУВАННЯ СУЛЬФАТУ АМОНІЮ	20
5 ОГЛЯД СУЧАСНИХ МЕТОДІВ ВИРОБНИЦТВА СУЛЬФАТУ АМОНІЮ	25
6 ОПИС ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ СУЛЬФАТУ АММОНІЮ НА АВДІЇВСЬКОМУ КХЗ	29
7 ОСНОВНЕ ОБЛАДНАННЯ СУЛЬФАТНОГО ВІДДІЛЕННЯ КОКСОХІМІЧНОГО ПІДПРИЄМСТВА	33
8 МАТЕРІАЛЬНІ, ТЕПЛОВІ І КОНСТРУКТИВНІ РОЗРАХУНКИ	41
8.1 Матеріальний баланс аміаку	41
8.2 Матеріальний баланс піридинових основ	43
8.3 Розподіл аміачно-водяних парів, що йдуть з дефлегматора в абсорбер і піридинову установку	43
8.4 Розподіл поглинання аміаку за ступенями абсорбера	46
8.5 Матеріальні та теплові баланси абсорберу першого ступеня	56
8.6 Матеріальний та тепловий баланси збірника абсорбера першого ступеня	61
8.7 Матеріальний та тепловий баланси абсорберу другого ступеня	68
8.8 Матеріальний та тепловий баланси збірника другого ступеня абсорбера	72
9 ГРАНУЛЮВАННЯ СУЛЬФАТУ АМОНІЯ	75
9.1 Гранулювання. Методи гранулювання	75

9.2 Пресування сульфату амонію	77
9.3 Опис технологічної схеми пресування	78
9.4 Вибір та характеристика валкового пресу	80
9.5 Розрахунок валкового пресу	82
ВИСНОВКИ	89
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	90

ВСТУП

Коксохімічна промисловість, як і більшість інших галузей економіки України переживають не кращі часи. Частина підприємств знаходиться на непідконтрольній Україні територіях, інша зруйнована і призупинила випуск продукції, решта працює не на повно потужність. За останні 3 місяці на територію Авдіївського коксохімзаводу впало біля 2000 снарядів, що призвело до значних руйнувань підприємства і як наслідок на кінець травня 2022 року його повній зупинці.

ПРАТ „Авдіївський коксохімічний завод” (АКХЗ) – був найбільший коксохімічним заводом в Європі, який входить до групи „Метінвест”, проектною щорічної потужності 6,87 млн. тон коксу. Виробляв близько сорока видів продукції, в основному – коксові продукти для металургії (20% всього доменного коксу в Україні). Кокс доменний, коксовий горішок і дріб’язок реалізувалися на внутрішньому ринку, а також експортувалися до Румунії, Молдови, Туреччини.

Будівництво заводу, почалося 1960 року у зв’язку з бурхливим розвитком промисловості УРСР. 1963 року введено в дію батарею №1, одна з найпотужніших для свого часу. У цьому ж році почали роботу ще два основних цехи, цех уловлювання №1 і вуглепідготовчий цех. У 1964 році запущений перший „хімічний” цех – сіркоочистки №1, у 1973-му – коксовий цех №2, а вже в 1980-му – коксовий цех №4. Виробництво побудоване на новому майданчику – на відміну від інших коксохімів, частина яких з’явилася ще в ХІХ столітті. Завод був градоутворюючим для Авдіївки, забезпечуючи його водою, електро- і тепловою енергією, а також очищенням стічних вод. У зв’язку з цим підприємство стало одним з перших, впровадивши у себе отримання електроенергії з попутних речовин основного виробництва (коксовий газ). І в останні роки компанія продавала власну електрику, в тому числі і на загальному енергоринку країни.

Щоб відновити роботу АКХЗ і всієї галузі, знадобляться значні інвестиції у відбудову підприємства, налагодження нових зв'язків, пошук ринків збуту продукції, підготовка фахівців відповідної кваліфікації.

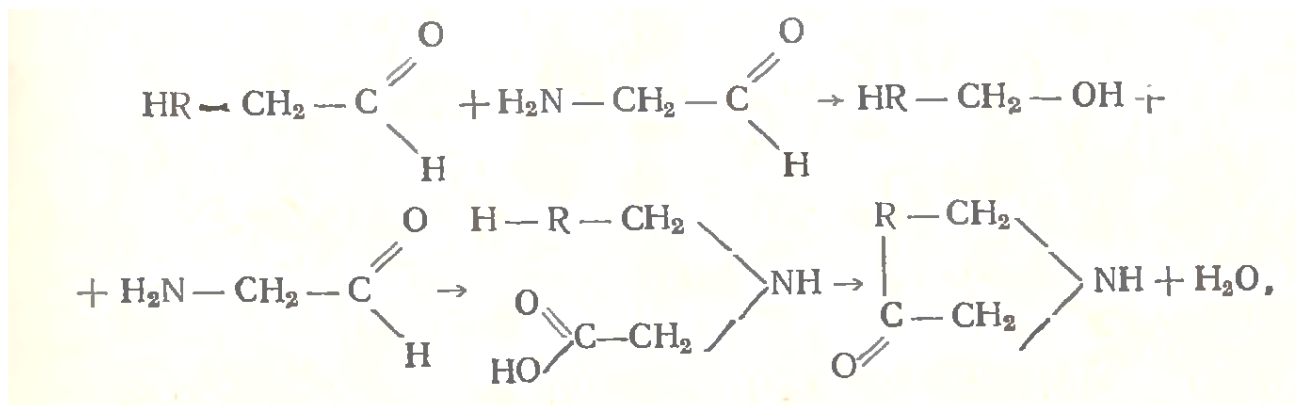
Кваліфікаційна робота присвячена удосконаленню очищення коксового газу від аміаку з отриманням сульфату амонію, а саме розробці вузла для грануляції продукту. Сульфат амонію відноситься до попутної продукції коксохімічного виробництва, знаходить застосування в сільському господарстві та інших сферах економіки. Значні поставки добрив для сільського господарства відбувалися з Росії та Білорусії. Військова агресія цих країн повністю зупинила економічну співпрацю. Пошук альтернативних джерел виробництва добрив та удосконалення існуючих виробництв – є на даний момент актуальною задачею.

1 Джерела і хімізм утворення амміаку, при термічному розкладанні кам'яного вугілля

Аміак утворюється при термічному розкладанні кам'яного вугілля в процесі коксування. Ресурси аміаку залежать від вмісту азоту та кисню у вугіллі та від умов коксування.

Роботами низки дослідників встановлено, що джерелом походження азоту і кисню у вугіллі є переважно нижчі і вищі рослинні організми, і навіть найпростіші тваринні організми періоду утворення вугілля.

Азот- та кисневмісні органічні сполуки рослинного та тваринного походження під впливом фізико-хімічних, біологічних та геологічних факторів у процесі вуглеутворення можуть перетворюватися на амінокислоти, які, реагуючи з альдегідами, кетонами, спиртами та найпростішими вуглеводами,



при розкладанні утворюють гетероциклічні кисень- та азотовмісні сполуки. Хімізм цього процесу можна простежити приблизно за такою схемою:

де R – радикал, наприклад $-CH_3-$, $-C_2H_5$ і так далі.

Подальше розкладання цих сполук призводить до реакцій конденсації та полімеризації з утворенням складних та стійких гетероциклічних сполук. Кірнер і Кревелен відмічають, що азот та кисневмісні органічні сполуки вугільної маси є або гетероциклічними сполуками, у яких азот і кисень служать сполучними атомами, або складними високомолекулярними сполуками, у яких кисень та азот особливо міцно пов'язані.

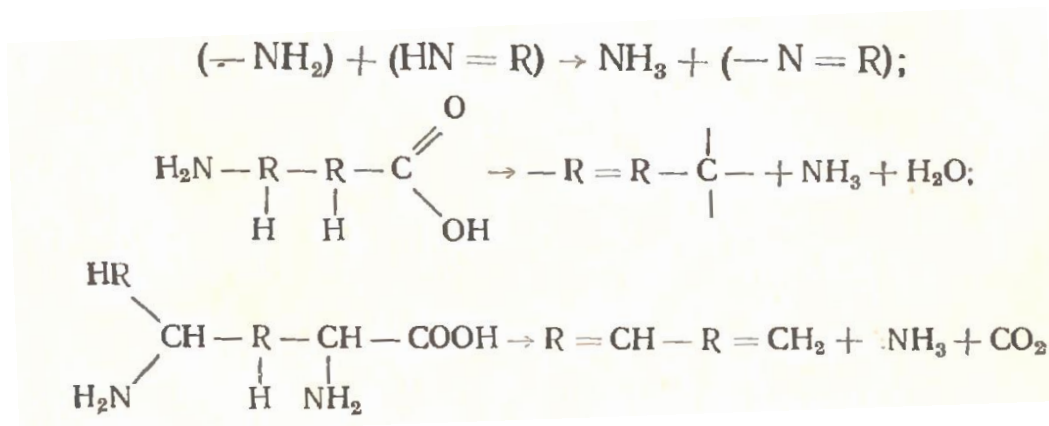
Весь азот і переважна частина кисню, що містяться в кам'яному вугіллі, входять до складу його органічної маси і знаходяться у відносно стійких формах до піролізу, хоча це більш характерне для зв'язків азоту.

Міцність зв'язку азоту у вугіллі підтверджується тим, що при нагріванні вугілля до 500-600 °С азотовмісні сполуки не розкладаються до утворення аміаку; при цих температурах утворюється лише незначна частина піридинових основ.

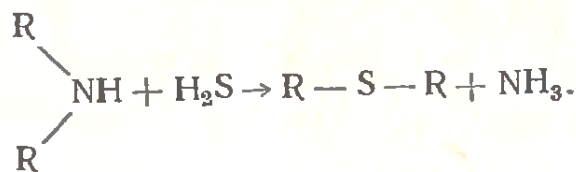
При 650-700 °С і вище вугільна речовина розкладається з утворенням значної кількості аміаку та інших азотовмісних сполук.

Згідно з сучасними уявленнями, органічна маса кам'яного вугілля є складною сумішшю великої кількості високомолекулярних сполук. Макромолекула вугілля містить у собі конденсовану ароматичну систему – ядро, що складається з кількох шестичленних циклів та пов'язаних із ними периферійних бічних груп. До складу бічних груп, що оточують ядро, входять вуглеводневі радикали, кисень, азотгідроксильні та карбоксильні групи, сірка та інші. Атоми азоту та кисню утримуються в молекулі вугілля в гетероциклічних кільцях або пов'язані з іншими вуглецевими ядрами великої молекулярної маси. Сутність хімічного перетворення вугілля під впливом високих температур зводиться до відриву бічних груп від ядра макромолекули, взаємодії цих груп між собою та ядром, а також взаємодії між ядрами.

Так, сполуки, що входять в макромолекулу вугілля, що містять азот у вигляді аміногруп або похідних аміногруп, можуть утворити аміак, наприклад, за такими схемами:

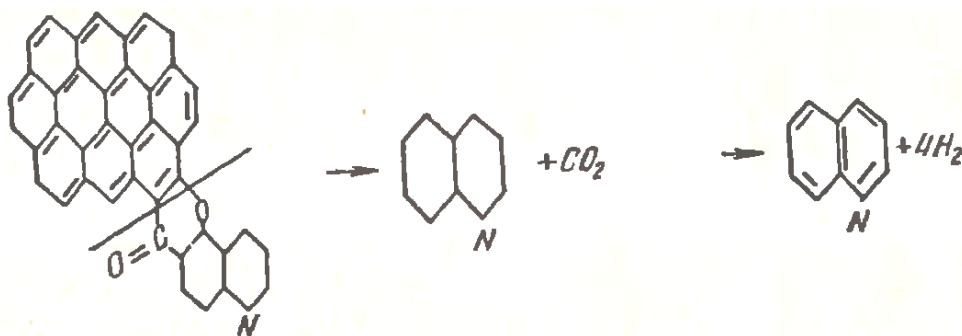


або при обміні азотистих сполук із сірководнем коксового газу за реакцією



Імовірно, можна сказати, що при термічній деструкції органічної маси твердого палива, азотовмісні сполуки піддаються ряду перетворень, що супроводжуються утворенням як аміаку, так і гетероциклів основного характеру.

Графічне зображення розпаду ароматичної моделі макромолекули (або її частини) із утворенням основних гетероциклів можна показати наступною схемою:



З викладеного робимо висновок, що здатність вугілля утворювати аміак визначається кількістю азотовмісних сполук.

На утворення та вихід аміаку при коксуванні кам'яного вугілля впливає вміст азоту у вугіллі, хімічний вік (метаморфізм) вугілля, а також температура та швидкість коксування, волога шихти, температура та час перебування летких продуктів у підсклепінному просторі коксової камери та ін.

2 ВПЛИВ ПРИРОДИ ВУГІЛЛЯ НА СТУПЕНЬ УТВОРЕННЯ І ВИХІД АММІАКУ

На ступінь утворення та вихід аміаку впливає ступінь метаморфізму палива.

Молодше вугілля, для якого характерна менша ступінь метаморфізму, у процесі коксування дають більший вихід хімічних продуктів, ніж старе.

В роботах Гофмана [1] показано, що, впливаючи на молоде вугілля мінеральними кислотами, можна з них витягти деяку кількість сполук, які містять азот. При цьому дістаються азотовмісні сполуки основного характеру. З вугілля високого ступеня метаморфізму азот та його похідні не можна дістати мінеральними кислотами. Це говорить про те, що в старому вугіллі ступінь конденсації і полімеризації органічної маси настільки велика, а форми зв'язку азоту в молекулі настільки міцні, що групи азоту, що мають основний характер у молодому вугіллі, втрачають ці властивості в старому вугіллі; причому властивості застосовуються тим більше, чим вище ступінь метаморфізму вугілля.

Кірнер, Агроскін у своїх роботах [2] припускає, що в процесі вуглеутворення схильні до реакцій периферійні аміно- та іміногрупи, присутні в молодому вугіллі, взаємодіють з іншими групами, наприклад карбонільними, гідроксильними, карбоксильними і метоксильними, перетворюючись при цьому з груп основного характеру на групи, що не мають основні властивості тобто при підвищенні ступеня метаморфізму збільшується кількість азоту неосновного характеру. Отже, при коксуванні кам'яного вугілля навіть з однаковим вмістом азоту, але різним ступенем метаморфізму вихід аміаку та інших азотовмісних продуктів коксування буде різним. Наприклад, при коксуванні газового вугілля, жирного вугілля та антрацитів в аміак переходить азоту відповідно до 30% і не більше 26%.

Причому для більшого виходу аміаку та піридинових основ із вугілля високого ступеня метаморфізму необхідні більш жорсткі умови коксування. Це

пов'язано з підвищенням температури коксування, отже, і з перегріванням газоподібних продуктів і наступним розкладанням в коксовій камері.

Вміст азоту у вугіллі різних марок коливається у невеликих межах. Наприклад, у вугіллі Донецького басейну азоту міститься табл.1.

Таблиця 1 – Вміст азоту у вугіллі Донецького басейну

Марка вугілля	Вміст азоту, %
Д	1,8
Г	1,7
ПЖ	1,7
К	1,5
ПС	1,5
Т	1,2

Вміст азоту у родовищах Сибірських басейнів трохи вище, табл. 2.

Таблиця 2 – Вміст азоту у вугіллі Сибірського басейну

Родовище	Вміст азоту, %
Кемеровське	1,86-2,14
Ленінське	2,7
Турінське	2,06
Прокопівське	1,8-2,4

Азот при термічному розкладанні вугілля розподіляється у певному співвідношенні між леткими продуктами коксування та твердим залишком. У газоподібних продуктах він міститься головним чином у вигляді вільного азоту та його оксидів (30-35%), аміаку (10-15%) та легких піридинових основ (0,07-0,1%); у кам'яновугільній смолі та надсмольній воді – у вигляді піридинових й хінолінових основ та інших органічних азотовмісних речовин, ціанідів та роданідів (до 4%) та у твердому залишку (45–60%).

У вугіллі сибірських родовищ азоту міститься більше, ніж у вугіллі Донецького басейну (1,8-3,0%). У зв'язку з цим вміст аміаку та піридинових основ у прямому коксовому газі, отриманому з сибірських родовищ набагато перевищує вміст їх у газі, отриманому з Донецького вугілля. Про це свідчать дані табл. 3.

Таблиця 3 – Ресурси аміаку та піридинових основ в коксовому газі

Шихта з сибірських родовищ	Шихта з родовищ Донецького басейну
Вміст аміаку в газі, г/м ³	
11,36	6,92
11,87	7,20
13,37	7,65
14,10	7,55
10,10	8,33
11,15	7,75
Вміст піридинових основ в газі, г/м ³	
0,59	0,248
0,62	0,246
0,66	0,242
0,68	0,250
0,58	0,300
0,66	0,225

Петренко [3] вивчав залежність виходу піридинових основ та аміаку від вмісту газового вугілля з промислових шихтах. Така залежність була отримана на одному з коксохімічних заводів і підтверджується результатами, отриманими протягом наступних років (табл. 4).

З табл. 4 видно, що при збільшенні частки участі в шихті коксування газового вугілля з 9,0 до 18,7 % вміст аміаку та піридинових основ у прямому коксовому газі відповідно підвищився з 6,34 та 0,176 до 7,31 та 0,315 г/м³, хоча

вихід летких продуктів коксування практично не змінився, а температура підсклепового простору коксової камери навіть підвищилася, що, як відомо, призводить до збільшення ступеня розкладання гомологів піридину.

Таблиця 4 – Залежність виходу аміаку та піридинових основ від вмісту газового вугілля з шихти для коксування

Вміст газового вугілля в шихті	Температура під склепового простору коксової камери, °C	Вихід летких речовин, %	Вміст в прямому газі, г/м ³	
			аміаку	піридинових основ
9,00	763	—	6,34	0,176
10,15	700	27,60	6,40	0,181
11,58	748	26,85	6,92	0,240
11,15	777	26,62	7,20	0,246
9,75	789	26,85	7,65	0,242
10,64	786	26,21	7,55	0,300
14,80	815	26,42	8,33	0,300
17,00	817	26,49	7,75	0,290
18,70	826	26,50	7,31	0,315

З ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ФАКТОРІВ НА УТВОРЕННЯ І ВИХІД АМІАКУ ТА ПІРИДИНОВИХ ОСНОВ

На вихід аміаку та піридинових основ впливає температура піролізу. Утворення цих продуктів починається при порівняно низьких температурах коксування. Але поряд з утворенням зазначених продуктів зростає і рівень розкладання їх під впливом високих температур. За так званих оптимальних температурних умов коксування досягається максимальне утворення хімічних продуктів і мінімальне їх розкладання. Збільшення температури коксування понад оптимальною спричиняє різке зниження виходу хімічних продуктів. Але навіть за оптимальних умов далеко не весь азот переходить в аміак та інші азотовмісні продукти. Встановлено, що у аміак переходить трохи більше 20% азоту вугільної шихти.

На вихід аміаку та піридинових основ впливає температура піролізу. Утворення цих продуктів починається при порівняно низьких температурах коксування. Але поряд з утворенням зазначених продуктів зростає і рівень розкладання їх під впливом високих температур. За так званих оптимальних температурних умов коксування досягається максимальне утворення хімічних продуктів і мінімальне їх розкладання. Збільшення температури коксування понад оптимальну спричиняє різке зниження виходу хімічних продуктів. Але навіть за оптимальних умов далеко не весь азот переходить в аміак та інші азотовмісні продукти. Встановлено, що у аміак переходить трохи більше 20% азоту вугільної шихти.

О. Зімерсбах наводить дані, які вказують, що сухий аміак, що пропускається через кокс, який нагрітий до 700°C, розкладається на 62,25%, до 800°C – на 90,64% і до 900°C – на 94,5 %.

Проте, завдяки захисній дії коксового газу та пари води аміак у коксовій камері розкладається лише частково.

Розкладання аміаку та піридинових основ збільшується при недостатньому завантаженні коксової камери вугільною шихтою. При цьому час перебування

хімічних продуктів у зоні високих температур збільшується, а отже, зростає і рівень розкладання цих продуктів.

Дуже показові дані табл. 5, отримані різними дослідниками щодо впливу температури коксування на вихід хімічних продуктів.

Таблиця 5 – Вплив температури коксування на вихід аміаку та піридинових основ

Температура коксування, °C	Вихід, %	
	аміаку (по відношенню до азоту шихти, дані Зімерсбаха)	піридинових основ (по відношенню до смоли, дані Кірнера)
400	—	1,62
450	—	2,06
500	—	2,35
550	—	2,66
600	7,81	3,00
650	—	3,15
700	18,13	2,54
800	21,28	—
900	24,12	—
1000	23,15	—
1100	23,09	—
1200	22,84	—

З таблиці витікає, що кількість азоту, що виділяється у вигляді аміаку, зростає при підвищенні температури до 900 °C, після чого вихід його стабілізується.

Діріхс і Кубічка [4] вказують, що при високотемпературному піролізі відбувається розпад піридинового ядра.

При 800-900 °C вже 6-8% піридинових ядер переходить в ціаністий водень, а при температурі вище 900 °C піридинові основи повністю розкладаються.

Наведені дані свідчать про те, що технологія коксування та склад шихти мають вирішальний вплив на утворення та вихід аміаку та піридинових основ.

4 ХАРАКТЕРИСТИКА ТА ЗАСТОСУВАННЯ СУЛЬФАТУ АМОНІЮ

Сульфат амонію – кристалічне сірковмісне азотне добриво – 21% азоту та 24% сірки (рис.1). Рекомендується застосовувати на ґрунтах із лужною та нормальною реакцією. На кислих ґрунтах сульфат амонію рекомендується використовувати лише після проведення вапнування. Азот, в сульфаті амонію міститься в амонійній формі, і він фіксується ґрунтовим поглинаючим комплексом, тому не промивається із ґрунтового профілю. Він не випаровується у вигляді газоподібних сполук і практично повністю поглинається кореневою системою рослин. Вносити добрива найкраще навесні одночасно з передпосівною культивацією.



Рисунок 1 – Зовнішній вигляд сульфату амонію

Сульфат амонію має невелику гігроскопічність, швидко розчиняється у воді, не «розпливається» на повітрі і зберігає розсипчастість. Добриво вноситься під всі сільськогосподарські культури, але рекомендується для тих культур, які віддають перевагу амонійній формі азоту нітратній та вимогливі до сірки: хрестоцвіті, бобові, рис, гречка. Сірка, що входить до складу добрива, сприяє збільшенню відсотка білка та клейковини в пшениці, вмісту олії в соняшнику, сої та ріпаку.

Крім сільськогосподарського використання, сульфат амонію застосовується при виробництві віскози, в харчовій промисловості, при хлоруванні водопровідної води, але порівняно невеликими обсягами.

Цільове виробництво сульфату амонію досить дороге, тому представлена на ринку продукція представляє собою побічні продукти інших виробництв. В залежності від галузі, в якій випускається сульфат амонію, виділяють його марки:

Марка А – побічний продукт виробництва капролактаму.

Марка Б – побічний продукт акрилатних виробництв.

Марка В – побічний продукт коксохімічних виробництв.

Як видно з назви, коксохімічний продукт є звичайним продуктом коксохімічної та металургійної промисловості. В Україні він виробляється і експортується в великих обсягах (біля 90% від вироблених в країні обсягів). Випускається товар на всіх коксохімічних заводах, які знаходяться на сході країни. Сульфат амонію коксохімічного походження також може використовуватися в якості добрива, проте із-за більш низької якості та можливої наявності токсичних елементів, не бажано його використовувати в сільському господарстві.

Білий кристалічний сульфат амонію є звичайним продуктом виробництва капролактаму. Вироблений товар має вид кристалів. Слід відзначити, що капролактамний кристалічний сульфат амонію проходить додаткову обробку і випускається у вигляді гранул. Отриманий продукт продається на ринку під маркою «гранульований сульфат амонію».

Таким чином, товар сульфат амонію, що отримують в результаті однієї хімічної реакції і має однаковий вміст азоту та сери, розділяється на три марки: коксохімічний, кристалічний та гранульований. Останні дві марки, отримані в процесі виробництва капролактаму, переважно використовуються аграріями в якості добрива.

Потужності з виробництву сульфату амонію при умові випуску капролактаму має ПАТ «Азот» (Черкаси) – 153 тис. тонн. У 2013 році

виробництво капролактаму було зупинено через причину дефіциту деяких сировинних компонентів. Разом з ним було припинено випуск сульфату амонію. Зараз відновлення випуску продукту мало ймовірно.

Також виробничі потужності гранульованого сульфату амонію є у ПАТ «Суміхімпром». В 2016 р. було випущено продукту в обсязі 29 тис. тонн, а вже в 2017 році цей показник склав 60 тис. тонн. Підприємство «УкрТехноФос» (с. Городок, Рівненська обл.) переробляє кристалічний сульфат амонію в компактний продукт – гранулу, отриману механічним стисканням. Потужність виробництва – 10 тис. тонн в місяць. Основну сировину підприємство купляло в Росії, але через введення заборони на імпорт сульфату амонію з цієї країни виробництво було припинено.

Як видно, стабільність у роботі українських виробників сульфату амонію не спостерігається, що в першу чергу пов'язано з проблемами поставками сировини.

Об'єми експорту сульфату амонію напряму залежать від обсягів виробництва. Тому як виробляємо, так і експортуємо. Черкаський «Азот» уже забув, що таке експорт сульфату амонію з того часу, коли зупинив виробництво – з 2013 року. Слід відзначити, що тоді було експортовано більше половини виробленого на заводі товару.

Як і в сфері виробництва, так і в сфері експорту в 2014-2015 роках спостерігався провал, поки в 2016 році не запустив виробництво ПАТ «Суміхімпром». Правда, обсяги експорту в 2016-2017 роках все рівно були мінімальними і склали близько 10% від виробленого обсягу, що пояснюється високою потребою українських аграріїв у сульфаті амонії. «УкрТехноФос» весь виготовлений товар поставляв на внутрішній ринок.

З-за високого попиту на сульфат амонію на українському ринку і того, що обсяги виробництва товару на багато нижчих потреб аграріїв, експорт продукту незначний і прямо пропорційний виробництву.

Власне виробництво навіть під час випуску сульфату амонію в Черкасах не покривало потребу українських сільгоспвиробників в продукті. Попит

закривався за допомогою імпортного товару, а після зупинки виробництва на «Азоті» темпи зростання імпорту почали стрімко збільшуватися. При чому найбільший скачок виник на наступний рік після зупинки виробництва продукції в Україні. Об'єми імпорту в 2014 році відповідно до 2013 року збільшилися більш ніж у 2 рази. В останні роки темпи були нижче, але все рівно досить високі – обсяги імпорту росли в середньому на 24% за рік. В результаті в 2017 році було ввезено 326 тис. тонн, що в 4 рази більше, чим було імпортовано в 2013 році.

В останні роки спостерігається чітка тенденція збільшення імпортних поставок гранульованого сульфату амонію. Незважаючи на його більш високу ціну порівняно з кристалічним продуктом, перший набирає популярність. За останні 3 роки поставки кристалічного продукту росли в середньому на 21% за рік, а гранульованого – на 47%. Крім того, якщо доля кристалів у 2015 році склала 91%, то в 2017 році вона склала 80%. Слід відзначити, що в червні 2017 року серйозні поставки гранульованого сульфату амонію в Україну почала компанії «БелАгроФерт», створив потужну конкуренцію монополії Росії в цьому сегменті ринку.

У 2013 році монополістом поставок сульфату амонію в Україні була Росія, яка практично повністю покривала потребу українських аграріїв у продукті. Основними постачальниками були ОХК «Щекіноазот» та ПАТ «Куйбишевазот», які виходили на наш ринок із приблизно однаковими обсягами. Обі компанії поставляли як кристалічний, так і гранульований продукт, але першість в гранулах все-таки була за «Куйбишевазот». У 2017 році до нього приєднався Кемеровський «Азот», який поставляв тільки кристалічний продукт. Також сульфат амонію відвантажували компанії ТОВ «Ультрамар», ТОВ «Пермсіль», але обсяги були невеликими. У 2014 році, зрозумів, що український ринок є дуже привабливим, в гонку за вітчизняним споживачем включилися «ГродноАзот». Білорусь потрошки почала нарощувати свою частку в імпорті сульфату в Україну і довела її до 35% у 2017 році. В боротьбу за українську аграріїв у 2016 році ввійшла Польща в особу Grupa Azoty, і вже в 2017 році її доля склала 2%. Так, з 326 тис. тон ввезеного в 2017 році товару 7 тис. тонн було імпортовано з Польщі.

Сільськогосподарський бум сприяв зростанню використання добрив. Не оминула ця доля і сульфат амонію. Розкуштувавши його принади, пов'язані насамперед із високим вмістом сірки, аграрії почали масово його застосовувати у своїй діяльності. Починаючи з 2013 року використання сульфату амонію в середньому зростало на 44% і досягло приблизно 360 тис. тонн у 2017 році. Тобто загалом у чотири рази.

Навіть за працюючих потужностей з випуску сульфату амонію на українських заводах близько 90% продукту, що використовується в країні, є імпортним. Як мовилося раніше, річні потужності черкаського «Азоту» становлять 153 тис. тон. Навіть за умови роботи заводу цей обсяг не покриє потреб ринку при поточному рівні використання і навіть, якщо до цього додати виробництво в Сумах та на «Укртехнофосі». Але, знову-таки, це все теоретично. На практиці позитивних новин із Черкас у найближчому майбутньому очікувати не варто, а виробництво у Рівненській області під великим питанням. Таким чином, насправді залишається тільки «Сумхімпром». У сухому залишку гостра необхідність імпорту обсягом приблизно 250-300 тис. тон.

Після заборони ввезення російського сульфату амонію основним постачальником стає Білорусь. При потужності в 400 тис. тон фактичні обсяги випуску товару на «Гродноазоті» в останні роки помітно нижче. Наприклад, у 2017 році на заводі було випущено 316 тис. тон. Приблизно 60-70% від виробленого товару експортується. Тобто на зовнішні ринки відправляється більше 200 тис. тон. Кристалічний продукт поставляв «Гродноазот», а перероблений та гранульований – «Белагроферт». Незважаючи на те, що доля України в експорті сульфату амонію з Білорусі росте і в тому ж 2017 році досягла 58%, білоруські виробники все рівно поставляли значну його частину на традиційних ринках збуту – в Європі та Латинській Америці. Навіть при повному завантаженні потужностей поставки сульфату амонію з Білорусі в Україні не дотягували до 200 тисяч. тон.

Ще є Польща, яка, як говорилося вище, нарощує поставки в Україні. При цьому потужності на заводах Grupa Azoty в Пулавах і Тарнове дозволять

поставляти досить великі обсяги на експорт. Однак існує величезна проблема логістики. Лише близько 25% польського сульфату амонію було доставлено в Україну в 2017 році залізничним транспортом. А це менше 2 тис. тон, що занадто мало для потреб українських аграріїв.

Також сульфат амонію постачався з Бельгії, Німеччини, Франції, але ці продукти призначені для використання в різних сферах, а не в сільському господарстві, а їх обсяги незначні.

В Україні обсяги виробництва сульфату амонію, що застосовується у сільському господарстві, дуже малі, а найбільш реальний постачальник Польща має потенціал для збільшення експорту в Україну, але все одно не зможе забезпечити необхідних обсягів. Поставки з Білорусі, у зв'язку з військовою агресією країни заблоковані на невизначений термін.

На даний момент спостерігається великий дефіцит сульфату амонію. Його недостатня кількість приводить до росту цін, що в свою чергу відіб'ється на кінцевому продукті. Сульфат амонію цікавий насамперед через сірку, а українські аграрії вже мають позитивний досвід використання цього елемента. В найближчій перспективі слід очікувати зростання споживання інших добрив, що містять сірки. Крім сульфату амонію існують і інші добрива, що містять сірку, такі як, наприклад, суперфосфат, сульфат магнію, сульфат калію, калімагnezія, сульфоаммофос, азотосульфат, сульфат-нітрат амонію. Комплексні NPK-добрива внаслідок специфіки виробництва також містять сірку. Тож товарів із вмістом сірки вистачає. Питання в тому, що аграріям буде необхідно переключувати плани та схеми внесення, що безсумнівно призведе до матеріальних витрат і втрати настільки цінного в сільському господарстві часу.

Коксохімічний сульфат амонію, незважаючи на гіршу якість, в порівнянні з іншими марками, може скласти конкуренцію на ринку мінеральних добрив. Значна частина коксохімічних заводів, в наслідок військової агресії Росії зруйнована, тому передбачити на даний момент обсяги виробництва сульфату амонію майже нереально.

5 ОГЛЯД СУЧАСНИХ МЕТОДІВ ВИРОБНИЦТВА СУЛЬФАТУ АМОНІЮ

На більшості коксохімічних заводів України і країн пострадянського простору застосовується сатураторний метод виробництва сульфату амонію з аміаку коксового газу. Особливість цього методу полягає в тому, що процеси абсорбції аміаку і утворення кристалів сульфату амонію здійснюються в одному апараті – сатураторі.

Охолоджений в первинних холодильниках до 25-30°C и очищений від смоли коксовий газ подається нагнітачем через паровий підігрівач в сатуратор по центральній трубі з барботажним зонтом, що занурений в маточний розчин. Разом з коксовим газом в сатуратор надходять також аміачні пари з дефлегматора аміачної колони.

Барботажний зонт представляє собою конічний ковпак, до якого знизу прикріплені лопатки, зогнуті під деяким кутом до радіального напрямку. Потік газу ділиться лопатками на окремі струмені і барботує через розчин по колу у основи зонти. Направляючі лопатки закручують газові струмені і створюють інтенсивне круговий рух розчину, що сприяє перемішуванню і оновленню розчину в зоні реакції між аміаком і сірчаною кислотою. Остання безперервно надходить в сатуратор з напірного баку, рівномірно розподіляючись в зоні реакції за допомогою кільцевої труби з отворами, що закріплена довкола труби, що підводить газ над барботажним зонтом.

Завдяки тісному контакту з кислим маточним розчином в сатураторі забезпечується практично повне уловлювання аміаку. Очищений газ виводиться з сатуратора в кислотну пастку, де проходить відділення унесених газів потоком капель розчину, і направляється далі в кінцеві газові холодильники для охолодження перед уловлюванням бензольних вуглеводнів.

Перенасичений розчин сульфату амонію, що утворюється в зоні реакції слугує поживним середовищем для утворення і росту кристалів. З метою створення умов для росту кристалів маточний розчин в ванні сатуратора інтенсивно перемішується за допомогою насоса, що забирає розчин зі середньої

зони сатуратора і подає його в нижню конічну частину. Завдяки цьому в ванні сатуратора утворюється висхідний потік маточного розчину, що підтримує дрібні кристали у зваженому стані.

Таким чином, для отримання кристалічного продукту за цим методом не потрібно охолодження розчину, як це має місце при ізогідричній кристалізації, або упарюванні його, як при ізотермічній кристалізації. Тому витрати енергії і тепла на виробництво одиниці продукції за сатураторному методу є найменшими, що є важливою перевагою цього процесу.

В той же час, сатураторний метод має ряд істотних недоліків, основними з яких є:

а) періодичне порушення режиму роботи сатуратора із-за необхідності щодобових промивань з метою видалення сольових відкладень. При цьому процес кристалізації сульфату амонію стає періодичним, що ускладнює автоматизацію роботи сатуратора та отримання якісного продукту. Утворення великої кількості центрів кристалізації через різке охолодження пересиченого розчину на стінках сатуратора і в циркуляційних трубопроводах, що обумовлює отримання дрібнокристалічного продукту;

б) підвищена кислотність розчину в сатураторі також перешкоджає росту кристалів і вимагає промивання сульфату амонію водою в центрифугі, що призводить до обводнення системи;

в) вода, що надходить в систему, може бути видалена тільки шляхом випару в сатураторі, що вимагає підведення додаткового тепла в сатуратор і призводить до збільшення теплового навантаження кінцевого газового холодильника і кількості стічних вод.

На Авдіївському коксохімічному заводі освоєна безсатураторна схема отримання сульфату амонію, яка працює вже довгий період. За цією технологією уловлювання аміаку проводять в скруберах, в яких на стадії абсорбції отримують ненасичений розчин солі, яка піддається на вакуум-випарку в умовах інтенсивної циркуляції, що забезпечує незначне пересичення та керований ріст кристалів.

Перевагами безсатураторних методів є менший гідравлічний опір форсуночних абсорберів та можливість проведення окремих стадій процесу (абсорбція аміаку, кристалізація сульфату амонію та ін.) за найбільш сприятливих умов.

Недоліками такої схеми є:

- а) вищі втрати аміаку із зворотним газом;
- б) менш надійна робота установки із-за відмов насосів, що подають розчин в скрубери;
- в) високий вміст дрібних фракцій в сульфаті амонія із-за недосконалості конструкції вакуум-кристалізаторов.
- г) необхідність створення глибокого вакууму у випарниках щоб уникнути інтенсивної корозії при кислотності розчину 1,5-2%, що вимагає більшої витрати пари тиском 10-12 атм.

6 ОПИС ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ СУЛЬФАТУ АМОНІЮ НА АВДІЇВСЬКОМУ КХЗ

Безсатураторний процес одержання сульфату амонію може здійснюватися за двома принципово різними схемами: уловлювання аміаку пересиченим розчином, який містить кристали, та ненасиченим розчином з подальшим отриманням в окремому апараті кристалів солі сульфату амонію шляхом упарювання частини розчину.

На «Авдіївському КХЗ» застосовується друга схема (рис. 6.1) в якій передбачається встановлення двоступінчастого абсорбера для здійснення роздільного уловлювання з газу аміаку та піридинових основ та кристалізація сульфату амонію, що утворився, в окремому апараті – випарнику (під вакуумом).

Ця схема має ряд переваг:

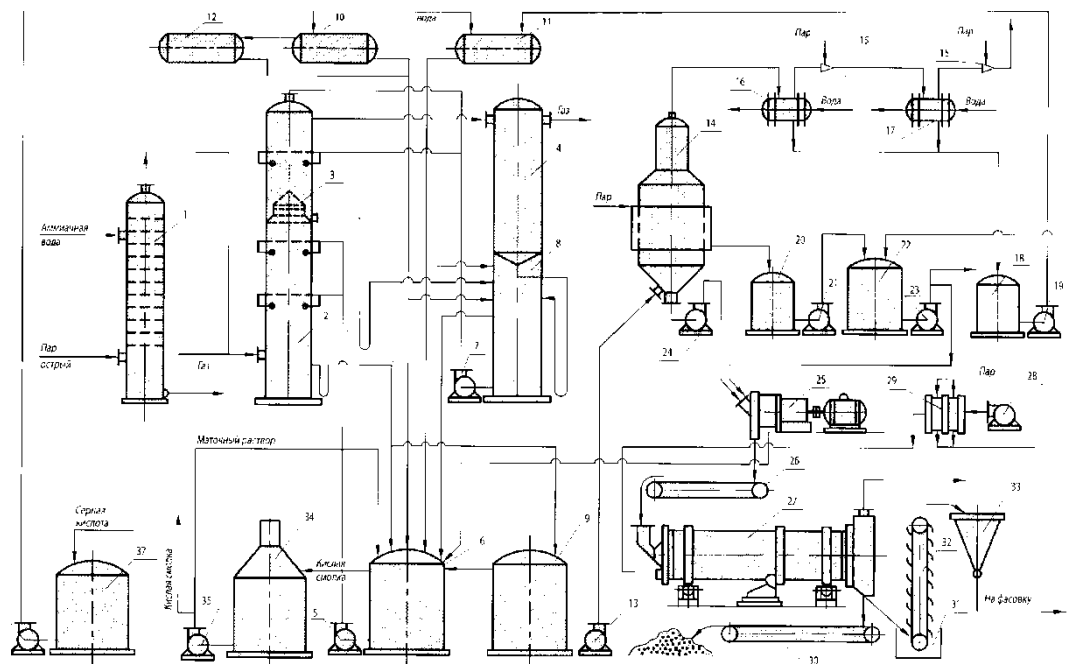
- абсорбери зрошуються ненасиченим розчином, який усуває їхнє засолення;
- при кристалізації солі в окремому апараті можна отримати кристали будь-якого розміру;
- процесом легко керувати, процес кристалізації можна здійснювати періодично, і насичений розчин може складуватися.

При цьому не порушується робота установки, що уловлює.

Здійснення процесу уловлювання аміаку, піридинових основ та кристалізація солі сульфату амонію в окремих апаратах дозволяють підтримувати для кожного з них найбільш доцільний режим. Це забезпечує достатню повноту уловлювання аміаку та піридинових основ з газу та отримання великокристалічної солі.

Таким чином, отримання сульфату амонію за безсатураторним методом здійснюється у двох установках – абсорбційній та випарно-кристалізаційній.

Схемою передбачається очищення газу в двоступінчастому полому форсуночному абсорбері, причому на першому ступені 2 з газу витягується основна кількість аміаку з отриманням розчину сульфату амонію солевмістом



1 – аміачна колона; 2,3 – перший та другий ступені абсорбера; 4 – кислотна пастка; 5,7,13,19,21,23,24,35,36 – насоси; 6,8,9 – збірники маткового розчину; 10,11,12 – напірні баки кислоти та конденсату; 14 – випарник; 15 – парові ежектори; 16,17 – конденсатори; 18,20,22 – збірники конденсату; 25 – центрифуга; 26,30 – транспортери; 27 – сушарка; 28 – вентилятор; 29 – калорифер; 31 – приймальна яма; 32 – елеватор; 33 – бункер; 34 – збірник кислої смолки; 37 – сховище кислоти

Рисунок 6.1 – Схема безсатураторного методу отримання сульфату амонію

близько 40% і кислотністю не більше 1%, а на другому ступені 3 піридинові основи розчином кислотністю 10-12% та солевмістом близько 30%.

Кожен ступінь абсорбції має автономний цикл зрошення, що включає циркуляційні збірники 6,8, насоси 5,7, а також комунікації для підживлення розчинних циклів кислотою та водою з напірних баків 10,11,12. Таке виконання вузла абсорбції та склад поглинального розчину забезпечують найбільш сприятливі умови для ефективного та надійного очищення газу як від аміаку, так і від піридинових основ, а також виконання відповідних вимог до складу розчину, що виводиться з циркуляційного контуру першого ступеня 2 у збірник 9 для подальшої переробки вакуум-випарною кристалізацією з одержанням товарного сульфату амонію.

Безперервне діставання аміаку з газу з отриманням сульфату амонію призводить до утворення надлишку поглинального розчину в циркуляційних контурах ступенів 2,3 абсорбера. Надлишок розчину ступеня 3 через перелив збірника 8 надходить у циркуляційний збірник 6, а ступеня 2 виводиться в збірник 9, звідки після відстою від смолки насосом 13 направляється у випарник 14, який оснащений трубчастою камерою, що гріє з центральною циркуляційною трубою, а також системою для вакуумування (ежектори 15) та конденсації водяної пари (поверхневі конденсатори 16,17). У випарнику 14 за рахунок кипіння забезпечується природна циркуляція розчину і кристалів, що містяться в ньому. В результаті випаровування води та пересичення розчину відбувається зростання кристалів та утворення нових центрів кристалізації. Температура кипіння розчину у випарнику 14 підтримується на рівні 60 °C шляхом створення відповідного вакууму ежекторами 15. Сокові пари конденсуються з утворенням брудного конденсату, що накопичується у збірнику 18 і витрачається на поповнення циркуляційних циклів ступеня 2 та ступеня 3 аміачного абсорбера. Чистий конденсат пари, що гріє збирається окремо в збірниках 20,22.

Особливістю режиму випарної кристалізації, обумовленої конструкцією апарату 14, є суміщення у часі та просторі процесів створення пересичення та його реалізації, а також відсутність класифікуючого чинника, як на стадії зростання кристалів, так і при виведенні твердої фази з кристалізаційного об'єму. Негативним аспектом такого режиму є одержання товарного продукту з широким спектром дисперсії частинок, а позитивним – простота та надійність процесу виведення твердої фази з апарату при стабільній величині її вмісту в суспензії, що циркулює.

Підтримка сталого рівня розчину в апараті 14 забезпечується за рахунок ручного або автоматичного коригування витрати живильного розчину, що подається насосом 13, при безперервному виведенні продуктової суспензії насосом 24 в центрифугу 25. Вологі кристали після центрифуги 25 надходять на стрічковий транспортер 26, а потім в сушарку 27, куди також надходить гаряче повітря з калорифера 29. Висушений продукт транспортером 30 прямує на

зберігання насипом або піддається фасуванню. Відпрацьований теплоносії після сушарки 27 перед скиданням в атмосферу піддається пилеочищенню (на рис. 2 не показано).

Матковий розчин після центрифуги 25 надходить в циркуляційний збірник 6 ступеня 2 абсорбції аміаку.

При контакті газу з розчином у ступенях 2, 3 аміачного абсорбера відповідно до його теплового балансу відповідна частина тепла витрачається на випаровування води з розчину, тобто на підвищення вологовмісту газу, що виводиться в кислотну пастку 4 і далі в кінцевий газовий холодильник.

З урахуванням того, що вузол абсорбції аміаку функціонує в безперервному режимі, а вузол випарної кристалізації може періодично працювати завдяки наявності буферної ємності (що забезпечує можливість здійснення промивок випарника 14).

7 ОСНОВНЕ ОБЛАДНАННЯ СУЛЬФАТНОГО ВІДДІЛЕННЯ КОКСОХІМІЧНОГО ПІДПРИЄМСТВА

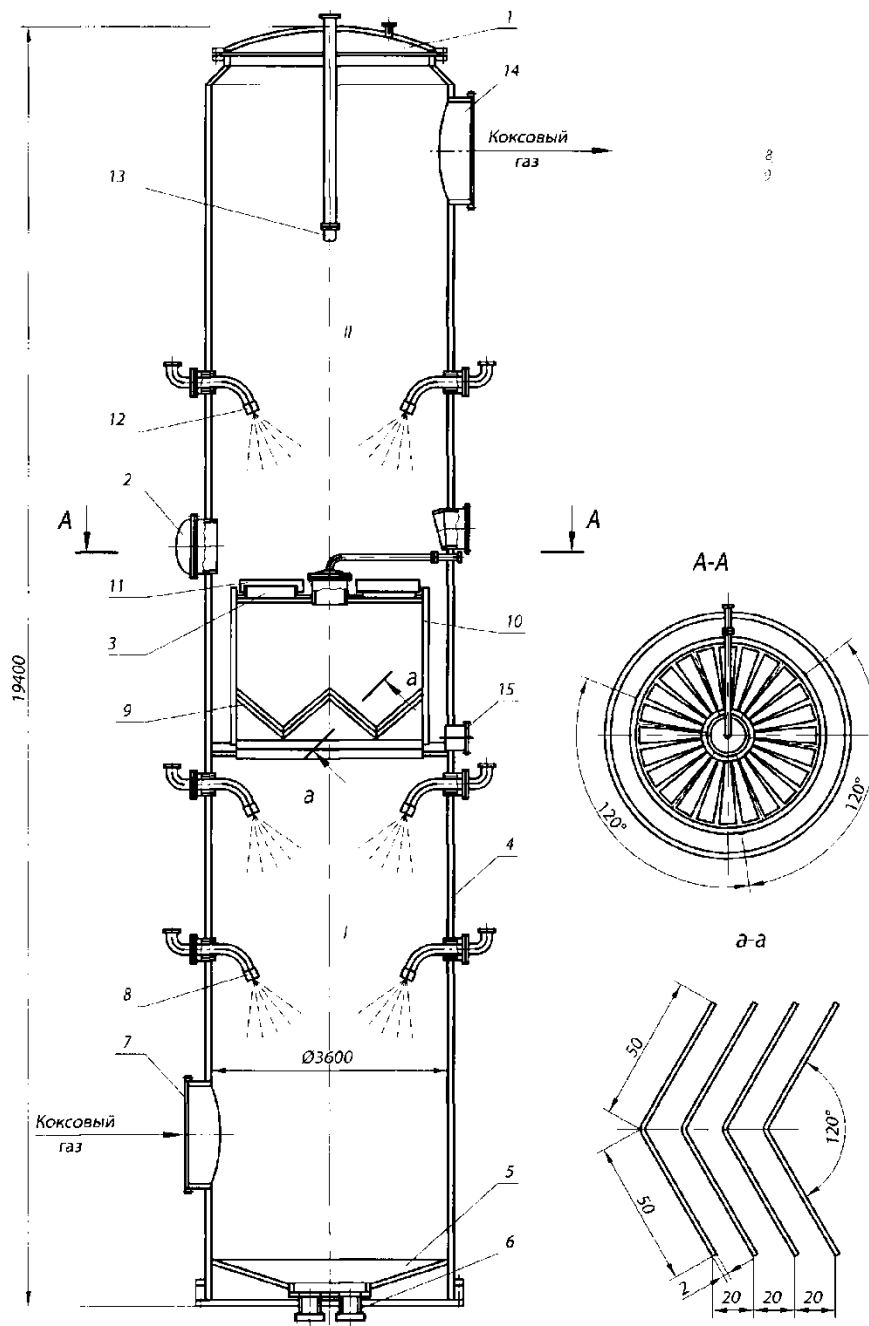
До основного обладнання сульфатного відділення цеху уловлювання відносяться: абсорбер, вакуум-випарний кристалізатор та центрифуга.

При безсатураторному методі отримання сульфату амонію очищення газу від аміаку здійснюють у двоступінчастому абсорбері зрошувального типу, представленому на рис. 7.1 у розрізі з перетинами на рівні розділової тарілки та відбійника.

Корпус апарата складається з циліндричної обичайки 4, конічного днища 5 та кришки 1. Внутрішній простір апарату розділено на дві секції за допомогою кільцевої перегородки з обичайкою 10, у верхній частині якої змонтована (строго горизонтально) ковпачкова барботажна тарілка до кільця. Штуцери 3, а також встановлені над ними ковпаки 11 мають форму трапеції і на тарілці розташовані радіально, як показано на перерізі А-А.

Усередині обичайки 10 встановлений краплевідбійник 9, виконаний із зігнутих смуг листового матеріалу (див. переріз а-а). Верхня та нижня секції абсорбера обладнані індивідуальними системами зрошення та виконують функції першого та другого ступенів абсорбції аміаку. Нижня секція (перший ступінь) обладнана двома ярусами форсунок 8 по 6 штук у кожному. Верхня секція (другий ступінь) має один ярус форсунок 12, крім того, вздовж осі апарату розташована форсунка 13 з великокрапельним зрошенням, призначена також для зменшення бризкоуносу газовим потоком. Верхня секція обладнана люками 2.

Коксовий газ надходить у нижню секцію апарату через патрубок 7, промивається кислим розчином циркуляційного циклу першого ступеня абсорбції за допомогою форсунок 8, потім звільняється від бризок розчину в краплевідбійнику 9 і надходить у штуцери 3 ковпачкової тарілки, яка заповнена рідиною до рівня крамок обичайки 10. При цьому в нижній секції абсорбера з газу дістається близько 95% аміаку, що міститься в ньому.



1 – кришка, 2 – люк, 1 – патрубок для входу газу, 3 – штуцер ковпачкової тарілки, 4 – циліндрична обичайка, 5 – конічне днище, 6,15 – патрубки для виведення розчину, 7 – штуцер входу газу, 8,12,13 – форсунки, 9 – краплевідбійник, 10 – обичайка, 11 – ковпак, 14 – патрубок для виходу газу

Рисунок 7.1 – Аміачний абсорбер

Розчин, що циркулює кислотністю близько 1% після контакту з газом надходить у конічне днище 5 і виводиться через патрубок 6.

Вхід газу у верхню секцію абсорбера здійснюється в режимі барботажу завдяки наявності занурених в рідину ковпачків 11. Далі газ піддається повторному контакту з рідкою фазою в режимі зрошення за допомогою форсунок 12 і 13. У процесі рециркуляції в контурі зрошувальної системи другого ступеня розчину кислотністю 10-12% з газу вилучаються залишки аміаку та легкі піридинові основи. Очищений коксовий газ виводиться з абсорбера через патрубок 14, а розчин накопичується в кільцевому зазорі між стінками абсорбера та обичайки 10 і виводиться через патрубок 15.

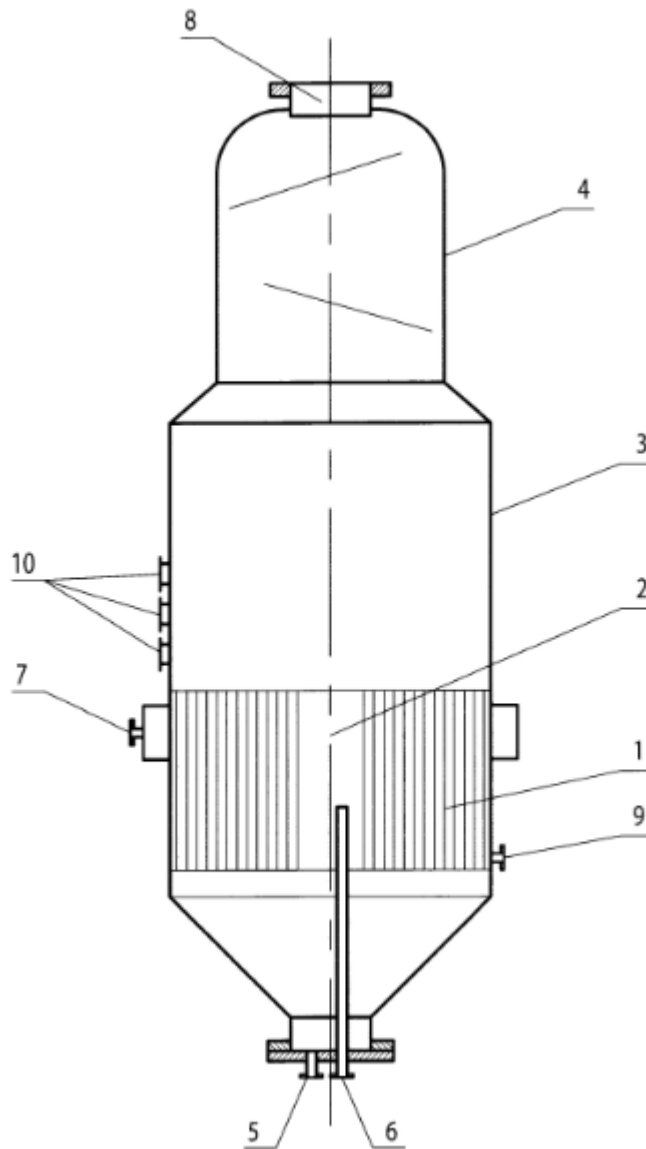
Технічна характеристики абсорбера наведена в табл. 7.

Таблиця 7.1 – Технічна характеристики абсорбера

Показник	Значення
Продуктивність газу	100 000 м ³ /год
Кількість розчину на зрошення кожного ступеня (секції)	380 м ³ /год
Діаметр	3600 мм
Площа вільного перетину (з урахуванням футерування)	8,5 м ²
Швидкість газу у вільному перетині апарата	3 м/с
Маса апарату	~32т

Одержання кристалічного сульфату амонію шляхом переробки ненасиченого живильного розчину, що виводиться з першого ступеня аміачного абсорбера, здійснюється у випарному кристалізаторі (рис. 7.2).

Корпус апарату має циліндричну форму. Порожня частина складається з секцій 3 та 4 різного діаметра, причому секція 3 частково заповнюється розчином, рівень якого візуально контролюється за допомогою оглядових вікон 10. Секція 3 стикується за допомогою фланцевого з'єднання з верхньою трубною решіткою нагрівача 1, у центральній частині якого розташована циркуляційна труба 2, а в периферійній частині – вертикальна трубчатка. Верхня частина нагрівача 1 обладнана кільцевим колектором з патрубком 7 для подачі пари, що гріє, а в нижній частині встановлений патрубок 9 для виведення конденсату.



1 – нагрівач трубчастий; 2 – труба циркуляційна; 3 – випарна секція; 4 – краплевідбійна секція; 5 – вхід розчину; 6 – вихід пульпи; 7 – вхід пари, що гріє; 8 – вихід вторинної пари; 9 – вихід конденсату; 10 – оглядові вікна

Рисунок 7.2 – Вакуум-випарний кристалізатор

Нижні трубні грати нагрівача 1 за допомогою фланцевого з'єднання стикуються з конічним днищем, в якому є люк-лаз (на рисунку не показано), патрубок 5 для подачі живильного розчину та труба 6 для виведення продуктової суспензії.

Секція 4 забезпечена системою краплевідбою у вигляді похило встановлених полиць і патрубком 8 для виведення вторинної пари.

У процесі роботи у випарному кристалізаторі підтримується постійний рівень розчину шляхом регулювання витрати живильного розчину на вході в патрубок 5. У зоні конічного днища апарату живильний розчин змішується з циркулюючим розчином, що надходить з труби 2. Циркулюючий розчин містить кристалічну фазу і на виході з труби 2 має залишкове пересичення, яке знижується або повністю зникає в результаті змішування з живильним розчином. Після змішування розчин надходить у трубчатку нагрівача 1.

В результаті конденсації пари у міжтрубному просторі нагрівача 1 розчин, що знаходиться в трубчатці, отримує відповідну кількість тепла. Залежно від висоти рівня розчину над верхньою трубною решіткою, який визначає величину гідростатичного тиску рідини у верхній частині трубчатки, тепло, що одержує розчин витрачається у певному співвідношенні на підвищення його температури або випаровування води безпосередньо в трубчатці. Ця обставина визначає два можливі режими роботи нагрівача 1:

- при збільшеному рівні розчину в апараті в трубчатці переважає режим конвективного підігріву розчину з подальшим його кипінням поза трубчаткою в міру підйому розчину та зниження гідростатичного тиску;
- при мінімальному рівні розчину відносно верхніх трубних ґрат, процес теплопередачі супроводжується кипінням розчину безпосередньо в трубчатці.

У другому випадку можливий форсований режим роботи апарату при високих теплових навантаженнях, оскільки кипіння розчину в трубчатці істотно інтенсифікує тепловіддачу. Однак при такому режимі зростає ймовірність пристінного солеутворення в трубчатці, а також надмірного зародкоутворення при підвищеному пересиченні розчину. Оптимальний режим роботи нагрівача 1 передбачає забезпечення таких умов випарної кристалізації, які гарантують отримання великокристалічного продукту при безперервній роботі апарату між його промиваннями протягом 3 діб.

Кипіння розчину в периферійній частині перерізу апарату супроводжується його пересиченням і створює низхідний потік у трубі 2 і висхідний у трубчатці нагрівача 1, тобто циркуляцію суспензії кристалів по

замкнутому контуру. Багаторазове проходження кристалів через зону утворення пересичення (зону кипіння) забезпечує їхнє зростання і накопичення маси твердої фази в циркуляційному контурі. Безперервне виведення суспензії з постійною об'ємною швидкістю по трубі 6 забезпечує сталість маси твердої фази у випарному кристалізаторі на оптимальному рівні.

Парова фаза, що утворилася в процесі кипіння розчину, проходить краплевідбійну секцію 4, де звільняється від бризок розчину, і виводиться через патрубок 8 на конденсацію. Для зниження температури кипіння розчину у випарному кристалізаторі підтримується відповідний вакуум.

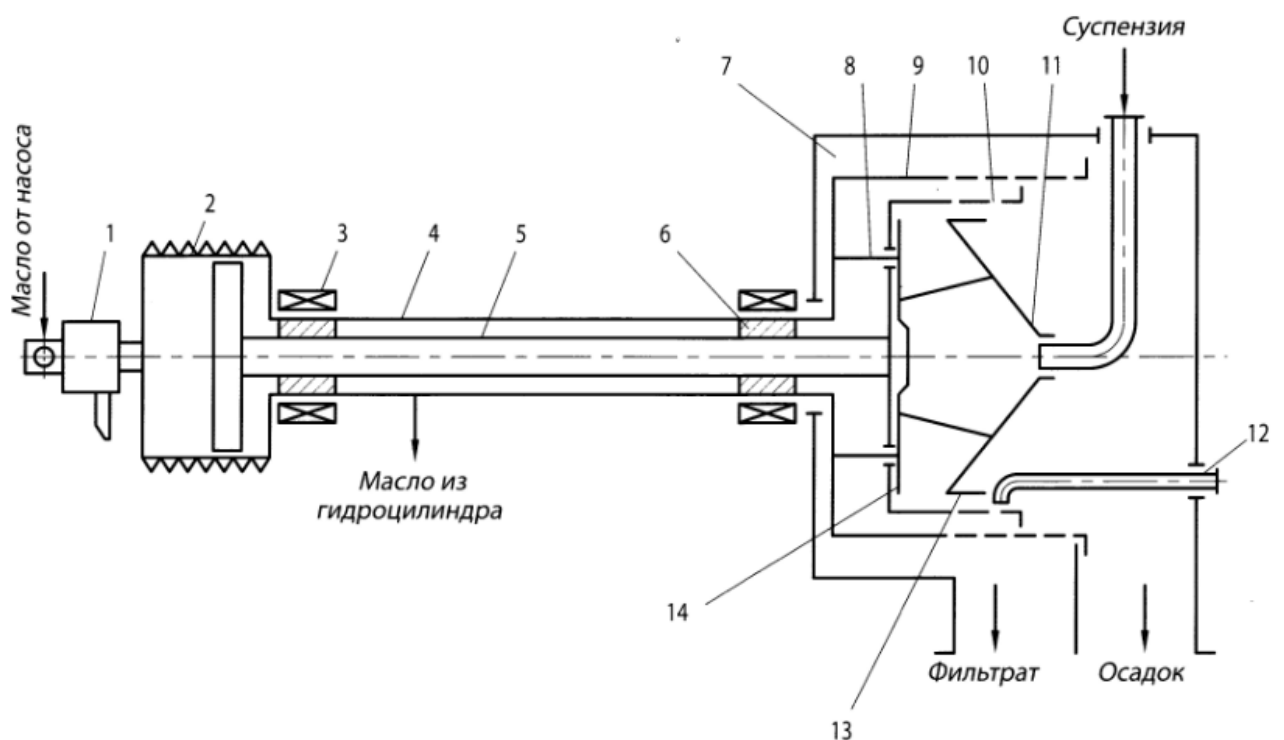
Технічні характеристики випарного кристалізатора наведена в табл. 7.2.

Таблиця 7.2 – Технічна характеристики випарного кристалізатора

Показник	Значення
Габарити апарату:	
Діаметр	2,7 м
Висота	8,5 м
Діаметр труб нагрівача	57x4 мм
Поверхня теплопередачі (по внутрішньому діаметру труб)	246 м ²
Діаметр центральної циркуляційної труби (за внутрішніми стінками)	620 мм
Номінальний вакуум в об'ємі апарата	685 мм рт. ст
Температура розчину в об'ємі апарата	55 - 65°C
Температура пари, що гріє	125-130°C

Остаточне виділення продуктивних кристалів сульфату амонію з розчинного циклу сульфатної установки забезпечується шляхом фільтрування суспензії через металеву перфоровану перегородку з наступним віджиманням залишків маткового розчину та промиванням осаду гарячою технічною водою під впливом відцентрового фактора. Для цих цілей застосовуються автоматичні

горизонтальні центрифуги з пульсуючим вивантаженням осаду типу 1/2 ФГП. На рис. 7.3 наведено конструктивну схему ротора центрифуги. Полий вал 4 спирається на підшипники 3 і жорстко з'єднаний одним кінцем з порожнім шківом 2, а іншим – з перфорованим циліндром 9 (зовнішній каскад ротора), до дна якого за допомогою стійок 8 жорстко кріпиться кільце 14 з приймальним конусом 11. Всі зазначені елементи конструкції здійснюють тільки обертальний рух за допомогою шківа 2. Полий вал 4 забезпечений втулками 6, в отворах яких ковзна встановлено шток 5, забезпечений на одному кінці поршнем, що переміщається в циліндричній порожнині шківа 2, а на іншому – перфорованим циліндром 10 (внутрішній ротора), що кріпиться до штока 5 днищем.



1 – пристрій для подачі олії; 2 – шків; 3 – підшипники; 4 – вал, 5 – шток; 6 – втулка; 7 – кожух; 8 – стійка; 9 – перфорований циліндр (зовнішній каскад ротора); 10 – перфорований циліндр (внутрішній каскад ротора); 11 – приймальний конус; 12 – труба для промивання шару осаду; 13 – змінне кільце; 14 – кільце, що виштовхує

Рисунок 7.3 – Конструктивна схема центрифуги типу 1/2 ФГП

Пристрій 1 для подачі масла в циліндричну порожнину шківів 2, а також поршень штока 5 являють собою гідропривід, що забезпечує зворотно-поступальне переміщення перфорованого циліндра 10 (разом зі штоком 5) вздовж осі ротора центрифуги. Поряд з цим циліндр 10 і шток 5 з поршнем, жорстко пов'язані між собою, здійснюють обертальний рух синхронно обертання перфорованого циліндра 9 з валом 4 і шківом 2.

Суспензія з обертового приймального конуса 11 надходить в кільцеву пристіночну зону циліндра 10 (обмежену кромками кільця 14 і конуса 11), утворюючи первинний шар кристалічного осаду внаслідок фільтрації рідкої фази крізь перфорацію циліндра кромками конуса 11 та циліндра 10. У той же час на перфорованих стінках циліндра, що обертається 9 також міститься шар кристалічного осаду, ширина якого відповідає відстані між кромками циліндрів 9 і 10 за утворюючою. При переміщенні циліндра 10 вліво кільце 14 підпирає первинний та вторинний шари осаду, внаслідок чого частина вторинного шару під впливом відцентрової сили переміщується зі стінок циліндра 10 на стінки циліндра 9.

При переміщенні циліндра 10 вправо в кільцевій пристінковій зоні внаслідок безперервної подачі суспензії в конус 11 знову утворюється первинний шар кристалічного осаду, і одночасно кромка циліндра 10 зіштовхує частину вторинного шару зі стінок циліндра 9, а відцентрова сила забезпечує його зріз по кромці ротора центрифуги.

Ротор центрифуги розташований у кожусі 7, у нижній частині якого розташовані канали для роздільного виведення фільтрату та вологих кристалів. Задана товщина вторинного шару осаду в циліндрі 10 встановлюється за допомогою змінного кільця 13. Для промивання шару осаду передбачена труба 12.

Технічні характеристики центрифуг, що застосовуються у сульфатних відділеннях наведені у табл. 7.3.

Таблиця 7.3 – Технічні характеристики центрифуг, що застосовуються у сульфатних відділеннях

Характеристика	Значення	
Типорозмір центрифуг	1/2ФГП-630	1/2ФГП-800
Внутрішній діаметр каскаду ротора, мм	595	644
Чинник поділу	630	800
Максимальна продуктивність осаду сульфату амонію, кг/год	2500	8000
Потужність приводу загальна, кВт	33	52
Питома матеріаломісткість, кг/(кг/год)	0,88	0,75
Питома енергоємність, кВт/(кг/год)	0,013	0,006

Ефективна робота центрифуг забезпечується при концентрації твердої фази в суспензії 40-50% (за масою) та вмісту в твердій фазі частинок розміром більше 100мкм не менше 90%.

8 МАТЕРІАЛЬНІ, ТЕПЛОВІ І КОНСТРУКТИВНІ РОЗРАХУНКИ

8.1 Матеріальний баланс аміаку

Матеріальний баланс аміаку наведено в табл. 8.1

Таблиця 8.1 – Матеріальний баланс аміаку

Прихід		Витрата	
З коксовим газом	1222,4	З коксовим газом	4,8
З аміачно- водяними парами	391,3	Реагує з кислотою	1608,9
Разом	1613,7	Разом	1613,7

Для поглинання 1608,9 аміаку необхідно подати сульфатної кислоти в моногідраті

$$1608,9 \frac{98}{34} = 4637,4 \text{ кг/год.}$$

При цьому утворюється сухого сульфату амонію

$$1608,9 + 4637,4 = 6246,3 \text{ кг/год;}$$

А з вологістю 0,3%

$$\frac{6246,3}{0,997} = 6265,1 \text{ кг/год.}$$

Витрата 92,5%-ної сульфатної кислоти складає

$$\frac{4637,4}{0,925} = 5013,4 \text{ кг/год;}$$

З них моногідрату сульфатної кислоти 4637,4 кг/год, води 376 кг/год.

Для спрощення розрахунку нехтуємо вмістом сульфатної кислоти і піридинових основ у відфугованному сульфаті амонію.

8.2 Матеріальний баланс піридинових основ

Кількість піридинових основ, що надходять з коксовим газом 29 кг/год та з аміачно-водяними парами 6 кг/год, тобто 35 кг/год.

Кількість піридинових основ, що уносяться зворотнім коксовим газом, при вмісті його в газі 0,02 г/м³ складає

$$352110,1 \cdot \frac{0,02}{1000} = 7 \text{ кг/год.}$$

Тоді кількість піридинових основ, що вилучаються із прямого коксового газу буде дорівнювати 28 кг/год і матеріальний баланс (кг/год) має наступний вигляд (табл. 8.2).

Таблиця 8.2 – Матеріальний баланс піридинових основ

Прихід		Витрата	
З коксовим газом	29	З коксовим газом	7
З аміачно-водяними парами	6	Вилучається	28
Разом	35	Разом	35

8.3 Розподіл аміачно-водяних парів, що йдуть з дефлегматора в абсорбер і піридинову установку

Аміачно-водяні пари з дефлегматора направляються як в абсорбер, так і безпосередньо в піридинову установку. Частина аміачно-водяних парів, що направляються з дефлегматора в абсорбер може бути знайдена за наступним рівнянням:

$$\beta = \frac{G_1 - K(x - G_2)}{G_1 + KG_2},$$

де x – кількість піридинових основ, що вилучаються, кг/ч;

G_1 – кількість аміаку в аміачно-водяному парі, $G_1 = 391,3$ кг/год;

G_2 – кількість піридинових основ в аміачно-водяному парі, $G_2 = 6$ кг/год;

K – коефіцієнт, що знаходиться за рівнянням:

$$K = 0,43 \frac{1 + 3,47 C_k \rho}{C_n},$$

де C_k – вміст вільної сульфатної кислоти в розчині, що виводиться в піридинову установку, %; приймаємо $C_k = 12$ %;

ρ – густина розчину, що містить 28% сульфату амонію та 12% сульфатної кислоти, $\rho = 1,2$ кг/л;

C_n – вміст піридинових в розчині, що виводиться в піридинову установку, г/л.

Приймаємо вміст піридинових основ у зворотному газі $0,02$ г/м³, кислотність розчину, що надходить на другу ступінь абсорбції, $12,1$ % та температуру 52 °С.

Максимальний вміст піридинових основ в розчині при рівновазі можна знайти за рівнянням

$$C_{n_{\max}} = 0,8 \sqrt{\frac{C_0^{1,85} \cdot C_r}{0,915 \cdot 10^{-13} t^{6,8}}} \text{ г/л,}$$

де C_0 – вміст кислоти в розчині, що надходить в другу ступінь абсорбції, $C_0 = 12,1$ %;

t – температура розчину, $t = 52$ °С;

C_r – вміст піридинових основ в газі, $C_r = 0,02$ г/м³.

Підставляючи вказані величини, отримаємо максимальний вміст піридинових основ в розчині, рівноважне з газом, що виходить:

$$C_{\Pi_{\max}} = \sqrt[0,8]{\frac{12,1^{1,85} \cdot 0,02}{0,915 \cdot 10^{-13} \cdot 52^{6,8}}} = 132 \text{ г/л.}$$

Так як кількість циркулюючого розчину дуже велике, то вміст піридинових основ в розчині внизу скрубера по зрівнянню з їх вмістом в розчині зверху скрубера збільшується на незначну величину і можна прийняти їх однаковими.

Для отримання рушійної сили абсорбції піридинових основ приймаємо рівноважний вміст піридинових основ в газі, рівне 50% від фактичного його вмісту в газі, 0,01г/м³. фактичний вміст піридинових основ в розчині, що виводиться з другої ступені буде дорівнювати

$$C_{\Pi} = \sqrt[0,8]{\frac{12,1^{1,85} \cdot 0,01}{0,915 \cdot 10^{-13} \cdot 52^{6,8}}} = 54,9 \text{ г/л.}$$

Коефіцієнт

$$K = 0,43 \frac{1 + 3,47 \cdot 12 \cdot 1,2}{54,9} 1,35 .$$

Кількість піридинових основ що вилучаються

$$x = 29 + 6 - 7 = 28 \text{ кг/ч,}$$

де 29 – кількість піридинових основ, що уходять з коксовим газом, кг/ч;

6 – кількість піридинових основ, що уходять з аміачно-водяними парами, кг/ч;

7 – кількість піридинових основ, що уходять з абсорбера з газом, кг/ч,

Тоді

$$\beta = \frac{211 - 1,35(28 - 6)}{211 + 1,35 \cdot 6} = 0,82 ,$$

тобто в абсорбер надходить 82% аміачно-водяних парів, що йдуть з дефлегматора і 18% йде безпосередньо в піридинову установку.

Таблиця 8.3 – Розподіл аміачно-водяних парів

Компоненти	Всього	Надходить в абсорбер	Надходить в піридинову установку
Аміак	391,3	$0,82 \cdot 391,3 = 320,9$	70,4
Сірководень	86,9	$0,82 \cdot 86,9 = 71,3$	15,6
Двоокис вуглецю	102,1	$0,82 \cdot 102,1 = 83,7$	18,4
Піридинові основи	6	$0,82 \cdot 6 = 4,7$	1,3
Водяні пари	1530,5	$0,82 \cdot 1530,5 = 1255$	275,5
Разом	2116,8	1735,6	381,2

8.4 Розподіл поглинання аміаку за ступенями абсорбера

В абсорбер надходить наступна кількість коксового газу з нагнітача і аміачно-водяних парів з дефлегматора (табл. 8.4).

Таблиця 8.4 – Кількість и склад коксового газу яка надходить в абсорбер

Компоненти	З нагнітача, кг/год	З дефлегматора, кг/год	Всього	
			кг/год	м³/год
Сухий коксовий газ	72704,4	—	72704,4	160000
Бензольні вуглеводи	6454,4	—	6454,4	1745,6
Сірководень	2289,8	71,3	2361,1	1553,4
Двоокис вуглецю	—	83,7	83,7	42,9
Піридинові основи	29	4,7	33,7	10
Аміак	1222,4	320,9	1543,3	2045,8
Водяні пари	5917,7	1255	7172,7	8935,4
Разом	88617,7	1735,6	90353,3	174333,1

Кількість аміаку, що поглинувся в першій ступені абсорбера можна знайти виходячи з умови рівності поверхні контакту або об'ємів обох ступенів абсорберів і коефіцієнтів абсорбції, що приводить до рівняння

$$a_2 = \sqrt{a_1 \cdot a_3},$$

де a_1 , a_2 і a_3 – вміст аміаку в газі до першої, до другої і після другої ступені абсорбера.

Величини a_1 і a_3 дорівнюють

$$a_1 = \frac{1543,3 \cdot 1000}{174333,1} = 8,9 \text{ г/м}^3,$$

$$a_3 = \frac{2 \cdot 1000}{174333,1} = 0,01 \text{ г/м}^3,$$

де кількість аміаку в газі після абсорбера дорівнює 2кг/год.

Тоді

$$a_2 = \sqrt{8,9 \cdot 0,01} = 0,3 \text{ г/м}^3.$$

Таким чином в першій ступені абсорбера поглинається аміаку

$$\frac{174333,1(8,9 - 0,3)}{1000} = 1499,3 \text{ кг/год.}$$

Надходить аміаку в другу ступінь

$$1543,3 - 1499,3 = 44 \text{ кг/год,}$$

і поглинається аміаку в другій ступені

$$44 - 2 = 42 \text{ кг/год.}$$

Для поглинання 1499,3 кг/год аміаку в першій ступені абсорберу необхідно витратити сульфатної кислоти в моногідраті

$$1499,3 \frac{98}{34} = 4321,5 \text{ кг/год},$$

при цьому утворюється сульфату амонію

$$1499,3 + 4312,5 = 5811,8 \text{ кг/год}.$$

В другій ступені поглинається аміаку 42 кг/год, витрачається кислоти

$$42 \frac{98}{34} = 121,1 \text{ кг/год},$$

і утворюється сульфату амонію

$$42 + 121,1 = 163,1 \text{ кг/год}.$$

Крім цього, в другу ступінь надходить сульфат амонію, що утворюється в піридиновій установці в кількості

$$70,4 \frac{132}{34} = 273,3 \text{ кг/год},$$

де 70,4 – кількість аміаку, що йде з дефлегматора в нейтралізатор, кг/год.

Таким чином всього накопичується сульфату амонію в другій ступені абсорбера

$$163,1 + 273,3 = 436,4 \text{ кг/год}.$$

Загальна кількість сульфату амонію що утворюється

$$5811,8 + 436,4 = 6248,2 \text{ кг/год}.$$

Кількість розчину, що перетікає з абсорбера другої ступені в абсорбер першої ступені

Ця кількість повинна бути таким, щоб вивести в першу ступінь абсорбера сульфат амонію в кількості, що утворюється в другій ступені абсорбції і в піридиновій установці.

Кількість сульфату амонію, що утворюється в другій ступені і в піридиновій установці, дорівнює 436,4.

Так як розчин, що перетікає містить 28% сульфату амонію, то кількість цього розчину буде дорівнювати

$$\frac{436,4}{0,28} = 1558,6 \text{ кг/год}$$

або по об'єму

$$\frac{1558,6}{1,6} = 974,1 \text{ л/год.}$$

В цьому розчині міститься 28% сульфату амонію, 12% сульфатної кислоти та 54,9 г/л піридинових основ або

$$54,9 \cdot \frac{840}{1000} = 46,1 \text{ кг/год.}$$

Таким чином, розчин що перетікає містить, кг/год (табл. 8.).

Таблиця 8.5 – Вміст розчину що перетікає

Сульфату амонію	$1558,6 \cdot 0,28 = 436,4$
Сірчаної кислоти	$1558,6 \cdot 0,12 = 187$
Сульфату піридину	$46,4 \cdot \frac{177}{79} = 103,7$
Води по різності	831,5
Разом	1558,6

З 103,7 кг/год сульфату піридину, що надходить в першу ступінь абсорбера, десорбуються назад 46,1 кг/год піридинових основ і вивільняється $103,7 - 46,1 = 57,6$ кг/год сульфатної кислоти.

Кількість розчину, що виводиться з першої ступені абсорбера в випарювач

Кількість розчину, що виводиться у випарювач, повинно бути таким, щоб після випарювання води і виділення всього сульфату піридину що виробляється залишився насичений розчин сульфату амонію визначеної концентрації.

Кількість розчину, що виводиться з першої ступені абсорбера в випарювач, знайдемо наступним чином.

Позначимо кількість цього розчину через G і вміст в ньому сульфату амонію 40% та сульфатної кислоти 1%. Тоді в ньому міститься сульфату амонію $0,4G$ кг/год.

Після випарення W кг/год води в випарювачі в центрифугу входить пульпа в кількості $(G-W)$ кг/год, в якій знаходиться $0,4G$ кг/год сульфату амонію.

Після виділення вологого сульфату амонію в центрифугі в кількості

$$\frac{6248,2}{0,98} = 6375,7$$

де 0,98 – вміст сухого сульфату амонію.

Залишиться маточного розчину $(G-W-6375,7)$, з них сульфату амонію $(0,4G-6248,2)$.

Так як вміст сульфату амонію в маточному розчині після центрифуги дорівнює 47%, тому можливо скласти рівняння

$$\frac{0,4G - 6248,2}{G - W - 6375,7} = 0,47 .$$

Кількість води, що видаляється у випарювачі, можна знайти за наступною формулою:

$$W = G_c \frac{(C_0 - C_2) \cdot (C_1 - C_3)}{(C_1 - C_2) \cdot C_3} \text{ кг/год,}$$

де C_0 – вміст сульфату амонію в сульфаті амонію, що виробляється, $C_0 = 98$ %;

C_1 – вміст сульфату амонію в пульпі після випарювача; приймаємо, що пульпа містить 50% за масою сульфату амонію, що викристалізувався, а насичений маточний розчин містить 47% сульфату амонію; тоді

$$C_1 = 50 + 0,5 \cdot 47 = 73,5 \text{ %};$$

C_2 – вміст сульфату амонію в маточному розчині після центрифуги, $C_2 = 47$ %;

C_3 – вміст сульфату амонію в розчині, що виводиться з першої ступіні абсорбції в випарювач, $C_3 = 40$ %;

G_c – кількість вологого сульфату амонію що виробляється, кг/год.

Тоді

$$W = 6375,7 \frac{(98 - 47) \cdot (73,5 - 40)}{(73,5 - 47) \cdot 40} = 10276,3$$

Підставляючи W , отримаємо

$$\frac{0,4G - 6248,2}{G - 10276,3 - 6375,7} = 0,47.$$

Звідси кількість розчину, що виводиться з абсорбера у випарювач $G = 22593,2$ кг/год або при густині розчину $1,24$ кг/л об'єм розчину дорівнює

$$\frac{22593,2}{1,24 \cdot 1000} = 18,22 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Вміст піридинових основ в цьому розчині можна знайти за рівнянням

$$C_{II} = 0,8 \sqrt{\frac{C^{1,85} \cdot C_z}{0,915 \cdot 10^{-13} t^{6,8}}}$$

Приймаємо температуру розчину після першого ступеня абсорбції рівній 58°C і концентрацію сульфатної кислоти 1% .

Вміст піридинових основ в газі, що надходить дорівнює

$$C_{II} = \frac{33,7}{174333,1} = 0,19 \text{ г/м}^3.$$

Тоді максимальний вміст піридинових основ в розчині, що виводиться в випарювач дорівнює

$$C_{\max} = \sqrt[0,8]{\frac{1^{1,85} \cdot 0,19}{0,915 \cdot 10^{-13} \cdot 58^{6,8}}} = 2,6 \text{ г/л.}$$

Фактичний вміст знаходимо, приймаючи, що рівновага відповідає 50% вмісту піридинових основ в газі, тоді

$$C_{II} = \sqrt[0,8]{\frac{1^{1,85} \cdot 0,095}{0,915 \cdot 10^{-13} \cdot 58^{6,8}}} = 1,07 \text{ г/л.}$$

Таким чином, в розчині, що направляється у випарювач, міститься, кг/год (табл. 8.6).

Таблиця 8.6 – Склад розчину, що направляється в випарювач

Сульфату амонію	$0,4 \cdot 22593,2 = 9037,3$
Сірчаної кислоти	$0,01 \cdot 22593,2 = 225,9$
Сульфату піридину	$\frac{1,07 \cdot 12220}{1000} \cdot \frac{177}{79} = 12,3$
Води по різності	13317,7
Разом	22593,2

З цієї кількості розчину, що направлений у випарювач, після випаровування води в кількості 10276,3 кг/год і виділення вологого сульфату амонію в центрифугі в кількості 6375,7 кг/год (з них сухого 6248,2 кг/год та води 127,5 кг/год) залишиться маточного розчину

$$22593,2 - 10276,3 - 6375,7 = 5941,2 \text{ кг/год.}$$

Після додавання промивочної води в кількості 150 кг/год повертається маточного розчину в збірник першої ступені абсорбції

$$5941,2 + 150 = 6091,2 \text{ кг/год}$$

Таблиця 8.7 – Склад розчину і кількість кг/год

Сульфат амонію	$9037,3 - 6248,2 = 2789,1$
Сірчана кислота	225,9
Сульфат піридину	12,3
Вода	$13317,7 - 10276,3 - 127,5 + 150 = 3063,9$
Разом	6091,2

Кількість розчину, що виводиться з другого ступеня абсорбера в піридинову установку.

Загальна кількість піридинових основ, що вилучаються з газу і води дорівнює 28 кг/год. При цьому 1,3 кг/год вилучається з аміачно-водяних парів, що йдуть безпосередньо в нейтралізатор та 26,7 кг/год вилучається в другому ступені абсорбера. Цю кількість піридинових основ і повинно бути виведено з другого ступеня абсорбера в піридинову установку.

Так як вміст піридинових основ в розчині, що виводиться складає 54,9 г/л, то для виведення 26,7 кг/год піридинових основ, необхідно відбирати розчин в кількості

$$\frac{26,7 \cdot 1000}{54,9} = 486,3 \text{ кг/год}$$

Так як густина цього розчину дорівнює 1,2 кг/л, то маса розчину що виводиться в піридинову установку складає

$$486,3 \cdot 1,2 = 583,6 \text{ кг/год}$$

В цьому розчині міститься, кг/год (табл. 8.8).

Для розкладення 59,8 кг/год сульфату піридину, що міститься в цьому розчині, необхідно витратити аміаку

$$59,8 \frac{34}{177} = 11,5 \text{ кг/год.}$$

Таблиця 8.8 – Склад розчину, що виводиться в другу ступінь абсорбції

Сульфату амонію	$0,28 \cdot 583,6 = 163,4$	28%
Сірчаної кислоти	$0,12 \cdot 583,6 = 70$	12%
Сульфату піридину	$26,7 \frac{177}{79} = 59,8$	10,25
Води за різницею	290,4	49,8
Разом	583,6	100

При цьому виділяється 26,7 кг/год піридинових основ та сульфату амонію в кількості

$$59,8 + 11,5 - 26,7 = 44,6 \text{ кг/год.}$$

Сульфатна кислота, що міститься в розчині в кількості 70 кг/год, реагує з аміаком. Кількість аміаку, що вступає в реакцію з сульфатною кислотою буде дорівнювати

$$70 \frac{34}{98} = 24,3 \text{ кг/год.}$$

І утворюється сульфату амонію

$$70 + 24,3 = 94,3 \text{ кг/год.}$$

Таким чином, загальна кількість сульфату амонію в розчині після нейтралізатора піридинової установки буде дорівнювати

$$163,4 + 44,6 + 94,3 = 302,3 \text{ кг/год.}$$

Кількість аміаку, що надходить в нейтралізатор з дефлегматору дорівнює 70,4. Після поглинання в нейтралізаторі аміаку в кількості

$$24,3 + 11,5 = 35,8 \text{ кг/год.}$$

Залишається аміаку

$$70,4 - 35,8 = 34,6 \text{ кг/год},$$

які створять надлишкову лужність.

В розчині що повертається з нейтралізатора вся вода, яка надійшла в нейтралізатор з розчином з абсорбера 290,4 кг/год, і вода аміачно-водяних парів, що надходять з дефлегматора в кількості 275,5 кг/год.

Деяка кількість води виводиться з піридиновими основами. Приймаємо вміст води в них рівним 20%. Тоді загальна маса легких піридинових оснований буде дорівнювати:

$$\frac{28}{0,8} = 35 \text{ кг/год},$$

з них води

$$35 - 28 = 7 \text{ кг/год}.$$

Отже, в розчину що повертається з піридинової установки міститься вода в кількості

$$290,4 + 275,5 - 7 = 558,9 \text{ кг/год}.$$

Таким чином, кількість розчину без піридину, що повертається з піридинової установки в збірник другого ступеня абсорбції буде дорівнювати, кг/год (табл. 8.9).

Таблиця 8.9 – Склад розчину, що повертається з піридинової установки в збірник другої ступені

Сульфат амонію	302,3
Аміак	34,6
Вода	558,9
Разом	895,8

Крім того, з піридинової установки виходять несконденсовані гази, кг/год:

Таблиця 8.10 – Склад та кількість несконденсованих газів, що виходять з піридинової установки

Сірководень	23,1
Двоокис вуглецю	8,7
Разом	31,8

8.5 Матеріальні та теплові баланси абсорберу першого ступеня

Прихід 1. Коксовий газ

В абсорбер першого ступеня надходять коксовий газ з нагнітача та аміачно-водяні пари з дефлегматора в кількості, кг/год (табл. 8.11)

Таблиця 8.11 – Склад газів що надходять в абсорбер першого ступеня

Сухий коксовий газ	72704,4
Бензольні вуглеводні	6454,4
Аміак	1543,3
Сірководень	2361,1
Двоокис вуглецю	83,7
Піридинові основи	33,7
Водяні пари	7172,7
Разом	90353,3

2. В абсорбер надходить циркуляційний розчин зі збірника першого ступеня абсорбера. Позначимо цю кількість через G_1 . Таким чином, загальний прихід дорівнює

$$90353,3 + G_1 \text{ кг/год}$$

Витрата 1. Коксовий газ

З 1543,3кг/год аміаку, що міститься в газі поглинається 1499,3 кг/год та залишається в газі 44 кг/год.

Кількість піридинових основ в газі після першого ступеня абсорбції збільшується за рахунок десорбції їх з перетоку, що надійшов з другого ступеня абсорбції. Кількість десорбуємих піридинових основ в першому ступені абсорбера дорівнює 46,1 кг/год. Таким чином в газі, що виходить буде міститися піридинових основ

$$33,7 + 46,1 = 79,8 \text{ кг/год.}$$

Кількість водяних парів, що виходять з газом з першого ступеня абсорбції, можна знайти виходячи з того, що за рахунок тепла нейтралізації проходить нагрів газу до 58°C, тобто до температури розчину, що надходить і випаровування відповідної кількості води. Позначимо цю кількість через G_B :

$$G_B = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 - Q_4}{595 + 0,438t} \text{ кг/год,}$$

де Q_1 – тепло, що вноситься коксовим газом, кДж/год;

Q_2 – тепло, що внесено аміачно-водяними парами, кДж/год;

Q_3 – тепло реакції нейтралізації, кДж/год;

Q_4 – тепло, що уноситься сухим газом, кДж/год;

t – температура газу на виході з абсорбера, $t = 58^\circ\text{C}$.

Тепло, що вноситься коксовим газом при 50°C

$$Q_1 = 119353108 \text{ кДж/год;}$$

Тепло, що вноситься аміачно-водяними парами з дефлегматора при температурі 95°C, дорівнює

$$Q_2 = (166,7 \cdot 2,13 + 49,8 \cdot 1 + 58,5 \cdot 1,75 + 4,7 \cdot 1,03)95 + 876,1(595 + 1,84 \cdot 95) = 723070,1 \text{ кДж/год;}$$

Тепло реакції нейтралізації аміаку

$$Q_3 = \frac{1685}{98} 195486,2,$$

де 195486,2 – тепло реакції нейтралізації сульфатної кислоти кДж/кг;

$$Q_3 = 3361165,8 \text{ кДж/год};$$

Тепло, що уноситься сухим коксовим газом при температурі 58°C:

$$Q_4 = (30,7 \cdot 2,13 + 1086,8 \cdot 1 + 58,5 \cdot 1,75 + 79,8 \cdot 1,03 + 2200 \cdot 1,03 + 32926 \cdot 2,9) \cdot 58 = 5747113,3$$

кДж/год;

Тоді

$$G_B = \frac{11935310,8 + 723070,1 + 3361165,8 - 5747113,3}{595 + 0,438 \cdot 58} = 16557,7 \text{ кг/год.}$$

Таким чином, загальна кількість газів, що виходять з першого ступеня абсорбера в другий дорівнює (табл. 8.12).

Таблиця 8.12 – Склад і кількість газів, що виходять з першого ступеня абсорбера в другий

Склад газу	кг/год	м³/год
Сухий коксовий газ	72704,4	33037
Бензольні вуглеводні	6454,4	1745,6
Сірководень	1543,3	1012,5
Аміак	2361,1	3076,4
Двоокис вуглецю	83,7	42,9
Піридинові основи	33,7	9,7
Водяні пари	16557,7	21955,2
Разом	99738,3	60879,3

2. Циркулюючий розчин

Кількість циркулюючого розчину, що виходить з першого ступеня абсорбера, позначимо G_2 , кг/год. Тоді загальна витрата дорівнює

$$99738,3 + G_2$$

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$90353,3 + G_1 = 99738,3 + G_2$$

або

$$G_1 = G_2 + 9395$$

Друге рівняння для визначення G_1 і G_2 отримаємо виходячи зі значень концентрацій сульфатної кислоти на вході та виході з першого ступеня абсорбції та кількості сульфатної кислоти, що витрачається в першому ступені.

Приймаючи концентрацію розчину, що надходить 1,6% та вихідного 1% отримаємо рівняння

$$\frac{1,6}{100} G_1 = \frac{1}{100} G_2 + G_\kappa$$

де G_κ – кількість кислоти, що витрачається в першому ступені абсорбера, кг/год.

Для зв'язування в першому ступені абсорбера 1499,3 кг/год аміаку необхідно витратити сульфатної кислоти 4321,5 кг/год. Проте при розкладанні сульфату піридину, що надійшов з другого ступеня вивільняється сульфатної кислоти 57,6 кг/год.

Тому

$$G_\kappa = 4321,5 - 57,6 = 4263,9 \text{ кг/год}$$

Таким чином,

$$1,6G_1 = G_2 + 426390$$

Вирішуючи наведені рівняння з невідомими G_1 та G_2 отримаємо $G_1 = 694991,7$ кг/год і $G_2 = 685596,7$ кг/год.

Об'єм розчину, що надходить при густині 1,24 кг/л буде дорівнювати

$$\frac{694991,7}{1,24} = 560477,2 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Таблиця 8.13 – Матеріальний баланс першого ступеня абсорбції, кг/год

Прихід		Витрата	
Коксовий газ	72704,4	Коксовий газ	99738,3
Аміачно-водяні пари	17612,6	Циркулюючий розчин	685596,7
Циркулюючий розчин	694991,7		
Разом	785308	Разом	785308

Таблиця 8.15 – Тепловий баланс першого ступеня абсорбції

Прихід		Витрата	
Тепло коксового газу	11935310,8	Тепло коксового газу	$5747113,3 + (595 + 0,438 \cdot 58) \times 4580 = 5752313,7$
Тепло аміачно-водяних парів	726070,1	Тепло, що витрачається зовні	40000
Тепло нейтралізації	3361165,8	Тепло циркулюючого розчину	$685596,7 \cdot 0,7t = 479917,7$
Тепло циркулюючого розчину	$694991,7 \cdot 0,7 \cdot 58 = 28216663$		
Разом	44239209,7	Разом	$5792313,7 + 479917,7t$

Прирівнюючи прихід та витрату отримаємо температуру розчину, що виходить з першого ступеня абсорбера, вона дорівнює 59,3, тобто приблизно така як і температура розчину, що надходить.

8.6 Матеріальний та тепловий баланси збірника абсорбера першого ступеня

Прихід. В збірник абсорберу першого ступеня надходять наступні потоки: циркулюючий розчин з абсорбера, маточний розчин з центрифуги, переток з другого ступеня абсорбера, сірчана кислота, вода для поповнення циклу.

Знайдемо кількість цих потоків:

1) Кількість розчину, що надходить з першого ступеня абсорбера дорівнює

$$685596,7 - 22593,2 = 663003,5 \text{ кг/год.}$$

2) Кількість маточного розчину, що надходить з центрифуги дорівнює: 6091,2 кг/год.

3) Кількість розчину, що надходить з другого ступеня абсорбера (перетік) дорівнює: 1558,6 кг/год.

4) Кількість кислоти, що надходить позначимо x_1 .

5) Кількість води для поповнення циклу позначимо y_1 .

Загальний прихід дорівнює $669094,7 + x_1 + y_1$ кг/год.

Витрата. Кількість розчину, що виводиться зі збірника в циркуляцію дорівнює 694991,7 кг/год.

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$x_1 + y_1 = 25897 \text{ кг/год.}$$

Для визначення x_1 і y_1 складаємо баланс моногідрату сульфатної кислоти

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$0,94x_1 + 353,5 = 4547,4.$$

Звідси кількість розчину кислоти

$$x_1 = 4461,6 \text{ кг/год,}$$

Таблиця 8.16 – Баланс моногідрату сульфатної кислоти

Прихід		Витрата	
З кислотою при концентрації, рівній 94%	$0,94 \cdot x_1$	В розчині, що йде у випарювач	225,9
С маточним розчином з центрифуги	225,9	На реакцію с аміаком в першому ступені	4321,5
В перетоці з другого абсорбера	70		
Утворюється при розкладанні піридинових основ	57,6		
Всього	$0,94 \cdot x_1 + 353,5$	Всього	4547,4

з них моногідрату

$$4461,6 \cdot 0,94 = 4193,9 \text{ кг/год},$$

і води 297,7кг/год.

Кількість води необхідної для поповнення циклу:

$$y_1 = 25897 - 4193,9 = 21703,1 \text{ кг/год}.$$

Тепловий баланс збірника першого ступеня

Прихід. 1 Тепло, що внесено циркулюючим розчином:

$$Q_1 = 663003,5 \cdot 0,7 \cdot 59,3 = 27521275,3 \text{ кДж/год}.$$

2. Тепло, що вноситься маточним розчином при 50°C

$$Q_2 = 6091,2 \cdot 2,67 \cdot 50 = 803563,2 \text{ кДж/год},$$

де 2,67 – теплоємність маточного розчину, кДж/(кг·град).

3. Тепло, що вноситься перетоком розчину з другого ступеня абсорбера

$$Q_3 = 1558,6 \cdot 3,31 \cdot 50 = 257948,3 \text{ кДж/год},$$

де 3,31 – теплоємність цього розчину, кДж/(кг·град).

4. Тепло, що вноситься кислотою:

$$Q_4 = 4461,6 \cdot 1,55 \cdot 20 = 138309,6 \text{ кДж/год},$$

де 1,55 – теплоємність сірчаної кислоти, кДж/(кг·град).

5. Тепло, що вноситься водою поповнення:

$$Q_5 = 21703,1 \cdot 20 = 434062 \text{ кДж/год}.$$

6. Тепло розбавлення сульфатної кислоти від 94 до 1,6%.

Тепло розбавлення, що приходить на 1 моль сульфатної кислоти:

$$q = 17860 \left(\frac{n_1}{1,7983 + n_1} - \frac{n_2}{1,7983 + n_2} \right) \text{ кДж/кмоль сульфатної кислоти};$$

$$n_1 = \frac{98}{18} \cdot \frac{98,4}{1,6} = 335 ;$$

$$n_2 = \frac{98}{18} \cdot \frac{6}{94} = 0,348 ;$$

$$q = 17860 \left(\frac{335}{1,7983 + 335} - \frac{0,348}{1,7983 + 0,348} \right) = 15100 \text{ кДж/кмоль сульфатної кислоти},$$

і на 4193,9кг моногідрату

$$Q_6 = \frac{4193,9}{98} \cdot 15100 = 646203 \text{ кДж/год}.$$

Загальний прихід тепла

$$Q_{\text{прих}} = 29801361,4 \text{ кДж/год}.$$

Витрата. 1. Тепло, що витрачається ззовні

$$Q_7 = 40000 \text{ кДж/год.}$$

2. Тепло що уноситься циркулюючим розчином:

$$Q_8 = 694991,7 \cdot 0,7t$$

Витрата тепла дорівнює

$$40000 + 486494,2t$$

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$29801361,4 = 40000 + 486494,2t,$$

звідси встановлена температура розчину $t=61^\circ\text{C}$.

8.6 Матеріальний та тепловий баланси абсорберу другого ступеня

Прихід. 1. В абсорбер другого ступеня надходить коксовий газ з абсорбера першого ступеня в наступній кількості, кг/год:

Таблиця 8.17 – Склад коксового газу який надходить в абсорбер другого ступеня

Склад газу	кг/год
Сухий коксовий газ	72704,4
Бензольні вуглеводні	6454,4
Сірководень	1543,3
Аміак	44
Двоокис вуглецю	83,7
Піридинові основи	33,7
Водяні пари	16557,7
Разом	97738,3

2. Циркулюючий розчин зі збірника другого ступеня абсорбера. Позначимо цю кількість через G_3 . Тоді загальний прихід дорівнює

$$99738,3 + G_3, \text{ кг/год.}$$

Витрата. 1. Коксовий газ

З 44 кг/год аміаку, що міститься в коксовому газі поглинається 42 кг/год та залишається в газі 2 кг/год.

Кількість піридинових основ, що залишаються в газі після абсорбції, дорівнює 7 кг/год і відповідно, поглинається піридинових основ

$$33,7 - 7 = 26,7 \text{ кг/год.}$$

Кількість водяних парів, що виходять з газом з другого ступеня абсорбції G_B знаходимо виходячи з того, що за рахунок тепла нейтралізації і охолодження газів від температури 62 до 52 °С проходить випаровування води.

Величина G_B може бути знайдена за рівнянням

$$G_B = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3}{595 + 0,438t},$$

де Q_1 – тепло, що вноситься коксовим газом, кДж/год;

Q_2 – тепло реакції нейтралізації, кДж/год;

Q_3 – тепло, що уноситься сухим коксовим газом з абсорбера при $t=52^\circ\text{C}$.

Тепло, що вноситься коксовим газом

$$Q_1 = 5752313,7 \text{ кДж/год;}$$

Тепло реакції нейтралізації складає:

$$Q_2 = 195486,2 \cdot \frac{121,1}{98} = 241565,1 \text{ кДж/год,}$$

де 195486,2 – тепло реакції нейтралізації, кДж/кмоль сульфатної кислоти.

Тепло, що уноситься сухим коксовим газом

$$Q_3 = (72704,4 \cdot 2,9 + 6454,4 \cdot 1,03 + 1543,3 \cdot 1,0 + 44 \cdot 2,1 + 83,7 \cdot 1,8 + 33,7 \cdot 1,03) = 219311,9 \text{ кДж/год.}$$

Тоді

$$G_B = \frac{57523137 + 241565,1 + 219311,9}{595 + 0,438 \cdot 52} = 1057,4 \text{ кг/год.}$$

Таким чином, загальна кількість газів, що виходять з другого ступеня абсорбції дорівнює (табл. 8.18).

Таблиця 8.18 – Кількість газів, що виходять з другого ступеня

Склад газу	кг/год	м ³ /год
Сухий коксовий газ	72704,4	33037
Бензольні вуглеводні	6454,4	1745,6
Сірководень	1543,3	1012,5
Аміак	44	3076,4
Двоокис вуглецю	83,7	42,9
Піридинові основи	33,7	9,7
Водяні пари	18057,4	8081,7
Разом	98920,9	47005,8

2. Циркулюючий розчин

Кількість циркулюючого розчину, що виходить з другого ступеня абсорбера, позначимо G_4 кг/год.

Тоді загальний прихід дорівнює

$$90920,9 + G_4 \text{ кг/год.}$$

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$97738,3 + G_3 = 98920,9 + G_4$$

або

$$G_3 = G_4 + 1182,6$$

Кількість розчину, що надходить на другий ступінь абсорбера, приймаємо за об'ємом рівним кількості розчину, що надходить на перший ступінь абсорбції, що забезпечує однакову щільність зрошення.

Так як об'єм розчину, що надходить на перший ступінь, дорівнює 560 м³/год, то маса розчину G_3 при щільності 1,24 кг/л буде дорівнювати

$$G_3 = 560 \cdot 1200 = 672000 \text{ кг/год.}$$

Тоді

$$G_4 = 672000 - 1182,6 = 670817,4 \text{ кг/год.}$$

Таблиця 8.19 – Матеріальний баланс другого ступеня абсорбера, кг/год:

Прихід		Витрата	
Коксовий газ	97738,3	Коксовий газ	98920,9
Циркулюючий розчин	672000	Циркулюючий розчин	670817,4
Разом	769738,3	Разом	769738,3

Таблиця 8.20 – Тепловий баланс другого ступеня абсорбера

Прихід		Витрата	
Тепло коксового газу	5752313,7	Тепло коксового газу	5993878,8
Тепло нейтралізації	241565,1	Тепло, що витрачається зовні	30000
Тепло циркулюючого розчину	$672000 \cdot 52 \cdot 0,7 = 24460800$	Тепло циркулюючого розчину	$670817,4 \cdot 0,7 = 469572,2t$
Всього	30454678,8	Всього	$6023878,8 + 469572,2t$

Прирівнюючи прихід та витрату тепла, отримаємо температуру розчину, що виходить з другого ступеня абсорбера в циркуляцію $t=52^{\circ}\text{C}$.

8.7 Матеріальний та тепловий баланси збірника другого ступеня абсорбера

Прихід. В збірник абсорбера другого ступеня надходить: циркуляційний розчин з абсорбера, розчин з піридинової установки, сульфатна кислота, вода для поповнення циклу.

1. Кількість розчину, що надходить з піридинової установки дорівнює 895,8 кг/год.

2. Кількість кислоти що надходить x_2 .

3. Кількість розчину, що надходить з абсорберу дорівнює
 $670817,4 - 703 - 1558,6 = 669961,8 \text{ кг/год.}$

4. Кількість води, що надходить для поповнення циклу y_2 .

Загальний прихід

$$x_2 + y_2 + 670857,6.$$

Витрата. Кількість розчину, що виходить зі збірника в циркуляцію дорівнює 672000 кг/год.

Прирівнюючи прихід і витрату отримаємо

$$x_2 + y_2 = 1142,4 \text{ кг/год.}$$

Для знаходження x_2 і y_2 складемо баланс моногідрату сульфатної кислоти (табл. 8.21).

Прирівнюючи прихід і витрату, отримаємо

$$0,94x_2 = 418,7,$$

звідси кількість розчину сірчаної кислоти $x_2 = 445,4 \text{ кг/год}$, з них: моногідрату

$$0,94 \cdot 445,4 = 418,7 \text{ кг/год}$$

і води

$$445,4 - 418,7 = 26,7 \text{ кг/год.}$$

Таблиця 8.21 – Баланс моногідрату сульфатної кислоти

Прихід		Витрата	
З кислотою при концентрації 94%	$0,94 \cdot x_2$	Перетік розчину в першу ступінь	187
		В піридинову установку	70
		На реакцію з аміаком, що йде з піридинової установки	$3,46 \frac{98}{34} = 9,97$
		На реакцію з аміаком в другому ступені	121,1
		На реакцію з піридиновими основами на другому ступені абсорбції	$(33,7 - 7) \frac{98}{79} = 30,6$
		Разом	418,7

Тоді кількість води, що необхідна для поповнення циклу,

$$y_2 = 1142,4 - 445,4 = 697 \text{ кг/год.}$$

Тепловий баланс збірника другого ступеня

Прихід. 1. Тепло, що вноситься циркулюючим розчином:

$$Q_1 = 669961,8 \cdot 3,3 \cdot 52 = 114965444,9 \text{ кДж/год.}$$

2. Тепло, що вноситься розчином з піридинової установки:

$$Q_2 = 895,8 \cdot 2,2 \cdot 50 = 98538 \text{ кДж/год.}$$

3. Тепло, що вноситься кислотою

$$Q_3 = 445,4 \cdot 1,5 \cdot 20 = 13362 \text{ кДж/год.}$$

4. Тепло, що вноситься водою для поповнення циклу:

$$Q_4 = 697 \cdot 20 = 13940 \text{ кДж/год.}$$

5. Тепло розбавлення сірчаної кислоти від 94 до 12%:

$$Q_5 = \frac{418,7}{98} \cdot q,$$

де теплота розбавлення від 94 до 12% на 1 кДж дорівнює

$$q = 17860 \left(\frac{n_1}{1,7983 + n_1} - \frac{n_2}{1,7983 + n_2} \right);$$

$$n_1 = \frac{88 \cdot 98}{12 \cdot 18} = 40; \quad n_2 = \frac{6 \cdot 98}{18 \cdot 94} = 0,348;$$

$$q = 17860 \left(\frac{40}{1,7983 + 40} - \frac{0,348}{1,7983 + 0,348} \right) = 14500 \text{ кДж/кмоль сульфатної кислоти};$$

$$Q_5 = \frac{418,7}{98} \cdot 14500 = 61950,5 \text{ кДж/год.}$$

Загальний прихід тепла 115153235,4 кДж/год.

Витрата. 1. Тепло, що витрачається ззовні

$$Q_6 = 30000 \text{ кДж/год.}$$

Тепло, що уноситься розчином

$$Q_7 = 672000 \cdot 0,79t = 530880 t$$

Загальна витрата тепла

$$Q_{\text{випр}} = 30000 + 530880 t$$

Прирівнюючи прихід і витрату тепла, отримаємо

$$115153235,4 = 30000 + 530880 t$$

Звідси встановлена температура розчину $t = 52,3^\circ\text{C}$.

Зведемо баланс кислоти і води поповнення (табл. 8.22).

Таблиця 8.22 – Баланс кислоти та води поповнення

Компоненти	Збірник 1		Збірник 2		Всього		Загалом
	H_2SO_4	H_2O	H_2SO_4	H_2O	H_2SO_4	H_2O	
Розчин кислоти	4193,9	297,7	418,7	26,7	4612,6	324,4	4937
Вода поповнення циклу	–	21703,1	–	697	–	22400,1	22400,1
Всього	4193,9	22000,8	418,7	723,7	4612,6	222724,5	27337,1

Складемо матеріальний баланс сульфатної установки (табл. 8.23)

Таблиця 8.23 – Матеріальний баланс сульфатної установки

Прихід		Витрата	
Коксовий газ	72701,4	Коксовий газ	99738,3
Аміачно-водяні пари	176112,6	Розчин для піридинової установки	703
Сірчана кислота	4937	Сульфат амонію	6375,7
Промивна вода	150	Випарюється у випарювачі	10276,3
Вода для поповнення циклу	22400,1	Разом	277196,9
Знепіридинений розчин	895,8		
Разом	277196,9		

Складемо матеріальний баланс піридинової установки (табл. 8.24)

Таблиця 8.24 – Матеріальний баланс піридинової установки

Прихід		Витрата	
Розчин з абсорбера	583,6	Розчин в збірник абсорбера	895,8
Аміачно-водяні пари з дефлегматора	381,2	Піридинові основи (водні)	35
Разом	962,9	Несконденсовані гази	31,8
		Разом	962,9

8.8 Знаходження розмірів абсорбера першого та другого ступеня

Кількість газів і парів, що надходять в абсорбер наведено в табл. 8.25

Таблиця 8.25 – Кількість газів і парів, що надходять в абсорбер

Компоненти	З нагнітача		З дефлегматора	
Сухий коксовий газ	72704,4	160000	—	—
Бензольні вуглеводні	6454,4	1745,6	—	—
Сірководень	2289,8	3491,9	71,3	47,2
Двоокис вуглецю	—	—	83,7	42,9
Піридинові основи	29	8	4,7	1,3
Аміак	1222,4	1609,9	320,9	423,5
Водяні пари	5917,7	7353	1255	1561,4
Разом	88617,7	174208,4	1735,6	2076,3

Об'єм газів, що надходять при фактичних умовах

$$V = \left(174208,4 \frac{273+50}{273} + 2076,3 \frac{273+95}{273} \right) \cdot \frac{760}{906},$$

де 906 – тиск перед абсорбером, мм.рт.ст.

$$V = 175247,5 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо швидкість газів в абсорбері 4 м/сек. Тоді необхідний перетин абсорбера

$$S = \frac{175247,5}{3600 \cdot 4} = 12,2 \text{ м}^2,$$

і діаметр абсорбера

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 12,2}{3,14}} = 3,94 \text{ м}.$$

Об'єм абсорбера знайдемо з умов абсорбції аміаку за рівнянням

$$V_{аб} = \frac{V_z}{K} \ln \frac{a_1}{a_2} \text{ м}^3,$$

де V_z – об'єм газу що надходить, $V_z = 175247,5 \text{ м}^3/\text{год}$;

K – коефіцієнт абсорбції аміаку сульфатною кислотою в розпилюючих апаратах, за практичними даними $K = 5000 \text{ 1/год}$;

a_1, a_2 – вміст аміаку в газі, що надходить і що виходить, г/м^3 ;

Об'єм абсорбера першого ступеня буде дорівнювати

$$V_{аб} = \frac{175247,5}{5000} 2,3 \lg \frac{8,9}{0,3} = 65,3 \text{ м}^3.$$

Тоді необхідна висота робочої частини абсорбера

$$H = \frac{V_{аб}}{S} = \frac{65,3}{3,94} = 16,6 \text{ м}$$

Розміри робочої частини абсорбера другого ступеня абсорбції залишаються такими же, як і першого ступеня, так як

$$\frac{a_1}{a_2} = \frac{a_2}{a_3},$$

де a_3 – вміст аміаку в газі, що виходить з другого ступеня абсорбції.

9 ГРАНУЛЮВАННЯ СУЛЬФАТУ АМОНІЯ

9.1 Гранулювання. Методи гранулювання

Гранулювання – це сукупність фізичних і фізико-хімічних процесів, які забезпечують формування частинок певного спектру розмірів, форми, необхідної структури і фізичних властивостей. Цей процес – один з найбільш різноманітних і широко застосовується хімічній, харчовій, фармацевтичній, металургійній та інших галузях промисловості.

Гранулювання проводять з метою поліпшення якості продуктів. Показники якості залежать від специфіки продукту та його призначення. У загальному випадку гранулювання дозволяє істотно зменшити схильність продукту до злежування, а отже, спростити зберігання, транспортування і дозування; підвищити сипучість при одночасному усуненні запиленості і тим самим поліпшити умови праці в сферах виробництва та використання. Поряд з цим гранулювання відкриває можливість гомогенізувати суміш у відношенні фізико-хімічних властивостей; збільшувати поверхню тепло масообміну; регулювати структуру гранул і пов'язані з нею властивості. Все це сприяє інтенсифікації процесів, в яких використовуються гранульовані продукти, підвищенню продуктивності праці і культури виробництва.

У виробництві мінеральних добрив широко застосовують різні методи гранулювання:

- окатування (як правило, в апаратах барабанного типу);
- пресування (з використанням валкових пресів безперервної дії і таблеткових пресів);
- розпилювання рідини на поверхню частинок в апаратах з псевдо зрідженим шаром та ін.

Гранулювання методом окатування на рухомій поверхні полягає в попередньому виникненні агломератів з рівномірно змочених частинок або в нашаровуванні сухих частинок на змочені ядра - центри грануло виникнення. Цей процес зумовлений дією капілярно-адсорбційних сил зчеплення між

частками і подальшим ущільненням структур за рахунок сил взаємодії між частинками в щільному динамічному шарі гранулятора барабанного типу.

Гранулювання методом пресування засноване на властивості сипучих матеріалів ущільнюватися під дією високих тисків. При ущільненні порошків під високим тиском можливо також спікання твердих частинок в зоні деформації, хімічна взаємодія з утворенням нових з'єднань. Отриманий в результаті ущільнення брикет (плитка або стрічка) дробиться і прямує на розсів для відбору кондиційної фракції, яка є готовим продуктом.

Гранулювання методом розпилювання рідини (пульпи, розчинів, суспензій або плавів) на поверхню частинок псевдо розрідженого або зваженого шару полягає в нанесенні на частинки - центри грануло виникнення - тонких плівок вихідної речовини і кристалізації його за рахунок тепла, що підводиться ззовні або за рахунок тепла кристалізації.

Гранулювання порошкоподібних добрив пресуванням знаходить все більш широке застосування, оскільки воно має ряд істотних переваг в порівнянні з гранулюванням, наприклад, в апаратах барабанного й тарілчастого типів. На відміну від цих методів шляхом пресування можна отримувати добрива різного складу в широкому діапазоні співвідношень поживних речовин. Причому, така гнучкість процесу досягається без будь-яких істотних змін у його технології. Оператор з пульта керування в будь-який момент може змінити подачу вихідних азот-, фосфор- і калій вміщуючих компонентів і таким чином перевести установку на випуск добрив іншої марки або іншого елементарного складу.

Цей метод пресування економічний при переробці порошкоподібних матеріалів на установках будь-якої потужності, тоді як методи гранулювання, пов'язані з сушінням або охолодженням, рентабельні тільки для установок великої продуктивності, оскільки в цьому випадку теплові процеси є найбільш економічними. Переваги процесів пресування роблять їх найбільш раціональними при організації виробництва гранульованих складних добрив на базі тукозмішувальних установок невеликої потужності, що мають місцеве значення.

При гранулювання тукосумішей методом пресування забезпечуються гомогенність суміші і рівномірність розподілу поживних речовин по окремих гранулам, що не завжди може бути досягнуто при гранулювання комплексних добрив іншими методами.

При виробництві гранульованих добрив прагнуть забезпечити певну їх розчинність в ґрунті у відповідності з конкретними агрохімічними вимогами. Це досягається введенням в продукт, який гранулюють різних добавок. При пресуванні отримують такі гранульовані добрива, які володіють певною швидкістю розчинення в ґрунті, що досягається зміною питомого тиску валків прес-машини або таблеткового преса.

Регулювання міцності гранул добрив, одержуваних іншими способами, важко, так як при введенні добавок або невеликих кількостей зв'язувальних речовин неминучі відхилення від оптимальних умов гранулювання.

9.2 Пресування сульфату амонію

Пресування сульфату амонію відбувається під тиском 40 кН/см (4 тс/см) при частоті обертання валків 20 об./хв. і зазором між ними 1,7-2,5 мм. При діаметрі і довжині валків, рівної 520 мм, ширина робочої зони складає 320 мм, навантаження по шихті, що надходить до ущільнювача, 5 - 8 т / год (шихта містить 25-35% порошкоподібного сульфату амонію і 65-75% ре тура з розміром частинок менше 1 мм). У результаті того, що не спресована шихта просипається по краях робочої зони валків і часткового подрібнення плиток в момент їх падіння на вібросито продукт після пресування містить близько 10 - 15% просипу (частки менше 1 мм).

Ефективність роботи валкового ущільнювача оцінюється відношенням маси одержуваної плитки до маси шихти, що надходить в ущільнювач. Ефективність пресування практично не залежить від зазору між валками (в інтервалі 1,7-2,5 мм) і коливається в межах 0,87-0,89. При пресуванні валки преса нагріваються до 80-100 ° С. Температура поверхні плиток досягає 60-70 ° С, що

покращує механічний зв'язок між тонко дисперсними частками шихти. У дозрівачі температура їх поверхні знижується до 35-40 °С, вологість зменшується з 1,2-1,4% до 0,5-0,8%, а міцність плиток зростає.

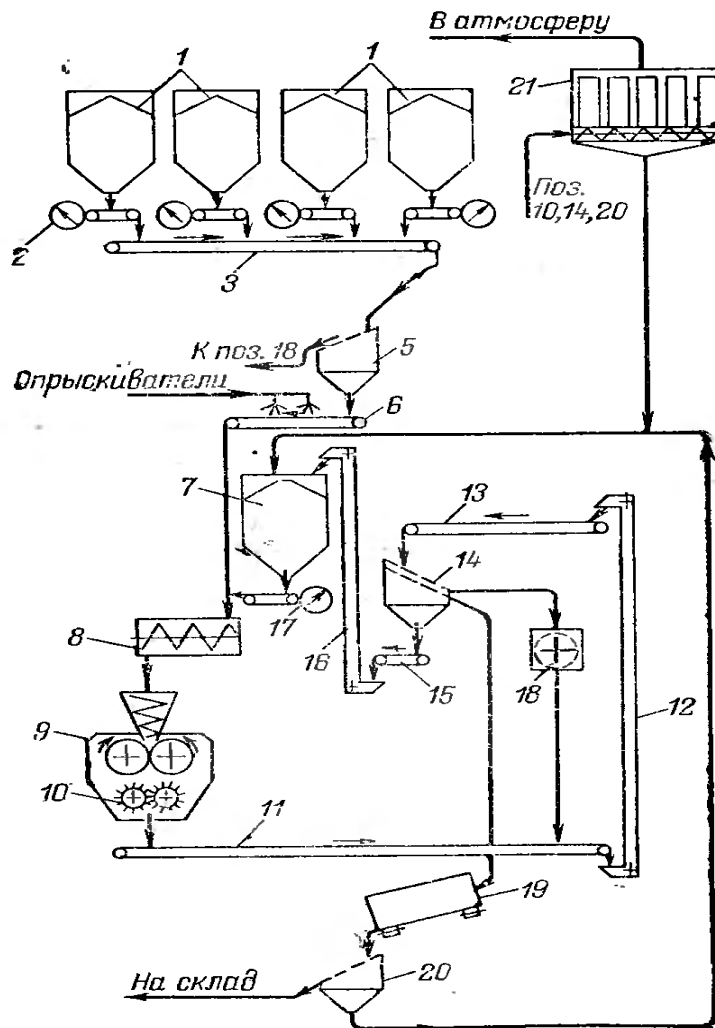
При збільшенні середньої товщини плиток з 3,7 до 4,4 мм зростає число часток розміром менше 4 мм, а розмір плиток в дозрівачі зменшується в 4-5 разів. Ступінь подрібнення плиток товщиною 4,4 мм підвищується на 20%, що вказує на меншу ступінь їх визрівання. Зі збільшенням товщини плиток і частоти обертання ротора дробарки зростає ступінь подрібнення продукту. При питомому навантаженні 2,4-3,2 т/(м²·год) ефективність грохочення для верхнього сита дорівнює 0,88; для нижнього сита - 0,84 при питомому навантаженні 1,3-2,2 т/(м²·год).

9.3 Опис технологічної схеми пресування

Технологічна схема установки гранулювання складних добрив методом пресування представлена на рис.8.1.

Вихідні азот-, фосфор-і калій вміщуючі компоненти, а також мікроелементи з бункерів 1 через відповідні стрічкові ваги 2 певними порціями подаються на стрічковий транспортер 3. Потім отримана тукосуміш надходить на грохот 5 для відділення великих грудок, звідки вона направляється на стрічковий транспортер 6, де в суміш вводяться в'яжучі або інші добавки у вигляді розчинів. Після додавання дрібниць суміш подається в змішувач 8 і далі в валковий прес 9, звідки спресовані плитки надходять в дробарку 10, а потім для класифікації по фракціям на гуркіт 14. Дрібна фракція розміром частинок менше 1 мм і дріб'язок з циклонів сухого очищення 21 направляються в бункер 7 і далі через стрічкові ваги 17 в загальний потік тукосуміші, яка подається в валковий прес. Крупна фракція (+4 мм) надходить на додаткове подрібнення в дробарку 18 і вертається на повторне розсівання на гуркіт 14. Товарна фракція (1-4 мм) направляється на додаткову механічну обробку - окатування і кондиціонування

в обертовому барабані 19. Перше додає гранулам круглу форму і підвищує їх міцність, друге знижує злежується.



1,7 - бункери; 2, 17 - стрічкові ваги; 3, 6, 11, 13, 15 – стрічкові транспортери; 4 – розпилювачі; 5, 14, 20 - грохоти; 8 - змішувач; 9 - валковий прес; 10, 18 - дробарки; 12 , 16 - елеватори; 19 - обертовий барабан для окатування і кондиціонування.

Рисунок 9.1 – Технологічна схема процесу гранулювання складних добрив методом пресування

Після механічної обробки та кондиціонування суміш готового продукту у вигляді окатаних гранул і дрібниць, що утворюється в барабані, надходить на грохот 20. Товарна фракція направляється на упаковку, а дрібна повертається в технологічний цикл через бункер 7 і циклон 21.

Описана вище установка дозволяє отримувати складно-змішані добрива на основі різних азот-, фосфор- та калій вміщуючих компонентів із заданим співвідношенням поживних речовин (можлива добавка мікроелементів).

Дозування матеріалу за допомогою стрічкових ваг, подача зв'язувальної речовини, регулювання частоти обертання валків процесу, дробарки і гвинтового шнека завантажувальної воронки здійснюється оператором з центрального пульта ручного керування всієї установки.

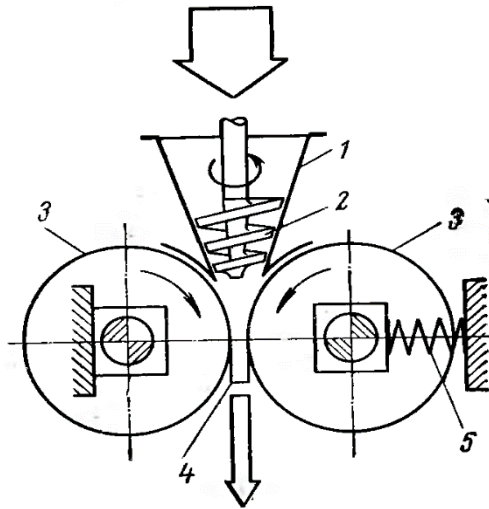
9.4 Вибір та характеристика валкового пресу

Схема валкового преса з конічним завантажувальним шнеком наведена на рис. 9.2.

Він складається з двох обертаючих в протилежному напрямку валків 3, між якими залишається регульований зазор 2-15 мм. Оброблюваний матеріал подається зверху, зтягується валками в зазор і ущільнюється при проходженні зазору до плиток 4 товщиною, що відповідає вибраному зазору. Тукосуміш, що обробляється піддається попередньо ущільненню в конічному завантажувальному шнеку 2, який подає її на валки [11, С.9].

Продуктивність валкового преса регулюється зміною співвідношення числа обертів шнека і валків ущільнювача. Для отримання більш міцних плиток продукту його ущільнюють при завантаженні за рахунок збільшення частоти обертання шнека. Це сприяє також кращому надходженню матеріалу в зазор між валками ущільнювача. При подачі вихідних компонентів з різними фізико-хімічними властивостями постійну товщину плиток підтримують установкою певного зазору між валками і в деяких межах регулюють за допомогою автоматичної зміни частоти обертання шнека. Для запобігання механічного перевантажування ущільнювача в разі потрапляння в нього стороннього предмета або великого навантаження по тукосуміші один з його валків закріплений в рухомих підшипниках і може переміщатися. При нормальній

роботі валок утримується в певному положенні пружинами 5. Необхідний тиск валків забезпечується за допомогою гідравлічної системи.



1 – завантажувальна воронка; 2 – конічний завантажувальний шнек; 3 – валки ущільнювача; 4 – спресована плитка; 5 – пружина

Рисунок 9.2 – Схема валкового ущільнювача з конічним завантажувальним шнеком.

Рівномірна подача матеріалу в зазор між валками і запобігання утворенню недостатньо щільної й компактної плитки забезпечуються спеціальними ущільнювальними перегородками, розташованими в конусоподібній воронці, які монтуються над зазором. Завдяки попередньому ущільненню тукосуміші в цій лійці при подальшому її пресуванні між валками вихід продукту у вигляді спресованої плитки або листів складає до 95% і навіть досягає 100%.

У залежності від призначення і фізико-хімічних властивостей пресованого матеріалу конструкція і продуктивність валкових прес-машин, використовуваних у виробництві мінеральних добрив, може бути різною. Валки прес-машин можуть мати гладку, хвилясту або рифлену поверхню, що дозволяє отримувати спресоване добриво у вигляді плиток, стрічки, окремих листів, прутків, брикетів, що мають форму яйця, прямокутників і т. д.

9.5 Розрахунок валкового пресу

Вихідні дані:

- кількість сульфату амонію, що надходить з сушарки на пресування: $G_{\text{с.ам}} = 2152,3 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$;
- насипна щільність: $\rho_{\text{н}} = 800 \text{ кг/м}^3$;
- щільність плитки: $\rho_{\text{п}} = 1600 \text{ кг/м}^3$;
- щільність частинок порошку (компонента з найменшою щільністю):
 $\rho_{\text{ч}} = 1500 \text{ кг/м}^3$;
- середній діаметр часток порошку $d = 0,2 \text{ мм}$;
- вологість порошку: $W = 0,2\%$;
- щільність повітря: $\rho_{\text{пов}} = 2,0 \text{ кг/м}^3$;
- кінематична в'язкість повітря: $\nu_{\text{п}} = 15 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$;
- продуктивність преса: $Q = 1,4 \text{ кг/с}$;
- ширина завантажувального бункера: $H = 0,2 \text{ м}$;
- радіус валків : $R=0,33\text{м}$.

Матеріальний баланс.

Після сушарки сульфат амонію надходить в гранулятор, який представляє собою зубчасті вальці, які подрібнюють матеріал до крупності 4 мм. У якості пов'язуючої речовини використовується мочевино у кількості 10%. Витрата сульфату амонію при пресуванні приймаємо 2% від загальної маси матеріалу. Матеріальний баланс наведено у табл. 9.1.

Таблиця 9.1 – Матеріальний баланс

Прихід	кг/год	Витрата	кг/год
Сульфат амонію	2152,3	Сульфат амонію	2320,25
Мочевина	215,3	Витрати при пресуванні	47,35
Всього	2367,3	Всього	2367,3

1. Ширина зазору між валками h_n , визначається з графіка $z - \frac{h_n}{R}$ [10, С.165].

Коефіцієнт ущільнення:

$$z = \frac{\rho_n}{\rho_n};$$

$$z = \frac{1600}{800} = 2.$$

Для $z = 2$ $\frac{h_n}{R} = 0,012$, $h_n = 0,012 \cdot 0,033 \cong 4$ мм.

2. Максимальне середнє нормальне напруження:

$$\sigma_c^{max} = \sigma_0 \cdot \left(\frac{z-1}{m \cdot z} \right)^{\frac{1}{n}};$$

значення $m = 0,19$ та $n = 0,14$ [10, С.115],

$$\sigma_c^{max} = 10^5 \cdot \left(\frac{2-1}{0,19 \cdot 2} \right)^{\frac{1}{0,14}} = 98 \text{ МПа}.$$

3. Середня щільність матеріалу ρ_{cp} уздовж зони ущільнення валкового преса:

$$\rho_{cp} = \frac{\rho_n}{1 - e_v},$$

де e_v – середнє інтегральне значення відносної об'ємної деформації у зоні ущільнення;

$$e_v = \frac{m}{1+n} \cdot \left(\frac{\sigma_0}{\sigma_c^{max}} \right)^n;$$

$$e_v = \frac{0,19}{1+0,14} \cdot \left(\frac{98}{0,1} \right)^{0,14} = 0,44;$$

$$\rho_{cp} = \frac{800}{1-0,44} = 1428,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

4. Фізико-механічні характеристики матеріалу в зоні осередку деформації:

а) коефіцієнт поперечної деформації [10, С.116]: у зоні видавлювання ($\rho_n = 1600 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$) $\mu = 0,40$; в зоні ущільнення ($\rho_{cp} = 1428,6$) $\mu = 0,35$;

б) параметр між частинного зчеплення k в зоні видавлювання:

$$k = k_1 \cdot \sigma_c^{max},$$

де k_1 – коефіцієнт, [10, С.116];

$$k = 0,11 \cdot 98 = 10,8 \text{ МПа};$$

в) коефіцієнт внутрішнього тертя $tg\varphi$ і кут внутрішнього тертя φ [10, С.123]: у зоні видавлювання $tg\varphi = 0,25$, $\varphi = 0,25$; в зоні ущільнення $tg\varphi = 0,35$, $\varphi = 0,34$; для $\rho_n = 800 \text{ кг/м}^3$ (зона подачі порошку) $tg\varphi_n = 0,51,4$ $\varphi_n = 0,47$;

г) коефіцієнт зовнішнього тертя f [10, С.129]: у зоні видавлювання $f = 0,20$; в зоні ущільнення $f = 0,25$;

5. Кут подачі α_n :

$$\alpha_n = \arccos \cdot \left(1 - \frac{H - h_n}{2 \cdot R} \right);$$

$$\alpha_n = \arccos \cdot \left(1 - \frac{0,20 - 0,004}{2 \cdot 0,33} \right) = 0,79;$$

звідси $\alpha_n \approx 46^\circ$.

6. Кут пресування α_p :

$$\alpha_p = \arccos \left(\frac{1}{2} \cdot \left(1 + \frac{2 \cdot h_n}{R} \right) + \sqrt{\left(\frac{1}{4} \cdot \left(1 + \frac{2 \cdot h_n}{R} \right)^2 - \Psi_{om} \cdot \frac{2 \cdot h_n}{R} \cdot z} \right),$$

де Ψ_{om} – відношення швидкості порошку та окружної швидкості валку у зоні ущільнення, $\Psi_{om} = 0,65 \div 0,8$ [10, С. 165], приймаємо $\Psi_{om} = 0,75$;

$$\alpha_p = \arccos \left(\frac{1}{2} \cdot (1 + 0,024) + \sqrt{\left(\frac{1}{4} \cdot (1 + 0,024)^2 - 0,75 \cdot 0,024 \cdot 2} \right) = 0,17;$$

звідси $\alpha_p \approx 10^\circ$.

7. Нейтральний кут α_n :

$$\alpha_n = \frac{(1 - \sin \varphi) \cdot h_n}{f \cdot (1 + \sin \varphi) \cdot 2 \cdot R} \cdot \ln \left(\frac{3 \cdot \sigma_c^{max} \cdot \cos^2 \varphi}{2 \cdot (1 + \mu) \cdot k' \cdot \sin \varphi} \right);$$

$$\alpha_n = \frac{(1 - 0,25) \cdot 0,004}{0,20 \cdot (1 + 0,25) \cdot 2 \cdot 0,33} \cdot \ln \left(\frac{3 \cdot 98 \cdot 0,94}{2 \cdot (1 + 0,40) \cdot 21,6 \cdot 0,97} \right) = 0,033;$$

звідси $\alpha_n \approx 2^\circ$.

8. Сипучість порошкового матеріалу q :

Для того, щоб розрахувати сипучість порошкового матеріалу, необхідно урахувати конструктивні розміри валкового пресу, для цього потрібно перевірити, якщо $\frac{h_n}{d} \geq 15$, то сипучість матеріалу розраховується за формулою :

$$q = 36 \cdot Ar^{0,05} \cdot \frac{h_n}{(h_n + 2 \cdot R \cdot (1 - \cos \alpha_n))^{0,1}} \cdot \frac{1}{\operatorname{tg} \varphi};$$

але якщо $\frac{h_n}{d} < 15$, то:

$$q = 36 \cdot Ar^{0,05} \cdot \frac{h_n}{(h_n + 2 \cdot R \cdot (1 - \cos \alpha_n))^{0,1}} \cdot \frac{1}{\operatorname{tg} \varphi} \cdot \lg \left(\frac{h_n}{d} \right);$$

перевіримо $\frac{h_n}{d} = \frac{0,004}{0,0002} = 20$.

Тоді критерій Архімеду:

$$Ar = \frac{g \cdot d^3 \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{пов}})}{\vartheta_n^2 \cdot \rho_{\text{пов}}};$$

$$Ar = \frac{9,8 \cdot (2 \cdot 10^{-4})^3 \cdot (1500 - 2)}{(15 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 2} = 261.$$

$$q = 36 \cdot (261)^{0,05} \cdot \frac{4}{(4 + 2 \cdot 330 \cdot 0,30)^{0,1} \cdot 0,51} = 219,4 \frac{\text{кг}}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})}.$$

9. Мінімальна швидкість обертання валків преса v_{\min} :

$$v_{\min} = \frac{q}{\rho_n};$$

$$v_{min} = \frac{219,4}{1600} = 0,13 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

10. Максимальна швидкість обертання валків v_{max} :

$$v_{max} = \frac{Ar^{0,68} \cdot k_{ст} \cdot \vartheta_{пов}}{600 \cdot (z - 1) \cdot d},$$

де $k_{ст}$ – коефіцієнт стиснення;

$$k_{ст} = \frac{H}{h_{п}};$$

$$k_{ст} = \frac{0,20}{4 \cdot 10^{-8}} = 0,50 ;$$

$$v_{max} = \frac{261^{0,68} \cdot 50 \cdot 15 \cdot 10^{-6}}{600 \cdot (2 - 1) \cdot 2 \cdot 10^{-4}} = 0,253 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

11. Кутова частота ω валків преса вибирається з умови $\omega_{min} < \omega < \omega_{max}$:

$$\omega_{min} = \frac{v_{min}}{R};$$

$$\omega_{min} = \frac{0,13}{0,33} = 0,39 \text{ с}^{-1};$$

$$\omega_{max} = \frac{v_{max}}{R};$$

$$\omega_{max} = \frac{0,253}{0,33} = 0,76 \text{ с}^{-1};$$

приймаємо $\omega = 0,6 \text{ с}^{-1}$.

12. Робоча довжина валка L :

$$L = \frac{Q}{\psi_{оп} \cdot \rho_{п} \cdot h_{п} \cdot R \cdot \omega},$$

де $\psi_{оп}$ – коефіцієнт випередження матеріалу від окружної швидкості валка в зоні видавлювання, $\psi_{оп} = 1,03 \div 1,01$, [10, С.148], приймаємо $\psi_{оп} = 1,05$.

Тоді:

$$L = \frac{1,4}{1,05 \cdot 1600 \cdot 4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,33 \cdot 0,6} = 1,05 \text{ м}.$$

13. Результируюча сила тиску Р на валки преса:

Коефіцієнт спресовування матеріалу:

$$\varepsilon = 1 + \frac{2 \cdot R}{h_{\pi}} \cdot (1 - \cos \alpha_p);$$

$$\varepsilon = 1 + \frac{2 \cdot 0,33}{4 \cdot 10^{-3}} \cdot (1 - 0,99) = 2,65;$$

$$\zeta = \frac{3 \cdot (1 + \sin \bar{\varphi}) + 2 \cdot k_1 \cdot \cos \bar{\varphi} \cdot (1 + \bar{\mu})}{3 \cdot (1 - \sin \bar{\varphi}) - 2 \cdot k_1 \cdot \cos \bar{\varphi} \cdot (1 + \bar{\mu})};$$

$$\zeta = \frac{3 \cdot (1 + 0,35) + 2 \cdot 0,11 \cdot 0,95 \cdot (1 + 0,35)}{3 \cdot (1 - 0,35) - 2 \cdot 0,11 \cdot 0,95 \cdot (1 + 0,35)} = 2,30;$$

Максимальний тиск в нейтральному перетині:

$$p_{\max} = \frac{k' \cdot \sin \varphi}{1 - \sin \varphi} \cdot \exp \cdot \left(\frac{2 \cdot f \cdot R \cdot \alpha_H \cdot (1 + \sin \varphi)}{h_{\pi} \cdot 1 - \sin \varphi} \right);$$

$$p_{\max} = \frac{21,6 \cdot 0,95}{0,75} \cdot \exp \cdot \left(\frac{2 \cdot 2 \cdot 0,33 \cdot 0,048 \cdot 1,25}{4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,75} \right) = 160 \text{ МПа};$$

$$P = p_{\max} \cdot \frac{L \cdot h_{\pi}}{2} \cdot \left(\frac{\varepsilon - 1}{f \cdot \zeta \cdot \ln \varepsilon} \cdot (1 - e^{-\varphi_1(\alpha)}) + \frac{1 - \sin \varphi}{f \cdot (1 + \sin \varphi)} \cdot (1 - e^{-\varphi_2(\alpha)}) \right),$$

де $\varphi_1(\alpha), \varphi_2(\alpha)$ – кут тертя;

знайдемо

$$\varphi_1(\alpha) = \frac{2 \cdot f \cdot \zeta \cdot \ln \varepsilon \cdot R \cdot (\alpha_p - \alpha_H)}{h_{\pi} \cdot (\varepsilon - 1)};$$

$$\varphi_1(\alpha) = \frac{2 \cdot 0,25 \cdot 2,3 \cdot 0,97 \cdot 0,33 \cdot 0,14}{0,004 \cdot 1,65} = 6,5;$$

$$\varphi_2(\alpha) = \frac{2 \cdot f \cdot \alpha_H \cdot R \cdot (1 + \sin \varphi)}{h_{\pi} \cdot (1 - \sin \varphi)};$$

$$\varphi_2(\alpha) = \frac{2 \cdot 0,2 \cdot 0,033 \cdot 1,25}{0,004 \cdot 0,75} = 1,8;$$

$$P = 160 \cdot 10^6 \cdot \frac{1,05 \cdot 0,004}{2} \cdot \left(\frac{2,65 - 1}{2,3 \cdot 0,97 \cdot 0,25} \cdot (1 - e^{-6,5}) + \frac{0,75}{2 \cdot 1,25} \cdot (1 - e^{-1,8}) \right) = 1495 \text{ кН}.$$

14. Результируючий момент вальцювання:

$$M_B = p_{\max} \cdot \frac{L \cdot h_{\Pi} \cdot R}{2} \cdot \left(\frac{\varepsilon - 1}{\zeta \cdot \ln \varepsilon} \cdot (1 - e^{-\varphi_1(\alpha)}) - \frac{1 - \sin \varphi}{1 + \sin \varphi} \cdot (1 - e^{-\varphi_2(\alpha)}) \right);$$
$$M_B = 160 \cdot 10^6 \cdot \frac{1,05 \cdot 0,33 \cdot 0,004}{2} \cdot \left(\frac{1,65}{2,3 \cdot 0,97} \cdot 0,998 - \frac{0,75}{1,25} \cdot 0,835 \right)$$
$$= 26 \cdot 10^3 \text{ Н} \cdot \text{м}.$$

15. Потужність, що витрачається на вальцювання:

$$N = \frac{2 \cdot M_B \cdot \omega}{\eta},$$

де η — коефіцієнт корисної дії валкового пресу, $\eta = 0,85$, [10. С.143];

$$N = \frac{2 \cdot 26 \cdot 10^3 \cdot 0,6}{0,85} = 36,7 \text{ кВт}.$$

16. Питома витрата енергії при вальцюванні:

$$q_B = \frac{N}{Q};$$

$$q_B = \frac{36,7 \cdot 10^3}{1,4} = 26 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

ВИСНОВКИ

При написанні кваліфікаційної роботи було розглянуто:

- джерела і хімізм утворення аміаку, при термічному розкладанні кам'яного вугілля. З викладеного робимо висновок, що здатність вугілля утворювати аміак визначається кількістю азотвмісних сполук.

- вплив технологічних факторів на утворення і вихід аміаку та природних основ. Наведені дані свідчать про те, що технологія коксування та склад шихти мають вирішальний вплив на утворення та вихід аміаку та піридинових основ.

Кваліфікаційна робота присвячена удосконаленню очищення коксового газу від аміаку з отриманням сульфату амонію, а саме розробці вузла для грануляції продукту.

Гранулювання порошкоподібних добрив пресуванням знаходить все більш широке застосування, оскільки воно має ряд істотних переваг в порівнянні з гранулюванням, наприклад, в апаратах барабанного й тарілчастого типів. На відміну від цих методів шляхом пресування можна отримувати добрива різного складу в широкому діапазоні співвідношень поживних речовин. Причому, така гнучкість процесу досягається без будь-яких істотних змін у його технології. Оператор з пульта керування в будь-який момент може змінити подачу вихідних азот-, фосфор- і калій вміщуючих компонентів і таким чином перевести установку на випуск добрив іншої марки або іншого елементарного складу.

Цей метод пресування економічний при переробці порошкоподібних матеріалів на установках будь-якої потужності, тоді як методи гранулювання, пов'язані з сушінням або охолодженням, рентабельні тільки для установок великої продуктивності, оскільки в цьому випадку теплові процеси є найбільш економічними. Переваги процесів пресування роблять їх найбільш раціональними при організації виробництва гранульованих складних добрив на базі тукозмішувальних установок невеликої потужності, що мають місцеве значення.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Гофман М.В. Прикладная химия твердого топлива / М.В. Гофман. – М.: Metallurgizdat, 1963. – 597 с.
2. Агроскин А.А. Расширение угольной базы коксования / А.А. Агроскин, А.К. Шелков. – М.: Metallurgiya, 1962. – 302 с.
3. Петренко Д.С. Производство сульфата аммония. – М.: Metallurgiya, 1966. – 144 с.
4. Дирихс А., Кубичка Р. Фенолы и основания из углей. – М., 1958. – 468 с.
5. Лазорин В.П Сульфат аммония М.: 1985. – 280с.
6. Лейбович Р.Е., Яковлева Е.И. Технология коксохимического производства. – М.: Metallurgiya, 1982. – 359с.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784с.
8. Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1991. – 496с.
9. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов – Л.: Химия, 1991. – 352с.
10. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576с.
11. Справочник коксохимика. В 6-и томах. Том 3, Улавливание и переработка химических продуктов коксования / Под общ. ред. д-ра техн. наук Е.Т. Ковалева. – Харьков: Издательский Дом «ИНЖЭК», 2009. – 432 с.
12. Макаров Г. В. Охрана труда в химической промышленности / Макаров Г. В., Стрельчук Н. А. – М.: Химия, 1997. – 568 с.
13. Волков О. И. Экономика предприятия / Волков О. И., Скляренко В. К. – М.: ИНФРА-М, 2003. – 280 с.
14. Ахметов Н.С. Общая и неорганическая химия – М.: Академия, 2009. – 743 с.
15. Гороновский И. Т., Назаренко Ю. П., Некряч Е. Ф. Краткий справочник по химии. – К.: Наукова думка, 1974.

16. Гомельский А.З. Аппаратчики коксохимических производств – 2-е изд. – Харьков-Москва, Metallurgizdat, 1953. – 384 с.
17. Позин М.Е. Технология минеральных солей (удобрений, пестицидов, промышленных солей, окислов и кислот), ч. 1 Изд. 4-е, испр. – Л.: Химия, 1974. – 792 с.
18. Теория и практика процесса гранулирования пористой аммиачной селитры в башнях. / 2009 Таран А. Л., Кучинский В. Е., Кузина Д. А.