

Қ.И. СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТІ



ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

БЕЙОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАРДЫҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ



«Қорғауға жіберілді»
БХТ кафедра меңгерушісі
Н.М. Жунусбекова
«08» мамыр 2019

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Тақырыбы: «Қазазот жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау»

5B072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы» оқу бағдарламасы бойынша

Орындаған

А.Ж.Ерсайын

Ғылыми жетекшісі

т.ғ.к. ассис.профессор
Б.К. Мустахимов

Норма бақылау

Ш.У. Мырзабекова

РЕФЕРАТ

Дипломдық жобада Қазазот жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау қарастырылған.

Жобада аммиакты алу жолдары мен қолдануына шолу жасалынып, технологиялық есептелулер жасалынды. Сонымен қатар бас жоспар, өндірістің технологиялық, негізгі аппарат және құрылыс сызбалары жасалынды.

Дипломда 33 бет, 5-кесте, 3-сурет және 4-қосымша бар.

РЕФЕРАТ

В дипломном проекте предусмотрено проектирование цеха по производству аммиака годовой производительностью 60000 т в условиях Казазота. В проекте проведен обзор способов получения и использования аммиака, разработаны технологические расчеты. Также были разработаны генеральные планы, технологические, основные аппаратные и строительные схемы производства.

Диплом содержит 33 страниц, 5-таблиц, 3-рисунок и 4-приложение.

ABSTRACT

The diploma project provides for the design of a workshop for the production of ammonia with an annual capacity of 60,000 tons in KazAzot. The project reviewed the methods of obtaining and using ammonia, developed technological calculations. Also, master plans, technological, basic hardware and construction schemes of production were developed.

The diploma contains 33 pages, 5-table, 3-figure and 4-annex.

МАЗМҰНЫ

	КІРІСПЕ	6
1	Аммиак туралы мәліметтер	7
1.1	Азот қосылысының қажеттілігі	7
1.2	Атмосфералық азотты байланыстыру әдістері	8
1.3	Технологиялық газды өндірістік алу	10
1.4	Көміртегі оксидтерін метандау. Аммиакты синтездеу	13
2	БАС ЖОСПАР	16
3	ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ БӨЛІМ	18
3.1	Технологиялық сызба-нұсқа	18
3.2	Материалдық баланс	20
3.3	Аммиакты синтездеу колоннасының жылулық балансы	27
3.4	Аммиак өндірісінде негізгі аппараттар	30
	ҚОРЫТЫНДЫ	32
	ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ	33
	ҚОСЫМШАЛАР	34

КІРІСПЕ

Аммиак өндірісінің шикізаттық базасы үнемі өзгеріп тұрады және де қазір 90% -дан астам аммиак табиғи газ негізінде алынады. Осыған байланысты, дипломдық жобаның өзектілігі: аммиак ең көп таралған химиялық өнеркәсіптердің шикізаты болып есептелінеді. Оның себебі аммиак өнеркәсібі химиялық өнеркәсіптің қуатты саласы болып табылады. Ол азотты тыңайтқыштар мен күрделі тыңайтқыштар алуда, жарылғыш заттар өндірісінде, жарылғыш заттар, пластмасса, дәрілік заттар ретінде және тағы да басқа көптеген жерлерде қолдана беретіндігінде.

Аммиак-көптеген құрамында азоты бар қосылыстардың маңызды шикізаты болып табылады. Ол өндірісте, ауыл шаруашылығында және тұрмыста кең қолданылады. Қазіргі кезде аммиактың негізінде, жалпы алғанда, азоттың барлық қосылыстары өндіріледі. Оның бейорганикалық және органикалық технологиясында өңделген өнімі немесе жартылай өнімдері де кең қолданыс табуда.

Берілген дипломдық жобада Ақтау қаласы жағдайы бойынша өнімділігі 60000 т/жыл аммиак өндіретін цехты жобалау қарастырылды.

1 Аммиак туралы мәліметтер

1.1 Азот қосылысының қажеттілігі

Азот қосылыстары өндірістік пен ауыл шаруашылықтық әр алуан салалары үшін өте маңызды деп саналады. Оларды азот қышқылын, түрлі минералды тыңайтқыштарды, полимерлі материалдарды, жарылғыш заттарды, ракета жанармайларын, бояу түрлерін, фармацевтикалық препараттарды өндіру үшін қолданады.

Азот өте кең тараған химиялық элемент қатарына енгенімен, оның құрамы жердің әр түрлі сфераларында аса ауқымды шек аралығында өзгеріп отырады. Мәселен, планета үшін азот кларкі тұтастай алғанда 0,01 шамасын құраса, жер бетіне шыққанда ол 0,04 көрсеткішіне тең, олай болса атмосфера үшін оның мөлшері 75,5 шамасын құрайды. Азоттың жер қабатындағы пішіні әр алуан болып келеді. Ол әртүрлі минералдардың құрамына енеді, тас көмір құрамында, мұнай мен басқа да жанармай түріндегі пайдалы қазбалардың құрамында көптеп кездесіп отырады. Азот жер бетіндегі тіршілік көзі үшін аса үлкен маңызға ие, себебі ол ақуыз құрылымының құрамына енеді, онсыз тірі клеткалардың өмір сүруі мүмкін емес.

Азоттың негізгі табиғаты көзі – атмосфера. Ондағы азот массасы 4×10^{15} дәреже тонна шамасында, ол құрлықтың әрбір гектарына шаққанда 8×10^4 дәреже мөлшеріне тең. Алайда газ тәрізді молекулалық азот өте төзімді химиялық заттардың қатарына енеді. Азот молекуласында байланыс энергиясы 940,5 кДж/моль шамасына тең. Атомға есептегенде азот өте жоғары энтропияға ие екендігі байқалады, сол себепті де қара пайым азот реакцияға қабілетсіз келеді. Табиғи жағдайда атмосфералық азоттың тек мардымсыз бөлігі ғана төмендегі реакция бойынша найзағай разрядтарының нәтижесінде биологиялық бейімделген пішінге айналады.



Немесе фотосинтез барысында катализдеуші ферменттердің әсерінен амин қышқылы түрінде өсімдіктердің санаулы түрімен тікелей әрекеттеседі.



Өсімдіктер мен жануарлар ағзаларының басым бөлігі азотты тотығу дәрежесі 3 болатындай қосылыстар түрінде ғана тұтынады, ал атмосферадағы азотты тікелей пайдалана алмайды.

Атмосфералық азоттың жылдам бейімделіп, жүзеге асырылатын күйге ауысу жылдамдығы табиғи үрдістерде өте аз шамада. Орташа есеппен тіршілікке қажетті азоттың шамамен жартысына жуығы атмосфера арқылы 10000 жылда қайтарылады, ал оттегі үшін бұл период 3000 жылды құрайды, көміртегі үшін бар – жоғы 100 жыл. Соған қарамастан жаңа заманға сай мәдени жер игеруді ұйымдастыру егін алқаптарынан жылына шамасы 88 млн тонна

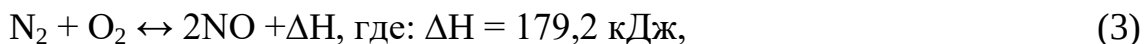
«сіңірілетін» азотты үздіксіз әкетіп отырады, бұл көрсеткіш өсімдікті коректендіруге қажетті азоттың 90 пайыз мөлшері. Сондықтан басты мақсат топырақтағы азот қорын өсімдік тұтынатын пішінде толықтырып отыру яғни азотты қосылыстар түрінде. XIX ғ. соңына дейін «байланысқан» азоттың көзі ретінде табиғи тыңайтқыштар болды, өте аз мөлшерде табиғи тұз натрий мен калий гидраттары пайдаланылып келеді.

1.2 Атмосфералық азотты байластыру әдістері

Азот атомының жоғары энтропиясы атмосфералық азоттың қатысуымен болатын үрдістерді өткізудің ерекше технологиясына байланысты, яғни жоғары температураларды, биік қысымдарды және ерекше катализаторларды қолдану. XX ғасырдың басында бір уақытта молекулалық азоттан қосындыларды синтездеудің техникалық әдісінің үш түрі жасалынды:

- доғалық;
- цианамидтік;
- аммиактық.

Доғалық әдіс негізінде ауа оттегісімен азоттың туралай тотығуының эндотермикалық реакциясы жатады, бұл 3000°C температурада вольттық доғаның жалынында өтеді:



азот оксидінің (II) толық тотығуымен және кальций нитраты алынуымен :



- Цианамидтік әдіс ұсақталған кальций карбидінің молекулалық азотпен 1000°C температурада кальцийцианамид тұзу қабілеттілігіне негізделген:

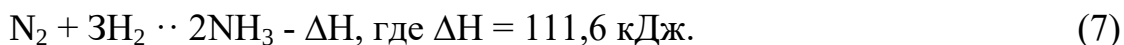


Одан кальцийцианамидтің аммиакқа келесі айналуымен :



- Аммиакты әдіс оның негізде азот және сутегінің әрекеттесу реакциясы жатады:

мұнда



Азот бекітулерінің бұл әдістерінің салыстырмалы энергия сыйымдылығы 1кестеде келтірілген.

Аммиакты бекіту әдісі энергетикалық ең пайдалы болғандықтан оның өнеркәсіпке кең енгізілуіне әкелді.

1.1-Кесте

Азот алу әдістерінің энергия сыйымдылығы

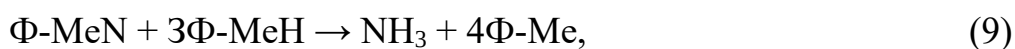
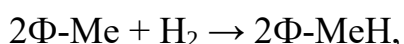
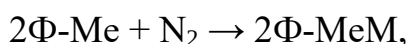
Әдіс	1 т аммиакты өндіруге жұмсалатын энергия, кДж
Доғалық	$7 \cdot 10^4$
Цианамидтік	$1,2 \cdot 10^4$
Аммиактық	$0,5 \cdot 10^4$

Доғалық әдіс, азот оксиді (II) шығуының аздығына (0,02 үлес.бірлігінен кемірек) байланысты және энергиялық ресурстарды көп пайдаланатындықтан өндірісте қолданбаған болатын, соңғы кезде ол плазмохимиялық үрдіс түрінде модификацияланады, ол төмен температуралы ауа плазмасында мына сызба-нұсқамен жүзеге асады:



Үрдіс $5 \cdot 10^4$ °C температура мен 2 МПа қысымда өтеді және әсерлесу уақыты 0,0001с. Бұл плазмалық қондырғының биік өнімділігін қамтамасыздандырады. магниттігидродинамикалық генератормен (МГД) бірлескен қондырғы энергоресурстарды екінші қайтара қолдануға рұқсат етеді және энергия қайтаруды қамтамасыздандырады.

Осылайша атмосфералық азотты бекітудің өндірістік әдістерін жасап енгізудің нәтижесінде азоттың биохимиялық айналуы мына сызба-нұсқада болады: өсімдік → жануарлар → тіршілік әрекеті өнімдерінің әсерінен топыраққа түсу және өсімдіктердің және жануарлардың өлуімен → ыдыраудың биохимиялық үрдістері → өсімдіктердің азоттың сіңіргелі түрлерін сіңіріп алуы технобиогеохимиялық айналымға айналады, мұнда техносфера маңызды орын алады. Атмосфералық азоты бекітудегі жаңа бағыт өтпелі металдардың комплексті қосындыларын қолданатын ферментативтік әдіс (темір, хром, молибден), мұнда табиғи шарттарда өсімдіктермен азотты табиғи бекіту принципі қолданылады:



мұнда : Ф - Ме – метал және ферменттің кешенді қосылысы.

Үрдіс табиғи шарттарға таяу жағдайда өтеді, қалыпты қысым және 20°С температурада.

1.3 Технологиялық газды өндірістік алу

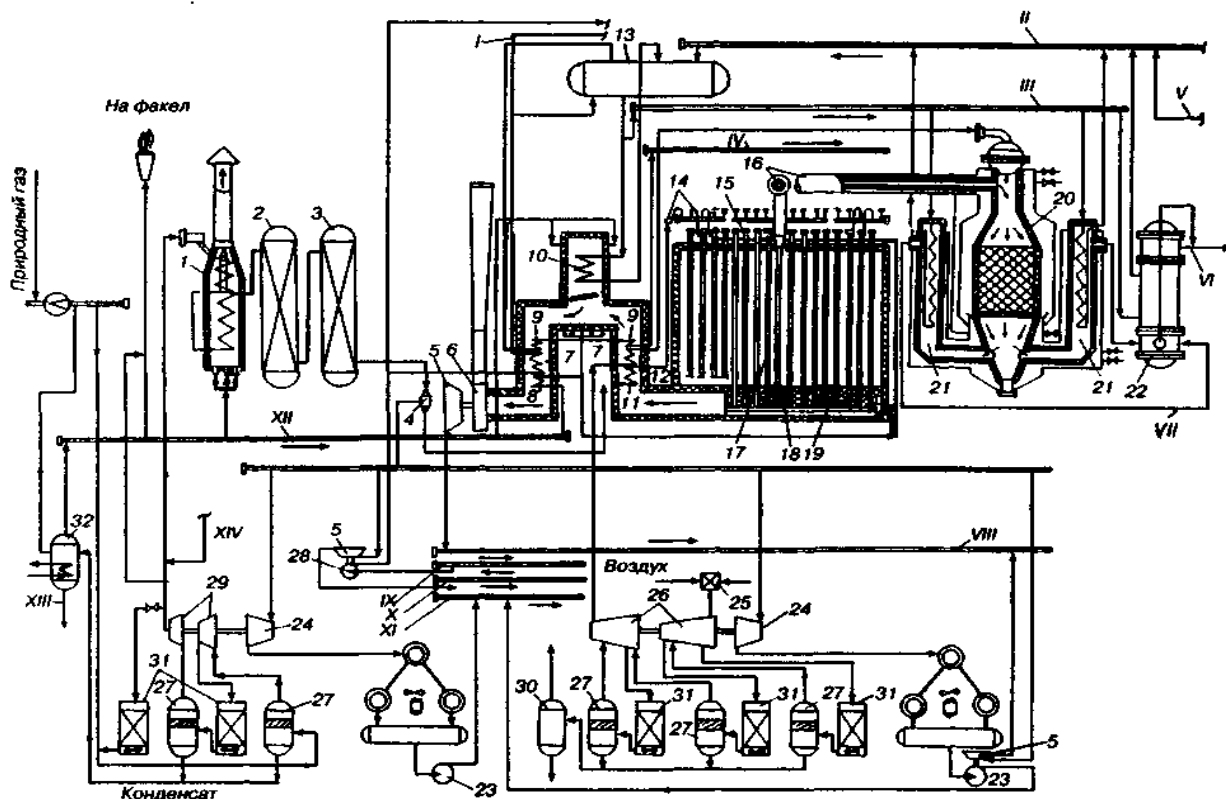
Технологиялық газды өндірістік алу әдісі технологиялық газды алу сызба-нұсқасына сай. Аммиак өндірісі үшін табиғи газды $12 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысымда шығым өлшегіш арқылы өткізіп, екі ағымға бөлінеді. Бірінші ағым конверсияға жіберіледі, 10:1 қатнаста азотысутегілі қоспамен араластырады, ол аммиак синтезі бөлімінен келеді (27) сепараторға жоғарғы көмірсутегіні бөлу үшін жіберіледі, ол сұйық күйде болады. Газды қысу үшін екі сатылы турбокомпрессорға (29) жібереді, сатылар арасында ауа тоңазытқышы (31) және газды конденсатор сепараторы (27) орналасқан.

Компрессордан газ $46 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысымда $130-140^\circ\text{C}$ температурада радиоактивті конвективтік жалынды қыздырғышқа 1 жіберіледі, одан ол 400°C температурамен шығады. Содан кейін екінші апаратқа сульфидтік байланыстарды сульфитке дейін алюмокобальтмолибденді катализаторда гидірлейді. Тізбектеле орнатылған екі адсорберлерде (3) (схемада біреуі көрсетілген) газды сульфидте сутегілі жұтқышта бастапқы цинктен және құрамында $0,5 \text{мг/м}$ күкірті бар газдан тазарту жүреді.

Содан соң табиғи газды араластырғышта 4с сулы бумен араластырады, олардың қатынастары 4-ке тең болады: бу газ алынған газды қос паны қыздырғыш (11) жібереді, ол құбырлы пештің конвективтік бөлігінде орналасқан, бұл жерде температура 370°C тан $500-550^\circ\text{C}$ дейін көтеріледі, ол түтінді газдың жылуына байланысты болады. Қыздырылған булы газды қоспа бөлгіш коллекторларға (14) келеді, содан кейін қоспа газ өткізгіш түтіктер арқылы $37 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысымда реакциялық түтіктерге 15 келіп түседі, олар түтікті пештің (17) радиоактивті камерасында орнатылған. Құбырларда никельді катализаторда табиғи газдың су буымен конверсиясы жүреді.

Реакция үшін қажетті жылуды табиғи газды пештің құбыр аралық кеңістігінде жағу арқылы алады. Реакция жүретін құбырлардан өткен, $800-830^\circ\text{C}$ -де құрамында 10% қалдық метан бар газ төменгі (19) секциялы коллекторлардан және секциялы, көтерілетін, пештің қыздырылатын кеңістігінде орналасқан (18) газ тасымалдайтын құбырлардан өтеді. Одан ары газ жылу өткізбейтін бетонмен қапталған және сулы қабатқа орнатылған 16 жоғарғы коллекторға жіберіледі.

Одан ары газ (20) шахталық реактордың араластырғышына келеді. Сол кезде 26 компрессорға $30-10^5 \text{Па}$ қысыммен механикалық қоспалардан 25 сүзгіште тазартылған және жылу алмастырғышта (12) ден 500°C -ге дейін қыздырылған технологиялық газ жіберіледі. Шахталық реактордың (20) жоғарғы жағындағы бос кеңістікте құбырлы пештен келіп жатқан конвертіленген газ құрамындағы сутегі, метан мен көміртегі оксидінің біраз бөлігі ауа құрамындағы оттегімен бірге жанып кетеді. Осыдан қалған метанның су буымен никельді катализаторда жүретін эндотермиялық реакциясы үшін қажетті жылу бөлінеді.



I–қоректендіргіш деаэрирленген су, II–қаныққан су буы ($106 \cdot 10^5 \text{ Па}$), III–қоректендіргіш су, IV– аммиакты синтездеу бөлімінің турбинасына берілетін бу ($106 \cdot 10^5 \text{ Па}$), V– CO конверсиясының бірінші сатысынан шығатын бу, VI– CO конверсиясына берілетін газ, VII– бу ($40 \cdot 10^5 \text{ Па}$) VIII– бу ($3,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$), IX– қоректендіргіш деаэрирленген су, X–бу ($7 \cdot 10^5 \text{ Па}$), XI–булық конденсат, XII– жылытқыш газ, XIII – сұйық көміртегілерді төгу, XIV–азотсутегілі қоспа, 1–отпен жылытқыш, 2 – сульфидті қоспаларды гидрирлеу реакторы, 3 – адсорбер, 4 – араластырғыш, 5 – кері қысымды турбина, 6 – түтін сору, 7–экономайзер, 8 – жылытатын жылытқыш газ, 9 – бу жылытқыш, 10 – көмекші қазандық, 11 – булығазды қос паны жылытқыш, 12 – ауаны жылытқыш, 13 – бу жинағыш, 14 – булығазды қос паның коллекторы, 15 – реакциялық құбыр, 16 – конверттелінген газдың жалпы жоғарғы коллекторы, 17 – құбырлық пеш, 18 – конверттелінген газды әкету секциясының құбыры, 19 – төменгі секциялық коллектор, 20–шахтылық реактор, 21 – I сатылы қазандық-утилизатор, 22 – II сатылық қазандық-утилизатор, 23 – бу конденсатының насосы, 24 – конденсациялық турбина, 25 – ауа сүзгісі, 26 – технологиялық ауа турбокомпрессоры, 27–айырғыштар, 28 – қоректендіргіш су насосы, 29 – газдық турбокомпрессор. 30 – тұндырғыш, 31 – ауа тоңазтқыштары, 32 – дегазатор

1-Сурет- $30 \cdot 10^5 \text{ Па}$ қысым астында өнімділігі 1360 т/тәулік аммиакты синтездеу агрегатында технологиялық газды алудың принципіалды сызба-нұсқасы

Құбырлы пештегі жарым-жартылай булы конверсия және шахталық реактордағы аяқталған булы-ауалы конверсия үрдістері материалдық және жылу ағындарымен айқын байланысқан. (20) шахталық реакторға қалдық

метанның құрамы белгіленген мөлшерден (0,3%) асып кетпеу үшін және технологиялық газ ($\text{CO} + \text{H}_2$): N_2 тең 3,05-3,10-ке деген теңдікке сай келуі үшін технологиялық ауаның есептелген мөлшері жіберіліп тұрды.

Шахталық реактордың (20) төменгі бөлігінен өткен газ $30 \cdot 10^5 \text{ Па}$ қысыммен $980-1000^\circ\text{C}$ -де бірінші және екінші сатыдағы қалдық қорытатын қазандарға түседі. Біріншісі - жоғары температуралы – (21) саты (20) шахталық реакторға тура қарама-қарсы орналасқан екі булы генератордан тұрады. Екінші (22) сатыға 600°C шамасындағы технологиялық газ келеді. (20) Шахталық реактор және қалдық қорытқыш қазанның бірінші (21) сатысы жалпы (16) коллектор секілді сулы қабатпен жабдықталған.

Қалдық қорытқыш қазанның екінші сатысынан шыққан технологиялық газ $27 \cdot 10^5 \text{ Па}$ қысыммен және 400°C температурада бу: газ = 0,7 деген қатынаста көміртегі оксидін конверсиялайтын қондырғыларға ары қарай өңдеуге жіберіледі.

Табиғи газдың құбырлы пеште, отты қайнатқышта, қосымша қазандықта жағуға арналған екінші толқыны (32) газсыздандырғышқа түседі. Бұл қондырғыға сонымен қатар (27) сепаратордан және (31) аралық тоңазытқыштан және (29) компрессордан табиғи газдың газды конденсаты жіберіледі. Конденсаттың жеңіл фракциялары газсыздандырғышты жабық бумен қыздырғанда буланып кетеді де, отын газды байытады.

Отын газдың бір бөлігі (8) жылу алмастырғышта қыздырылып, 150°C температурада құбырлы пештің құбыр аралық кеңістігіндегі күмбезді қысқа алаулы жағуға арналған жанғыштарға жіберіледі, содан кейін (9) бу қыздырғыш алдында құбырлы пештің конвективті бөлігінде орналасқан қосымша жанғыштарға және құбырлы пештің реакциялық бөлігінде орналасқан көмекші туннельді жанғыштарға өтеді.

Отын газдың басқа бөлігі (1) отты қыздырғышта, (10) көмекші қазандықта және бастапқы қазандықтың жанғышында жағылады. (Сызба-нұсқасыда көрсетілмеген).

Түтін газдар (17) құбырлы пештің құбыр аралық кеңістігінен 1000°C температурада ұшып кетеді. Ыстық түтін газдардың физикалық жылуы реакциялық булы-газды және булы-ауалы қоспаларды қыздыру үшін және су буын қыздыруға қолданылады. Ары қарай түтін газдардың негізгі ағынына (10) қосымша қазандықтан шыққан түтін газдарды қосады. 700°C температурадағы түтін газдардың негізгі ағыны өз жылуын (9) бу қыздырғыштың бірінші сатысында су буын қыздыруға, (7) экономайзерде қазандық суын жылытуға және 8 қыздырғышта отын газды қыздыруға жұмсайды. Одан ары түтін газдар 160°C температурада ауаға 6 екі түтін сорғыштармен түтін құбырлары арқылы шығарылып тастайды. Нәрлі, газсыздандырылған, химиялық жолмен тазаланған су 100°C температурада (28) сорғышпен $110 \cdot 10^5 \text{ Па}$ қысыммен (7) экономайзерге және көміртегі оксиді мен диоксидінің және аммиак қоспасының қалған бөлігін метандайтын бөлімде орналасқан жылу алмастырғыштарға жіберіледі. Бұнда ол 300°C -ге дейін қыздырылады да, (13) бу жинағышқа келеді, бұдан құбырлы пештің конвективті бөлігінде орналасқан қосымша қазандыққа, шахталық реактордан

кейін орналасқан (21) және (22) қалдық қорытқыш қазандықтарға және көміртегі оксидінің бірінші сатысынан кейін қалдық қорытқыш қазандыққа келеді. (сызба-нұсқасыда көрсетілмеген).

Қаныққан бу қалдық қорытқыш қазандықтан $106 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысыммен 314°C -де (13) бу жинағышқа қайта оралады, (9) бу қыздырғыштан өтеді де $101 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысыммен 480°C -де қысымға қарсы жұмыс істейтін синтез-газ компрессорының негізгі турбинасына келеді. (сызба-нұсқасыда көрсетілмеген). Негізгі құбырдан шыққан газдың бір бөлігі $41,5 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысыммен 370°C -де құбырлы пештің табиғи газ конверсиясының (4) араластырғышына келеді. Қалған бу қысымға қарсы жұмыс істейтін турбиналар мен конденсациялық турбиналарға бөлініп кетеді.

Құбырлы пештің конвективті және радиациялық камераларындағы температура мен қысымды бақылау ЦПУ мен жұмыс алаңдарында орнатылған қондырғылар көмегімен жүргізіледі.

Құбырлы пештің конвективті және радиациялық камералары құбырлы пештен түтін сорғышқа дейін түтін газдар жолының бәрінде температураны бақылайтын нүктелері болады. Температуранан басқа пештің радиациялық камерасындағы, қосымша қазандық жанғышындағы сирету де бақылауда болады, оған қоса пештің радиациялық камерасындағы сирету қабылдағышы автоматты басқару жүйесі арқылы түтін сорғыштардың бу турбиналары айналымын реттейтін құрылғымен байланысқан.

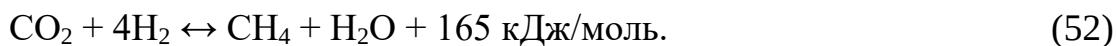
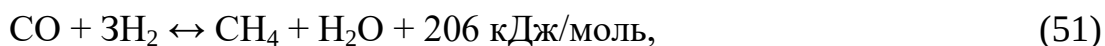
Құрылғының сенімділігін арттырып, басқаруын жеңілдету үшін температуралық бақылау үшін бу, булы газ қоспасы, нәрлі су, технологиялық ауа, қыздырғыш және конвертірленген газ қыздырғыштар қабырғаларына, құбыр аузына бақылау нүктелері орнатылған. Құбырлы пеш катализатор арасындағы қысымның төмендеуін өлшейтін құрылғылармен жабдықталған.

1.4 Көміртегі оксидтерін метандау. Аммиакты синтездеу

Көміртегі оксидтерін метандау. Көміртегі диоксидінен тазалау сатысынан кейін газ құрамында CO және CO_2 болады, олардың оттегі және су буымен қоспасы аммиак синтезінің катализаторы үшін у болып табылады. Сондықтан аммиакты синтездеу үрдісінде газды каталикалық гидратация әдісімен көміртегі оксидтерінен мұқият тазартып, арылтады.

Көміртегі диоксидінен абсорбциялық тазартылып болғанан кейін газ құрамында 0,3-0,7% CO және 0,02-0,10% CO_2 қалады. Белгілі регламент келісімдерге сәйкес тазартылған газдағы CO мөлшері 20,0%-дан, ал CO_2 мөлшері 0,5%-дан аспауға тиіс.

Көміртегі оксидтерін гидраттау үрдісі келесі реакциялар бойынша жүреді.



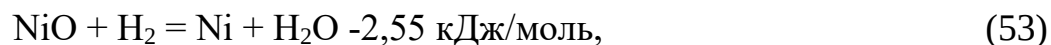
Келтірілген реакциялар қайтымды және күшті экзотермиялы, олар катализатордың қатысуымен жүреді. Өндірісте өте кең тараған катализатор алюминий оксидімен тұрақтандырылған никель болып табылады. Оларды хром оксидімен белсендіруге болады. Никельді алюминді катализатор 350-400°C аралығында белсенді, ал никельді алюминхромды катализатор 200-250°C температуралары аралығында белсенділік танытады. Аталған катализаторлардың бар кезеңінде газ құрамындағы оттегі толығымен гидрленеді.

Метандау үрдісі кезінде НКМ-1, ТО және С-13-4 катализаторлары қолданылады. ТО басқа катализаторлармен салыстырғанда өз құрамында хром оксидін (10-20% Cr₂O₃) ұстайды. Оны никельдің негізгі карбонатынан, хром сесквиоксидінен және гидроксидінен немесе белсенді алюминий оксидінен әзірлейді.

Аммиак өндірісіндегі ірі агрегаттарда метандау үрдісі 4000 сағ⁻¹ көлемдік жылдамдықпен, 310-350°C температурасында, (24-25)10⁵Па қысыммен өтеді. Көлемдік жылдамдық 8000 сағ⁻¹ шамасына дейін болған кезде мұқият тазалау ісі қамтамасыз етіледі. НКМ – 1 катализаторы үшін бұл шама 6000 сағ⁻¹ көрсеткішті құрайды.

Метандау үрдісінде қолданылатын никельді катализатор үшін мышьяк, хлор қосылыстары у болып табылады. Құрамында 0,1-0,2 % шамасында күкірті бар катализатор толығымен белсенділіктен айырылады.

Метандағыш катализаторларды пайдаланар алдында қалпына келтіріп алады. Қалыпқа келтіру үрдісі іске қосар алдында метанатордың қыздырылуымен бір мезгілде жүреді, аталмыш үрдіске 8-10 сағ. уақыт жұмсалады. Катализаторды НТК-дан келіп түсетін және СО₂-дан тазаланған технологиялық газбен қалпына келтіреді. Үрдіс 200°C кезінде басталып, төменгі реакциялар бойынша жүреді.



Катализаторды қалпына келтіріп болғаннан кейін метандау реакциясы басталады. Қалпына келтіру үрдісін (24-25)·10⁵ қысымда және 3000-4000 сағ⁻¹ көлемдік жылдамдықпен өткізеді. Бұл ретте үрдістің қысымын 200°C температура шамасында ұдайы арттырып отырады.

Катализаторды 400°C температурада 20-24 сағ. бойы ұстайды, содан соң температураны жұмыстық шамаға дейін бәсеңдетеді. Никель карбонилдерінің [Ni(CO)] түзілуіне жол бермеу үшін катализаторды 200°C температураға дейін, (3,5-4,0)·10⁵Па шамасынан ас пайтын қысыммен қыздырады. Бұл кезде бастапқы газдың құрамындағы көміртегі оксиді барынша аз болуға тиісті.

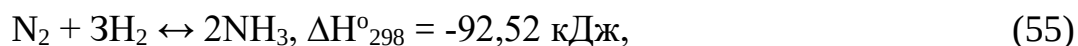
Қайта қалпына келтірілген катализатор пироферлі, сондықтан оны шығару алдында тотықтыруға немесе пассивтендіруге жібереді. Катализаторды аммиак өндірісіндегі ірі агрегатқа бір уақытта енгізу көлемі 35-40 т шамасын құрайды.

Метандау қондырғысын әдетте конверторлы газды көміртегі диоксидінен тазартатын құрылғыдан кейін қондырыды. Сұлбаға сәйкес көміртегі диоксидінен тазартылған газ сепаратордан өтеді (сұлбада көрсетілмеген), бұл сәтте газдан абсорбент тамшылары бөлініп алынады. Сепаратордан өткен газ тізбектей орналасқан қос жылуалмастырғышпен (1) және (2) қыздырылады да метанаторға (7) жөнелтіледі. Тазарту ісін 350-380°C температурада жүзеге асырады, бұл кезде көлемдік жылдамдық 4000-5000 сағ., ал қысым $30 \cdot 10^5$ Па-ға дейінгі шамада болуға тиісті. Аппараттағы газдың сызықтық жылдамдығы 0,3- 0,4 м/с шамасын құрайды.

Газды реакция температурасына дейін қыздыру үшін жылуалмастырғыштарда (1) және (2) аммиакты синтездеуге арналған бүкіл агрегаттық энергиятехнологиялық сұлбасына байланысты әр алуан жылу тасымалдағыштар пайдаланады.

Тазартылған азоттысутегілі қоспа метанатордан 380°C температурамен су қыздырғыштың (6) құбыраралық кеңістігіне жіберіледі, сол жерде 130°C температураға дейін салқындатылып, мүлдем тұзсыздандырылған су (5) қыздыратын құбыраралық кеңістікке беріледі, сол жерде 60-90°C температураға дейін салқындатылады. Метандау реакциясы нәтижесінде түзілген су буын ақырғы рет салқындату және конденсациялау ауалы салқындатқыш аппаратында (4) жүреді. Ылғал ажыратқышта (3) газ конденсатынан айырғаннан соң азоттысутегілі қоспа (АСҚ) сығымдауға жөнелтіледі.

Аммиак синтезі. Аммиакты синтездеу үрдісі төмендегі реакция бойынша жүреді.



яғни, молекулалар саны азаюымен жүреді, соның салдарынан реакция өнімі энтропиясы мен бастапқы реагенттер энтропиясының айырмасы теріс таңбалы шама болып табылады. $S_{298}^0 = -198,6 \text{ кДж/(моль} \cdot \text{град)}$. Аммиактың пайда болу үрдісінде бөлініп шығатын жылу мөлшері (2моль 92,52кДж) артық емес, бұл атмосфералық қысымда аммиак синтезінің тәжірибелік мүмкін еместігін ескертеді. Бұл реакция солдан оңға қарай тек $\Delta G < 0$ болғанда ғана жүре алады.

Үрдістің еркін энергия теңдеуінен $\Delta G = \Delta H - T\Delta S$ үрдістің температураларын $\Delta G = 0$ болғанда анықтаймыз T,

$$92,52 - (-198,4)T = 0, \quad (56)$$

осыдан $T = 466\text{K} (193^\circ\text{C})$. Сондықтан, атмосфералық қысымда аммиак синтезі көптеу дәрежеде тек 193°C -тан төмен температурада ғана болады.

Реакцияны қажетті бағытта жүргізу мақсатында аммиак синтезі үрдісін өндірісте қысым астында өткізеді. Бірақ, жоғары қысымда да және жоғары температураларда да азот пен сутегі бір-бірімен реакцияға тек аздап қана түседі. Сондықтан түзілген аммиак конденсациясынан соң азотсутегілі қоспа синтез колоннасына қайтарылады, яғни реагенттердің айналымы туындайды.

2 БАС ЖОСПАР

Зауыт қала сыртындағы белгіленген жер шекарасында орналасқан. Сонда

- биологиялық тазарту жұмыстарын жасайтын станция, сөндіргіш-құдық, торлы тұдық, тұрмыстық су және қышқылдар беретін сорғылы станциялары, т.б. орналасқан. Алаңның солтүстігінде кен және ДӨ тасымалдайтын темір жолдар, ал оңтүстігінде зауыт пен елді мекенді жалғастыратын жұмысшылар тасымалдайтын автомобиль жолдары төселінген. Зауыт негізінен тұрады:

- цех ғимараттарынан;
- өңдейтін цехтан;
- дайын өнімді сақтайтын қойма.

Зауытты электр тогымен ТП- 35/10 аралық бекет қамтамасыз етеді.

Зауыт 10 шақырым қашықтықта орналасқан Ақтау қаласымен темір жол және асфальт төселімімен жалғанған.

Нормативті талаптарға сәйкес, зауыт алаңында денсаулық сақтау пункті, АТС т.б. орналасқан.

Жобаланған алаң батыстан шығысқа қарай созылып жатыр. Алаң «Егоза» күнқағарлы биіктігі ($h = 2,0\text{м}$) торлы панельдермен қоршалған.

Өндіріс алаңында - оңтүстік және шығыс жақтан кіретін екі кіру бөлімі қарастырылған. Бас кіру бөлімі – административті - тұрмыстық корпусының бағытында жүргізіледі.

Алаңның ішінде айналмалы автокөлік өту жолы салынған. Алаң мен жолдар асфальтті бетоннан төселген. Тік тегістеу біртұтас тәсілмен шешілген.

Құрылыс жұмыстарының құрамына кірмейтін алаңдар мен тегіс жерлер ағаштармен және жергілікті тұқымды бұталармен көгалдандаралған.

Өндіріс алаңына кірер алдында жұмысшылармен барлық көліктер күзет дабылдары мен тексеру құралдарымен жабдықталған тексеру бөлімшесі арқылы өткізіледі. Өртке қарсы сатылар, өрт сөндіргіш көліктердің айналуына жасалған айналмалы жолдар және олар өрт сөндіру құралдарымен қамтамасыз етілген. Ғимараттар мен құрылыстардың тізімі төмендегі 2.1-кестеде көрсетілген.

Алаңның инженерлік желілер шешімдері негізгі техникалық жерлер жағдайында және инженерлік желілер есебі бойынша дайындалған. Жобалық коммуникация желілерін орындау, өндіріс алаңындағы өңдеу кезіндегі техникалық талаптар негізінде негізгі және өндірістік қосалқы желілер мен құрылыстарды тұрғызу есебі негізінде жүргізіледі.

Алаңның ішкі жүйесін су, арналық кәріз, электрлі қамдау жер астынан орындалады.

Автокөлік жолдарымен түйіскен тораптадың орындарына шойыннан жасалып, терімен қапталған тереңдігі 10 м-ден ас пайтын құбыр салынады.

Сутегі, азот және АВС газдарын жіберетін техникалық құбыртасымалдарда жер асты арқылы өткізіледі.

2.1-Кесте

Ғимараттар мен құрылыстардың тізімі

Белгіленуі	Аталуы
511	администрация корпусы
512	аммиак өндірісі цехы
55I	сығылған ауаның компрессорлы станциясы
512	компрессия ДПЧ
513	насосы кондырғы
403	азот газгольдері
421	сұйық аммиакты беру қоймасы
421a	сұйық аммиактың буферлі қоймасы
403	азот газгольдері
526	аммиак қоймасы тұрмыстық корпус
522	изотермиялық қойма
530	ауа газгольдері
430	турбоком.абсорб.тұрмыстық корпусы
431	аммиакты селитра алу цехы
431	буландыру станциясы, каталитикалық газ.
402	шығару құбыры
433	қышқылды сақтау насос
434	аммиак газгольдері
435	аммиакты тоназыту қонбырғысы
452	аммиакты буландыру станциясы
468	бейтараптандыру станциясы
408	асхана
504	өндірістік жай
411	буландыру түйіршіктеу тұрмыстық корпус
441a	аммонизация бөлімі

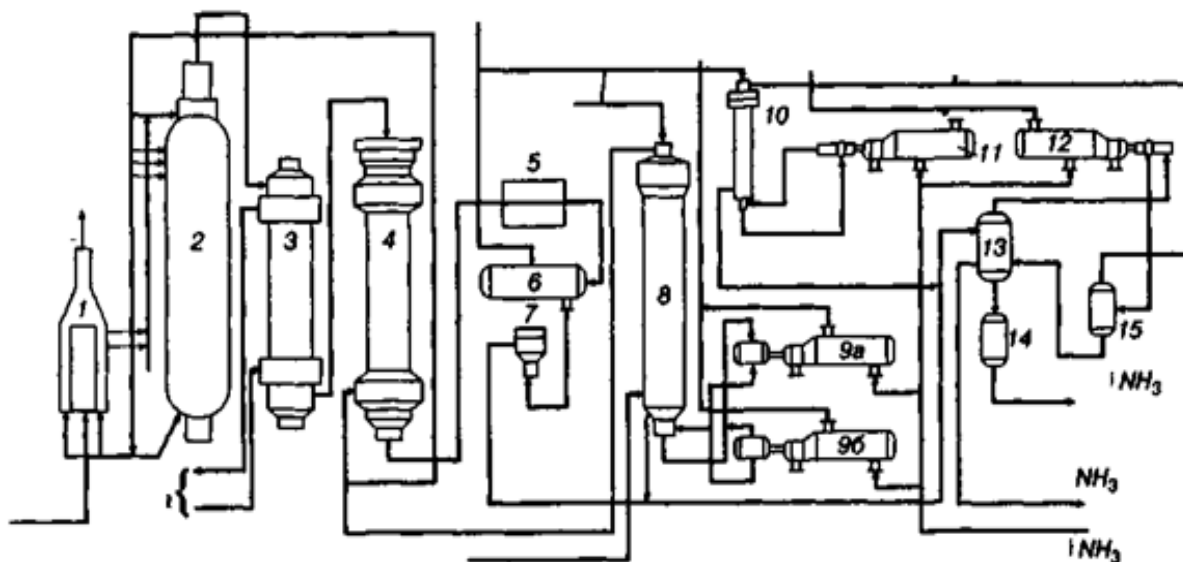
Бас жобаның негізгі көрсеткіштері мынандай:

Қоршалған аумақтың жалпы ауданы	- 18.2 га,
Құрыластың аумағы	- 3,43 га,
Көлік жол, алаңдардың аумағы	- 3,75 га,
Көгалдандыру аумағы	- 2,76 га,
Құрылыстың пайыздық көрсеткіші	- 20 %,
Көгалдандырудың пайыздық көрсеткіші	- 10 %,
Аумақты пайдаланудың пайыздық көрсеткіші	- 53 % .

3 ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ БӨЛІМ

3.1 Технологиялық сызба-нұсқа

2-суретте аммиак синтезі агрегатының сызба-нұсқасы берілген.



1 – газ қыздырғыш, 2 – аммиакты синтездеу колоннасы, 3 – су қыздырғыш, 4 – сыртқы жылуалмастырғыш, 5 – ауамен суыту аппаратының блогы, 6 – сұйық аммиак сепараторы, 7 – магниттік сүзгі, 8 – конденсациялық колонна, 9 – сұйық аммиакты буландырғыш, 10 – үрлемелі газдың конденсациялық колоннасы, 11 – үрлемелі газдың сызығындағы сұйық аммиакты буландырғыш, 12 – танкілі газдың сызығындағы сұйық аммиакты буландырғыш, 13 – сұйық аммиактың ыдысы, 14 – аралық тесікті ыдыс, 15 – сепаратор.

2-сурет- Аммиакты синтездеу агрегатының сызба-нұсқасы

Берілген сызба-нұсқасыға сай шығындалған азоты сутегілі қоспа, 2-ші сатылы орталық компрессорда $320 \cdot 10^5$ Па қысымға дейін жиырылады, ауасы бар мұздатқышта суыған соң (сызба-нұсқасыда берілмеген) төменгі 8-конденсациялық колоннаға қалдықты CO_2 мен H_2O тазартуға жіберіледі. Тазартуды газдың барботажы арқылы конденсировандық сұйық аммиак қабатымен жүргізіледі.

Азотты сутегілі қоспа, сұйық аммиак қабаты арқылы өткенде 3-4% NH_3 қанығып және циркулиацияланған газбен араласады. пайда болған қоспа жылуалмастырғыш канденсациондық колонаның құбырлары арқылы өтіп, 4 жылуалмастырғыштың құбырлар кеңістігіне жіберіледі, бұл жерде газдың жылуына байланысты 195°C дейін қыздырылады да 2-синтез колоннасынан шығады 2-ші циркуляцияланған газ жылуалмастырғыштан синтез колоннасына жіберіледі.

Төменнен жоғарыға дөңгелек тесік арасы корпус колоннасы мен тері

қабатынан өтеді: корпус колонасының үстіңе бекітілген ішкі жылуалмастырғыштық құбырлар кеңістігіне өтеді. Жылуалмастырғышта газ 400-450°C-ға дейін қыздырылады (газдың жылуына байланысты), ол катализатор қорабынан шығады, содан соң төрт катализатор қабатынан өтеді, бұл жерде аммиак синтезі орындалады. Температуралық тәртіп әрбір қабаттың келесі қабатқа газдың дұрыс жіберу жолын қамтамасыз етеді. 190°C температурасы бар колонаның алдындағы ағыннан газды тандайды. Төртінші (төменгі) катализатор қабатынан отіп, азоттысутегілі-аммиакты қоспа құрамында 15% аммиак бар және 500-515°C температурасы бар орталық құбыр арқылы жоғарыға көтеріледі, жылуалмастырғыштың ішкі құбырына кіреді, содан соң 330°C-ға дейін суып, синтез колонасынан шығады.

Газдың қоспасы нірлі судың жылытқышының құбыр аралық кеңістігіне өтеді. 215°C дейін сұйды. Шығару жылуалмастырғыштың құбыр аралық кеңістігі арқылы өткен соң, газдың қоспасы кірген циркуляциланған газбен 65°C-ға дейін сұйды. 65-40°C температурасында газ ауа суытқышы аппаратында 5 сұйды (бірнеше конденсацияның тізбегі), бұл жерде газдан аммиак конденсацияланады. Конденсацияланған аммиак газдан сепаратор 15-те бөлінеді, 10-12% NH_3 бар газды қоспасы азоттысутегілі компрессорге жіберіледі де $320 \cdot 10^5 \text{Па}$ дейін қысылады.

50°C температурасы бар циркуляциланған газ екінші ретті конденсоция колонасынан және ұшқыш сұйық аммиактан құралған. Газ конденсоция колонасына жоғарыдан келеді, жылуалмастырғыштың құбыр аралық кеңістігімен өтеді, құбырлар арқылы өтетін 18°C газбен сұйды, содан кейін газ сұйық аммиак буландырғышқа жіберіледі, U-тәрізді жоғары қысымды құбырлар арқылы өтеді, Буландырғыштың құбыр аралық кеңістігінде -5° - 10°C температурада сұйды. Газ тектес аммиак буландырғыштың құбыраралық кеңістігінен тұздатқыш құрылғысына жіберіледі, ол аммиакты төмендету мен буландыру үшін қажет.

Буландырғыштың құбырлық кеңістігінен шыққан суытылып конденсацияланған газ қоспасы және конденсацияланған аммиак конденсациялау колоннасының айыру бөліміне түседі, сонда газдың сұйық аммиактан айырылуы болады. Бұл ретте жаңа берілген газ айналып жүретін газбен араласып отырады. Онан әрі газды қоспа жартылай фарфорланған сакиналармен толтырылған кәрзеңкеден өтеді де, сонда сұйық аммиактың тамшысынан ажырайды, конденсациялау колоннасының жылу алмастырушы құбырларымен көтеріледі және сыртқы жылу алмастырушы құбырға бағытталады, ал онан әрі – аммиак синтезі колоннасына беріледі. Сайып келгенде, айналып жүру циклі тұйықталады.

Сұйық аммиак алғашқы сепаратордан кейін 40°C температурамен, 7 магниттік сүзгілерден өте катализатор шаңынан тазартылады, $20 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысымға дейін дросселденеді және 13 сұйық аммиак ыдысына түседі, сонда сонымен қатар $20 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысым астында конденсациялық колоннадан аммиак түседі. Сұйық аммиактың биік қысымнан $20 \cdot 10^5 \text{Па}$ қысымға дейін дросселденуі барысында сұйық аммиакта ерітілген H_2 , N_2 , Ar , CH_4 газдарының бөлінуі болады. Танктік деп аталатын газдар құрамында шамамен

16% NH_3 болады. Танктік газдардан аммиактың утиленуі оның минус 20 пен минус 25°C аралығындағы температурада, танктік газдардың сызықтарындағы 12 буландырғышта конденсациялануымен өтеді.

Буландырғыштан танктік газдар және конденсацияланған аммиак 15 сепараторға түседі, сонда сұйық аммиак бөлінеді және 13 сұйық аммиак ыдысына бағытталады. Айналып жүру газында 14–18% инертті қоспаларды ұстап тұру мақсатымен алғашқы конденсациядан кейін газдың бір бөлігін тұрақты бөліп алып отырады. Үрлейтін газдардың сан мөлшері бастапқы газдағы инертті қоспалардың мөлшеріне, синтез жүйесіндегі қысымдарға, катализатор белсенділіктеріне байланысты болады және м $3\text{--}8$ мың м^3 аралығында жатады. Мақсаттық өнім (аммиак) $(-25)\text{--}(-30)^\circ\text{C}$ температура аралығында 10 конденсациялық колоннада және 11 буландырғышта үрлейтін газдардан бөлінеді. Танктік және үрлейтін газдардың қоспасын олардан аммиакты, аргонды, сутегіні және гелийді бөліп алғаннан кейін жағармайлық газ ретінде қолданады, сол үшін ол метан риформингісі блогына жағуға бағытталады.

3.2 Материалдық баланс

Есептеуге қажетті мәліметтер 1-кестеде келтірілген.

1-Кесте

Есептеуге қажетті мәліметтер

параметр	Мәні
Өнімділігі	250 т тәулік
Колоннадағы қос паның көлемдік өнімділігі	$25\,000\text{ нм}^3/\text{м}^3\cdot\text{са}$
Синтез колоннасындағы қысым	300 атм
Синтез температурасы	500°C
Колоннадағы катализатор көлемі	$4,8\text{ м}^3$
Синтез колоннасынан шығатын аммиактың газдағы мөлшері	16 %
Газдағы метан мен аргонның мөлшері	0,2%
Синтез колоннасынан шығатын айналма газдағы метан мен аргонның мөлшері	2,5%
Біріншілік конденсация температурасы	28°C
Екіншілік конденсация температурасы	0°C

а) агрегаттың 1 сағаттағы өнімділігі

$$280000/24=10416\text{ кг / сағ.}$$

Онан ары есеп-қисапты сағаттық өнімділікке жасаймыз

б) 1 м 3 катализатордың бір сағатқа пайдалы өнімділігі

$$10416/4,8=21,7 \text{ кг/сағ } 1 \text{ м}^3 \text{ катализаторға.}$$

в) кірудегі көлемдік жылдамдық 1 м^3 катализаторға $25000 \text{ нм}^3/\text{сағ}$ болғанда шығудағы көлемдік жылдамдық 1 м^3 катализаторға $22000 \text{ нм}^3/\text{сағ}$ болады. 500°C және 300 ат кезінде газдағы аммиактың мөлшері лабораториялық шартта 22% .

г) Синтез колоннасына түсетін газдағы аммиактың мөлшері екінші қайтара конденсация шарттарымен анықталады және 0°C қысымда 280 ат аммиак концентрациясы Ларсон және Блекан формуласымен анықталады :

$$\lg C_{\text{NH}_3} = 4,1856 + 5,987879 / (280^2 - 1099.544 / 273,15) = 0.5$$

$$C_{\text{NH}_3} = 3.16\%$$

д) Колоннадағы нәтижелі қысымды мына теңдеумен тауып аламыз

$$P_{\text{эф}} = 300 \cdot (1 - 0,025) \cdot (1 - 0,0316) = 283 \text{ ат.}$$

е) 300 ат . және 500°C аммиактың тепе-теңдік концентрациясы $26,44\%$, ал 283 ат. ол 25% тең.

ж) Нәтижелі қысым төмендеуіне тиісті түзету коэффициенті $-25/26,44=0,946$.

з) Колоннадан шығудағы аммиак концентрациясы - түзету коэффициентін ескере отырып

$$C_{\text{NH}_3} = 0,946 \cdot 22 = 20,8\%.$$

л) 1 м^3 катализатордың өнімділігі. Катализатордың әрбір кубтық метріне газды қос паның $W \text{ нм}^3/\text{сағ.}$ түседі.

Колоннада түзілген аммиак мөлшерін анықтауға үшін формула мына түрде болады

$$(6 C_{\text{NH}_3} - 4 C_{\text{NH}_3}) \cdot 0.7710 / 100 + 1.03 \cdot 6 C_{\text{NH}_3} \text{ кг.}$$

Осы арадан $W \text{ нм}^3/\text{сағ.}$ газдың түсуінде катализатордың өнімділігі болады

$$(20,8 - 3,16) \cdot 25000 \cdot 0,7710 / 100 + 1,03 \cdot 20,8 = 2808 \text{ кг /сағ.}$$

к) Аммиактың 10416 кг алуға үшін колоннаға түсуге тиісті газды қоспалардың мөлшері

$$v = 10416(100 + 1,03 \cdot 20,8) / (20,8 - 3,16) \cdot 0,7710 = 92736,3 \text{ нм}^3.$$

м) Түсетін газды қоспаның құрамы. Шарт бойынша, , синтез колоннасына түсетін газды қоспада $2,5\%$ аргон және метан болады.

Егер $\text{Ar} = 1.05$ және $\text{CH}_4 = 1,45$.

Аммиак концентрациясы $3,16\%$ болады. сонда сутегі және азот мөлшері болады

$$100-(1,05+1,45+3,16)=94,3\%.$$

Мөлшері, колоннаға кірудегі сутегі және азоттың арақатынастары стехиометриялық талапқа сай болады, ал сутегінің азотпен салыстырудағы бірнеше -3,007:1 үлкен шығындарын есепке алатын болсақ азот концентрациясы болады

$$N_2 = 94,3/3,007+1=23,7.$$

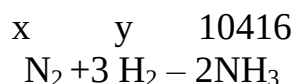
Сутегінің концентрациясы

$$H_2 = 94,3-23,7=70,6.$$

Түсетін газда болады:

Аммиак $4 \text{ } ^3 = 4 \text{ } v \text{ } ^3 = 92736,3 \cdot 0,0316 = 2930,5 \text{ нм } ^3$, немесе 2256,5 кг
 Сутегі $4 \text{ } ^2 = 92736,3 \cdot 0,706 = 65472 \text{ нм } ^3$, немесе 5827 кг,
 Азот $4 \text{ } ^2 = 92736,3 \cdot 0,237 = 21978,4 \text{ нм } ^3$, немесе 27473 кг,
 Аргон $4 \text{ } v \text{ } Ar \text{ } 92736,3 \cdot 0,0105 = 973 \text{ нм } ^3$ немесе 1733 кг,
 Метан $4 \text{ } ^4 = 92736,3 \cdot 0,0145 = 1344,6 \text{ нм } ^3$, немесе 964 кг,
 Газдардың жалпы массасы -38254 кг.

н) Синтез колоннасынан кейінгі газды қоспа құрамы. Шарт бойынша , синтез колоннасында 10416 кг немесе 13527 нм³ аммиак түзіледі, сонда реакция бойынша



$X = 28 \cdot 10416 / 2 \cdot 17 = 8577,9 \text{ кг}$ - азот мөлшері немесе 6862 нм³ азот.

$Y = 10416 \cdot 3 \cdot 2 / 2 \cdot 17 = 1839,1 \text{ кг}$ - сутегі мөлшері немесе 20653 нм³ сутегі болады

Колоннадан шығудағы газды қоспада болады:

Аммиак $2256,5 + 10416 = 12672,5 \text{ кг}$ немесе $2930,5 + 13527 = 16457,5 \text{ нм}^3$,
 Сутегі $5827 - 1838,1 = 3988,9 \text{ кг}$ немесе $65472 - 20653 = 44919 \text{ нм}^3$,
 Азот $27473 - 8577,9 = 18895,1 \text{ кг}$ немесе $21978,4 - 6862 = 15116,4 \text{ нм}^3$,
 Аргон 1733 кг немесе 973 нм³,
 Метан 964 кг немесе 1344,6 нм³,
 Газды қос паньң жалпы көлемі 78710,5 нм³.

у) Су тоңазытқышта конденсацияланушы аммиак мөлшері және оған ерітілген газдардың мөлшері. Газды қоспада, 28 °C температурада және 290 атм қысымда шығындарын есепке ала отырсақ , 7,66 NH₃ болады.

NH₃ басқа газдардың көлемі

$$3,78710,5 - 16457,5 = 62253 \text{ нм}^3.$$

Газ түріндегі NH_3 көлемі

$$362253 \cdot 7,66 / 100 - 7,66 = 476858 / 92,34 = 5164,15 \text{ нм}^3.$$

Конденсацияланатын

$$\text{NH}_3 \ 16457,5 - 5164,15 = 11293,35 \text{ нм}^3, \text{ немесе } 8696 \text{ з кг.}$$

Конденсацияламаған газдардың жалпы көлемі:

$$62253 + 5164,15 = 67417,15 \text{ нм}^3.$$

Газдардың парциалдық қысымдары (ат)

$$\text{H}_2 - 290 \cdot 44819 / 67417,15 = 192,8;$$

$$\text{N}_2 - 290 \cdot 15116,4 / 67417,15 = 65;$$

$$\text{Ar} - 290 \cdot 973 / 67417,15 = 4,19;$$

$$\text{CH}_4 - 290 \cdot 1344,6 / 67417,15 = 5,79.$$

28 °C және табылған парциалдық қысымда 1000 кг сұйық аммиакта 19,57 нм³ сутегі, 6,35 нм³ азот, 0,65 нм³ аргон, 1,72 нм³ метан ериді.

Сонда 8696 кг аммиакта ериді:

$$\text{Сутегі } 8696 \cdot 19,57 / 1000 = 170 \text{ нм}^3,$$

$$\text{Аргон } 8696 \cdot 0,65 / 1000 = 5,65 \text{ нм}^3,$$

$$\text{Азот } 8696 \cdot 6,35 / 1000 = 55,2 \text{ нм}^3,$$

$$\text{Метан } 8696 \cdot 1,72 / 100 = 15 \text{ нм}^3.$$

Газ тәрізді түрде қалады:

$$\text{H}_2 \ 44819 - 170 = 44649 \text{ нм}^3,$$

$$\text{N}_2 \ 15116,4 - 55,2 = 15061,2 \text{ нм}^3,$$

$$\text{Ar} \ 973 - 5,65 = 967,36 \text{ нм}^3,$$

$$\text{CH}_4 \ 1344,6 - 15 = 1329,6 \text{ нм}^3.$$

Газдардың жалпы көлемі - 62007,15 нм³

Газ түріндегі аммиактың көлемі

$$3, \ 62007,15 \cdot 7,66 / 100 - 7,66 = 5144 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 3961 \text{ кг.}$$

Конденсацияланатын аммиак

$$16457,5 - 5144 = 11313,5 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 7603,5 \text{ з кг.}$$

Газдардың жалпы көлемі:

$$62007,15+5144=67151,15 \text{ нм}^3.$$

Газдардың парциалдық қысымдары (ат):

$$\begin{aligned} \text{H}_2 & 290 \cdot 44649 / 67151,15 = 192,9, \\ \text{N}_2 & 290 \cdot 15061,2 / 67151,15 = 65, \\ \text{Ar} & 290 \cdot 967,35 / 67151,15 = 4,17, \\ \text{CH}_4 & 290 \cdot 1329,6 / 67151,15 = 5,74. \end{aligned}$$

Осыдан , су тоңазтқыштан кейін булы - сұйықты қоспа құрамы келесі болады

Компонент	Сұйық		Газ		
	Кг	нм ³	Кг	нм ³	% көлеммен
Аммиак	7635	11313,5	3961	5144	7,66
Сутегі	15,13	170	3974	44649	66,5
Азот	69	55,2	18826,5	150261,2	22,4
Аргон		5,05	1722	967,35	1,4
Метан	11	15	953	1329,6	2,04
Барлығы	8815,13	11558,75	29439,5	67151,6	100

ц) Екінші қайтара конденсацияның сұйық аммиакта ерітілген газдардың мөлшері. Қабылдаймыз, $10416 - 7635 = 1705$ кг аммиактың 92,5% тағы бөлініп жүйеден буландырғышқа сұйық күйде шығарылуы тиісті. Бұл жорамал бойынша сұйықтар түрінде $1705 \cdot 0,925 = 1577$ кг аммиак шығарылады. Жалпы түрде қабыл алуға болады, аммиактың сондай мөлшерінде $17 \text{ нм}^3 \text{ H}_2$, $6 \text{ нм}^3 \text{ N}_2$, $1 \text{ нм}^3 \text{ Ar}$, $3 \text{ нм}^3 \text{ CH}_4$ ериді.

я) Үрлейтін газдардың мөлшері. 10416 кг аммиак алу үшін $20653 \text{ нм}^3 \text{ H}_2$ және $6862 \text{ нм}^3 \text{ N}_2$ керек. Барлығы $27515 \text{ нм}^3 \text{ H}_2$ және N_2 қоспалары немесе $27515 \cdot 100 / 74,29 + 24,75 = 27781 \text{ нм}^3$ таза сутекті қоспа керек.

x арқылы резервтегі көлемді белгілейміз. Сонда қос паньң жалпы көлемі

$$\begin{aligned} & 27781 + x, \text{ мұнда} \\ \text{H}_2 & 20650 + x \text{ нм}^3, \\ \text{N}_2 & 6965 + x \text{ нм}^3, \\ \text{Ar} & 104 + x \text{ нм}^3, \\ \text{CH}_4 & 162 + x \text{ нм}^3, \\ \text{Барлығы} & 27781 + x. \end{aligned}$$

Осы мөлшерден аммиак синтезіне шығын шығарылады және ерітілген газдармен алыстатылады:

$$\begin{aligned} & 20653 + 170 + 17 = 20840 \text{ нм}^3 \text{ сутегі}, \\ & 6862 + 55,2 + 6 = 6932,2 \text{ нм}^3 \text{ азот}, \end{aligned}$$

$$5,65+1=6,65 \text{ нм}^3 \text{ аргон,}$$

$$15+3=18 \text{ нм}^3 \text{ метан.}$$

Үрлеу кезінде алысталған болуы тиісті:

$$20650+ x \cdot 0,7429 \text{ нм}^3 - 20840 = x \cdot 0,7429 - 190 \text{ нм}^3 \text{ сутегі,}$$

$$6965+ x \text{ нм}^3 \cdot 0,2475 - 6923,2 = x \cdot 0,2475 - 58,2 \text{ нм}^3 \text{ азот,}$$

$$104+ x \text{ нм}^3 \cdot 0,0038 - 6,65 = x \cdot 0,0038 + 97,35 \text{ нм}^3 \text{ аргон,}$$

$$162+ x \text{ нм}^3 \cdot 0,0098 - 18 = x \cdot 0,0098 + 144 \text{ нм}^3 \text{ метан.}$$

Үрлейтін газдардың жалпы көлемін у арқылы белгілейміз. Сонда алыстатылған газдардың мөлшері :

$$\begin{array}{ll} \text{Аммиак} & y \cdot 0,0766 \text{ нм}^3, \\ \text{H}_2 & y \cdot 0,665 \text{ нм}^3, \\ \text{N}_2 & y \cdot 0,224 \text{ нм}^3, \\ \text{Ar} & y \cdot 0,014 \text{ нм}^3. \end{array}$$

х және у арқылы көрсетілген үрлейтін газдардың мөлшерін теңестіреміз.

$$\begin{array}{l} \text{H}_2\text{-----} x \cdot 0.7429 - 190 = y \cdot 0,665 \text{ нм}^3, \\ \text{N}_2\text{-----} x \cdot 0.2475 - 58,2 \text{ нм}^3 = y \cdot 0,224 \text{ нм}^3, \\ \text{Ar}\text{-----} x \cdot 0.0038 + 97,35 = y \cdot 0,014 \text{ нм}^3, \\ \text{CH}_4\text{-----} x \cdot 0.0058 + 144 \text{ нм}^3 = y \cdot 0,0204 \text{ нм}^3. \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} x \cdot 0.7429 - 190 = y \cdot 0,665 & x \cdot 0.2475 - 58,2 \text{ нм}^3 = y \cdot 0,224 \\ x \cdot 0.0038 + 97,35 = y \cdot 0,014 & x \cdot 0.0058 + 144 \text{ нм}^3 = y \cdot 0,0204 \\ y = 9275 \text{ нм}^3 & y_1 = 9563 \text{ нм}^3 \\ x = 8558 \text{ нм}^3 & x_1 = 8890 \text{ нм}^3 \\ x = 8724 \text{ нм}^3 \text{ орташа мәнін анықтаймыз} & \\ y = 9419 \text{ нм}^3. & \end{array}$$

Көлемде 9419 нм³ болады

$$\begin{array}{l} \text{NH}_3 - 0,0766 \cdot 9419 = 721 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 555,5 \text{ кг,} \\ \text{H}_2 - 0,665 \cdot 9419 = 6263 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 557,4 \text{ кг,} \\ \text{N}_2 - 0,224 \cdot 9419 = 21709 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 2637 \text{ кг,} \\ \text{Ar} - 0,014 \cdot 9419 = 131 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 234 \text{ кг,} \\ \text{CH}_4 - 0,0204 \cdot 9419 = 192 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 137,7 \text{ кг.} \end{array}$$

Айналып жүруші газ мөлшері:

$$\begin{array}{l} \text{NH}_3 - 5144 - 721 = 4423 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 3961 - 555,5 = 3405,5 \text{ кг,} \\ \text{H}_2 - 44649 - 6263 = 38386 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 3974 - 557,4 = 3416,6 \text{ кг,} \\ \text{N}_2 - 15061,2 - 2109 = 1295,2 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 18826,5 - 5637 = 16189,5 \text{ кг,} \end{array}$$

$\text{Ar}-967,35-131=833,35 \text{ нм}^3$ немесе $1722-234=1488 \text{ кг}$,
 $\text{CH}_4-1329,6-192=137,6 \text{ нм}^3$ немесе $953-137,7=815,3 \text{ кг}$.

ы) Синтезге берілуші таза азоттық - сутекті қоспаның мөлшері.
Жалпы көлем

$$27781+8874=36505 \text{ нм}^3.$$

Сонда болады

$\text{H}_2-0,7429 \cdot 36505=27120 \text{ нм}^3$ немесе 2413 кг ,
 $\text{N}_2-0,2475 \cdot 36505=9035 \text{ нм}^3$ немесе 11293 кг ,
 $\text{Ar}-0,038 \cdot 36505=138,71 \text{ нм}^3$ немесе $246,9 \text{ кг}$,
 $\text{CH}_4-0,0058 \cdot 36505=211,72 \text{ нм}^3$ немесе $151,8 \text{ кг}$.

$8000 \text{ нм}^3 - 1 \text{ кг H}_2\text{O}$
 $36505 \text{ нм}^3 - x \text{ кг H}_2\text{O}$
 $x=36505 \cdot 1/8000=4,56$ немесе $6,08 \text{ нм}^3$ су буы.

х) Айналып жүруші газдарды және жаңа газды қосқаннан кейінгі алынған сутекті қоспа мөлшері:

$\text{NH}_3-4423 \text{ нм}^3$ немесе 3405 кг ,
 $\text{H}_2-38386+27420=65506 \text{ нм}^3$ немесе $3416,6+2413=5829,6 \text{ кг}$,
 $\text{N}_2-12952,2+9035=21987,2 \text{ нм}^3$ немесе $16189,5+11293 \text{ кг}=27482,5$,
 $\text{Ar}-836,35+138,71=975,06 \text{ нм}^3$ немесе $246,9+1488=1734,9 \text{ кг}$,
 $\text{CH}_4-1137,6+211,72=1349,32 \text{ нм}^3$ немесе $151,8+815,3=967,1 \text{ кг}$.

Газдардың жалпы көлемі -94241 нм^3

э) Колоннада конденсацияланатын аммиак мөлшерін аммиаксыз газдардың көлемін еске ала отырып $94241-4423=89818 \text{ нм}^3$, газ тәрізді аммиак көлемін тауып аламыз:

$$89818 \cdot 3,16/100-3,16=2930,86 \text{ нм}^3.$$

Сұйықтықта конденсацияланады

$$4423-2930,86=1492,14 \text{ нм}^3 \text{ немесе } 1148,94 \text{ кг аммиак}.$$

Қалған газдардың көлемі

$$94241-1492,14=92748,86 \text{ нм}^3.$$

Газдардың парциалдық қысымдары (ата):

Сутегі $280 \cdot 65506/92748=197,7$,
Азот $280 \cdot 21987,2/92748=66,37$,

Аргон $280 \cdot 975,06 / 92748 = 2,94$,
 Метан $280 \cdot 1349,32 / 92748 = 4,07$.

Бұл ретте ерігіштік (нм^3 сұйық аммиактың 1000 кг-ына) сутегінікі 11,99, азоттікі 4,96, аргондікі 1,27, метандікі 2,60, 1148 кг сұйық аммиакта $17 \text{ нм}^3 \text{H}_2$, $6 \text{ нм}^3 \text{N}_2$, $1 \text{ нм}^3 \text{Ar}$, $3 \text{ нм}^3 \text{CH}_4$ ериді.

Аммиаксыз газдардың және сұйық аммиакта ерітілген газдардың көлемі

$$89818 - (17 + 6 + 1 + 3) = 89845 \text{ нм}^3.$$

Газ тәрізді аммиак көлемі

$$89845 \cdot 3,16 / 100 - 3,16 = 2931,7 \text{ нм}^3.$$

Конденсацияланады $4423 - 2931,7 = 1491,3 \text{ нм}^3$ немесе 1148 кг, аммиак.

Сайып келгенде, сұйық түрде 1148 кг аммиак бөлінеді, сонда сутегі 1,7 кг, 7,5 азот, 2 аргон, 2 метан ерітілген. Мұнан басқа, сұйық аммиакта түскен су буының барлығы ериді.

ф) Синтез колоннасына түсетін газды қоспа мөлшері:

Аммиак $3405 - 1148 = 2257 \text{ кг/сағ}$, немесе $1737,89 \text{ нм}^3/\text{сағ}$,
 Сутегі $5829,6 - 1,7 = 5827,9 \text{ кг/сағ}$ немесе $65506 \text{ нм}^3 - 17 = 65489 \text{ нм}^3/\text{сағ}$,
 Азот $27482,5 - 7,5 = 27475 \text{ кг/сағ}$ немесе $21987,2 \text{ нм}^3 - 6 = 21981 \text{ нм}^3/\text{сағ}$,
 Аргон $1734,9 - 2 = 1732,9 \text{ кг/сағ}$ немесе $975,06 \text{ нм}^3 - 1 = 974,06 \text{ нм}^3/\text{сағ}$,
 Метан $967,1 - 2 = 965,1 \text{ кг/сағ}$ немесе $1349,32 \text{ нм}^3 - 3 = 1346,32 \text{ нм}^3/\text{сағ}$.

ш) Тауарлық аммиактың жалпы мөлшері. Су тоңазтқыштан шығады 7635 кг, үрлеу газдарынан 555,5 кг және буландырғыштан 2257 кг. барлығы 10416 кг/сағ.

щ) Нақты түрде синтез колоннасына $92736,3 \text{ нм}^3/\text{сағ}$ газды қоспа түседі және $78710,5 \text{ нм}^3/\text{сағ}$ газды қоспа колоннадан кетеді.

3.3 Аммиакты синтездеу колоннасының жылулық балансы

Бастапқы берілгендер:

Колоннаға кірердегі газ температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	36
Катализатор қабатына кірердегі газ температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	440
Катализатор қабатынан шығардағы газ температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	480
Колоннадан шығардағы газ температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	90
Колоннаға берілетін су температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	220
Колоннадан шыққандағы су температурасы ($^{\circ}\text{C}$)	280
Су қысымы (нм^3)	$100 \cdot 10^5$

Құрамында 3,08 аммиагы бар колоннаға түсетін газдың температурасы

36 °C болғанда энтальпиясы i_1 41 600 кдж/кг болады.

Колонна қабырғасы мен катализатор қорабы арасындағы кеңестікпен түсе отырып газ 8-10 град дейін қызады. Яғни қабылдаймыз газ 9 град қызып оның температурасы 45°C жетті деп. Сонда $i_2 = 41900$ кдж/кг. Осылайша, әрбір килограмм газды қос паның энтальпиясы $i_2 - i_1 = 4190 - 4160 = 30$ Кдж ұлғаяды. Осыншама жылу мөлшерін әрбір кг қоспаға катализатор қорабшасы береді.

Колонна қабырғасы мен катализатор қорабы арасындағы кеңестікпен түсе отырып газ одан ары қыза түседі. Бұл ретте ол жылуалмастырғышта суытыла бастаған ыстық газдың есебінен қызады. Сонда ол 6-8 град дейін қызады. Яғни қабылдаймыз газ 7 град қызып оның температурасы 52°C жетті деп. Сонда $i_2 = 42100$ кдж/кг.

Катализатор қорапшасындағы 1 кг қоспадан реакция нәтижесінде бөлінетін жылуды катализатор қабатына түсетін және одан кететін газдың энтальпиясының айырымы деп түсінген дұрыс. Бұл жылу $i_7 - i_9$ кдж/ кг болады. Екінші жағынан барлық бөлінетін жылу қыздырылатын газдармен жұтылуы тиіс.

Катализатор қабатының жылу беруі негізінде газ екі рет қызады: біріншісінде қорапқа түсуінде ал екіншісінде орталық құбырдан өткенде. Бірінші ретте газдармен қабылданатын жылу $i_2 - i_1$ болады, ал екінші жағдайда $i_7 - i_4$. Осылайша, катализаторлық қорапшаның жылу балансының теңдеуі i_7 қысқартылғаннан кейін былай болады: $i_4 = i_9 + i_2 - i_1$.

Энтальпия i_9 -ды $i-t$ диаграммадан табамыз, өйткені катализатор қабатынан шығардағы газ температурасы 480°C, а аммиак мөлшері 18,4%. Энтальпия $i_9 = 5000$ кдж/кг. Осыдан энтальпия

$$i_4 = 5000 + 4190 - 4160 = 5030 \text{ кдж/кг.}$$

Жылуалмастырғыштан шыққандағы немесе катализатор қорапшасының орталық құбырына кірердегі газ температурасы $i - t$ диаграмма бойынша 284°C тең. Катализатор қабатына кіретін газ энтальпиясы 440°C және 3,08% аммиак болғанда 5580 кдж/кг тең. Яғни катализатор қабатындағы реакцияда газ бөледі

$$i_7 - i_9 = 5580 - 5000 = 580 \text{ кдж/кг.}$$

яғни, кеңестікте қыздырғанда 30 кдж/ кг және орталық құбырмен жылжығанда 5580 - 500 = 580 кдж/кг жылу алады.

Жоғарыда көрсетілген, газ жылуалмастырғышқа 52°C температурамен және $i_3 = 4210$ энтальпиямен түседі, ал жылуалмастырғыштан 284°C температурамен және 5030 кдж/кг энтальпиямен кетеді. Сонда, газ жылуалмастырғышта алады

$$i_4 - i_3 = 5030 - 4210 = 820 \text{ кдж/кг.}$$

Бұдан басқа, жылуалмастырғыштың сызығында газға беріледі

$$i_3 - i_2 = 4210 - 4190 = 20 \text{ кДж/кг жылу.}$$

Осылайша ыстық газды жылуалмастырғышта салқындатқанда суық газ сорып алады

$$i_4 - i_2 = 5030 - 4190 = 840 \text{ кДж/кг.}$$

Осыншама жылуды ыстық газ береді (қоршаған ортаға кеткен жылуды ескермейміз), яғни

$$i_4 - i_2 = i_{10} - i_{11} = 840 \text{ кДж/кг.}$$

Колоннадан шығатын газдың температурасын және құрамын біле отырып, табамыз, яғни $i_{11} = 3680$ кДж/кг. Сонда жылуалмастырғышқа түсетін ыстық газ үшін

$$i_{10} = i_{11} + 840 = 3680 + 840 = 4520 \text{ кДж/кг.}$$

Катализатор қорапшасынан шығатын газда $i_9 = 5000$ кДж/кг жылу болады, ал жылуалмастырғышқа түсетін газда 4520 кДж/кг.

Жылу мөлшеріндегі айырмашылық

$$i_9 - i_{10} = 5000 - 4520 = 480 \text{ кДж/кг.}$$

жылу әкеткіш құрылғыда суды жылытуға жұмсалады. Суды жылытуға жұмсалатын жалпы жылу мөлшерін мына теңдеуден табамыз

$$Q_{13} - Q_{12} = m_{12} \cdot (i_{13} - i_{12}) = Q_9 - Q_{10} = m_9 \cdot (i_9 - i_{10}) = 37591 \cdot 480 = 18000000 \text{ кДж/сағ.}$$

280°C кезіндегі су энтальпиясы $i_{13} = 1234,5$ кДж/кг, ал 220°C кезінде $i_{12} = 945,8$ кДж/кг. Осыдан суды 220°C тан 280°C дейін қыздырғанда энтальпия мына шамаға ұлғаяды

$$i_{13} - i_{12} = 1234,5 - 945,8 = 288,7 \text{ кДж/кг.}$$

Осылайша, қыздырылатын су массасы тең болады

$$m_{12} = Q_{13} - Q_{12} / i_{13} - i_{12} = 18\,000\,000 / 288,7 = 62350 \text{ кг/сағ.}$$

Газ жылуы кез келген нүктеде газ массасының оның энтальпиясына көбейтіндісіне тең, мысалы

$$Q_2 = m_2 i_2 = 37591 \cdot 41900 = 157800000 \text{ кДж/} = 157500 \text{ МДж /сағ.}$$

Есептеу кезінде еске ұстау керек, яғни кез келген нүктедегі газ массасы тұрақты шама.

2-Кесте

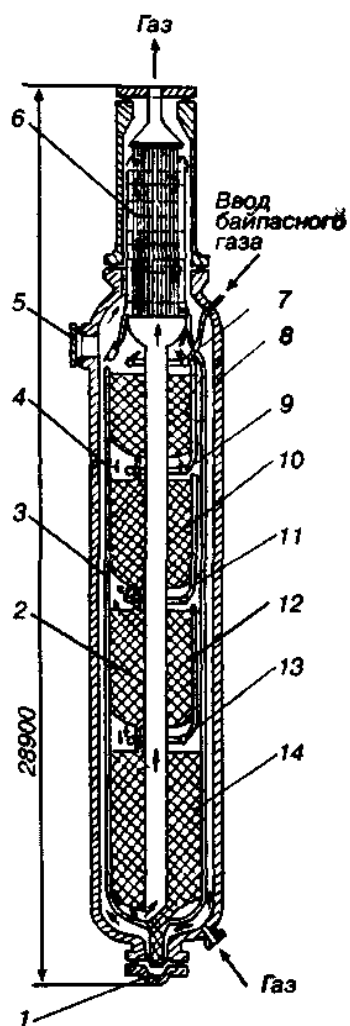
Синтез колоннасының жылулық балансы

Кіріс		Шығыс	
Бірлігі Катализатор қорапшасы	Мдж/ сағ.	Бірлігі	Мдж/ сағ.
Газбен колоннаға (Q ₁)	156400	катализатор орапшасынан жылуалмастырғышқа өту деңгейіндегі сызықта (Q ₂)	157500
Газбен катализатор қорапшасына (Q ₄)	189100	Газбен жылу әкеткіш құрылғыға (Q ₁₀)	188000
Барлығы	345500	Барлығы	345000
Жылуалмасу аппараты катализатор қорапшасынан жылуалмастырғышқа өту деңгейіндегі сызықта (Q ₂)	157500	Газбен жылуалмастырғышқа кірерде (Q ₃)	158300
Газбен жылуалмастырғышқа кірерде (Q ₃)	158300	Газбен катализатор қорапшасына (Q ₄)	189100
Газбен жылу әкеткіш құрылғыға (Q ₁₀)	170000	Газбен колоннадан шығарда(Q ₁₁)	138400
Барлығы	485000	Барлығы	485500
Жылу әкеткіш құрылғы			
Газбен катализатор қорапшасынан Q ₉	188000	Газбен жылуалмастырғышқа Q ₁₀)	170000
Сумен колонаға (Q ₁₂)	59000	Сумен колонадан (Q ₁₃)	77000
Барлығы	247000	Барлығы	247000
Колоннаның жалпы жылу балансы			
Газбен колоннаға (Q ₁)	156400	Газбен колоннадан (Q ₁₁)	138400
Сумен колонаға (Q ₁₂)	59000	Сумен колонадан (Q ₁₃)	77 000
Барлығы	215400	Барлығы	215400

3.4 Аммиак өндірісінде негізгі аппараттар

Аммиак өндірісінде негізгі аппарат синтез колоннасы (3-сурет), 4 колоннадан тұрады. Колонна катализаторды сәйкес түрде түсіру және тиеу үшін 1 және 5 люктармен жабдықталған. Колоннаның жоғарғы бөліміне 6 жылуалмастырғыш қондырылған. Колоннаның корпусының ішінде катализатордың 8,10,12 және 14 төрт қабатты болады, олар 3 катализатор қораптарының корпусында орнатылған. Колонна корпусы арқылы 7,9,11 және 13 байпастық газдың енгізу түтікшесі қондырылған. Сыртқы орнатылған жылу алмастырғыштан айналып жүру газы колоннаға 2 орталық құбыр арқылы

түседі.



1—катализатор түсіруіне арналған люк, 2— орталық құбыр, 3—катализатор қорабының корпусы, 4— колонна корпусы, 5— тиейтің люк, 6— жылу алмастырғыш, 7,9,11,13—байпасты газ енгізу, 8,10,12,14— катализатор.

3-сурет- Аммиакты синтездеу колоннасы

ҚОРЫТЫНДЫ

«Қазазот жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау» тақырыбына жазылған дипломдық жобаның негізінде келесідей қорытындылар жасауға болады:

Аммиакты өндіріп алудың әдебиеттік шолуы жасалынды.

Аммиакты өндіріп алатын зауыттың орналасу жағдайы қарастырылды.

Аммиакты өндіріп алатын өндіріс орнының технологиялық сызбасы жасалынды және осы сызба негізінде үрдістің материалдық, жылулық баланстары мен технологиялық есептеулері орындалды.

Аммиакты өндіріп алатын өндіріс орнында қолданылатын негізгі қондырғылардың есептеулері жасалынды.

ПАЙДАЛАНҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

Оқулықтар мен монографиялар тізімі

- 1 Атрощенко В.И., Каргин С.И. Технология азотной кислоты. –М.: Химия, 1970. –320 с.
- 2 Справочник азотника. –М.: Химия, 1989. Т.2. –460 с.
- 3 Андреев Ф.А. Технология связанного азота.–Л.: Химия, 1974. –270 с.
- 4 Корякин Ю.В., Ангелов И.И. Чистые химические вещества.–М.:Химия, 1974. –130 с.
- 5 Дохолова А. Н., Кармышов В. Ф. , Сидорина Л. В. Производство и применение фосфатов аммония. –М.:Химия, 1986. –260 с.
- 6 Постников Н. Н. Термическая фосфорная кислота, соли и удобрения на ее основе. –М.: Химия, 1976. -336с.
- 7 Фурмер И.Э. Общая химическая технология. –М: Высшая школа, 1977. –427 с.
- 8 Позин М.Е. Расчеты по технологии неорганических веществ. –Л.: Химия, 1977. –496 с.
- 9 Мухленов И.П., Авербух А.Я., Кузнецов Д.А, Амелин А.Г. и др. Общая химическая технология. Ч.2, –М.: Высшая школа, 1977. –310 с.
- 10 Дыбина П.В., Соловьева А. С., Вишняк Ю. И. Расчеты по технологии неорганических веществ. –М.: Выс.школа, 1967. –570 с.
- 11 Тетеревков А. И., Печковский А. В., Новосельская Л. В. Оборудование заводов неорганических веществ. – Минск, Выш. школа, 1984. –196 с.
- 12 Мельников Е. Я., Салтанова В. П., Наумова А. М., Блинова Ж. С. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений. –М.: Химия, 1983. –432 с.
- 13 Гринберг Я. И. Проектирование химических производств. –М.: Химия, 1970. –269 с.
- 14 Краткий химический справочник. –Санкт-Петербург, Химия, 1994. – 432 с.

ҚОСЫМША

А.1- кесте

Орн.	Белгіленуі	Аталуы	Саны	Ескерту
1	511	администрация корпусы	1	
2	512	аммиак өндірісі цехы	1	
3	55I	сығылған ауаның компрессорлы станциясы	1	
4	512	компрессия ДПЧ	1	
5	513	насосы кондырғы	1	
6	403	азот газгольдері	1	
7	421	сұйық аммиакты беру қоймасы	1	
8	421a	сұйық аммиактың буферлі қоймасы	1	
9	403	азот газгольдері	1	
10	526	аммиак қоймасы тұрмыстық корпус	1	
11	522	изотермиялық қойма	1	
12	530	ауа газгольдері	1	
13	430	турбоком.абсорб.тұрмыстық корпусы	1	
14	431	аммиакты селитра алу цехы	1	
15	402	шығару құбыры	1	
16	433	қышқылды сақтау насос	1	
17	434	аммиак газгольдері	1	
18	435	аммиакты тоназыту қонбырғысы	1	
19	452	аммиакты буландыру станциясы	1	
20	468	бейтараптандыру станциясы	1	
21	408	асхана	1	
22	504	өндірістік жай	1	
23	411	буландыру түйіршіктеу тұрмыстық корпус	1	
24	441a	аммонизация бөлімі	1	

					ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА									
					«Қазазот» жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау	Әдебиет			Масса	Масштаб	1:40			
Әзг.	Бет	Құжат	Қолы	Күні										
Орындаға	Ерсайын А.													
Тексерген	Мустахимов													
Кеңесші	Мустахимов													
Пікір беру					Бас жоспар	бет 1			беттер 4					
Н.бақылау	Мырзабекова					Қ.Сәтбаев ат. ҚазҰТЗУ БЗХТ								
Бекітемін	Жунусбекова					кафедрасы								

ҚОСЫМША

A.2- кесте

[illegible]

ҚОСЫМША

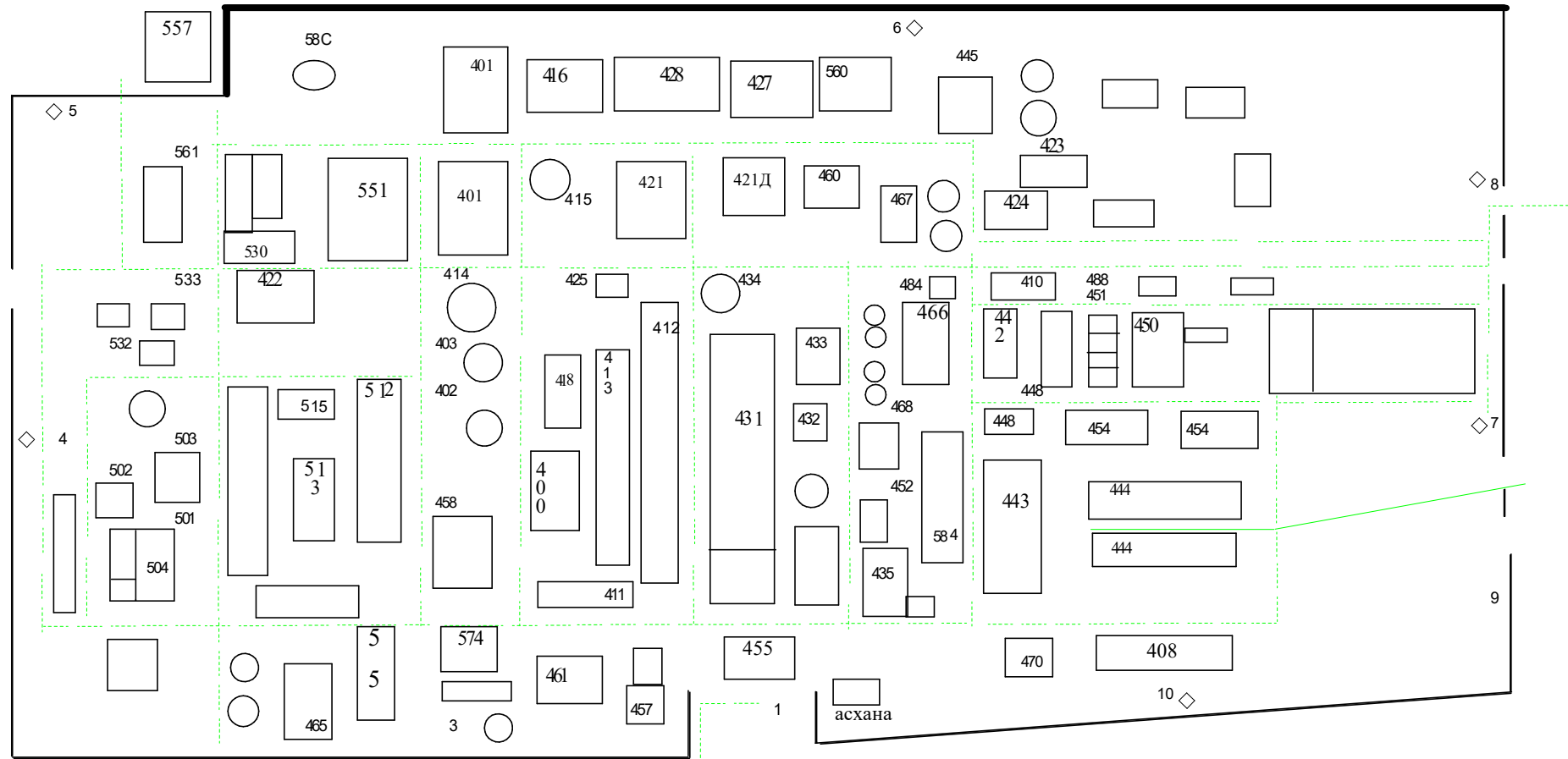
A.3- кесте

[illegible]

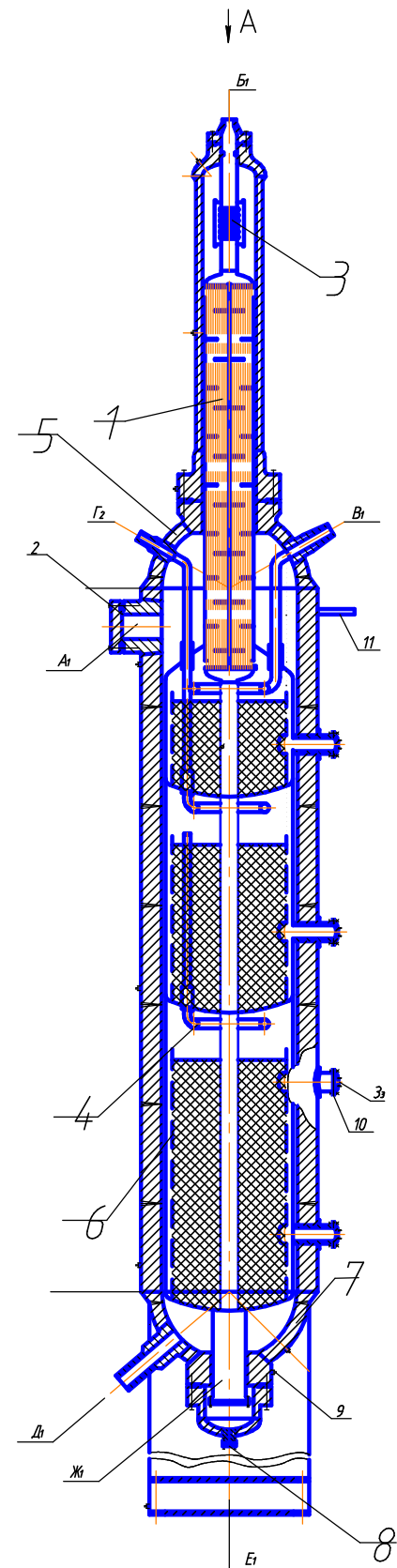
ҚОСЫМША

A.4- кесте

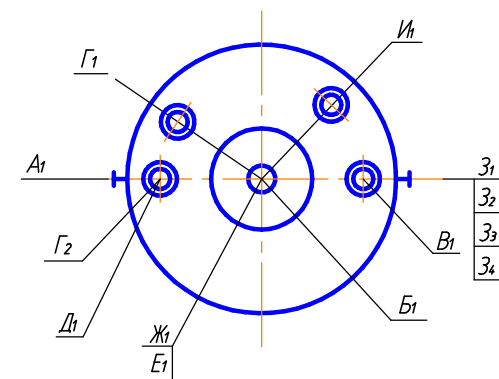
[illegible]



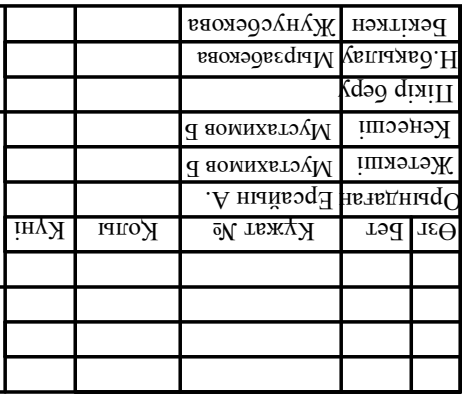
					ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА						
					«Казазот» жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау	Әдебиет			Масса	Масштаб	
Өзг	Бет	Кұжат №	Қолы	Күні						1:40	
Орындаған	Ерсайын А.										
Жетекші	Мустахимов Б										
Кеңесші	Мустахимов Б										
Пікір беру					Бас жоспар сызбасы	Парақ			Парақтар		
Н.бақылау	Мырзабекова					Сәтбаев университеті БЗХТ кафедрасы					
Бекіткен	Жунусбекова										



штуцерлердін орналасуы



						ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА							
						«Казазот» жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау			Әдебиет	Масса	Масштаб		
Өзг	Бет	Күжат №	Қолы	Күні							1:40		
Орындаған	Ерсайын А.												
Жетекші	Мустахимов Б												
Кеңесші	Мустахимов Б					Синтездеу колоннасы			Парак		Парақтар		
Пікір беру					Сәтбаев университеті БЗХТ кафедрасы								
Н.бақылау	Мырзабекова												
Бекіткен	Жунусбекова												



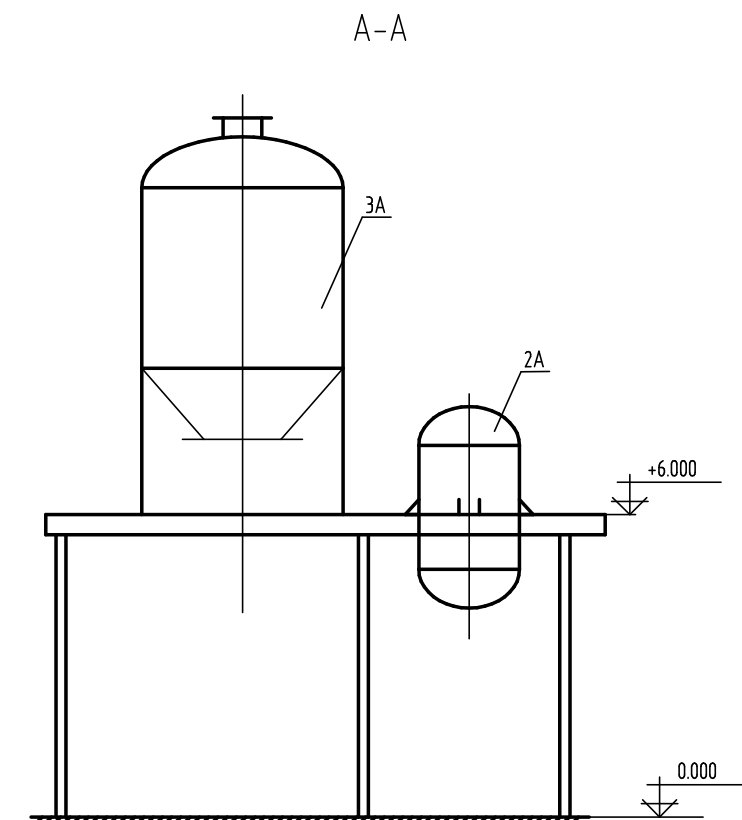
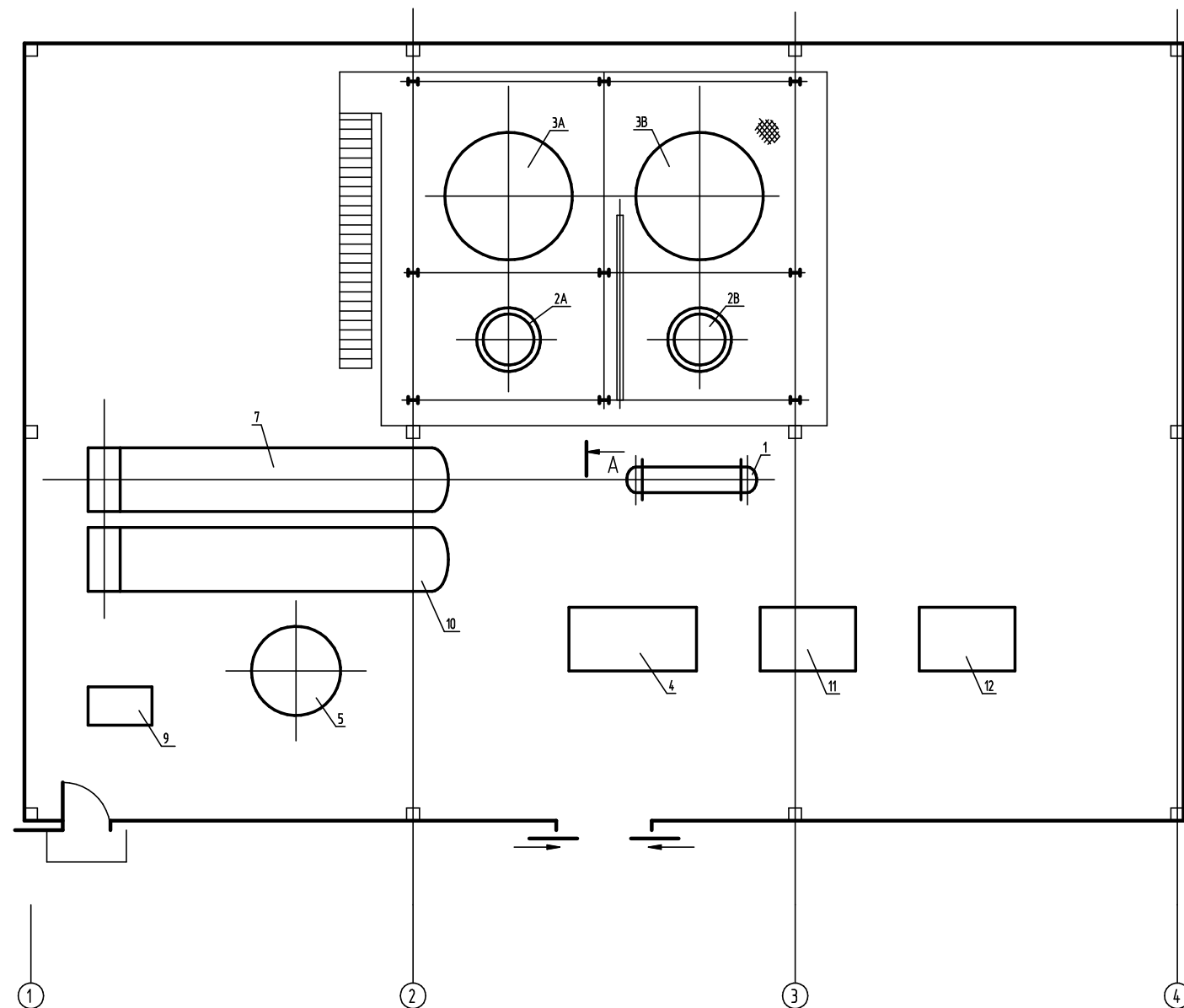
«Каззот» жағдайында
жылдық өнімділігі 60000 т
аммиак өндіру пехып жобалау

Сатбаев университеті
БЗХТ кафедрасы

1:40

тэндэүе

Macca



					ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА						
					«Казазот» жағдайында жылдық өнімділігі 60000 т аммиак өндіру цехын жобалау	Әдебиет			Масса	Масштаб	
										1:40	
Өзг	Бет	Кұжат №	Қолы	Күні							
Орындаған	Ерсайын А.										
Жетекші	Мустахимов Б										
Кеңесші	Мустахимов Б					Парақ			Парақтар		
Пікір беру					Цех сызбасы	Сәтбаев университеті БЗХТ кафедрасы					
Н.бақылау	Мырзабекова										
Бекіткен	Жунусбекова										

Протокол анализа Отчета подобия

заведующего кафедрой / начальника структурного подразделения

Заведующий кафедрой / начальник структурного подразделения заявляет, что ознакомился(-ась) с Полным отчетом подобия, который был сгенерирован Системой выявления и предотвращения плагиата в отношении работы:

Автор: Ерсайын А.Ж.

Название: ҚАЗАЗОТ ЖАҒДАЙЫНДА ЖЫЛДЫҚ ӨНІМДІЛІГІ 60000 Т АММИАК ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ

Координатор: Бекежан Мустахимов

Коэффициент подобия 1:14,9

Коэффициент подобия 2:1,6

Тревога:187

После анализа отчета подобия заведующий кафедрой / начальник структурного подразделения констатирует следующее:

- ☒ обнаруженные в работе заимствования являются добросовестными и не обладают признаками плагиата. В связи с чем, работа признается самостоятельной и допускается к защите;
- ☐ обнаруженные в работе заимствования не обладают признаками плагиата, но их чрезмерное количество вызывает сомнения в отношении ценности работы по существу и отсутствием самостоятельности ее автора. В связи с чем, работа должна быть вновь отредактирована с целью ограничения заимствований;
- ☐ обнаруженные в работе заимствования являются недобросовестными и обладают признаками плагиата, или в ней содержатся преднамеренные искажения текста, указывающие на попытки сокрытия недобросовестных заимствований. В связи с чем, работа не допускается к защите.

Обоснование:

Коэффициенты подобия не превышают
допустимые нормы, в связи с этим
дипломный проект допускается
к защите

6.05.2019



Дата

Подпись заведующего кафедрой /

начальника структурного подразделения

Окончательное решение в отношении допуска к защите, включая обоснование:

Обнаруженные замечания в
дипломной работе студентки
И.О. Ермакиной не обладают признаками
плагиата и поэтому допускается
к защите

06.05.2019



Дата

Подпись заведующего кафедрой /

начальника структурного подразделения

Протокол анализа Отчета подобия Научным руководителем

Заявляю, что я ознакомился(-ась) с Полным отчетом подобия, который был сгенерирован Системой выявления и предотвращения плагиата в отношении работы:

Автор: Ерсайын А.Ж.

Название: ҚАЗАЗОТ ЖАҒДАЙЫНДА ЖЫЛДЫҚ ӨНІМДІЛІГІ 60000 Т АММИАК ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ

Координатор: Бекежан Мустахимов

Коэффициент подобия 1:14,9

Коэффициент подобия 2:1,6

Тревога:187

После анализа Отчета подобия констатирую следующее:

- ☒ обнаруженные в работе заимствования являются добросовестными и не обладают признаками плагиата. В связи с чем, признаю работу самостоятельной и допускаю ее к защите;
- ☐ обнаруженные в работе заимствования не обладают признаками плагиата, но их чрезмерное количество вызывает сомнения в отношении ценности работы по существу и отсутствием самостоятельности ее автора. В связи с чем, работа должна быть вновь отредактирована с целью ограничения заимствований;
- ☐ обнаруженные в работе заимствования являются недобросовестными и обладают признаками плагиата, или в ней содержатся преднамеренные искажения текста, указывающие на попытки сокрытия недобросовестных заимствований. В связи с чем, не допускаю работу к защите.

Обоснование:

Одобренный проект выполнен
самостоятельно и к защите допускается

06.05.2019

Дата



Подпись Научного руководителя