

ЎЗБЕКИСТОН РЕСПУБЛИКАСИ ОЛИЙ ВА ЎРТА МАХСУС
ТАЪЛИМ ВАЗИРЛИГИ

ТОШКЕНТ КИМЁ – ТЕХНОЛОГИЯ ИНСТИТУТИ

ОРГАНИК КИМЁ ВА ОҒИР ОРГАНИК СИНТЕЗ ТЕХНОЛОГИЯСИ
КАФЕДРАСИ

ЛОЙИҲА БАҲОСИ _____

Ишчи гуруҳ аъзолари:

доц. Х.Э. Қодиров _____

проф. О.С. Максумова _____

проф. А. Икрамов _____

доц. Б.М. Абдураимов _____

кат.ўқ. Г.Т. Абдураззақова _____

КУРС ЛОЙИҲА

Мавзу: Гидраторлар. Циклогексан ишлаб чиқариш технологияси-даги биринчи
босқич гидраторининг ҳисоби.
Қуввати 50000 т/й

Рахбар: _____ **доц. Каримов Р.Қ.** _____

19-10 гуруҳ талабаси _____ **Солихов Маъруф Махамаджон ўғли** _____

ТОШКЕНТ – 2014

ТОШКЕНТ КИМЁ-ТЕХНОЛОГИЯ ИНСТИТУТИ

ЁҚИЛҒИ ВА ОРГАНИК БИРИКМАЛАР КИМЁВИЙ ТЕХНОЛОГИЯСИ
ФАКУЛЬТЕТИ

“ОРГАНИК КИМЁ ВА ОҒИР ОРГАНИК СИНТЕЗ ТЕХНОЛОГИЯСИ”
КАФЕДРАСИ

«ТАСДИҚЛАЙМАН»
«ОК ва ООСТ» кафедраси мудири
_____ доц. Х.Э. Қодиров
«___»_____ 2014 й.

КУРС ЛОЙИҲАСИ БЎЙИЧА ТОПШИРИҚ

Фан: Асосий органик синтез ускуналари ва жиҳозлари

5320400- Кимёвий технология (Органик синтез маҳсулотлари ишлаб
чиқариш) бакалавр йўналиши бўйича

19-10 гуруҳ талабаси **Солихов Маъруф Махамаджон ўғли**

Мавзу: **Гидраторлар. Циклогексан ишлаб чиқариш технологияси-
даги биринчи босқич гидраторининг ҳисоби**

Курс лойиҳасини бажариш учун дастлабки маълумотлар:

Қуввати 50000 т/й

Фойдаланиш учун қўлланмалар: Кимёвий технология (Асосий органик
синтез технологияси) курс лойиҳасини бажариш учун қўлланма

Ҳисоб изоҳлари мазмуни: **Материал баланс, иссиқлик баланс, механик ҳисоб**

Раҳбар: **доц. Каримов Р.Қ.**

Талабанинг имзоси: **Солихов Маъруф Махамаджон ўғли**

МУНДАРИЖА

Кириш

Гидрирлаш жараёнининг кимёси ва технологияси

Хом ашё ва тайёр маҳсулот таснифи

Ҳисоб қисми

Материаллар ҳисоби

Биринчи босқич реакторининг технологик ҳисоби

Иссиқлик ҳисоби

Хулоса

Фойдаланилган адабиётлар

КИРИШ

«Иқтисодиёт ҳар бир кишининг, ҳар бир оиланинг, жамоа ва умуман, жамиятнинг ҳаётида муҳим ўрин тутади. Иқтисодиётга қараб ижтимоий ҳаёт ўзгаради. Иқтисодиёт-бизнинг нафақат бугунги, балки эртанги ҳаётимиз, ҳозирги ва келажакдаги фаровонлигимиз. Иқтисод бақувват бўлмаса, фаровонлик қафолатланмайди, моддий етишмовчилик бўлади, турмуш ташвишлари ортади. Аксинча, иқтисодий ўсиш шароитида фаровонлик ортади, социал вазият барқарорлашади, одамларда келажакка ишонч пайдо бўлади, уларнинг фаоллиги ҳам кучайиб боради».

Президентим И.А. Каримовнинг ушбу тарифлари мустақиллигимизнинг дастлабки йилларида республикамизнинг иқтисодий, маънавий-марифий гуллаб яшашини учун илк қадамлар эди.

Республикамизнинг нефт-газ саноати халқ хўжалигининг асосий звеноси бўлиб, муҳим энергетика базаси ҳисобланади. Республикамиз мустақил бўлгандан кейин нефт-газ саноатини ривожлантиришга катта аҳамият берилди.

Бугун дунёда нефт, табиий газ, кўмир, ядро энергиясидан ишлаб чиқариш мақсадларида фойдаланиш миқдори 12 миллиард тонна нефт эквивалентига тенг бўлмоқда. Мазкур органик ресурсларни қазиб олиш, қайта ишлаш ва фойдаланиш жараёнида атроф-муҳитга, шу жумладан, атмосфера ҳавосига олтингугурт, азот ва углерод оксиди каби зарарли моддалар чиқарилмоқда. Ушбу газларнинг таъсири глобал миқёсда иқлим ўзгаришларига, Озон қатламининг емирилишига олиб келмоқда. Шунингдек, дунё бўйича саноатдан атмосферага ташланаётган углерод оксиди 5 миллиард тоннани, углерод икки оксиди эса 300 миллион тоннани ташкил этади.

Ўзбекистон нефт, табиий газ, кўмир, пахта, ипак ва бошқа табиий хом ашё манбаларига бой давлатлардан бири ҳисобланади. Ҳозирги кунда ушбу хом ашёларни замонавий техника ва технологиялар ёрдамида қайта ишлаш билан сунъий ва синтетик маҳсулотлар ишлаб чиқарувчи “Шўртангаз” кимё мажмуаси, Дехқонобод калийли менерал ўғитлар заводи, “Қўнғирот сода” заводи, “Навоиазот” очик акциядорлик жамияти, Бухоро нефт-газни қайта ишлаш заводи, “Фарғонаазот” очик акциядорлик жамияти, “Чирчиқ. Мақсам” очик акциядорлик жамияти каби бошқа корхоналар вужудга келган ва улар мамлакатимиз иқтисодиёти ривожланишига муҳим ҳисса қўшиб келмоқда. Мазкур кимё саноати корхоналари орасида органик ва нефт кимёси синтези тармоқлари муҳим ўринни эгаллайди, чунки улар полимер, лок-бўёқ, фармацевтика маҳсулотлари, сунъий ва синтетик толалар, пестицидлар ва ўсимликларни ҳимоялаш воситалари, эритувчи ва экстрагентлар, синтетик ёқилғи, сурков мойлари ва уларга қўшиладиган присадкалар ишлаб чиқарувчи корхоналарни хом ашё билан таъминлашда иштирок этади. Хом ашёнинг қандай сифатга эга бўлиши бошқа технологик жараёнларга катта

таъсир кўрсатади, ишлаб чиқариладиган асосий ва оралик маҳсулотлар сифатини белгилайди.

Кимё маҳсулотларини ишлаб чиқариш, корхоналарнинг ривожланиши уларда илғор технологияларни қўлланиши билан боғлиқ. Юқоридагиларни ҳисобга олиб, биз ҳам курс лойиҳа ишини мавжуд технологиялардан оқилона фойдаланиш, экологик тоза, рақобатбардош сифатли маҳсулотлар олишга қаратдик. Бензолни асосида синтетик тола ишлаб чиқраши учун муҳим хом ашё ҳисобланувчи циклогексан олиш мақсадида гидрирлаш жараёни ўрганилиб, технологик тизимдаги асосий қурилмалардан бири ҳисобланувчи таъсир реакторининг технологик ва механик ҳисоби, ҳамда маҳсулот ишлаб чиқрашининг материаллар баланси, иссиқлик баланси ҳисобланди ҳамда йилига 50000 тонна циклогексан ишлаб чиқраши учун зарур реакторлар сони аниқланди.

Гидрирлаш жараёнининг кимёси ва технологияси

Асосий органик ва нефткимёвий синтез саноатида тўйинган углеводородлар, кетонлар, карбон кислоталар, спиртлар ва аминларни олиш маъсадида углеводородларни, водород-, кислород- ва азот сақловчи бирикмаларни гидрирлаш жараёнлари кенг қўлланилади.

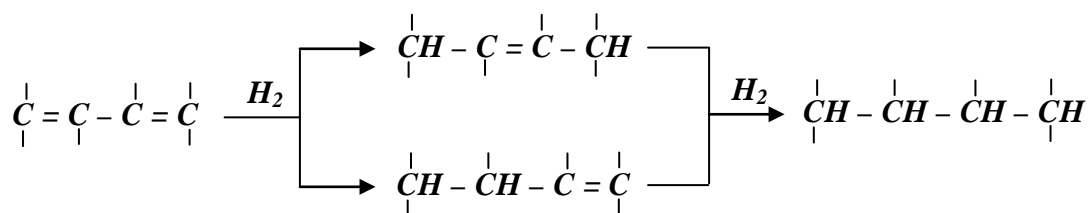
Углеводородларни гидрирлаш. $C=C$ боғ бўйича гидрирлаш. Платина куюси катализаторлари иштирокида. Этиленни этанга гидрирлаш илк бор М. Фарадей томонидан XIX аср ўтраларида амалга оширилган. Сўнгра олефинларни гидрирлаш жараёнларида катализатор сифатида платина, никель, (Реней никели), ташувчилардаги никель, мис, аралаш оксидли катализаторлар (мис – хромоксидли ва рух хромоксидли) ва бошқа гетероген катализатор қўлланила бошлади. Саноат миқёсида асосан металл никель ва алюминий оксиди, хром оксиди ёки бошқа ташувчиларга ўтказилган никель кенг ишлатилади. Улар иштирокида реакциянинг юқори тезлигига $100-200^{\circ}C$ температурада ва водородни 1-2 МПа босимида эришилади. Агар дастлабки хом ашё таркибида олинугурт сақловчи бирикмалар бўлса, олинугурт билан захарланишга барқарор бўлган (никельсульфид, вольфрам- ва молибден сульфидлари) катализаторлар ишлатилиши тавсия қилинади, бу катализаторларда реакциянинг юқори тезлигига $300-320^{\circ}C$ да ва 25-30 МПа босимда эришитлади.

$C=C$ боғи бўйича углеводородларнинг гидрирлаш жараёни жуда осон ва назарий унум билан кечади. Бунда олефинларнинг реакция қобиляти кўш боғда бўлган углерод атомларининг алмашилиш даражасига боғлиқ. Ҳаммасидан кўра этилен тез гидрирланади, унинг гомологлари учун эса тезлик қуйидагича бўлади:



Тўғри занжирли диен углеводородлари олефинлардан кўра тезроқ гидрирланади. Диеннинг тузилишига кўра водород атоми аввал 1,4-холатга, ёки бир вақтнинг ўзида 1,4- ва 1,2-холатларга гидрирланиши мумкин ва шу

босқичда реакцияни тўзатиш мумкин. Гидрирлаш чуқурлашганида натижада парафинлар ҳосил бўлади.



Худди шу усул билан полиен углеводородлари ҳам гидрирланади. Бунда ҳар бир кўш боғда иккита водород атоми ютилади, бу тўлиқ гидрирланган бўлмалар ҳосил бўлгунча давом этади. Маълум водородмиқдорида ва селектив катализатор танлови натижасида бундай бўлмаларни қисман гидрирлаш мумкин.

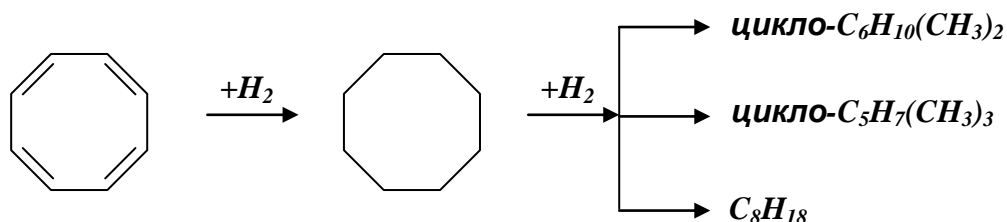
Циклоолефинларда кўшбоғ водородни гидрирлаш катализаторлари иштирокида ўзига бириктириш қобилиятига эга.

Алkil ўриндошларнинг кўшбоғда бўлиши реакция тезлигини секинлагштиради.

Циклоолефинларни гидрирлаш жараёнида эҳтиёткорлик талаб қилинади, чунки углерод-углерод боғлари бўйича гидрогенизация реакциялари маҳсулотлари ҳосил бўлиши мумкин, бу ҳолатлар очик занжирли олефинларни гидрирлашда кузатилмайди.

Уч ва тўрт аъзоли циклик тизимларда водород таъсирида нисбатан қаттиқ шароитларда циклнинг очилиши кузатилади.

Олти ва ундан ортиқ аъзоли циклик углеводородли бирикмалар гидрирлаш шароитида беш ёки олти аъзоли циклик бирикмаларга изомерланиши мумкин.

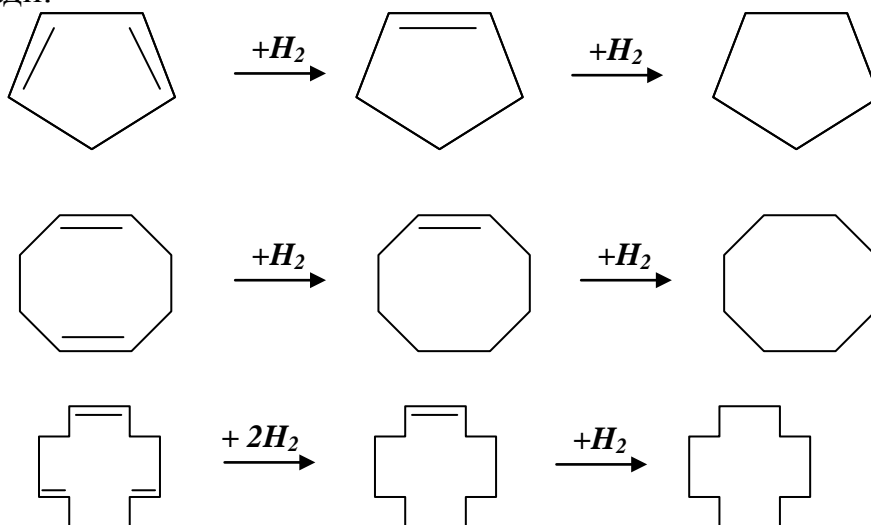


Бундай иккиламчи реакциялар олефинлар ва айниқса, циклоолефинларни гидрирлашда температуранинг танлашда ҳалақит беради, бу эса оптимал шароит танлаш учун жуда муҳимдир.

C=C боғи бўйича углеводородларни гидрирлаш керекинги-бензинни стабилизациялашда, пиролиз суюқ маҳсулотларини олефинларни селектив тозалашда ва ҳ.ларда кенг ишлатилади.

Асосий органик синтезда бундай гидрирлаш реакциялари баъзи циклоолефинлар (циклоалкенлар) ва циклопарафинларни (циклоалканлар) олишда қўлланилади. Циклопентен, циклооктен ва циклододецен синтетик каучук учун энг муҳим янги мономер ҳисобланади, тегишли циклопарафинлар дикарбон кислоталар, циклоалканлар ва лактамларни олиш учун ишлатилади. Юқорида айтилган циклоолефинлар ва циклопарафинларни синтезлаш учун циклопентадиен (пиролиз

маҳсулотларидан ажратилади), циклик димерлар ва бутадиен тримерлари гидрирланади:

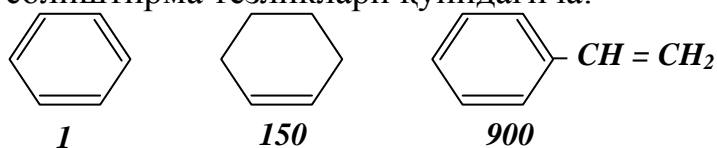


Циклопарафинларгача бўлган гидрирлаш жараёни гетероген катализаторлари (*Ni*, *CO* ташувчиларда) иштирокида амалга оширилади, лекин циклооктан ва циклододеканни синтезлаганда гомоген катализаторлари яхши кўрсаткични кўрсатган. Охиргилари полиолефинларни моноолефинларга селектив гидрирлашдп – циклопентен, циклооктен ва циклододоцен олишда кенг қўлланилади. Бу катализаторлардан энг кўп тарқалгани бу родий гидрокарбонимиднинг трибутилфосфин лиганди $HRh(CO)_3 \cdot P(C_4H_9)_3$ катализаторларидир. Унинг иштирокида 140°C да ва $\approx 2,5$ МПа босимда циклододекатриеннинг ҳосил бўлиши 100% га тенг, моноолефин бўйича селективлиги 95% дан юқори.

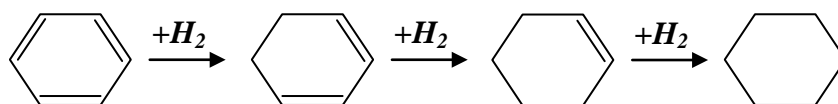
Ароматик углеводородларни гидрирлаш. Ароматик углеводородларнинг гидрирлаш катализаторлари бўлиб VIII гуруҳ барча металлари хизмат қилиши мумкин. Лекин саноатда асосан ташувчилардаги айниқса, Cr_2O_3 даги никель катализаторлари кенг ишлатилади. Бундай контакда жараён тезлиги $120-140^\circ\text{C}$ да эришилади. Бунда, олефинларни гидрирлаш жараёнидан фарқли равишда, босимни кўтариш керак (1–8 МПа) - бу фақатгина реакцияни тезлаштириш учун эмас, балки конверсия босқичларининг мувозанатини кўпайтириш учун амалга оширилади, чунки бундай холптда термодинамик муносабат гидрирлаш учун унча ижобий эмас.

Ароматик углеводородларни олтингуругурт қолдиқларидан тозалаш зарур, чунки улар захарлидир.

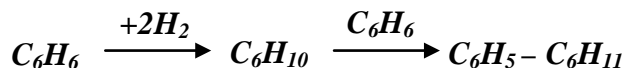
Ароматик тизимнинг солиштирма барқарорлиги гидрирлашдаги энг кам реакция қобилиятини олефинларга нисбатан солиштирилганда, бензол, циклоолефин ва арилолефиннинг ён томонидаги қўшбоғларни гидрирлашдаги солиштирма тезликлари қуйидагича:



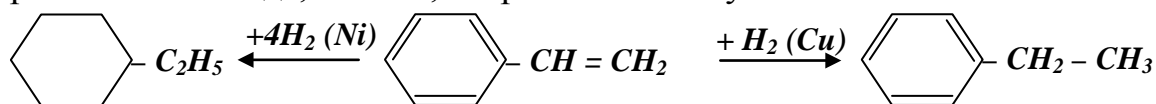
Шунга кўра боғларни босқичли тўйинтиришдаги кетма-кет – параллел хилдаги реакцияларда реакция массада циклик олефинлар аниқланмайди.



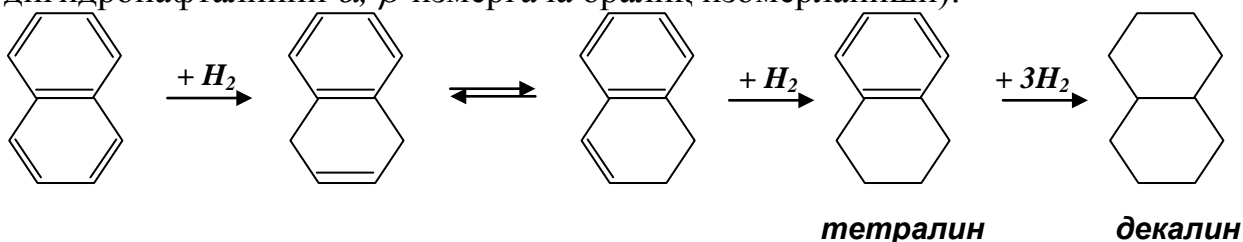
Аmmo махсус шароитда бензолдан циклогексен (гомоген катализаторларда) ёки циклогексилбензол (гетероген бифункционал катализаторларда) олиш мумкин:



Бензол гомологлари бензолга қараганда секин тезлик билан гидрирланади. Агарда ароматик углеводородларда тўйинмаган ён занжирлари бўлса, у холда у биринчи навбатда гидрирланади. Мис катализаторлари иштирокида фақатгина ён занжирлар тўйинади, никелли катализатор иштирокида водород ортиқча бўлган миқдорда тўлиқ гидрирлаш жараёни натижасида, мсалан, стиролни олиш мумкин:

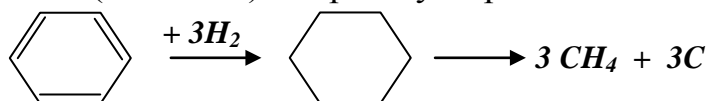


Конденсатланган ядроли ароматик углеводородлар босқичли гидрирланади, боғлар ва халқалар секин-аста тўйинади. Шундай қилиб нафталинни гидрирлаш куйидаги босқичлар билан боради (α, α' -дигидронафталинни α, β -измергача оралиқ изомерланиши):



Ароматик углеводородларнинг гидрирлаш шароитлари гидрогенолизнинг иккиламчи (оралиқ) реакциялари ён занжир ва циклларнинг парчаланиши билан аниқланилади.

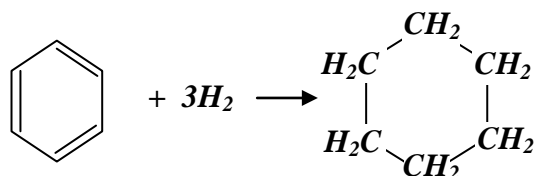
Шундай қилиб, бензолдан никель катализаторлари иштирокида 290°C температурада метан (71% гача) ва эркин углерод ҳисобланади:



Ён занжирлар яна ҳам осонроқ парчаланadi, айниқса, узун занжирлар. Масалан, н-пропилбензолни гидрирлаганда фақатгина пропилциклогексан эмас, балки этил- ва метилалмашинган, циклогексан ва қуйи парафинларни олиш мумкин. Бундай иккиламчи реакциялар ароматик углеводородларни гидрирлашда уларни температурасининг юқори чегарасини кўрсатади.

Саноатда ароматик углеводородларни гидрирлаш жараёнлари қатор муҳим моддаларни, айниқса циклогексанни синтезлашда қўлланилади.

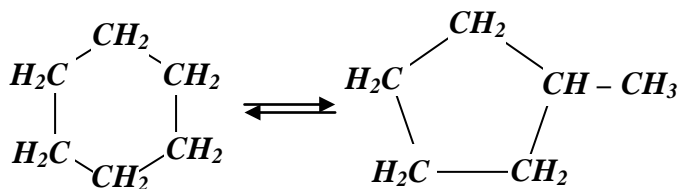
Бензолни гидрирлаб циклогексан олиш. Бензолни гидрирлаш жараёни иссиқлик ажралиши ($\Delta H = -49$ ккал) билан содир бўлади:



Реакция давомида тизимнинг эркин энергиясининг ўзгаришини куйидаги тенглама билан ифодалаш мумкин:

$$\Delta G = -52610 + 94,5 m$$

Бензолни гидрирлаш жараёни атмосфера, ўрта ва юқори босимда олиб борилади. Технологик нисбатда жараённи юқори босимда олиб бориш самаралироқдир (200-300 атм ва 260-360 атм). Куйи температураларда қайтар реакциянинг мувозанати ўннга силжийди, аммо реакциянинг тезлиги кескин камаяди ва шунинг учун катализаторнинг ишончлиги пасаяди. Температуранинг 360°C дан ошиши натижасида реакциянинг тезлиги ҳам ошиб моддани изомерланишига – циклогексанни метилциклопентанга – олиб келади.



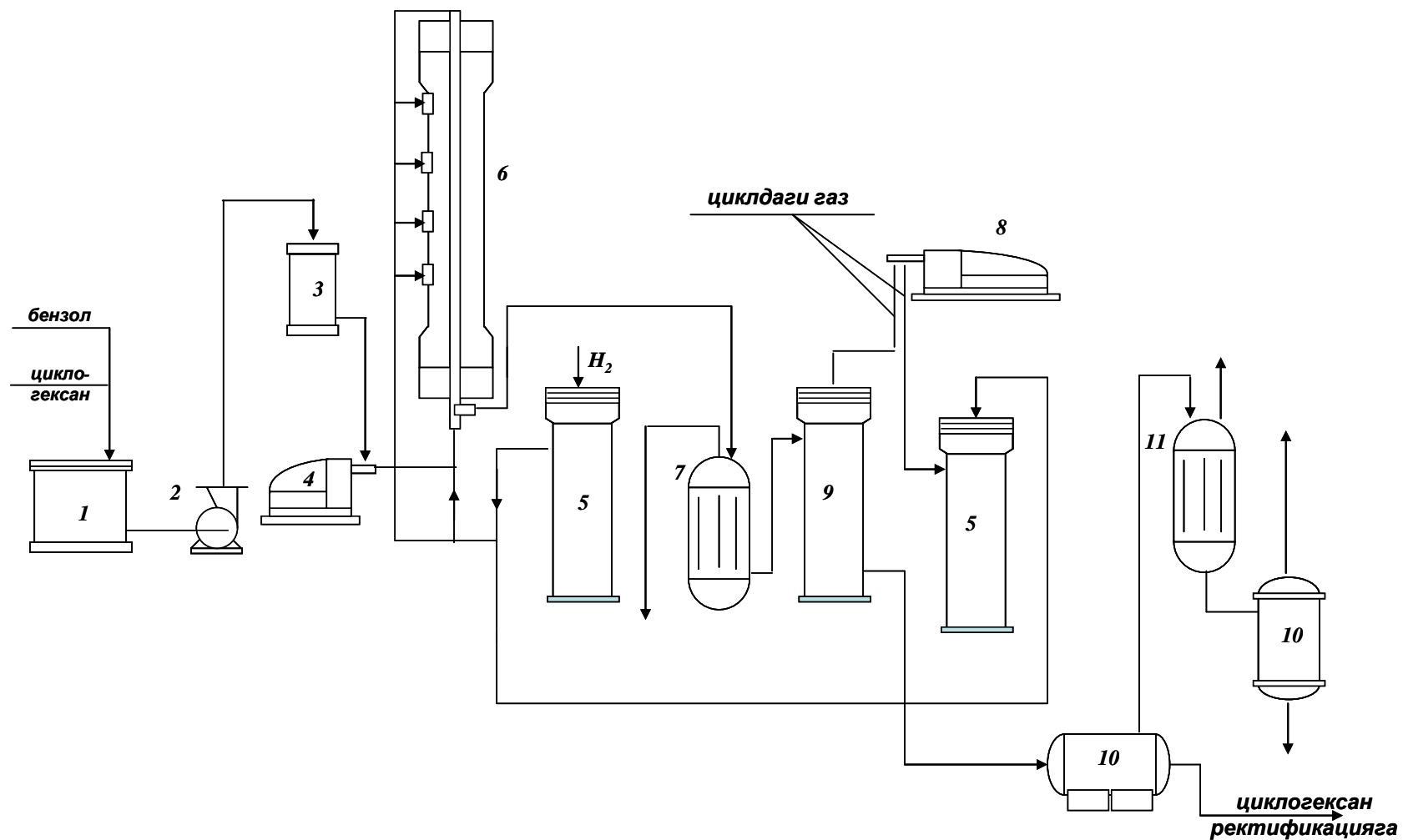
Агарда дастлабки бензол таркибида олтингугуртли аралашмалар бўлмаса, циклогексанни олиш жараёни 200 атм ва 270°C да никель катализатори иштирокида (никель оксиди алюминий оксидига юттирилган) олиб борилади.

1 л шундай катализатордан бир соатда 2,7 л бензол ва 200 атм гача сиқим 20 л водород (4 м³ H₂ 0°C ва 1 атм да) ўтказиш мумкин.

Баъзи саноат қурилмаларида катализатор сифатида никель-алюминийли қоришма ишлатилади.

Уч юзаси алюминий қатлами билан фаоллаштирилган. Бундай катализатор керак бўлгандагина регенерацияланади, ишқорнинг сувли эритмаси билан ишланади.

Агарда дастлабки бензол таркибида олтингугуртли бирикмалар мавжуд бўлса, у холда комбинацияланган катализатор, яъни никель сульфиди ва вольфрам сульфиди бирикмалардан ташкил топган катализаторлар ишлатилади. Сульфидлар ташувчи устига суртилади активланган алюминий оксидига; аммо ташувчисиз ҳам сульфидларни қўллаш мумкин – бу холда катализатор бирлигидан махсулотларнинг олиниш хажми юқори бўлади. Сульфидли катализатор юқори активликка ва селективликка эга бўлганлиги учун олтингугуртли бирикмалар билан захарланмайди. Бу катализаторларни нормал ишлаши учун дастлабки реагентлар билан оз миқдорда (15%) узлуксиз равишда олтингугуртли углерод ёки водород сульфидини узатиб туриш керак.



1-Расм. Бензолни гидрирлаш билан циклогексан олишнинг технологик тизими

1-сиғим; 2-насос; 3-ўлчагич; 4-юқори босимда ишловчи насос; 5-буферли сиғим; 6-реакцион колонна; 7-совитгич-конденсатор; 8-циркуляциян копрессор; 9-сепаратор; 10-йиғгич; 11-конденсатор

1-расмда бензолни циклогексанга гидрирлаш технологик схемаси келтирилган. Бензол циклогексан-хомашёси билан бирга узлуксиз равишда реакцион колонна – 6 га узатилади. Схemaда реактор, иссиқлик алмашгич ва электроиситгич қурилмалари жамланган колонна келтирилган. Бир вақтнинг ўзида бензол билан бирга колоннага водород (янги ва айланма) узатилади. Реагентлар 300 атм босимда иссиқлик алмашгичнинг қувирлараро бўшлиғига тушади, у реакцион колоннанинг қуйи қисмида жойлашган. Бу ерда иссиқлик алмашгичнинг трубкалари орқали ўтаётган контакт газларнинг иссиқлиги ҳисобига суюқ реагентлар буғланади ва буғ-газ аралашмаси $260-280^{\circ}\text{C}$ гача иситилади. Сўнгра буғ-газ аралашмаси марказий трубадан ўтиб катализатор билан тўлдирилган бўшлиққа тушади.

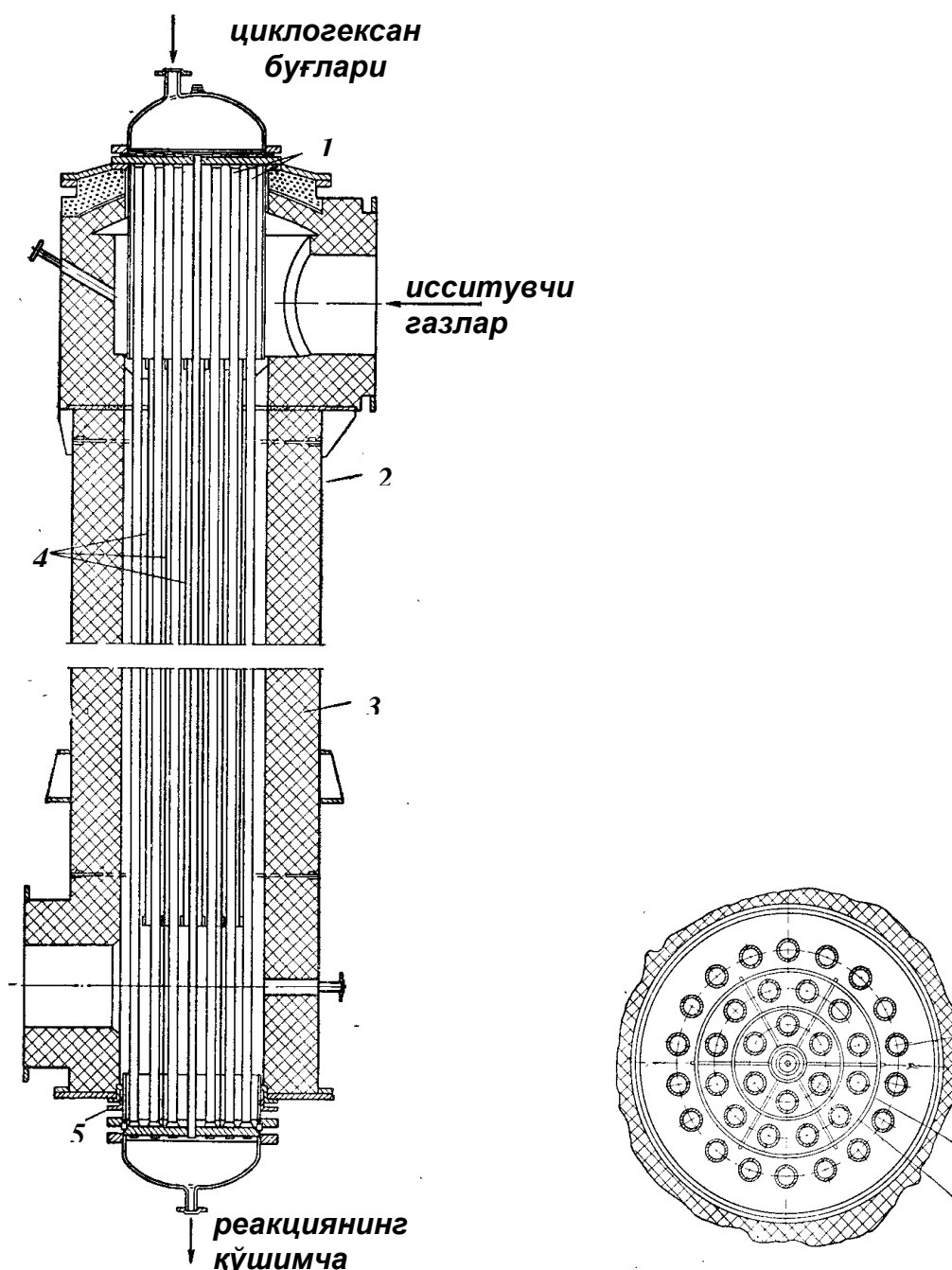
Марказий трубада электроиситгич жойлашган; уни катализаторни иситиш керак бўлган ҳолатларда ишга тушурилади. Иситиб бўлингандан сўнг электроистгич ўчирилади, чунки чиқаётган реакцион иссиқлиги (~ 640 ккал 1 кг бензол учун) контакт зонада керакли температурани ушлаб туриш учун етарли бўлади.

Катализатор секцион ҳолатда – бир неча жавонларда ҳар хил қатлам баландлигида жойланади. Иккинчи жадвалдаги (юқоридан) катализаторнинг қатлам баландлиги биринчи жавондагидан баланд; учинчи жавонда – иккинчи жавондагидан баланд ва катализаторни қизиб кетишини олдини олиш мақсадида совуқ водород билан совутиш кўзда тутилган. У автоматик равишда катализатор қизиб кетиши билан ишлайди. Катализатор қатламидан ўтиб, реакция маҳсулотлари ($t=320-340^{\circ}\text{C}$) иссиқлик алмашгичи трубкаларига тушади, у ерда трубкалараро бўлишда реагентларга иссиқликни бериб совутилади.

Реакцион колоннадан чиқишда реакция маҳсулотлари совутгичдан қўшимча равишда яна совутилади, бу ерда циклогексан буғлари конденсатланади. Реакцияга киришмаган водород сепараторда суюқликдан ажралади ва циркуляцион компрессор билан ишлаб чиқариш циклига қайтарилади. Суюқлик сепаратордан чиқишда 20 ат. гача дросселланади ва чиқаётган буғлар ва газлар циклогексан қолдиқларини конденсатлаш учун бўлган тузли сув билан совутилади.

Циклогексан – хомашёси таркибида аралашма сифатида 4% метилциклопентан, 2% бензол, 0,3% эриган водород сульфид, 0,7% юқори қайновчи моддалар мавжуд. Циклогексанни тозалаш ректификация усули билан амалга оширилади.

Контакт аппарати (2-расм) тузилишининг муҳим жихати шундаки, унинг трубкалараро бўшлиқларида 3 та концентрланган экранли обечайкалари мавжуд бўлиб, унда контакт трубкалар бир мейёрда киздирилиши таъминланади.



2-расм. Циклогексан ишлаб чиқариш учун таъсир қурилмаси
 1-таъсир қувирлари; 2-қобик; 3-футеровка; 4-тўсиқлар; 5-сальник; 6-термопара

Трубкалар трубали панжаларга пайвандланади; аппаратнинг пастки қисмида трубкаларнинг махсус сальникли қурилмаси мавжуд бўлганлиги учун улар қиздирилган бемалол равишда узайиши мумкин. Темирнинг каталитик таъсирини олдини олиш мақсадида қопқоқлар ва контакт трубалар ички томондан мис билан юргизилади.

Контакт аппаратининг V_k (натижавий махсулотга кўра хисоби) ишлаб чиқарилиши қуйидаги формула билан ҳисобланади (m^3/g):

$$V_k = \frac{\pi d^2}{4} H n a \eta$$

бу ерда d -контакт трубканинг ички диаметри, м;

H – контакт трубканинг узунлиги, м;

n – контакт трубкаларнинг сони;

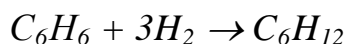
a – катализаторнинг ишлаб чиқарилиши $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{соат})$

η – контакт трубкани катализатор билан тўлдириш коэффициентини.

Контакт аппаратининг $430-480^\circ\text{C}$ да чиқаётган газлар (тапочный) буғлатгич – иситгич тизимни иситиш учун ишлатилади (аппарат 5,6 ва 7). Сўнгра $340-360^\circ\text{C}$ температурали қиздирувчи газлар атмосферага чиқарилади, қолган газ эса 2-ротацион газпуркагич орқали ёнилғи газнинг ёнган маҳсулоти билан аралаштириш учун 9-ёндиргичнинг юқори қисмига узатилади.

Хом ашё ва тайёр маҳсулот таснифи

Циклогексан C_6H_{12} (суюқлик, $T_{\text{қайн}}=80,7^\circ\text{C}$), кам миқдорда нефтларнинг бензин фракцияларида учрайди. Саноатда бензолни гидрирлаб олинади:



Агар бензолда тиофен аралашмалари бўлмаса, гидрирлашни ташувчидаги никель катализатори иштирокида $140-200^\circ\text{C}$ да ва $1-1,5 \text{ МПа}$ босимда олиб бориш мумкин.

Олтингугурт аралашмалар бор бўлган бирикмалар учун никель ёки вольфрам оксидлари катализаторларини қўллаш ўринлидир, аммо жараёни амалга ошириш учун юқори температуру ($320-360^\circ\text{C}$) ва босим ($\approx 30 \text{ МПа}$) даркордир.

Сўнгги пайтларда циклогексан циклогексанол, капролактан ва адипин кислотасини олиш учун муҳим аҳамиятга эга бўлади.

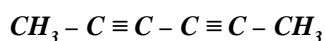
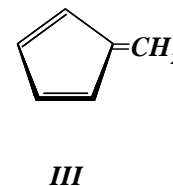
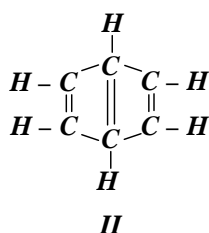
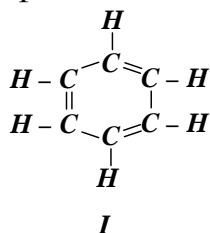
Тетралин ва декалин – нафталинни никелли катализаторларида гидрирлаб, газ ва суюқ фазаларда олинади ва муҳим эритувчилар бўлиб ҳисобланади.

Бензол тошқўмир асосида олинган ёритувчи газлардан ҳосил бўлувчи конденсирланган қолдиқларни ўрганишда М. Фарадей (1825 й.) қайнаш ҳарорати 80°C бўлган, углерод ва водородларнинг нисбати 1:1 бўлган углеводород мавжудлигини аниқлайди. 1834 йилда Э. Митчерли бензой кислота тузларини (табiiй ароматик смолалардан ажратиб олинувчи) ишқорлар иштирокида қиздириш натижасида юқорида қайд қилинган хусусиятларни намоён этувчи маҳсулот ҳосил бўлишлигини аниқлайди ва уни **бензин** деб атади. Кейинчалик бу маҳсулотни Либих **бензол** деб номлашни таклиф қилади. Бензол ўзига хос хидга эга бўлиб, унинг физик ва кимёвий хоссалари тўлиқ ва батафсил ўрганилган. Шунга қарамасдан 1931 йилдагина бензол тузилиши исботланган ва бу тузилиш барча кимёгар-органиклар томонидан қабул қилинган.

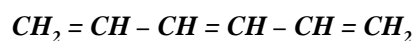
а) Бензол C_6H_6 молекуляр формулага эга. Элемент таҳлиллари ва молекуляр массаси, бензол олтига углерод ва олтига водород атомларидан иборат эканлигини кўрсатади. Хўш бу атомлар қандай жойлашади?

1858 йилда Август Кекуле (Бонн университети) углерод атомлари ўзаро бир-бири билан занжир ҳосил қилиб бирикиши мумкинлигини тахмин қилади. Кейинчалик, 1865 йилда, бензолнинг тузилиши ҳақида – бу занжирлар ҳалқа ҳосил қилиб ёпилиши мумкин, дея дастлабки тахминларини тўлдиради.

Ҳозирги замон тузилиш нуқтаи назаридан Кекуле тузилиши **I** формула ёрдамида ифодаланилади:



IV



V

C_6H_6 молекуляр формулага **II** – **V** формулалар ҳам мос келади. Бу барча тузилиш формулалари орасида Кекуле тузилиши бензол учун кўпроқ мос келади; буни асослаш учун бизга маълум бўлган изомерлар сонини аниқлаш кўл келади.

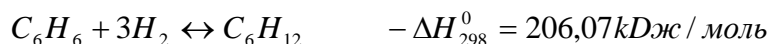
б) Бензол фақатгина битта моноалмашган изомер $\text{C}_6\text{H}_5\text{Y}$ ҳосил қилади. Фақатгина битта $\text{C}_6\text{H}_5\text{Br}$ – бромбензол, молекуладаги битта водородни бром билан алмаштириб ҳосил қилиниш мумкин; мос равишда фақат битта, $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$ – хлорбензол ёки $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$ – нитробензол ва х.к. олиш мумкин. Бундай омил бензол тузилишига аниқ чегаралар қўяди: молекуладаги ҳар бир водород атомлари эквивалент бўлиши керак, чунки уларнинг қайси бири алмашилишидан қабтй назар бир хил маҳсулот ҳосил бўлади. Бунга асосланиб **V** тузилишни, иккита монобромидлар – 1-бром- ва 2-бром-ҳосилалар ҳосил қилгани учун тушириб қолдирамиз; яъни **V** тузилишда барча водород атомлари эквивалент эмас. Мос равишда **II** ва **III** тузилишлар ҳам тушириб қолдирилиши мумкин. Таклиф этилаётган тузилишлардан **I** ва **IV** формулалар юқоридаги фикрларни исботлаши мумкин.

Бензол молекуласининг боғ орбиталларини ўрганибгина унинг тузилиши ҳақида аниқ тасаввурларга эга бўлиш мумкин.

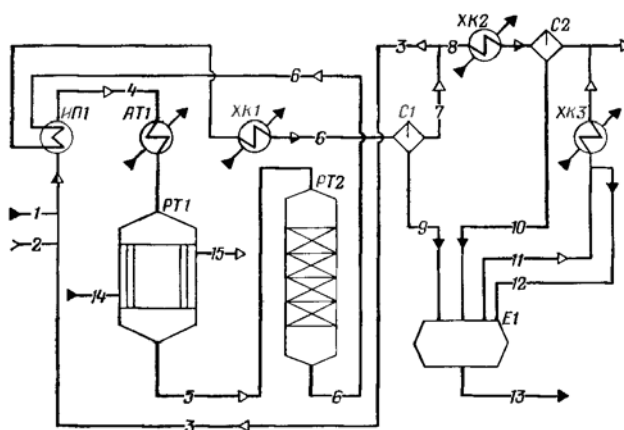
Ҳисоб қисми

Полиамидларни олишда хомашё сифатида асосан бензолдан олинадиган капролактама ва адипин кислотаси ишлатилади. Ҳозирда ~90% капролактама оксидланиш схемаси бўйича олинади. Унинг 1 чи босқичи

бўлиб бензолни циклогексангача гидрирлаш жараёни ҳисобланади ва унинг асосий реакцияси қуйидагича:



Ҳисоблаш учун технологик схема танлангандан сўнг жараён буг фазада никел-хром катализаторларида 2 МПа гача бўлган босимда, 240°C температурада, хажмий тезлиги суяқ бензол бўйича $0,8-1,0 \text{ соат}^{-1}$ ва моляр нисбати $H_2:N_2:C_6H_6=(5-6):(2-3):1$ бўлганда олиб борилади. Бундай шароитларда бензолнинг конверцияланиш даражаси 90-95% ни ташкил этади. Циклогексанни олиш жараёнининг оқимлари схемаси 3-расмда кўрсатилган. Унинг қисқача таснифи қуйида кўрсатилган:



3-расм. Циклогексан ишлаб чиқаришнинг материаллар оқими

1-бензол; 2-азот-водород аралашмаси; 3-циркуляцион газ; 4-7-газлар аралашмаси; 6-пурканувчи газлар; 9,10,12-циклогексан; 11-танк газлари; 13-тайёр маҳсулот; 14-конденсат; 15-сув буги

ИП1-бензол буғлатгич; АТ1-қиздиргич; РТ1, РТ2-реакторлар; ХК1-ХК3-конденсатор-совитгичлар; С1, С2-сепараторлар; Е1-циклогексан учун қабул идиши

Бензол ИП1 буғлатгичнинг трубади бўшлиғига тушади, у ерда компрессор билан бериб турган циркуляцион газ ва янги водород билан аралашади.

Аралашмани қизиши ва бензолни буғлатилиш, буғлатгичда амалга оширилади. У ерга газ аралашмаси РТ2 реакторининг иккинчи босқичидан узатилади ва ўшани ҳисобига буғлатилади. ИП1 буғлатгичдан дастлабки газ

аралашмаси сув буғи билан иситилаётган *AT1* иситгичга тушади, у ишга тушириш вақтида газни иситиш учун, эксплуатация вақтида эса – газ аралашмасидан бензол буғларини конденсацияланишини олдини олиш учун хизмат қилади. Фарконтант колоннадан ўтиб, у ерда мис магний катализаторларида олтингугурт сақловчи бирикмалардан тозаланади, газ аралашма бензолни гидрирлаш учун *PT1* ва *PT2* реакторларига (кетма-кет уланган, узатилади). Бензолни циклогексанга конверсияланиш даражаси *PT1* трубкали реакторида 93% ни ташкил этади; колонна типигаги *PT2* реакторида – 100%. *PT1* реакторидаги экзотермик реакциянинг иссиқлиги буғ конденсатининг трубалараро бўшлиқда ва иккиламчи сув буғининг ҳосил бўлиши ҳисобига буғлатилиб чиқарилади.

Газ аралашмаси *PT2* реакторидан сўнг дастлабки газ аралашмасини иситгичи *AT1* да совутилади, сўнгра циклогексан буғлари совутгич – конденсатор *XK1* да конденсатланади.

C1 сепараторида циклогексан циркуляцион газдан ажратилади ва *ИП1* буғлатгичга узатилади.

Инерт аралашмаларининг системада тўпланишини олдини олиш мақсадида циркуляцион газнинг маълум қисми совутгич-конденсатор *XK2* да сув билан совутилади, конденсатланган циклогександан *C2* сепараторида ажратилади ва системадан чиқарилади.

Суюқ циклогексан *C1* ва *C2* сепараторларидан *E1* йиғгичга тушади. Унда *XK3* қайтар совутгичи ўрнатилган ва насос билан аралашмалардан тозалаш тизимига узатилади.

Материаллар ҳисоби

Дастлабки маълумотлар:

Циклогексан бўйича бир йиллик ишлаб чиқариш 50000 т иш вақтининг йиллик фонди 8400 соат.

техник бензол таркиби (ω_i , %): C_6H_6 -99,91; $C_6H_5CH_3$ -0,03; $C_6H_{11}CH_3$ -0,03; $C_5H_9CH_3$ -0,02; C_7H_{16} -0,01; пуркагични ва газлар билан циклогексанни йўқолиши 0,2;

биринчи босқичдаги реакторга киришда компонентларнинг хажмий нисбати $H_2:N_2:C_6H_6=5,5:2,5:1,0$;

бензолни циклогексанга конверсияланиши даражаси, % : биринчи босқичли реакторда (эритма билан тасдиқланади) – 90-95; иккинчи босқичли реакторда – 100;

биринчи босқичли реактори катализ зонасидаги температура $100^\circ C$;

биринчи босқичли реактори босими $1,9 \text{ МПа}$;

конденсатланиш температураси $35^\circ C$;

сепаратордаги босим (С1) $1,7 \text{ МПа}$.

Ҳисоблаш кетма-кетлиги:

а) биринчи босқич реакторига киришдаги газ аралашмасини таркиби аниқланилади;

б) бензолни циклогексанга конверсияланиш даражасини мувозанат константаларини K_p таққослаган ҳолда аниқланилади. У эмпирик формула билан ва компонентларнинг парциал босимини қийматлари билан ҳисобланади.

в) биринчи ва иккинчи босқич реакторларидаги газ таркибини ўзгариши аниқланилади;

г) пурковчи газ, циркуляцион газ таркиби ва янги газни сарфи аниқланилади.

Циклогексанни олиш материал оқимлар схемаси 3-расмда келтирилган.

Циклогексанни 0,2 % йўқотиш билан бўлган соат ишлаб чиқарилиши:

$$(50000 \cdot 1000 / 8400) \cdot 1,002 = 5964,3 \text{ кг/соат ёки}$$

$$5964,3 \cdot 22,4 / 84 = 1590,5 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Реакция тенгламаси бўйича:



сарфланади:

бензол: $1590,5 \text{ м}^3/\text{соат ёки } 5964,3 \text{ кг/соат}$

водород: $3 \cdot 1590,5 = 4771,4 \text{ м}^3/\text{соат ёки } 426,0 \text{ кг/соат}$

Техник бензолнинг сарфи:

$$5964,3 \cdot 100 / 99,91 = 5969,7 \text{ кг/соат.}$$

Компонентлар бўйича техник бензолнинг таркиби ҳисобланади:

	C ₆ H ₆	C ₆ H ₁₂	H ₂	N ₂	Қўшимчалар	Жами
$V_r, \text{ м}^3/\text{с}$	1590,5	96,6	4771,4	3976,2	1,11	14412,2
$\varphi_i, \%$	11,03	0,67	60,70	27,59	0,01	100,00
$m_i, \text{ кг/с}$	5964,3	390,1	841,1	535,3	5,3	7736,1
$w_i, \%$	47,51	3,11	6,70	42,64	0,04	100,00

Компонентларнинг берилган хажмий нисбатига кўра биринчи босқич реакторига қуйидагилар узатилади.

$$\text{водород} : 1590,5 \cdot 5,5 = 8584,95 \text{ м}^3/\text{соат}$$

$$\text{азот} : 1590,5 \cdot 2,5 = 3902,25 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Иккинчи босқич реакторида циркуляцион газда водород қолади:

$$8584,95 - 4682,7 = 3902,25 \text{ м}^3/\text{соат};$$

Азот-водородли аралашмали биринчи босқич реакторидан сўнг чиқади:

$$3902,25 + 3902,25 = 7804,5 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Циркуляцион газдаги циклогексаннинг улуши аниқланилади.

Циклогексан тўйинган буғининг босими 35°C да $\sin = 20,4 \cdot 10^3 \text{ Па}$ ни ташкил этади. Сепаратордаги газ аралашмасининг босими $S_{cm} = 17 \cdot 10^5 \text{ Па}$ бўлганда циркуляцион газдаги циклогексаннинг хажмий улуши:

$$\varphi = (P_n / S_{cm}) \cdot 100 = [20,4 \cdot 10^3 / (17,0 \cdot 10^5)] \cdot 100 = 1,2\%$$

Биринчи босқич реакторига киришда газ аралашмаси таркибидаги циклогексанни миқдори ҳисобланади:

$$7804,5 \cdot 1,2 / (100,0 - 1,2) = 94,79 \text{ м}^3/\text{соат ёки } 355,5 \text{ кг/соат.}$$

Оқим – 1 даги компонентлар миқдорини ва циклогексан, водород ва азотнинг ҳисобланган миқдорлари йиғиндисидан биринчи босқич реакторига кираётган газ аралашмасининг миқдори аниқланилади. Техник бензол таркибида бўлган органик бирикмаларнинг миқдори $0,43 + 0,34 + 0,26 + 0,08 = 1,11 \text{ м}^3/\text{соат}$ ёки $1,79 + 1,79 + 1,20 + 0,6 = 5,38 \text{ кг/соат}$ ни ташкил этади, кейинчалик ҳисоблашлар “аралашмалар” деб юритилади.

Биринчи босқич реакторидан чиқаётган газ аралашмасининг таркиби аниқланилади:

	C_6H_6	$C_6H_6CH_3$	$C_6H_{12}CH_3$	$C_6H_9CH_3$	C_7H_{16}	Жами
$w_r, m^3/c$	99,91	0,03	0,03	0,02	0,01	100,0
$m_i, \%$	5964,3	1,79	1,95	1,79	0,6	5969,68
$M_i, кг/с$	78	92	98	84	100	-
$V_i, \%$	1590,5	0,43	0,34	0,26	0,08	1591,61

Биринчи босқич реакторидаги бензолнинг конверсия даражасини 0,93 деб қабул қиламиз ва мос равишда тасирлашувчи хом ашёнинг миқдорини топамиз:

$$\text{бензол: } 1590,5 \cdot 0,93 = 1479,2 \text{ м}^3/\text{соат}$$

$$\text{водород: } 3 \cdot 1479,2 = 4437,5 \text{ м}^3/\text{соат}$$

$$\text{Ҳосил бўлувчи циклогексаннинг миқдори: } 1479,2 \text{ м}^3/\text{с}$$

Биринчи босқич реакторидан чиқаётган газ аралашмасининг таркибини ҳисоблаб топамиз:

C_6H_6	$1590,5 - 1479,2 = 111,3$	1,12
C_6H_{12}	$111,3 + 1590,5 = 1701,8$	15,80
H_2	$8747 - 4437,5 = 5043,2$	43,21
N_2	3976,2	39,86
Қўшимчалар	1,11	0,01
Жами	10099,91	100,0

Конверсия даражасини тасдиқлаш учун реакция мувозанат константасини ҳисоблаш талаб этилади.

Мувозанат константасини K_p $T=180+273=453 \text{ K}$ хароратда эмпирик формула орқали ҳисоблаб топилади:

$$\lg K_p = \frac{9590}{T} - 9,9194 \lg T + 0,002285T + 8,565$$

$$\lg K_p = 4,4232 \quad K_p = 26500$$

Мувозанат константасини компонентларнинг порциал босимларини ҳисобга олган ҳолда аниқлаб оламиз:

$$p_{C_6H_6} = 0,02128 \quad p_{C_6H_{12}} = 0,30020 \quad p_{H_2} = 0,82099$$

$$K_p = \frac{p_{C_6H_6}}{p_{C_6H_6} \cdot p_{H_2}^3} = \frac{0,30020 \cdot 1000}{0,02128 \cdot 0,82099^3} = 25493$$

K_p катталики такқослашлар орқали аниқ конверсия даражасини аниқлаш мумкин. Демак, $25493 < 26500$ бўлгани учун бензолнинг конверсияси камайтириб олингани кўринади ва шунинг учун бензолнинг конверсия даражасини $0,932$ деб қабул қиламиз.

$$\text{бензол: } 1590,5 \cdot 0,932 = 1468,03 \text{ м}^3/\text{соат}$$

$$\text{водород: } 3 \cdot 1468,03 = 4404,1 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Бунда ҳосил бўлувчи циклогексаннинг миқдори: $1468,3 \text{ м}^3/\text{с}$

Биринчи босқич реакторидан чиқишдаги газ аралашмасининг таркибини аниқлаб оламиз:

	C_6H_6	C_6H_{12}	H_2	N_2	Қўшимчалар	Жами
$V_r, \text{ м}^3/\text{с}$	117,9	1704,8	4644,4	4652,2	1,3	11659,2
$\varphi_i, \%$	1,09	15,84	43,16	39,9	0,01	100,00
$m_i, \text{ кг/с}$	406,6	6394,2	414,6	5815,2	5,8	13638,4
$w_i, \%$	2,98	46,9	3,29	42,64	0,04	100,00

Компонентларнинг парциал босимлари ҳисобланади:

$$p_{C_6H_6} = 0,020615 \quad p_{C_6H_{12}} = 0,301055 \quad p_{H_2} = 0,819983$$

Мувозанат константаси:

$$K_p = \left[\frac{0,301055}{0,020615 \cdot 0,819983^3} \right] \cdot 1000 = 26488$$

Ҳисобланган мувозанат константаси қиймати эмпирик формула билан ҳисобланган қийматга тўғри келади ($K_p = 28500$).

Агар мувозанат константасининг қиймати эмпирик формула билан ҳисобланган қийматдан жуда ҳам фарқ қилса, у ҳолда жараённинг бошқа температурасини олиш керак ($\sim 170-200^\circ\text{C}$, температура 10°C га пасайтирилса, у ҳолда мувозанат константасининг қиймати $3,2$ марта ортади).

Иккинчи босқич реакторида $108,1 \text{ м}^3/\text{соат}$ бензол реакцияга киришади, $3 \cdot 108,1 = 350,7 \text{ м}^3/\text{соат}$ водород сарфланади ва $108,1 \text{ м}^3/\text{соат}$ циклогексан ҳосил бўлади; $4300,7 - 350,7 = 3950,0 \text{ м}^3/\text{соат}$ водород қолади.

Иккинчи босқич реакторидан чиқишдаги циклогексаннинг миқдори:

$$1704,8+108,1=1812,1 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Иккинчи босқич реакторидан чиқишдаги газ аралашмасининг миқдори (оқим 6):

$$1812,1+3950+3950+1,11=9713,21 \text{ м}^3/\text{с}$$

Циклогексанни пурковчи ва танкли газлар билан йўқотишлари 0,2 % ёки $1590,5 \cdot 0,002 = 3,18 \text{ м}^3/\text{соат}$ ни ташкил этади; биринчи босқич реакторига (оқим-4 таркиби) $101,25 \text{ м}^3/\text{соат}$ миқдорда циклогексан қайтади.

Сепаратор C1 да конденсатланаётган циклогексаннинг миқдори:

$$1812,1 - 3,18 - 101,25 = 1707,7 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 6403,6 \text{ кг/с}$$

35 °C температура ва 10^6 Па босимда газ компонентларининг циклогександа эрувчанлиги қуйидагича: $H_2 - 0,108 \text{ м}^3/\text{соат}$, $N_2 - 0,214 \text{ м}^3/\text{тонна}$.

$17,0 \cdot 10^6 \text{ Па}$ босимда циклогександа қуйидагиларнинг эрувчанлиги:

$$\text{водород} : \quad 0,108 \cdot 17,0 \cdot 6,404 = 11,8 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 1,1 \text{ кг/с}$$

$$\text{азот} : \quad 0,214 \cdot 17,0 \cdot 6,404 = 23,3 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 29,1 \text{ кг/с}$$

Сепаратор C1 дан суюқ фаза чиқиш миқдори (оқим 9)

$$1707,7 + 11,8 + 23,3 + 11,1 = 1740,71 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 6412,9 \text{ кг/с}$$

Сепаратор C1 дан сўнг газ аралашмасининг таркиби ҳисобланади (оқим 7):

	$V_r, \text{ м}^3/\text{с}$	$\varphi_i, \%$
C_6H_{12}	$1812,1 - 1704,5 = 107,6$	1,3
H_2	$3950 - 11,8 = 3938,2$	49,4
N_2	$3950 - 23,3 = 3926,7$	49,3
Жами	7972,5	100,0

Оқимнинг таркиби бўйича пуркагич газларнинг таркиби ҳисобланади (оқим-8):

	$V_r, \text{ м}^3/\text{с}$
C_6H_{12}	3,18
H_2	$3,18 \cdot 49,4 / 1,24 = 126,8$
N_2	$3,18 \cdot 49,3 / 1,24 = 126,4$
Жами	256,23

Циркуляцион газнинг таркиби аниқланилади (оқим-3):

	$V_r, \text{м}^3/\text{с}$
C_6H_{12}	101,25
H_2	$3938,2 - 126,8 = 3811,4$
N_2	$3926,7 - 126,4 = 3800,3$
Жами	7712,95

Янги азот-водородли аралашмасининг сарфи гидрирлаш реакциясига сарф бўлган водород миқдорини, пуфлашда азотводородли аралашмасининг йўқотишларини ва циклогександа эритувчиларнинг миқдорини ўрнини тўлдириши керак (компенсация қилиши).

Янги азотводородли аралашмасининг миқдори (оқим-2):

	$V_r, \text{м}^3/\text{с}$
H_2	$4771,5 + 126,8 + 11,8 = 4910,1$
N_2	$23,3 + 126,4 = 149,7$
Жами	5059,8

Пуркагич газлари совутгич-конденсатор XK_2 да $10^\circ C$ температурада совутилади. Бундай температурада циклогексан буғларининг парциал босими $6,33 \cdot 10^3 \text{ Па}$ га тенг, циклогексаннинг газдаги хажмий улуши совутгич – конденсатордан сўнг қуйидагича:

$$\left[\frac{6,33 \cdot 10^3}{17 \cdot 10^5} \right] \cdot 100 = 0,37\%$$

Пуркагич газлардаги водород ва азотнинг миқдори:

$$255,04 - 3,18 = 251,86 \text{ м}^3/\text{с}$$

Совутгич-конденсатор XK_2 ва сепаратор C_2 дан сўнг пуркагич газларда циклогексаннинг миқдори:

$$\frac{251,86 \cdot 0,37}{100 - 0,37} = 0,94 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 3,57 \text{ кг/с}$$

Сепаратор C_2 дан йиғгич $E1$ га узатилаётган циклогексаннинг миқдори (оқим-10):

$$3,18 - 0,94 = 2,24 \text{ м}^3/\text{соат} \quad \text{ёки} \quad 8,4 \text{ кг/с}$$

Сепаратор C_2 дан газ факелига ташланади:

$$251,86 + 0,94 = 252,8 \text{ м}^3/\text{соат}$$

Циклогександа эриган азот ва водород $2,0 \cdot 10^5$ Па босимда газни дроселлаб ажратилади. Тангли газлар ҳосил бўлади, улардаги циклогексаннинг ҳажмий улуши:

$$\frac{20,4 \cdot 10^3}{2,0 \cdot 10^5} \cdot 100 = 10,20\%$$

Тангли газлардаги циклогексаннинг миқдори:

$$\frac{(11,8 + 23,3) \cdot 10,20}{100,0 - 10,20} = 3,98\% \text{ ёки } 14,99 \text{ кг/с}$$

бунда 14,2 ва 29,6 – циклогександа эриган водород ва азотнинг миқдори, $\text{м}^3/\text{с}$.

Тангли газларнинг миқдори (оқим 11):

$$11,8 + 23,3 + 3,98 = 39,08 \text{ м}^3/\text{с}$$

Циклогексаннинг умумий йўқотишлари $6978,2 \cdot 0,002 = 14 \text{ кг/соат}$, пуркагич газлар билан йўқотишлар – $4,2 \text{ кг/соат}$, дроселлаш газлари билан совутилгандан сўнг (совутгич – конденсатор ХКЗ да) йўқолади:

$$11,9 - 3,57 = 8,33 \text{ м}^3/\text{с} \text{ ёки } 2,21 \text{ кг/соат}$$

Йиғгич Е1 га қайтади:

$$14,99 - 8,33 = 6,66 \text{ кг/с} \text{ ёки } 1,77 \text{ м}^3/\text{с}$$

Совутгич-конденсатор ХКЗ дан сўнг атмосферага ташланади:

$$39,08 - 1,77 = 37,31 \text{ м}^3/\text{с}$$

Факелга газ ташланади:

$$252,8 + 37,31 = 290,11 \text{ м}^3/\text{с}$$

Циклогексани олиш материаллар балансини тузамиз:

Жадвал 1

Циклогексан олиш жараёнининг материал баланси

Кириш	$\text{м}^3/\text{с}$	кг/с	Чиқиш	$\text{м}^3/\text{с}$	кг/с
<i>Техник бензол:</i>			<i>Техник циклогексан</i>		
<i>Бензол</i>	1590,5	5964,3	<i>Циклогексан</i>	1707,7	6384,27
<i>Толуол</i>	0,43	1,79	<i>Толуол</i>	0,43	1,79
<i>Метилциклогексан</i>	0,34	1,79	<i>Метилциклогексан</i>	0,34	1,79
<i>Метилциклопентан</i>	0,26	1,2	<i>Метилцикло-</i>	0,26	1,2

			<i>пентан</i>		
<i>н-Гептан</i>	0,08	0,6	<i>н-Гептан</i>	0,08	0,6
Жами	1591,61	5969,68	Жами	1708,81	6389,55
<i>Азот-водород аралашмаси</i>			<i>Пуркалувчи газлар</i>		
<i>Азот</i>	151,0	188,8	<i>Азот</i>	126,8	158,5
<i>Водород</i>	4909,8	438,4	<i>Водород</i>	126,4	11,3
			<i>Циклогексан</i>	0,94	3,6
Жами	5060,6	627,2	Жами	254,14	173,4
<i>Циркуляцион газлар</i>			<i>Танк газлари</i>		
<i>Азот</i>	3800,3	4750,4	<i>Азот</i>	23,3	29,13
<i>Водород</i>	3811,4	340,3	<i>Водород</i>	11,8	1,1
<i>Циклогексан</i>	3,18	11,9	<i>Циклогексан</i>	0,94	3,6
Жами	7614,88	5102,6	Жами	36,04	33,83
			<i>Циркуляцион газлар</i>		
			<i>Азот</i>	3800,3	4750,4
			<i>Водород</i>	3811,4	340,3
			<i>Циклогексан</i>	3,18	11,9
			Жами	7614,88	5102,6
Ҳаммаси	14267,09	11699,48	Ҳаммаси	9613,84	11699,48

Биринчи босқич реакторининг технологик ҳисоби

Биринчи босқич реактори бензолни қўзғалмас никельхром катализаторида гидрирлаш учун мўлжалланган ва иккита кетма-кет бирлаштирилган реактор тизимида энг асосийси ҳисобланади. Реактор пўлатдан ясалган вертикал цилиндрик идиш бўлиб, унга сферик туб ва коққоқ пайвандлангандир.

Трубали бўшлиққа 40% умумий ҳажмидан катализатор юкланади, у бензолни конверсияланиш даражасини 90-95% гача таъминлайди. Реакция натижасида чиқаётган иссиқлик 0,6 МПа босимда реакторнинг трубалараро бўшлиғида қайнаётган сув конденсати билан чиқарилади.

Биринчи босқич реакторининг техник таснифи.

Ички обечайка диаметри, мм 1800

Обечайка қалинлиги, мм 11

Аппарат баландлиги , мм	9030
Трубалар сони ($d_{тр}=38 \times 3$ мм)	1010
Труба узунлиги, мм	6500
Иссиқлик узатиш юзасининг юзаси, m^2	
Трубалардаги катализатор ҳажми, m^3	2,5
Ишчи босим, МПа:	
Трубали бўшлиқда	1,6-2,3
Трубалараро бўлиқда	0,8 гача
Ишчи температура, $^{\circ}C$:	
Трубали бўлиқда (max)	240
Трубалараро бўшлиқда	170 гача

Реакторда махсулотнинг кириши ва чиқиш штуцерлари жойланган D_y 200, S_y 1,6, буғ-сув аралашмасининг чиқиши D_y 200, S_y 1,6.

Катализатор таснифи:

Таблеткалар ўлчами:

d , мм 4-6

h , мм 4-6

Солиштирма зичлиги, S кг/ m^3 1100-1300

Системага юкланаётган катализаторнинг умумий ҳажми:

$$V'_k = \frac{2,5}{0,4} = 6,2 m^3$$

Ҳажмий тезлик суюқ бензолга кўра $V_{ум.} = 0,8 \text{ соат}^{-1}$ деб қабул қилинади (бензолнинг зичлиги $\rho_b = 880 \text{ кг}/m^3$), у ҳолда талаб қилинилаётган ишлаб чиқарилишни таъминлаётган катализаторларнинг ҳажми:

$$V'_k = \frac{5969,68}{880} \cdot 0,8 = 8,48 m^3$$

бу ерда 5969,68 – техник бензолнинг сарфи, $кг/соат$.

Талаб қилинган ишлаб чиқарилиш учун реакторлар тизимининг сони аниқланилади:

$$n = \frac{8,48}{6,2} = 1,37$$

Иккита реактор тизимини ўрнатиш зарур, ҳар бирида ўзида иккита кетма-кет уланган реакторлар мавжуд:

Биринчи хомашё боришида тишли ($V_k=2,5 \text{ м}^3$), иккинчиси колоннали ($V_k=3,7 \text{ м}^3$) катализатор бўйича ишлаб чиқаришни захираси:

$$\frac{6,2 \cdot 2 - 8,48}{8,48} \cdot 100 = 46,23\%$$

Кейинги ҳисоблар битта трубкали реактор учун бажарилади.

Иссиқлик ҳисоби

Дастлабки маълумотлар: Оқимлар таркиби материаллар ҳисобидан олинади; температура, °С: реакторга киришди – 135, чиқишда – 180; тўйинган сув буғининг босими 0,6 МПа.

Ҳисоблашдан мақсад – реакторнинг иссиқлик оғирлигини ва иссиқлик ташувчисини сарфини (трубалараро бўшлиққа) аниқлаш.

Реакторнинг иссиқлик балансининг умумий кўринишдаги тенгламаси:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_{\text{йўқ}}$$

бу ерда Q_1 , Q_3 – газ аралашмасининг реакторга кириш ва чиқишдаги иссиқлик оқимлари; кВт; Q_2 -экзотермик реакциянинг иссиқлиги, кВт; Q_4 -конденсат билан чиқарилаётган иссиқлик; кВт; $Q_{\text{йўқ}}$ -атроф-мухити йўқотишлар, кВт.

Q_1 ва Q_2 қийматлари реакторга кириш ($t=135^\circ\text{C}$) ва чиқишдаги ($t=180^\circ\text{C}$) газ аралашмаларининг ўртача хажмий иссиқликлапи ҳисобланиб аниқланилади.

Жадвал

Газ аралашмаларнинг ўртача, хажмий иссиқликларини ҳисоби

Компонент	$T=135+273=408 \text{ K}$			$T=180+273=453 \text{ K}$		
	$\varphi_i, \%$	$C_i, \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{K}}$	$\frac{C_i \cdot \varphi_i}{22,4 \cdot 100}, \frac{\text{kJ}}{\text{м}^3 \cdot \text{K}}$	$\varphi_i, \%$	$C_i, \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{K}}$	$\frac{C_i \cdot \varphi_i}{22,4 \cdot 100}, \frac{\text{kJ}}{\text{м}^3 \cdot \text{K}}$
C_6H_6	11,04	113,88	0,5613	1,1	125,3	0,0615
C_6H_{12}	0,67	154,30	0,0462	15,84	172,33	1,2187
H_2	60,7	28,91	0,7834	43,16	29,0	0,5588
N_2	27,59	29,62	0,3649	39,90	29,81	0,5310

Σ	100,0	-	1,7558	100,0	-	2,379
----------	-------	---	--------	-------	---	-------

Реакторга киришда газ аралашмасининг иссиқлик оқими:

$$Q_1 = \frac{7614,88}{2 \cdot 3600} \cdot 1,7558 \cdot 135 = 250,69 \text{ kVt}$$

Бензолни гидрирлаш реакциясининг иссиқлиги аниқланилади:

$$\Delta H_{298}^0 = \sum \Delta H_{298(\text{кон})}^0 - \sum \Delta H_{298(\text{дас})}^0 = -123,14 - 82,93 = -206,07 \text{ kДж / моль}$$

$$q_p = 206,07 \text{ kДж / моль}$$

Экзотермик реакция ҳисобига ажралаётган иссиқлик миқдори аниқланилади:

$$Q_1 = \frac{6384,24 - 423,8}{2 \cdot 3600 \cdot 84} \cdot 206,07 \cdot 10^3 = 2171,2 \text{ kVt}$$

Бу ерда 6384,27 ва 423,8 – киришдаги ва чиқишдаги циклогексаннинг миқдори, кг/соат.

Реактордан чиқишда газ аралашмасининг иссиқлик оқими ҳисобланилади:

$$Q_1 = \frac{11659,2}{2 \cdot 3600} \cdot 2,37 \cdot 180 = 690,81 \text{ kVt}$$

Қайнаётган конденсат билан ажратилаётган иссиқликни иссиқлик балансининг умумий тенгламасидан топилади:

$$Q_{\text{ii}} = (250,69 + 2171,2) \cdot 0,05 = 121,1 \text{ kVt}$$

Биринчи босқич реакторининг иссиқлик баланси тузилади (жадвал 4б).

Иссиқлик алмашилиш жараёнининг КПД си 0,9 га тенг деб қабул қилинади ва биринчи босқич реакторининг трубалараро бўшлиғида ҳосил бўладиган иккиламчи сув буғининг миқдори аниқланилади:

$$Q_4 = 250,69 + 2171,2 - 690 - 121 = 1609,88 \text{ kVt}$$

бу ерда 2095,0-0,6 МПа босимда ва 158°C температурада буғ ҳосил бўшлишининг нисбий иссиқлиги, кДЖ/кг.

Жадвал 2

Биринчи босқич реакторининг иссиқлик баланси

Иссиқлик кириши	<i>кВт</i>	%	Иссиқлик сарфи	<i>кВт</i>	%
Газ аралашмасининг иссиқлик оқими	250,69	10,35	Газ аралашмасининг иссиқлик оқими	690,81	28,52
Экзотермик реакция иссиқлиги	2171,2	89,65	Қайнаётган конденсат билан ажратилаётган иссиқлик	1609,98	66,48
			Ароф мухитга иссиқлик йўқотишлар	121,5	5,0
Жами:	2421,89	100,0	Жами:	2421,89	100,0

Шундай қилиб, буғлатишга 2565,8 *кг/соат* конденсат узатиш керак.

Ҳисоблашдан мақсад реактор иссиқлик ўтказиш юзасининг юзаси қуйидаги формула билан ҳисобланади:

$$F_a = \frac{Q_a}{k\Delta T_{yp}}$$

Иссиқлик ҳисобида аппаратнинг иссиқлик кучланиши аниқланган:

$$Q_a = 1941080 \text{ Вт}$$

Газ аралашмаси ва буғ конденсати ўртасидаги температураларнинг ўртача айирмаси қуйидагига тенг:

$$\Delta t_{yp} = 180 - 158 = 22^\circ \text{C} \quad \Delta T_{yp} = 22^\circ \text{C}$$

Иссиқлик узатиш коэффициенти топилади:

$$k = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{st} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$$

Бу ерда α -труба даврига газ аралашмасидан иссиқлик узатишнинг коэффициенти, *Вт/(м²·к)*

α_2 -труба деворидан қайнаётган конденсатга иссиқлик узатишнинг коэффициенти, *Вт/(м²·к)*.

Газ аралашмасидан труба деворига бўлган иссиқлик узатишнинг ўртача коэффициенти қуйидаги формула билан аниқланилади:

$$\alpha_1 = \frac{Nu\lambda_{sm}}{d}$$

180°C (453 K) температурада газ аралашмасининг иссиқлик – физик параметрлари ҳисобланади:

101325 Па босимда ва 0°C температурада газ аралашмасининг зичлиги:

$$\rho_{sm}^o = \frac{m_\tau}{V_\tau} = \frac{11699,48}{11659,48} = 1 \text{ кг} / \text{м}^3$$

453 K температурада ва 1,9 МПа босимда газ аралашмасининг зичлиги:

$$\rho_{sm}^o = 1 \cdot \frac{273 \cdot 1,9 \cdot 10^6}{453 \cdot 101325} = 13,22 \text{ кг} / \text{м}^3$$

газ аралашмасининг ўртача нисбий иссиқлик хажми:

$$\rho_{sm}^o = \frac{2370}{1,17} = 2026 \text{ Дж} / \text{кг} \cdot \text{K}$$

бу ерда 2370 – 180°C температурада газ аралашмасининг ўртача хажмий иссиқлик хажми, Дж/(м²·K).

Газ аралашмасининг динамик қовушқоқлиги аниқланилади. Газ аралашмасининг компонентларининг динамик қовушқоқлиги қийматлари жадвал 11 да келтирилган, аралашма таркиби жадвал 45 да келтирилган.

Газ аралашмаси динамик қовушқоқлигини ҳисоблаш:

	<i>C₆H₆</i>	<i>C₆H₁₂</i>	<i>H₂</i>	<i>N₂</i>	<i>Жами</i>
$\varphi_i, \%$	1,1	15,84	43,16	39,90	100,0
<i>Mr</i>	78	84	2	28	-
$\varphi_i Mr/100$	0,858	13,306	0,863	11,172	26,199
$\mu_i 10^7, \text{Па} \cdot \text{с}$	116	105	117	238	-
$\varphi_i Mr/100 \mu_i 10^7 (\text{Па} \cdot \text{с})^{-1}$	0,0074	0,12672	0,00738	0,04694	0,18844

$$\mu_{sm} = \frac{26,199 \cdot 10^{-7}}{0,18844} = 139 \cdot 10^{-7} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Прандатль критерийи қийматлари икки атомли газлар учун $P=0,72$, деб қабул қилинса, унда иссиқлик ўтказгичи қуйидагига тенг:

$$\lambda_{sm} = \frac{C_{sm} \mu_{sm}}{\text{Pr}} = \frac{2026 \cdot 139 \cdot 10^{-7}}{0,72} = 39,11 \cdot 10^{-7} \frac{\text{Вт}}{\text{в} \cdot \text{K}}$$

453°K температурада ва 1,0 МПа босимда газ аралашмасининг хажмий сарфи:

$$V_r = \frac{11659,2}{2 \cdot 3600} \cdot \frac{453 \cdot 101325}{273 \cdot 190000} = 0,146 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Реакторнинг труба бўшлиғининг кўндаланг кесими юзаси:

$$S_{rr} = 0,785 d^2 n = 0,785 \cdot 0,032^2 \cdot 1010 = 0,812 \text{ м}^2$$

бу ерда α - трубанинг ички диаметри, м; n -трубалар сони.

Реакторнинг труба бўшлиғи кўндаланг кесимида газ аралашмасининг фиктив тезлиги:

$$w_o = \frac{V_r}{S_{rr}} = \frac{0,146}{0,812} = 0,18 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Рейнольдс критерийси қўзғалмас катализатор қатлами орқали труба бўшлиғида газнинг ҳаракатланишида қуйидагига тенг:

$$\text{Re} = \frac{w_o d_{\text{ч}} \rho_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}}$$

Шарсимон бўлмаган заррачаларнинг диаметри α^3 шар диаметри юзасига тенг. Унинг юзаси цилиндрик шаклдаги заррачанинг юзасининг юзасига тенг ($d'=4$ мм; $h=6$ мм):

$$F_{\text{ч}} = \pi d' \left(h + \frac{d'}{2} \right) = 3,14 \cdot 0,004 \cdot \left(0,06 + \frac{0,004}{2} \right) = 0,0001 \text{ м}$$

Зарралар диаметри:

$$d_{\text{ч}} = \sqrt{\frac{F_{\text{ч}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,0001}{3,14}} = 0,0056 \text{ м}$$

Рейнольдс критерии:

$$\text{Re} = \frac{0,18 \cdot 0,0056 \cdot 13,22}{139 \cdot 10^{-7}} = 958$$

Нуссельт критерийси қуйидаги формула билан топилади:

$$\text{Nu} = \frac{0,813 \cdot \text{Re}^{0,9}}{e^{\frac{6d_{\text{ч}}}{d}}} = \frac{0,813 \cdot 958^{0,9}}{2,72^{\frac{6 \cdot 0,0056}{0,032}}} = 137$$

бу ерда d -труба диаметри, м.

Газ аралашмасидан труба деворига иссиқлик узатишнинг коэффициенти:

$$\alpha_1 = \frac{137 \cdot 39,11 \cdot 10^{-3}}{0,032} = 167 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

бу ерда g - суюқликнинг физик хоссаларини инобатга олувчи коэффициент, сув учун $g = 1$; S -тизимдаги босим, $МПа$; φ -иссиқлик оқимининг юзавий босими, $Вт/м^2$

$$\alpha_2 = 6683 \cdot 0,6^{0,4} \cdot \varphi^{0,7} = 5,57 \varphi^{0,7}$$

Деворнинг термик қаршилиқларининг йиғиндиси, икки томонлама ифлосланишлар ҳам ҳисобга олинган:

$$\sum r_{st} = r_1 + r_2 + r_3 = \frac{1}{11600} + \frac{0,003}{17,5} + \frac{1}{5800} = 0,00043 \frac{м^2 \cdot К}{Вт}$$

бу ерда 1160 ва 5800 – девордаги ифлосликларнинг иссиқлик ўтказувчанлиги, органик буғлар ва сув буғлари томонидан, $Вт/(м^2 \cdot К)$; $0,003$ –труба деворининг қалинлиги, м; $17,5$ –зангламас пўлатнинг иссиқлик ўтказувчанлиги, $Вт/(м^2 \cdot К)$.

Иссиқлик ўтказувчанлиги коэффициенти:

$$k = \left[\frac{1}{167} + 0,00043 + \frac{1}{5,57 \varphi^{0,7}} \right]^{-1} = \left[0,0064 + 0,1795 \varphi^{-0,7} \right]^{-1}$$

Иссиқлик оқимининг юзасининг юзаси аниқланилади ($\varphi = Q_a/F$):

$$\varphi = k \Delta T_{st} = \frac{22}{0,0064 + 0,1795 \varphi^{-0,7}}; \quad 0,0064 \varphi + 0,1795 \varphi^{0,3} - 22 = 0$$

Ҳосил бўлган тенглама график усулда ҳисобланади. Иссиқлик оқимининг юзаси юза қийматларини 2500 - 3500 $Вт/м^2$ бўлганда, унинг $f(\varphi)$ график формуласи қурилади (бунда $\varphi = 2500$ $Вт/м^2$, $\gamma_1 = 3,4$; $\gamma_2 = 3500$ $Вт/м^2$ $\gamma_1 = 3,5$) ва φ –қиймати аниқланилади, унда $\gamma = 0$; $\varphi = 3000$ $Вт/м^2$.

Иссиқлик узатиш коэффициенти:

$$k = \frac{\varphi}{\Delta T_{sp}} = \frac{3000}{22} = 136 \frac{Вт}{м^2 \cdot К}$$

Иссиқлик ўтказишнинг майдонинг зарурий юзаси:

$$F_a = \frac{1941080}{136 \cdot 22} = 649 м^2$$

Иссиқлик ўтказиш майдонинг захира юзаси:

$$\frac{720 - 649}{649} 100 = 11\%$$

ХУЛОСА

Ароматик углеводородлар – бензол, толуол ва фенолларнинг турли шароитларда гидрирлаш жараёнлари ўрганилди. Гидрирлаш жараёнининг технологик параметрлари ва оптимал шароитлари аниқланди. Бунда гидрирлаш маҳсулотлари – циклогексан ва циклогексанолларнинг унумдорлиги 90-95% етишлиги аниқланди.

Бензолни водород билан каталитик гидрирлаш жараёнининг харорат, босим, хом ашё ва катализатор нисбати ҳамда бошқа омиллари аниқланди, реакцияни изомерланиш босқичида тўхтатиб қолиш мумкинлиги ўрганиб чиқилди.

Тайёр маҳсулот ва хом ашёнинг физик-механик ва эксплуатацион хусусиятлари ўрганиб чиқилди, бунда сўнги йилларда чоп этилган адабиётлар ва интернет маълумотларига асосланган ҳолда циклогексан ишлаб чиқаришнинг технологик тизими танлаб олинди.

Жараёнининг материаллар баланси, иссиқлик баланси, асосий қурилма – реакторнинг механик ҳисоблари амалга оширилди.

Фойдаланилган адабиётлар

1. Каримов И. Ўзбекистон иқтисодий ислохотларни чуқурлаштириш йўлида. - Т.: Ўзбекистон, 1996, 3-том, 283-бет.
2. Конструкционные материалы: Справочник. Б.Н. Арзамасов, В.А. Брострем, Н.А. Буше и др.; Под общ. ред. Б.Н. Арзамасова. – М.: Машиностроение, 1990. – 688 с.; ил.
3. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник. Т.1. – Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2002. -852 с.
5. Михалев М.Ф. и др. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи. - Л.: Машиностроение, 1984. - 301 с.
6. К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.Л.:Химия,1987.
7. Лашинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с., ил.
8. Смирнов Г.Г., Толчинский А.Р., Кондратьева Т.Ф. Конструирование безопасных аппаратов для химических и нефтехимических производств. – Л.: Машиностроение, 1988. -303 с.