

**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. Икромов _____

доц. Б.М. Абдураимов _____

кат.ўқ. Г.Т. Абдураззақова _____

КУРС ЛОЙИҲА

Мавзу: **Этиленни тўғридан-тўғри гидратацияси орқали этил спирти олиш
технологиясидаги сепараторнинг ҳисоби. Қуввати 66600 т/й**

Раҳбар: **Ҳакимова Г.Р.**

19-10 гуруҳ талабаси **Суванов Уйғун Турғун ўғли**

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 ЛОЙИХАСИ БЎЙИЧА ТОПШИРИҚ

Фан: **Асосий органик синтез ускуналари ва жиҳозлари**

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

19-10 гуруҳ талабаси **Суванов Уйғун Турғун ўғли**

Мавзу: **Этиленни тўғридан-тўғри гидратацияси орқали этил спирти олиш
технологиясидаги сепараторнинг ҳисоби.**

Курс лойиҳасини бажариш учун дастлабки маълумотлар:

Қуввати 66600 т/й

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

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

Раҳбар: _____ **Ҳакимова Г.Р.**

Талабанинг имзоси: _____ **Суванов Уйғун Турғун ўғли**

МУНДАРИЖА

КИРИШ

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.

«Иқтисодиёт ҳар бир кишининг, ҳар бир оиланинг, жамоа ва умуман, жамиятнинг ҳаётида муҳим ўрин тутди. Иқтисодиётга қараб ижтимоий ҳаёт ўзгаради. Иқтисодиёт-бизнинг нафақат бугунги, балки эртанги ҳаётимиз, ҳозирги ва келажакдаги фаровонлигимиз. Иқтисод бақувват бўлмаса, фаровонлик кафолатланмайди, 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 яшабини 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. Нефтни қайта ишлаш жараёнида ўртача 50% гача этилен ҳосил бўлишини этиборга олсак, ушбу хом ашё асосида олинувчи маҳсулотлар техноологик тизимларини ўрганиш кенг истекболлар очади.

Кимё маҳсулотларини ишлаб чиқариш, корхоналарнинг ривожланиши уларда илғор технологияларни қўлланиши билан боғлиқ. Юқоридагиларни

хисобга олиб, биз ҳам курс ишимишни мавжуд технологиялардан оқилона фойдаланиш, экологик тоза, рақобатбардош сифатли маҳсулотлар олишга қаратдик. Жумладан этиленни тўғридан-тўғри гидратацияси орқали этанол ишлаб чиқариш ва бундаги асосий қурилмалардан бири сепараторнинг ишлаш оптимал шароитлардаги принципи, унинг асосий кўрсаткичларини аниқлаш ва ўлчамларини ҳисоблаш ушбу курс ишининг асосий мақсади ҳисобланади.

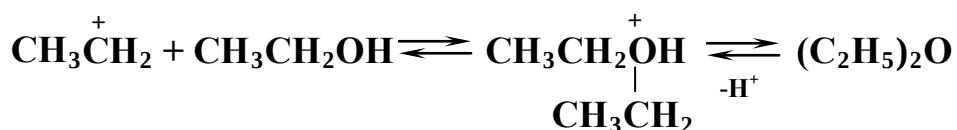
Этанол ишлаб чиқаришнинг кимёси ва технологияси

Этиленни тўғридан-тўғри гидратациялаш йўли билан этанол ишлаб чиқаришда кўпинча фосфор кислотали катализатор ташувчилардан кенг фойдаланилади.

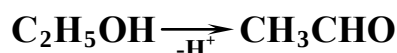
Тўғри гидратация катализаторлари намлик таъсирида парчаланиши керак эмас, шунинг учун бундай катализаторлар, кизельгурдаги фосфор кислотаси каби ишлатиб бўлмайди, чунки унинг скенети йўқ ва онсон парчланади. Ташувчилар сифатида фосфор кислотаси учун силикогель, амоносиликат, цеолитлар, инфузор тупроқ, моатморрилонитлар ишлатилади. Ножўя реакция қисмини бостириш учун кўпинча шарикли кенг ғовакли силикогеллар ишлатилади.

Ташувчини 60 % кислотаси билан шимдирилиб ва 100 °С да куригилади. Тайёр бўлган катализатор 35 – 40 % H_3PO_4 ўз ичига олади.

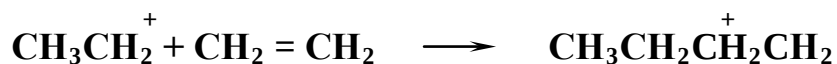
Реакция шароитида фосфор кислотаси ташувчига бириктирилган, сув пленкасида эритилиб, поранарнин юқори қисми адсорбирлашиб ва реакция фосфор кислотасининг суёқ пленкасида ўтади. Шундай қилиб, кислотали катализатор суёқ пленка катализаторидаги гамогенли катализига бирикади. Сульфат кислотасининг гидратацияси каби этиленни тўғри гидратацияси жараёнида бошқа хил реакциялар боради, булар ножўя маҳсулотларга олиб келади. Карбоний иони ва спиртнинг ўзаро таъсирида диэтил эфири ҳосил бўлади.



Спиртнинг дегидритланиши натижасида ацетилдегид ҳосил бўлади.



Бундан ташқари реакция этаннинг ҳосил бўлиши билан боради. Этиленнинг демиризацияси натижасида димерлар ҳосил бўлади.



Конвертирланганэтилен турли хил маҳсулотларни ҳосил бўлишида куйидагича тақсимланади % (мас)

Этанол	94,5	Ацетальдегид	2
Диэтил эфири	2,5	Полимерлар ва қийин эфирлар	1

Жараённинг асосий қонуниятлари

Ҳароратнинг таъсири. Олефирларни тўғридан-тўғри гидратацияси реакциясини юқорида айтилганидек паст ҳароратда . лекин ҳароратнинг амалий танланиши реакциянинг тезлиги ва катализаторларни фаоллиги инобатга олинади. 1 – расмда этиленни этанолга айланиши моль нисбатида $\text{H}_2\text{O} : \text{C}_2\text{H}_4$ турли хил ҳароратларда кўрсатилган. Кўрсатилганлардан кўрамизки, ҳароратнинг кўтарилиши билан реакция шароити ва этиленни спиртга айланиш даражаси пасаяди. Лекин паст ҳароратда фосфор кислотали катализаторни фаоллиги жуда кичик. Этиленнинг конверсия даражаси 280 – 290 °С да 4 – 5 % ташкил этади, ҳароратнинг пасайиши эса фоиз миқдорининг янада пасайишига олиб келади.

Амалиётда тўғридан-тўғри гидратациялаш жараёни буғли фазада фосфор кислотали катализатор иштирок эттириб, 260 – 330 °С интервалда амалга оширилади.

Сув этилен мол нисбатининг таъсири. Термодинамик маълумотларга кўра, нисбати кўпайиши билан $\text{H}_2\text{O} : \text{C}_2\text{H}_4$ 0,5 : 1, 1 : 1 гача олефийларнинг конверсия даражаси кўтарилади. Лекин экспериментал маълумотлар бўйича термодинамик жараёнлардан фарқ қилиб нисбатлар юқори бўлади. $\text{H}_2\text{O} : \text{C}_2\text{H}_4$ 0,7 : 0,75 гача этиленнинг конверсия жараёни кўтарилади, лекин ҳарорат кўтарилиши давом этиши билан конверсия даражаси пасаяди.

$\text{H}_2\text{O} : \text{C}_2\text{H}_4$ нисбати гидротация жараёнининг катализаторларининг фаоллашувига боғлиқ. Суюқ ортофосфор кислотасининг оптимал концентрацияси ғовакли ташувчилар 83 – 85 % ни ташкил этади. бу катталик сув буғининг порциал босимга боғлиқ, улар системадаги босим ва сув ва этиленнинг моль нисбатига боғлиқ. H_3PO_4 нинг оптимал конценрацияси H_2O

: $C_2H_4 = 0,75 : 1$ нисбати кузатилганда нисбатлар давомий ўсиши билан тинкадаги сув миқдори ўсади, кислотанинг концентрацияси камайиб, этиленнинг конверсия даражаси пасаяди. Шунинг учун ишлаб чиқариш шароитида $H_2O : C_2H_4 = (0,6 : 0,7) : 1$ моль нисбати қабул қилинган.

Босимнинг таъсири. Босимнинг кўтарилиши гидратация реакциясида яхши натижа беради, бунда оптимал босим 6,7 – 8 МПа ташкил этади. Бу босим фосфор кислотаси этиленни абсорбциялаш жараёни билан боғлиқ. Сув буғининг оптимал порциал босими 2,7 – 3 МПа га тенг. Бу этилен ва сув буғларининг моль нисбати билдиради. Этиленнинг оптимал порциал босими 3,5 – 3,7 МПа ни ташкил қилади. Аралашмалар этилен ва сувнинг порциал босимлари умумий босимдан келиб чиқади. Этиленни концентрлаганда циркуляцион газда 80 – 85 % системдаги босим эса 7 – 8 МПа га тенг бўлади.

Вақтнинг контактга таъсири. Контакт вақтининг оширилиши билан этиленнинг конверсия даражаси ўсади, ишлаб чиқаришнинг реакцион текислиги камаёди. Контактнинг оптимал вақти 17 – 19 с, кенглик тезлиги $1800 - 2000 \text{ г}^{-1}$ ни ташкил этади. оптимал шароитда этиленнинг конверсия даражаси 4,2 – 4,5 % ташкил қилади, этиленнинг спиртга айланиш самарадорлигини 95 % га етади.

Жараённинг технологик аҳамияти

Жараённинг асосий жиҳати этиленнинг тўғридан-тўғри гидратациясидаги этиленнинг конверсия босқичи кичик бўлади. унинг кириши 4,5 % ташкил этади. шунинг учун уни кўк миқдорда рециркуляция қилиш лозим. этиленни рециркуляция миқдори кўп марта юқори бўлганлиги сабабли, шарт аралашмаларнинг ёғилиши кузатилади. Шунинг учун этиленнинг бошланғич миқдори 2 – 5 % дан ошмаслиги керак. Бу аралашма ўз ичига метан ва этанни олади. Циркуляция натижасида этиленнинг реакцияга киришмагани циркуляцияланаётган этиленнинг аралашмаси концентрацияси ошади, этиленнинг концентрацияси эса пасаяди. Циркуляцион газга берилган этиленнинг концентрацияси пуфлаш йўли билан

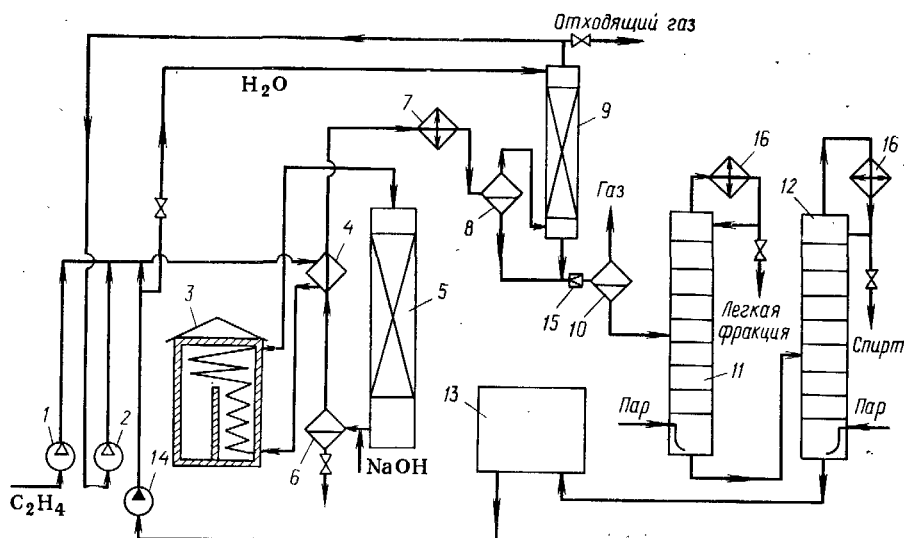
бойитиб турилади. Циркуляцияланаётган газнинг бир қисми эса газофракциялаш учун системага жўнатилади. Циркуляцияланаётган этиленда инерт аралашмалар кўпроқ бўлади. Янгисига нисбатан пуфлаш йўли билан системага келиб тушадиган инерт аралашмаларни чиқариб ташлаш мумкин.

Циркуляцияланаётган газнинг кўп қисмини биринчи совитиб реакциядан кейин реактордан беришдан олдин яна иситилади, шунинг учун гидратация жараёнида совутишнинг яхши натижа берадиган усулларини танлаш катта аҳамиятга эга.

Жараёнда иссиқликни регенерация қилиш катта аҳамиятга эга. Бу жараён буғларни ёки хом-ашёни иситиш учун ёқилғини ва маҳсулотни совутишда сувни сарфини камайтиришда катта роль ўйнайди. Бундан ташқари рационал схемадаги иссиқлик регенерацияси камайди ёки юқори босимдаги буғларнинг сарфи умуман йўқолади, бу эса гидратация жараёнида жуда зарур. Этиленни тўғридан-тўғри гидратация реакцияси маълум миқдорда иссиқликни ажратиш билан боради. Бироқ паст босқичли этиленни конверсияси ажралаётган иссиқлик этиленни ва сув буғини иситиш учун сарфланади, реактордаги адиабатик турида ҳароратнинг пасайиб кетиши буғли газ аралашмаси 10 – 20 °C дан ошмайди. Шунинг учун жараёнда иссиқлик ўтказилиши муаммо келтирмайди. Жараённинг яна бир асосий босқичларидан бири бу фосфор кислотасини олиб чиқиб кетилиши натижасида маълум миқдорда буғли газ аралашмаси катализатор қатламлари орқали ўтишидир. Буғли газ аралашмаси ва кислотани чиқиб кетиши 1 л катализаторда 0,5 г/с ташкил этади ёки 1 т спиртта 1,5 – 3 кг бўлиши мумкин.

Иш жараёнида катализаторнинг фаоллиги кислотанинг ва зауглероживания чиқиб кетиши билан пасаяди. Катализаторнинг ишлаш муддати 400 – 500 соатни ташкил этади. Кейин катализаторни регенерируланади, коксни ёндириш ва фосфор кислотасини киритиш йўли билан. Катализаторнинг ишлаш муддатини 900 – 1000 соатгача кўпайтириш мумкин, уни фосфор кислотасига реактор киришидаги буғли газ аралашмасига кўшилади. Тўғридан-тўғри гидратация жараёнининг хом-

ашёси сифатида техник этилен ишлатилади. У ўзида 98 – 99,9 % C_2H_4 сақлайди.



Этанол олишининг технологик схемаси

1, 2 – компрессорлар; 3 – қувурли печь; 4 – иссиқлик алмашигич; 5 – реактор; 6 –; 7 – совутгич; 8, 10 – ажратгич-сепараторлар; 9 – абсорбер; 11 – енгил фракция ҳайдаш колонкаси; 12 – этанолни ҳайдаш колонкаси; 13 – қайтар сувни тозалашдаги ион алмашининг қурилмаси; 14 – насос; 15 – дроссель винтели; 16 – конденсаторлар

Реагентларнинг конверсия даражаси намлиги ва ҳароратнинг юқорилиги ва этиленни тўғридан-тўғри гидратациясининг босими моддаларни рециркуляцияси ва энергия тежашда катта аҳамиятга эга. Синтез учун керак бўлган сув буғининг келиб чиқиши тайёр маҳсулотнинг тозалаш даражаси, жараённинг мавжуд схемаларида бир-биридан фарқланади. Мавжуд параметрлардаги сувни буғ ташқарида олинадиги ёки шу қурилманинг қувурли печидан олинадиги. Сўнгги ҳолларда сув айланмасининг технологик сувларини бирлаштирилади. Бундай жараён схемаси 2 – расмда тасвирланган.

Янги циркуляцион этиленни 8 МПа гача компрессорда (1) сиқилади ва 2 циркуляцион компрессорда рециркуляцияланаётган сувли конденсатни аралаштирилади ва 4 иссиқлик аралаштиргичда иссиқ реакцион газлар билан иситилади. Ундан кейин аралашмани қувурли печда 280 – 330 °С гача

киздирилади ва 3 реакторга берилади 5. Реакцион газлар ўз ичида фосфор кислотасининг буғларини сақлайди ва улар NaOH эритмаси билан нейтралланади. Ҳосил бўлган фосфатлар туз ажратишда 6 ажратилади. Иссиқлик алмашгичдан газларнинг иссиқлик утилизация қилинади. Кейин кўшимча сувли совутгичда совутилгандан кейин 7 юқори босимли сепараторда 8 суёқ ва газли фазаларга ажратилади. Газларда спиртларнинг буғлари қолганлиги сабабли, уларни 9 абсорберга сув билан ёғилади.

Спиртдан озод бўлган газли 2 компрессор ёрдамида рециркуляцияланади, газнинг бир қисмини ёқилғи газ линиясига ўтказилади, сабаби инерт аралашмаларни ёғилишини олдини олиш учун. Сепаратордан кейин сувли конденсат ва абсорбердан чиққан суёқлик билан дросселланади ва паст босимли сепараторда эритилган газлардан ажратилади, улар ёқилғи сифатида фойдаланилади. Сепаратордан 15 % этанолнинг сувли эритмаси ажралиб чиқади. У ўз ичида паст молекулали полимерлар сақлайди. Бу эритма колонналарда ректификацияга учрайди. Биринчи бўлиб, тез учувчан моддалар диэтил эфири ва ацетальдегидни ҳайдалади, 2 бўлиб этанол ҳайдалади. Буларни кучли буғ билан амалга оширилади. Колонна тубида сув қолдиқлари қолади, уни ион алмашинувчи қурилмада тузлардан тозаланади ва гидратация қилиш учун этиленга кўшилади. Бу жараён ёпиқ сув системасида боради.

Этанол ишлаб чиқаришнинг материаллар баланси

Дастлабки маълумотлар:

Этанол бўйича ишлаб чиқариш унумдорлиги, т/йил 66600 ёки 7930 кг/соат
Йил давомидаги иш соатларини 8400 деб қабул қиламиз

Этилен пиролиз жараёнидан олиниши эътиборга олиниб унинг таркиби қуйидагича белганди:

Маҳсулот	Миқдори
H ₂	5,72
CH ₄	9,66
C ₂ H ₂	0,94
C ₂ H ₄	54,80
C ₂ H ₆	21,30
C ₃ H ₆	1,57

C_3H_8	0,13
C_4H_6	2,06
C_4H_8	0,12
C_{6+}	3,70

Ҳисоблаш учун зарур маълумотлар:

Бир соатда ишлаб чиқарилиш лозим бўлган этанолнинг миқдорини ҳисоблаб топамиз:

$$\frac{66600 \cdot 1000}{8400 \cdot 1} = 7930 \frac{kg}{soat}$$

Реакция чиқимни ҳисобга олган ҳолда:

$$\frac{7930}{90} \cdot 100 = 8800 \frac{kg}{soat}$$

Хом ашё ва материаллар сарфини ҳисоблаб чиқамиз:

Этилен фракцияси таркибидаги водород сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 5,72}{100} = 503,36 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги метан сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 9,66}{100} = 850,08 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги ацетилен сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 0,94}{100} = 82,72 \frac{kg}{soat}$$

Этилен сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 54,80}{100} = 4822,40 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги этан сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 21,30}{100} = 1874,4 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги пропилен сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 1,57}{100} = 138,16 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги пропан сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 0,13}{100} = 11,44 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги бутадиенлар сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 2,06}{100} = 181,28 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги бутиленлар сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 0,12}{100} = 10,56 \frac{kg}{soat}$$

Этилен фракцияси таркибидаги юқори углеводородлар сарфи:

$$\frac{8800 \cdot 3,70}{100} = 325,60 \frac{kg}{soat}$$

Демак, этилен фракцияси таркибидаги 54,80 % этилендан $4822,40 \frac{kg}{soat}$

8800 кг/соат этанол ҳосил қилиш учун сарфланадиган этиленни миқдорини ҳисоблаб топамиз:

$$8800 \cdot 4822,40 = 42437 \frac{kg}{soat} \text{ этилен фракцияси сарфланади}$$

тўпланган маълумотларни жадвалга киритамиз:

КИРИШ		ЧИҚИШ	
Маҳсулот номи	Миқдори	Маҳсулот номи	Миқдори
Этилен фракцияси:		Этанол	4822,4
		Этилен фракциясидаги қолган реагентлар:	
H ₂	503,36	H ₂	503,36
CH ₄	850,08	CH ₄	850,08
C ₂ H ₂	82,72	C ₂ H ₂	82,72
C ₂ H ₄	4822,40	C ₂ H ₆	1874,4
C ₂ H ₆	1874,4	C ₃ H ₆	138,16
C ₃ H ₆	138,16	C ₃ H ₈	11,44
C ₃ H ₈	11,44	C ₄ H ₆	181,28
C ₄ H ₆	181,28	C ₄ H ₈	10,56
C ₄ H ₈	10,56	C ₆ ⁺	325,60
C ₆ ⁺	325,60		
Σ	8800	Σ	8800
Этилен	42437	Этанол	8800
Сув	27281		

Жараённинг механик ҳисоби

Жараённинг технологик тизими технологик қисмда берилган бўлиб, этилен фракциясидан узлуксиз гидратлаш орқали этанол ишлаб чиқаришга қаратилган.

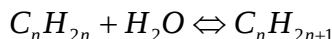
Реакторнинг хом-ашё бўйича унумдорлиги 8800 кг/соат.

Ҳисоблаш учун дастлабки маълумотлар бўлиб, хом-ашёнинг углеводород таркиби, реакция ҳарорати, жараёндаги дастлабки босим (реакторга киришдаги) ҳисобланади ва ушбу кўрсаткичлар регламентдан танлаб олинади. Булардан ташқари саноат ва лаборатория кўрсаткичлари бўйича: хом-ашёнинг узатишдаги тезлиги, циркуляциядаги водород сақловчи

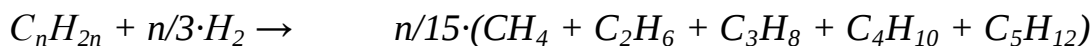
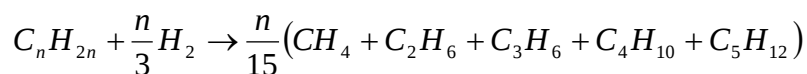
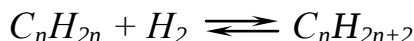
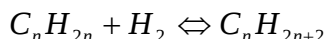
газ миқдори, кетма-кет жойлашган реакторлар сони, катализатор миқдори ва унинг реакторлар бўйича тақсимланиши ҳисобга олинади.

Катализатор юзасида қуйидаги реакциялар амалга ошиши тахмин қилинади:

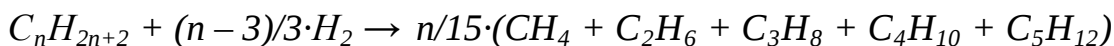
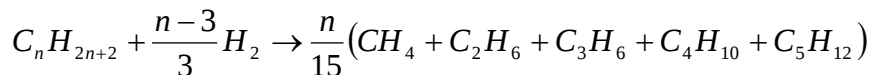
Нафтенларни алканолларга ўзгариши



Нафтенларнинг қўшимча реакциялари



Парафинларни гидрокрекинги



бунда: n – углерод сони (углеводород молекуласи таркибидаги углерод сони).

Регламент маълумотларидан гидротация жараёнидаги этилен фракциясининг таркибини танлаб оламиз.

Маҳсулот	Миқдори
H ₂	5,72
CH ₄	9,66
C ₂ H ₂	0,94
C ₂ H ₄	54,80
C ₂ H ₆	21,30
C ₃ H ₆	1,57
C ₃ H ₈	0,13
C ₄ H ₆	2,06
C ₄ H ₈	0,12
C ₆₊	3,70

Юқоридаги реакциялар учун тўртта дифференциал тенгламалар ёзиш мумкин. Бу тенгламалар кимёвий ўзгаришлар натижасида углеводород миқдорининг камайишига асосланган ҳолда ёзилади:

$$-\frac{dN_H}{d\mathcal{G}_R} = k_1\rho_H - \frac{k_1}{k_{\rho_1}}\rho_A\rho_{H_2}^2$$

$$-\frac{dN_H}{d\vartheta_R} = k_2 \rho_H - \frac{k_1}{k_{\rho_2}} \rho_H$$

$$-\frac{dN_H}{d\vartheta_R} = k_3 \frac{\rho_H}{\pi}$$

$$-\frac{dN_H}{d\vartheta_R} = k_4 \frac{\rho_H}{\pi}$$

бунда: N_H , N_n – кимёвий ўзгариш учун узатилаётган этилен фракциясининг улуши, кмоль/кмоль;

ν_R – ҳажмий тезлик, кг·кат/кмоль·соат;

k_1 , k_2 , k_3 , k_4 – лаборатория маълумотларига асосланган ҳолда графикдан танлаб олинади.

k_{ρ_1} , k_{ρ_2} – кимёвий мувозанат константаси, Па⁻¹; ушбу кўрсаткичлар

$$k_{\rho_1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{\frac{46,15 - 25600}{T}}$$

$$k_{\rho_2} = 98,1^{-1} \cdot 10^{-3} e^{\frac{4450}{T} - 7,12}$$

T – реактордаги ҳарорат, °К.

Юқоридаги дифференциал тенгламалар катализатор ҳолатини эътиборга олмайди. Катализатор ҳолати ўзгаришини реформинг жараёнида жуда кичик деб қабул қиламиз (0,5 – 0,7 %).

Гидратациядаги дастлабки босимни $p_H = 3,43 \cdot 10^6$ Па (35 атм) деб қабул қиламиз. Этилен фракциясини гидратациядаги ҳарорати 740 – 810 К деб танлаб олинган. Катализатор ишлаш муддати ортиши билан ҳарорат аста 800 – 810 °К га ортади. Ўртача ҳарорати 803 °К деб қабул қиламиз. Саноат қурилмаларида хом-ашё узатишдаги ҳажмий тезлиги 1–3 соат⁻¹. Ҳисоблашларда ҳажмий тезлик $\nu_0 = 1,5 \text{ с}^{-1}$ дан фойдаланамиз. Водород сақловчи газнинг циркуляциясини 900 – 1850 м³ оралиғида сақланади (1 м³ хом-ашё учун).

Хом-ашёнинг ўртача молекуляр массасини қуйидаги формула орқали аниқлаймиз.

$$M_c = 0,4 \cdot T_{50} - 45$$

бунда: T – этилен фракциясини буғланиш ҳарорати, $T = 385$ °К бўлганда ўртача молекуляр массаси.

$$M_c = 0,4 \cdot 385 - 45 = 109$$

Этилен фракциясининг ўртача молекуляр массасини улардаги углеродлар сонини (n) доимий (бир хил) деб қабул қилиб ҳисоблаб топилади ва регламент бўйича қуйидаги жадвалга киритилган.

Углерод сонини n аниқлаш учун:

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_o}{M_o} + \frac{y_n}{M_n} + \frac{y_p}{M_p}}$$

формуладан фойдаланамиз.

бунда, y_o , y_n , y_p – этилен, нафтен ва парафин углеводородларининг миқдори, масс;

M_o , M_n , M_p – углеводородларининг ўртача молекуляр массаси.

Ҳисоблашлар учун

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_o}{14n-6} + \frac{y_n}{14n} + \frac{y_p}{14+2}}$$

Ўтишлардан сўнг

$$n^3 - \frac{1}{14}(M_c + 4)n^2 + \frac{1}{98}\{6 + (y_o - 2y_n - 3y_p)M_c\}n + \frac{3}{686}y_p M_c = 0$$

га эга бўламиз.

Ушбу тенгламанинг график ечими $n = 7,7$ эканлигини кўрсатади.

Углеводородларнинг молекуляр массалари сон кўрсаткичлари:

$$M_o = 14n - 6 = 14 \cdot 7,7 - 6 = 101,8$$

$$M_n = 14n = 14 \cdot 7,7 = 107,8$$

$$M_p = 14n + 2 = 14 \cdot 7,7 + 2 = 109,8$$

Хом-ашёнинг миқдори (кмоль):

$$H_{C_1} = \frac{G_c}{M_c}$$

бунда: G_c – хом-ашё миқдори, кг/с.

$$G_c = \frac{8800 \cdot 1000}{24} = 366,7 \text{ кг / с}$$

G_c катталикини $H_{c_1} = \frac{G_c}{M_c}$ формулага қўйиб,

$$H_{c_1} = \frac{366,7}{108,8} = 3,37 \text{ кмоль / с}$$

га эга бўламиз.

Этилен сақловчи газнинг миқдори:

$$G_r = \frac{G_c}{\rho_c} n_1$$

бунда, n_1 – газнинг циркуляция сони, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

ρ_c – суюқ ҳолатдаги (нормал шароитдаги) хом-ашёнинг зичлиги, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Хом-ашё зичлиги

$$\rho_c = \rho_{277}^{293} \cdot 1000 = 0,7288 \cdot 1000 = 728,8 \text{ кг / м}^3$$

бундан,

$$G_r = \frac{366,7}{728,8} \cdot 1500 = 754,73 \text{ м}^3 / \text{соат}$$

Циркуляциядаги газнинг кмолдаги миқдори

$$n_r = \frac{G_r}{22,4} = \frac{754,73}{22,4} = 33,7 \text{ кмоль / соат}$$

Реакцияни амалга ошириш учун талаб этиладиган катализаторнинг миқдори

$$g_k = \frac{G_c}{\rho_c \cdot g_o} = \frac{754,73}{728,8 \cdot 1,5} = 0,69 \text{ м}^3$$

Катализаторнинг солиштирма массасини $\rho_k = 600 \text{ кг}/\text{м}^3$ деб қабул қилиб, катализаторнинг миқдорини аниқлаймиз.

$$G_k = g_k \cdot \rho_k = 0,69 \cdot 600 = 414,23 \text{ кг}$$

Этанолни ажратиш бир неча кетма-кет жойлаштирилган сепараторларда амалга оширилиши саноат усулларида маълум. Сепараторлар сонини $n_p=2$ деб оламиз. Сепараторлар орасида компонентларнинг тақсимланиши 1 : 2 нисбатда қабул қилинади. Ҳисоблашлар орқали

Сепараторлар	Компонентлар миқдори	
	v_{K2}, M^3	$G_{K2}, K2$
1	15,5	9300
2	7,75	4650
Жами:	23,25	13950

Биринчи сепараторларнинг ҳисоби. Гидратлаш реакция тезлигининг константаси. Биринчи сепараторга хом-ашёнинг узатилиш ҳароратини ($T = 803\text{ K}$) билган ҳолда $k_1 = 314,5 \cdot 10^{-3}$ кмоль/с деб қабул қиламиз.

Бунда ажратиш

$$k_{\rho_1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{\frac{46,15 - \frac{25600}{T}}{}} = 14,96 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3$$

Ажратиш натижасида нафтенларнинг камайиши дастлабки дифференциал тенгламага аниқланган кўрсаткичларни қўйиб ҳисоблаб топилади.

$$-\frac{dN_H}{d\mathcal{G}_R} = 314,5 \cdot 10^{-9} \cdot 119 \cdot 10^{-3} - \frac{314,5 \cdot 10^{-9}}{14,96 \cdot 10^{20}} \cdot 39,1 \cdot 10^3 \cdot 2682 \cdot 10^{32} = 0,0374 \text{ кмоль}/(с \cdot K2 \text{ кат})$$

Ўзгарувчан ва интеграл катталикларни ҳисоблашлардан сўнг

$$-N_H = 0,0374 \cdot \mathcal{G}_{R_1}$$

катталикка эга бўламиз.

Манфий ишора ажратиш натижасида нафтенларнинг камайишини англатади. $\mathcal{G}_{R_1}$ катталик биринчи сепаратор учун:

$$\mathcal{G}_{R_1} = \frac{G_{K_1}}{H_{C_1}} = \frac{25417}{1377} = 18,46 \text{ K2 кат}/(\text{хом ашё})$$

бунда, $N_{C1} = N_C$ – биринчи сепараторга узатилаётган хом-ашё миқдори.

Гидратланган нафтенларнинг улуши

$$-N_H = 0,0374 \cdot 18,46 = 0,69$$

Ажратишдан сўнг қолган нафтенларнинг миқдорини ҳисоблаб топамиз.

$$n_{Hn} = (y'_{CH1} - N_{Hn}) \cdot n_{C1} = (0,69 - 0,61) \cdot 1377 = 110 \text{ кмоль}/с$$

бунда, y'_{CH1} – хом-ашёдаги нафтенларнинг моль улуши.

Алканолларга ўтган нафтенларнинг миқдори

$$n_{Ha1} = n_{CH1} - a_{Hn} = 526 - 110 = 416 \text{ кмоль / с}$$

бунда, n_{CH1} – хом-ашёдаги нафтенларнинг миқдори.

Нафтенларни алканолларга ўтишидаги реакциянинг мувозанат константасини ҳисоблаймиз. $T_1 = 803 \text{ К}$ бўлганда қуйидаги тенгламага эга бўламиз.

$$k_{p2} = 9,81^{-1} \cdot 10^{-3} e^{\frac{4450}{803} - 7,12} = 0,00209 \cdot 10^{-3} \text{ Па}^{-1}$$

$k_{p2} < 1$ бўлиши, қайтар – парафинларни ўтишини англатади.

$$\frac{dN_{H2}}{d\vartheta_{R1}} = 2,398 \cdot 10^{-15} \cdot 119 \cdot 10^{-3} \cdot 2682 \cdot 10^3 - \frac{2,398 \cdot 10^{-15}}{0,00209 \cdot 10^{-3}} \cdot 153 \cdot 10^3 = 0,5894 \cdot 10^{-3}$$

Ўзгарувчан катталикларни эътиборга олиб сўнгга интеграллашдан сўнг, иккинчи натижасида ҳосил бўлган кислородсақловчи бирикмаларнинг улушини аниқлаймиз:

$$N_{H12} = 0,5894 \cdot 10^{-3} \cdot 8,53 = 0,050$$

Биринчи ва иккинчи реакциялардан сўнг нафтенларнинг миқдори

$$n_{H12} = (y'_{CH1} - N_{H11} + N_{H12}) \cdot n_{C1} = (0,3820 - 0,3108 + 0,0050) \cdot 1377 = 105 \text{ кмоль / с}$$

Нафтенларга ўтган парафинларнинг миқдори

$$n_{Hn1} = n_{H12} - n_{H11} = 105 - 98 = 7 \text{ кмоль / соат}$$

Гидролиз натижасида нафтенлар миқдорини камайиши

$$-\frac{dN_{H13}}{d\vartheta_{R1}} = 0,1 \cdot -\frac{119 \cdot 10^3}{3,43 \cdot 10^6} = 0,00347 \text{ кмоль / (с} \cdot \text{кг кат)}$$

$-N_{H13} = 0,00347 \cdot \vartheta_{R1}$ кўрсаткичларни ўрнига қўйиб, $-N_{H13} = 0,0296$ тенг эканлигини аниқлаймиз.

Дастлабки уч реакцияни амалга оширишдан нафтенларнинг қолган миқдорини топамиз.

$$n_{H13} = (y'_{CH1} - N_{H11} + N_{H12} - N_{H13}) \cdot n_{C1} = (0,3820 - 0,3108 + 0,0050 - 0,0296) \cdot 1377 = 64,1$$

Гидролизга учраган нафтенларнинг миқдори

$$n_{HG1} = n_{H12} - n_{H13} = 105 - 64,1 = 70,9 \text{ кмоль / соат}$$

Парафинларнинг гидролиз таъсирида миқдорий ўзгаришларини ҳисоблаб топамиз.

$$-\frac{dN_{n1}}{d\mathcal{G}_{R1}} = 0,1 \cdot \frac{153 \cdot 10^3}{3,43 \cdot 10^6} = 0,00446 \text{ кмоль / (с} \cdot \text{кг кат)}$$

$$-N_{n1} = 0,00446 \cdot \mathcal{G}_{R1} = 0,00446 \cdot 8,53 = 0,0381$$

$$n_{H14} = (y'_{CH1} - N_{n1}) \cdot n_{C1} = (0,4910 - 0,0381) \cdot 1377 = 623,8 \text{ кмоль / соат}$$

Гидролиз натижасида газга айланган парафинларнинг миқдори

$$n_{H21} = n_{H1} - n_{H14} = 676,2 - 623,8 = 52,4 \text{ кмоль / соат}$$

Таъсирланган хом-ашёнинг миқдорларини ҳисоблаб топилгандан сўнг сепараторда ҳосил бўлувчи углеводород газларининг миқдорини ҳисоблаймиз: бунда $n = 8,7$.

$$\begin{aligned} (40,9 + 52,4) \cdot 7,7/15 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = \\ = 47,9 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) \end{aligned}$$

Сепаратордан чиқаётган водород сақловчи углеводородларнинг миқдори

$$23950,0 - 10120,0 = 13830,0 \text{ кг/с}$$

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,82 - 6 = 103,3$$

$$M_H = 14n = 14 \cdot 7,82 = 109,3$$

$$M_n = 14n + 2 = 14 \cdot 7,82 + 2 = 111,3$$

Биринчи сепараторнинг механик ўлчамлари. Ажратишжараёнида хом-ашёни радиал кирувчи сепараторлардан фойдаланилади. Қурилма ички перфорирланган стаканли сиғим бўлиб, ушбу стаканларга катализатор юкланади.

Сепаратор учун $[\Delta\pi_{\text{сл.1.}}]$ катталикини

$$[\Delta\pi_{\text{сл.1.}}] = 0,5 \cdot \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p} = 0,5 \cdot \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 26300 \text{ Па} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

деб қабул қиламиз, бунда 0,5 – қатламнинг гидравлик қаршилиги.

$\Delta\pi_{\text{сл.1.}}$ катталикини ҳисоблаш учун

$$\left[\frac{\Delta\pi_{\text{сл.1.}}}{H_1} \right] = \frac{235 \cdot (1-\lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho_{\text{см}}}{d_{\text{э}}} \cdot \left(\frac{v_{\text{см}}}{d_{\text{э}} \cdot \omega} \right)^{0,35}$$

формуладан фойдаланамиз.

бунда $\frac{\Delta\pi_{сл.1.}}{H_1}$ – сепаратордаги катализатор қатлами баландлиги 1 м бўлгандаги

оқимнинг сусайиши, Па/м; λ – қатлам ўтказувчанлиги; ω – филтрлаш тезлиги, кг/м³; $\rho_{см}$ – газлар зичлиги, кг/м³; $v_{см}$ – кинематик қовушқоқлик, м²/с; d_3 – катализатор заррачаларининг эквивалент диаметри, м.

$$\lambda = \frac{v_{ш}}{v_{куб}}$$

Риформинг катализатори цилиндрик заррачалар бўлиб, 2 – 3 мм диаметрға ва 4 – 5 мм баландликка эга. Агар цилиндрнинг диаметрини $d = 0,003$ м ва баландлигини $H = 0,005$ м деб олсак,

$$v_{ш} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 0,003^2}{4} \cdot 0,005 = 35,35 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3$$

Шар атрофидаги куб томонлари, шу шарнинг диаметрига d_3 эквивалент

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot v_{ш}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 35,35 \cdot 10^{-9}}{3,14}} = 4,06 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

амалда $v_{куб} = d_3^3$

$$\lambda = \frac{35,35 \cdot 10^{-9}}{(4,06 \cdot 10^{-3})^3} = 0,524$$

Қувур турлари энг тор кесимидаги газ аралашмасининг радиал тезлиги

$$\omega = \frac{v_{сек}}{F_c}$$

бунда, $v_{сек}$ – сепараторнинг эркин кесимидан ўтаётган газ ҳажми, м³/с.

F_c – қувурдаги тўр юзаси, м².

$v_{сек}$ катталикини

$$v_{сек} = \frac{22,4 \cdot G \cdot T_{cp.1.} \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot Z}{3600 \cdot M_{cp} \cdot 273 \cdot \pi_{cp.1.}}$$

бунда, G – сепаратордаги газ аралашмасининг миқдори, м/с;

$T_{cp.1.}$ – сепаратордаги ўртача ҳарорат, К;

$Z = 1$ – газнинг/водород билан аралашган сиғимини коэффиценти;

M_{cp} – газ аралашмасининг ўртача молекуляр массаси;

$\pi_{\text{сл.1.}}$ – сепаратордаги ўртача босим, Па.

Сепаратордаги ўртача ҳарорат

$$T_{\text{ср.1.}} = \frac{T_{\text{кцр.1.}} \cdot T_{\text{чик.1.}}}{2} = \frac{803 + 724}{2} = 763,5 \text{ K}$$

Сепаратордаги ўртача босим

$$\pi_{\text{ур.1.}} = \frac{\pi_{.1} + \pi_2 - [\Delta \pi_{\text{сл.1.}}]}{2} = \frac{3,43 \cdot 10^6 + 3,43 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{2} = 3,42 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

бунда

$$\nu_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 239500 \cdot 763,5 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 14,6 \cdot 273 \cdot 3,42 \cdot 10^6} = 8,25 \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Қувурдаги тўр юзаси

$$F_c = \pi \cdot D_c \cdot H_c$$

бунда, D_c – қувурдаги тўр диаметри, м; $D_c = 0,5$ м.

H_c – тўр баландлиги $H_c = P_{\text{сл.1.}} - 0,4$, бунда, $H_{\text{сл.1.}}$ – сепаратордаги катализатор қатламининг баландлиги, м.

$$H_{\text{сл.1}} = \frac{\nu_{\text{к1}}}{F}$$

$$F = \frac{\pi \cdot [(D_{p1} - 28 - 2 \cdot 0,02)^2 + D_c^2]}{4} = \frac{3,14 \cdot [(2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 + 0,5^2]}{4} = 3,88 \text{ м}^2$$

Бунда,

$$H_{\text{сл.1}} = \frac{19,6}{3,88} = 5,06 \text{ м}$$

$$H_c = 5,06 - 0,4 = 4,66 \text{ м}$$

Қувурдаги тўр юзаси эса

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 4,66 = 7,31 \text{ м}^2$$

Бундан

$$\omega = \frac{8,25}{7,31} = 1,13 \text{ м/с}$$

Мони формуласига мувофиқ газ аралашмасининг кинематик қовушқоқлигини жадваллардан фойдаланиб аниқлаймиз.

$$\nu_{\text{см}} = \frac{1}{0,29695 \cdot 10^6} = 3,368 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Оқим секинлашишини эътиборга олиб,

$$\left[\frac{\Delta \pi_{cl.1.}}{H_1} \right] = \frac{255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{1,13^2 \cdot 8,097}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{3,308 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 1,13} \right)^{0,35} = 28800 \text{ Па / м}$$

Стаканладаги катализатор қатламининг қалинлиги

$$H_1 = \frac{D_{h1} - 2\delta - 2 \cdot 0,02 - D_c}{2} = \frac{2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 0,89 \text{ м}$$

Катализатор қатламидаги оқим тезлигининг йўқолиши

$$\Delta \pi_{cl.1.} = 28890 \cdot 0,89 = 25800 \text{ Па}$$

Олинган натижа $[\Delta \pi_{cl.1.}] = 26300 \text{ Па}$ дан ошмайди. Агар $\Delta \pi_{cl.1.} > [\Delta \pi_{cl.1.}]$ бўлса, катализатор қатлами қалинлигини камайтириш талаб этилади ва бунга курилма сепаратор диаметрини камайтириш орқали эришилади.

Сепараторнинг тўлиқ баландлиги

$$H_{n1} = H_{cl.1} + 0,2 + D_{p1} + 0,225 + D_{p1} + 0,425 = 5,06 + 0,2 + 2,4 + 0,225 + 2,4 + 0,425 = 10,71 \text{ м}$$

га тенг эканлигини ҳисоблаб топамиз.

Иккинчи сепараторнинг ҳисоби.

Иккинчи сепаратордаги босимни

$$\pi_2 = \pi_1 - \Delta \pi_1 = 3,43 \cdot 10^6 - 0,30 \cdot 10^6 = 3,13 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

деб қабул қиламиз.

Иккинчи сепараторда реформинг учун олинган аралашма таркиби куйидагича

Компонентлар	Таркиби, моль улуши	Порциал босими
$C_n H_{2n-2}$	0,0368	115,25
$C_n H_{2n}$	0,0033	11,15
$C_n H_{2n+2}$	0,0376	117,7
H_2	0,7900	2472
$C_n H_{2n+1} OH$	0,1323	413,9
Жами:	1,000	3130

Ажратиш реакцияси тезлиги константаси (ҳарорат $T_{вх.2} = 793 \text{ К}$).

$$k_{p1} = 290,5 \cdot 10^{-9} \text{ кмоль/(с·Па·кг)}.$$

Ажратишреакцияси кимёвий мувозанат константаси (ҳарорат $T_{\text{вх.2}}$ = 793 K).

$$k_{p1} = 9,81 \cdot 10^{12} \cdot e^{46,15 - (25600/793)} = 10,17 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3$$

Ажратишреакцияси натижасида нафтенларнинг камайиши миқдори

$$-\frac{dN_{H_{21}}}{d\vartheta_{R2}} = 290,5 \cdot 10^{-9} \cdot 1150 - \frac{290,5 \cdot 10^{-9} \cdot 115,25 \cdot 10^3 \cdot (2471 \cdot 10^3)}{10,17 \cdot 10^{20}} = 0,002718 \text{ кмоль}/(с \cdot \text{кг})$$

ёки

$$-dN_{H_{21}} = 0,002718 \cdot d\vartheta_{R2}$$

$$d\vartheta_{R2} \text{ катталик } \frac{G_{\kappa 2}}{H_{c2}} = \frac{23520}{1283,7} = 18,3 \text{ кг га тенг бўлади.}$$

Гидротацияга учраган нафтенларнинг улуши:

$$-dN_{H_{21}} = 0,002718 \cdot 48,3 = 0,0498$$

Сепаратордаги катализаторнинг миқдори:

$$G'_{\kappa 2 \kappa 2} = \nu'_{R2} \cdot H_{c2} = 18,36 \cdot 1283,7 = 2360,0 \text{ кг}$$

Иккинчи сепараторда катализаторнинг миқдорини 60 кг га ошириш талаб этилади. Ажратишреакциясидан сўнг нафтенларнинг миқдори

$$n_{H_{21}} = (y'_{CH_2} - N_{n_{21}}) \cdot H_{C2} = (0,0499 - 0,0499) \cdot 1283,7 = 0 \text{ кмоль}/\text{соат}$$

Парафинларни ажратишнатижасида тезлигини константаси (ҳарорат $T_{\text{вх.2}}$ = 793 K).

$$k_4 = 0,0714 \text{ кмоль}/(с \cdot \text{Па} \cdot \text{кг}) \text{ катализатор}$$

Ажратишнатижасида парафин углеводородлари миқдорини камайиши

$$-\frac{dN_{n2}}{d\vartheta'_{R2}} = 0,0714 \cdot \frac{117,7 \cdot 10^3}{3,13 \cdot 10^6} = 0,002685 \text{ кмоль}/(с \cdot \text{кг.кат})$$

ёки

$$-dN_{n2} = 0,002685 \cdot d\vartheta'_{R2} = 0,002685 \cdot 18,36 = 0,0492$$

Гидротациядан сўнг қолган парафинлар миқдори

$$n_{n_{24}} = (y'_{CH_2} - N_{n_2}) \cdot H_{C2} = (0,4807 - 0,0492) \cdot 1283,7 = 553,5 \text{ кмоль}/\text{соат}$$

Газга айланган парафинларнинг миқдори

$$H_{n2} = H_{n2} - H_{n_{24}} = 616,8 - 553,5 = 63,3 \text{ кмоль}/\text{соат}$$

Сепараторда ҳосил бўлган углеводород газларининг миқдори $n = 7682$ бўлганда:

$$63,3 \cdot \frac{7,82}{15} \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = 33 \cdot (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

Бунда қурилмадан чиқишдаги циркуляциядаги газнинг миқдори

$$\frac{(13034,3 + 2334,5) \cdot 7,2}{100} = 1017 \text{ кг/с}$$

Сепаратордан чиқётган углеводородларнинг миқдори

$$\frac{239500}{100} - 1017 = 1378,0 \text{ кг/с}$$

Углеводородлар учун

$$1378 = 666,9 \cdot C_n H_{2n-6} + 553,5 \cdot C_n H_{2n+2}$$

ёки

$$1378 = 666,9 \cdot (14n - 6) + 553,5 \cdot (14n + 2)$$

Бундан $n = 8,23$.

Углеводородларнинг ўртача молекуляр массаси

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 8,23 - 6 = 109,3$$

$$M_a = 14n + 2 = 14 \cdot 8,23 + 2 = 117,3$$

Иккинчи сепараторнинг асосий механик кўрсаткичларини аниқлаш.

Сепаратор диаметри иккинчи сепараторга хом-ашёни радиал узатиш қабул қилинган сепаратор диаметрини ҳисоблаш усули биринчи сепаратор диаметрини ҳисоблаш усулидан фарқ қилмайди ва қуйидагилардан иборат.

$$[\Delta \pi_{cl..2}] = 0,5 \cdot \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p} = 0,5 \cdot \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$T_{yp} = \frac{T_{\kappa 2} + T_{r 2}}{2} = \frac{793 + 790}{2} = 792 \text{ К}$$

$$\pi_{yp..2} = \frac{\pi_{p..2} + \pi_{p..2} - [\Delta \pi_{cl..2}]}{2} = \frac{3,13 \cdot 10^6 + 3,13 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{3} = 3,117 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$\nu_{сек} = \frac{22,4 \cdot 239500 \cdot 792 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 15 \cdot 273 \cdot 3,117 \cdot 10^6} = 9,06 \frac{m^2}{c}$$

$D_{p2} = 3,0$ м ва $D_c = 0,5$ м деб қабул қиламиз.

Бунда,

$$F = \frac{3,14 \cdot [(3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 6,3 \text{ м}^2$$

$$\nu_{\kappa 2} = \frac{23600}{600} = 39,35 \text{ м}^3$$

$$H_{\text{сл.2}} = \frac{39,35}{6,3} = 6,25 \text{ м}$$

$$H_c = 6,25 - 0,4 = 5,85 \text{ м}$$

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 5,85 = 9,18 \text{ м}^2$$

$$\omega = \frac{9,06}{9,18} = 0,99 \text{ м/с}$$

$$\frac{\Delta \pi_{\text{сл.2.}}}{H_2} = \frac{255 \cdot (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,99^2 \cdot 7,368}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{3,996 \cdot 10^6}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,99} \right)^{0,35} = 17900 \text{ Па/м}$$

$$H_2 = \frac{3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 1,19 \text{ м}$$

$$\Delta \pi_{\text{сл.2.}} = 17900 \cdot 1,19 = 0,0213 \cdot 10^6 \text{ Па} (< 0,0263 \cdot 10^6)$$

Сепараторнинг тўлиқ баландлиги

$$H_{n2} = H_{\text{сл.2}} + 0,2 + D_{p2} + 0,225 + D_{p2} + 0,425 = 6,25 + 0,2 + 3,0 + 0,225 + 3,0 + 0,425 = 13,1 \text{ м}$$

Иссиқлик баланси

Олинган кўрсаткичлар ва берилган маълумотлардан фойдаланиб риформинг жаробнининг иссиқлик балансини ҳисоблаймиз. Ажратишжараёнининг асосий реакциялари иссиқлик ютилиши билан амалга ошади. Сепаратордаги ҳароратнинг ортиши ёки камайиши углеводород таркиби ва ҳарорати билан боғлиқ. Биринчи сепараторда ҳарорат амплитудаси 38 – 80 К ни ташкил этиши мумкин, иккинчи сепараторда эса 8 – 40 К га етади.

Умумий ҳолда иссиқлик балансининг тенгламаси

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Тенгламанинг чап томони хом-ашё ва циркуляциясидаги газ билан кирувчи иссиқликни ҳисобга олган ҳолдаги иссиқлик. Ўнг томони эса иссиқлик сарфини эътиборга олиб белгиланган (кВт); Q_2 – реформинг жараёни учун; Q_3 – маҳсулотлари ва циркуляциясидаги газ учун; Q_4 – атроф-муҳитга йўқотилиш.

Қурилмага киришдаги газ оқимининг энталпиясини ҳисоблаймиз. Дастлабки ҳисоблашлар паст босим ва кўп миқдор водород билан аралаштириш энталпияни босим билан боғлаб тўғрилашлар киритиш талаб этилмаслигини кўрсатади. Ҳарорат $T_{BK1} = 803 \text{ K}$ бўлгандаги энталпия кўрсаткичлари водород, метан, этан, этилен, пропан, пропилен, бутан ва пентанлар учун адабиётлардан фойдаланиб аниқланиши мумкин. Алканоллар $C_nH_{2n+1}OH$; нафтенлар C_nH_{2n} ва парафинлар C_nH_{2n+2} учун энталпиянинг сон қийматлари қуйидагига

Углеводородлар	Нисбий зичлиги ρ_{258}^{288}	
	Сепараторга киришда	Сепаратордан чиқишда
Алканоллар	0,718	0,722
Нафтенлар	0,731	0,733
Парафинлар	0,733	0,737

Реакциянинг иссиқлик эффеқтини қуйидаги формула орқали ҳисоблаймиз

$$q_p = -335 \cdot b$$

бу ерда, b – дастлабки хом-ашёга нисбатан водороднинг унуми, масс %.

Ажратишнатижасида сувнинг миқдорини билган ҳолда (материаллар балансидан)

$$G_{H_2O} = 12943,7 - 11840 = 1103,7 \text{ кмоль/с}$$

ёки

$$G_{H_2O} = 1103,7 \cdot M_{H_2} = 1103,7 \cdot 2 = 2207,4 \text{ кг/с}$$

эканлигини ҳисоблаймиз.

бундан,

$$b = \frac{2207,4 \cdot 100}{150000} = 1,473 \% \text{ масс}$$

реакциянинг иссиқлик эффеқти эса $q_p = -335 \cdot 1,473 = -493,2 \text{ кЖ / кг}$ га тенг бўлади.

Риформинг жараёнининг иссиқлик эффекти 856 – 838 кЖ (1 кг хом-ашё учун) чегарасида жойлашади.

Атроф-муҳитга йўқолган иссиқликни ҳисобга олган ҳолдаги иссиқлик эффекти

$$Q_2 = 0,01 \cdot Q_1 = 0,01 \cdot 5,34 \cdot 10^6 = 5,34 \cdot 10^4 \text{ кЖ/с}$$

$$Q_3 \text{ катталиги } Q_3 = 239500 \cdot q_{T_{\text{чик1}}}^{\Gamma}$$

Сепараторнинг иссиқлик балансида

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 148,3 \cdot 10^3 - 20,5 \cdot 10^3 - 1,48 \cdot 10^3 = 126,3 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

тенг эканлиги кўринади.

бунда,

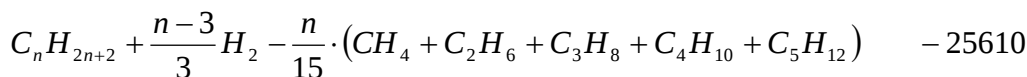
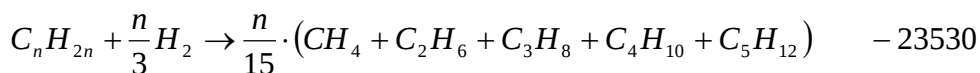
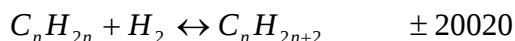
$$q_{T_{\text{чик1}}}^{\Gamma} = \frac{126,3 \cdot 10^3 \cdot 3600}{239500} = 1900 \text{ кЖ / кг}$$

ΔT_3 катталики сепаратордаги ҳарорат ўзгариш тезлиги орқали аниқланади.

$$\frac{dT}{d\nu_{R^3}} = \frac{dN_{n3}}{d\nu_{R^3}} \cdot \frac{q_p}{N_{ym} \cdot C_p}$$

бунда, q_p – реакциянинг иссиқлик эффекти, кЖ/кг; N_{ym} – сепараторга кираётган газнинг умумий миқдори, кмоль/с; C_p – сепараторга кираётган газнинг иссиқлик сифими, кЖ/(кмоль·К).

Реакцияларнинг иссиқлик эффектлари



C_p катталики кЖ/кмоль·К ўтказиш учун сепараторга кираётган газ оқимининг ўртача молекуляр массасини аниқлаш талаб этилади.

$$M = 0,0402 \cdot 109,3 + 0,0341 \cdot 117,3 + (0,7850 + 0,1407) \cdot 7,2 = 15,1$$

Бундан,

$$C_p = 8,02 \cdot 15,1 = 121 \text{ кЖ/(кмоль·К)}$$

$$\frac{dT}{d\nu_{R2}} = 0,002108 \cdot \frac{(8,23 - 3) \cdot (-25810) \cdot 99,5}{3 \cdot 16589,2 \cdot 121} = 0,0047$$

$$\Delta T_3 = 0,0047 \cdot \nu_{R2} = 0,0047 \cdot 38,5 = 0,18 \text{ K}$$

Гидролиз натижасида ажралувчи иссиқлик

$$Q_2 = 137800 \cdot 8,02 \cdot 0,18 = 177000 \text{ кЖ/с} = 49,2 \text{ кВт} = 0,0492 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Иссиқлик йўқолиш катталиги

$$Q_4 = 0,01 \cdot Q = 0,01 \cdot 144,4 \cdot 10 = 4,44 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Сепараторнинг иссиқлик балансидан

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 144,4 \cdot 10^3 - 0,0492 \cdot 10^3 - 1,44 \cdot 10^3 = 142,9 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

маҳсулотларининг энталпия катталиги

$$q_{T_{\text{чик1}}}^G = \frac{Q_3}{G} = \frac{142,9 \cdot 10^3 \cdot 3600}{239500} = 2147 \text{ кЖ / кг}$$

Ушбу катталиқдан иккинчи сепаратордан чиқаётган иссиқлик оқимининг ҳарорати $T_{\text{чик.2}} = 783 \text{ K}$ эканлигини график ёрдамида кўриш мумкин.

Сепаратордаги ҳарорат чегараси ЭК га тенг бўлади.

Оқим	Ҳарорат, К	Миқдор, кг/с	Энталпия, кЖ/кг	Иссиқлик миқдори, кВт
Кириш				
Q_1	$T_1 = 803$	239800	2230,6	$148,3 \cdot 10^3$
Жами:		239800	-	$148,3 \cdot 10^3$
Сарф				
Q_2		-	493,2	$20,5 \cdot 10^3$
Q_3		239500		Q_3
Q_4				$148,3 \cdot 10^3$
Жами:		239500		$148,3 \cdot 10^3$

Иккинчи сепараторнинг иссиқлик ҳисоби. Иккинчи сепараторнинг иссиқлик балансини ҳисоблашда гидротациядаги иссиқликни ҳисоблашдаги бошқа усулдан фойдаланамиз.

Иссиқлик балансининг тенгламаси ўзгармасдан қолади:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Иккинчи сепараторга кириш ҳарорати, биринчи сепаратордан чиқиш ҳароратига тенг, шунинг учун

$$Q_1 = G \cdot q_{T_{чик1}}^r = 239500 \cdot 2170 = 520 \cdot 10^9 \text{ кЖ} / \text{соат} = 144,4 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Q_2 – катталигини $Q_2 = b_c \cdot C_p \cdot \Delta T_3$ тенглама орқали топамиз:

бунда, G_c – хом-ашё миқдори, кг/с; C_p – сепараторга кираётган газнинг иссиқлик сифими, кЖ/кг·К; ΔT_3 – сепаратордаги ҳароратнинг ортиши ёки камайиши, К.

Хом-ашё миқдори

$$G_c = 7290,0 + 6490,0 = 13780,0 \text{ кг/с}$$

Сепараторга кираётган газнинг иссиқлик сифими

$$C_p = C_{pc} + C_{p2}$$

бунда, C_{pc} – хом-ашё иссиқлик сифими, кЖ/(кг·К); C_{pg} – хом-ашё иссиқлик сифими билан таққослангандаги циркуляциядаги газ иссиқлик сифими, кЖ/(кг·К). Хом-ашё иссиқлик сифими

$$C_{pc} = C'_{pc} \cdot C_1 \cdot C_2$$

бунда, C'_{pc} – хом-ашёнинг ҳароратига боғлиқ равишдаги иссиқлик сифими, кЖ/(кг·К); C_1 , C_2 – иссиқлик сифими бўйича тўғрилашлар. $\rho_{288}^{288} = 0,74$, ўртача молекуляр масса $M = 112,9$, $k = 11,8$ эканлигини эътиборга олиб, $C'_{pc} = 3,61$ кЖ/(кг·К); $C_1 = 1$ $C_2 = 0,876$ танлаб оламиз.

$$C_{pc} = 3,61 \cdot 1 \cdot 0,876 = 3,52 \text{ кЖ/(кг·К)}$$

Циркуляциядаги газнинг иссиқлик сифими циркуляция сони n_2 ва 288 К даги хом-ашёнинг зичлиги билан боғлиқ.

Хом ашёнинг 288 К даги зичлиги

$$\rho_{288} = 1000 \cdot \rho_{288}^{288} = 1000 \cdot 0,74 = 740 \text{ кг} / \text{м}^3$$

$$\frac{n_2}{\rho_{288}} \text{ нисбати } \frac{1500}{740} = 2,03$$

Циркуляция газидаги водороднинг миқдори 78,5 % ҳажм.

Циркуляция газининг иссиқлик сифими:

$$C_{p2} = C'_{p2} \cdot C_{12}$$

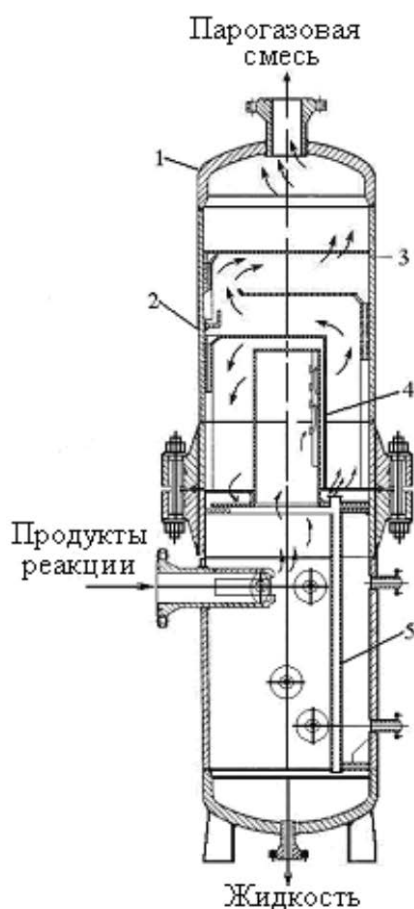
бунда, $C_{p2} = \frac{n_2}{\rho_{288}}$ нисбат ва водороднинг концентрациясига боғлиқ равишдаги циркуляция газининг иссиқлик сиғими (график ёрдамида лаборатория маълумотларига асосланиб аниқланади ва $C'_{p2} = 4,41 \text{ кЖ}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $C_{12} = 1,02 \text{ тенг}$).

Бундан,

$$C_{p2} = 4,41 \cdot 1,02 = 4,5 \text{ кЖ}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Сепараторга кираётган газнинг иссиқлик сиғими эса

$$C_p = 3,52 + 4,5 = 8,02 \text{ кЖ}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$



Расм 2. Юқори босимда ишловчи сераратор: 1 – қопқоқ; 2 –қобик; 3 –тўсиқчалар; 4 – тўсиқлар; 5 – суяқ маҳсулотларни чиқариш учун қувир

ХУЛОСА

Курс ишининг мақсад ва вазифалари аниқ белгиланиб олиниб, этиленни узлуксиз оксидлаш орқали этанол олиш жараёнининг адабиётлар тахлили амалга оширилди; сўнги йилларда чоп этилган адабиётлар ва интернет маълумотларига асосланган ҳолда этил спирти ишлаб чиқаришнинг технологик тизими танлаб олинди.

Дастлабки хом ашё ва тайёр маҳсулотларнинг физик-кимёвий константалари ва характеристикалари ўрганиб чиқилди ва мос равишда технологик тизимдаги уларнинг роли ва вазифалари белгилаб олинди.

Жараённинг материаллар баланси, иссиқлик баланси, асосий қурилма – сепараторнинг 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.

