

**O‘ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIV VA O‘RTA MAXSUS TA‘LIM VAZIRLIGI**

**OLIV TA‘LIM TIZIMI PYEDAGOG VA RAHBAR KADRLARINI QAYTA
TAYYORLASH VA ULARNING MALAKASINI OSHIRISHNI TASHKIL
ETISH BOSH ILMIV - METODIK MARKAZI**

**TOSHKENT DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI HUZURIDAGI
PEDAGOG KADRLARNI QAYTA TAYYORLASH VA ULARNING
MALAKASINI OSHIRISH TARMOQ MARKAZI**

**“NEFT-GAZ KIMYO SANOATI TEXNOLOGIYASI”
yo‘nalishi**

**“NEFT-GAZ KIMYO SANOATI MAXSUS JIHOZLARINING
KONSTRUKSIYASI, HISOBI VA LOYIXALASH ASOSLARI”**

modulidan

O‘QUV-USLUBIV MAJMUA

TOSHKENT – 2022

Mazkur o'quv-uslubiy majmua Oliy va o'rta maxsus ta'lim vazirligining 2021-yil 25-dekabrda 538-sonli buyrug'i bilan tasdiqlangan o'quv dastur asosida tayyorlandi

Tuzuvchi: **Urinov U** – ToshDTU “Neft-gaz kimyo sanoati obyektlari” kaf.prof, t.f.d.

Taqrizchi: **K.G. Karimov**– TKTI “Neft va gazni qayta ishlash kimyoviy texnologiyasi” kafedrasida dotsenti, k.f.n

O'quv-uslubiy majmua Toshkent davlat texnika universiteti 2021-yil 29-dekabrda 4-sonli yig'ilishida ko'rib chiqilib, foydalanishga tavsiya etildi.

MUNDARIJA

I. ISHCHI DASTUR	4
II. MODULNI O‘QITISHDA FOYDALANILADIGAN INTYERFAOL TA’LIM MYETODLARI	10
III. NAZARIY MATYERIALLAR.....	13
IV. AMALIY MASHG‘ULOT MATYERIALLARI	103
V. GLOSSARIY	126
VI. FOYDALANGAN ADABIYOTLAR.....	131

I. ISHCHI DASTURI

Kirish

Dastur O‘zbekiston Respublikasining 2020 yil 23 sentyabrda tasdiqlangan “Ta’lim to‘g‘risida”gi Qonuni, O‘zbekiston Respublikasi Prezidentining 2017 yil 7 fevral “O‘zbekiston Respublikasini yanada rivojlantirish bo‘yicha Harakatlar strategiyasi to‘g‘risida”gi PF-4947-son, 2019 yil 27 avgust “Oliy ta’lim muassasalari rahbar va pedagog kadrlarining uzluksiz malakasini oshirish tizimini joriy etish to‘g‘risida”gi PF-5789-son, 2019 yil 8 oktabr “O‘zbekiston Respublikasi oliy ta’lim tizimini 2030 yilgacha rivojlantirish konsepsiyasini tasdiqlash to‘g‘risida”gi PF-5847-sonli Farmonlari hamda O‘zbekiston Respublikasi Vazirlar Mahkamasining 2019 yil 23 sentabr “Oliy ta’lim muassasalari rahbar va pedagog kadrlarining malakasini oshirish tizimini yanada takomillashtirish bo‘yicha qo‘shimcha chora-tadbirlar to‘g‘risida”gi 797-sonli Qarorida belgilangan ustuvor vazifalar mazmunidan kelib chiqqan holda tuzilgan bo‘lib, u oliy ta’lim muassasalari pedagog kadrlarining kasb mahorati hamda innovatsion kompetentligini rivojlantirish hamda oliy ta’lim muassasalari pedagog kadrlarining kasbiy kompetentligini muntazam oshirib borishni maqsad qiladi.

Ushbu o‘quv ishchi dasturda kimyo sanoati maxsus jihozlarining konstruksiyasi, turli jinsli sistemalarni ajratish zamonaviy qurilmalari, modda almashinish jihozlarining maxsus konstruksiyalari va katalitik kreking reaktorlariga ma’lumotlar keng yoritilib berilgan.

Modulning maqsadi va vazifalari

Modulning maqsadi: pedagog kadrlarning mutaxassislik fanlarini o‘qitishda o‘quv-tarbiyaviy jarayonlarni yuksak ilmiy-metodik darajada ta’minlagan xolda neft mahsulotlarini ishlab chiqarish va neft-kimyo maxsus jihozlarining konstruksiyalari, hisobi va ekspluatatsiyasi, hamda ularni ishlab chiqarishda tutgan o‘rni nazariy bilimlarini mukammal bilgan holda kasbiy bilim, ko‘nikma va malakalarini yangilash iborat.

Modulning vazifasi:

- neft, gaz kondensati va gazni qayta ishlash texnologiyasi bo‘yicha ilmiy asosni shakllanishi;

- apparatlar va qurilmalarda sodir bo‘ladigan kimyoviy va fizikaviy jarayonlarning material va issiqlik balanslarini tuzishni;
- laboratoriya ishlarini bajarish texnologiyasini mujassam qilinishi va olingan ma'lumotlar asosida hisobotlar tuzishni;
- ishlatiladigan xom ashyolar, olinadigan tayyor mahsulotlarning fizikaviy, kimyoviy va texnologik xossalari, ularga qo‘yiladigan talablar;
- neft, gaz kondensati va gazni qayta ishlashda olinadigan mahsulotlarni ishlab chiqarishdagi jarayonlar va apparatlar to‘g‘risidagi bilimlarni shakllanishini ta‘minlashdir

Modulni o‘zlashtirishga qo‘yiladigan talablar

Kutilayotgan natijalar: Tinglovchilar «Neft-gaz kimyo sanoati maxsus jihozlarning konstruksiyasi, hisobi va loyixalash asoslari» modulini o‘zlashtirish orqali quyidagi bilim, ko‘nikma va malakaga ega bo‘ladilar:

Tinglovchi:

- kimyo sanoati maxsus jihozlarning konstruksiyasini;
- loyihalash asoslarini;
- uskunalarni hisoblash usullarini;
- turli jinsli sistemalarni ajratish zamonaviy qurilmalarini;
- zamonaviy tindirgichlar, tsentrafugalar, siklonlarning konstruksiyalarini;
- issiqlik almashinish jihozlarning zamonaviy konstruksiyalarini;
- Qobiq quvurli, palastinali va boshqa turdagi issiqlik almashinish jihozlaridagi jarayonlarni jadallashtirish uchun qo‘llaniladigan elementlarni;
- modda almashinish jihozlarning maxsus konstruksiyalarini;
- absorber va desorberlarning zamonaviy konstruksiyalarini;
- uskunalarni hisoblash metodlarini **bilishi** lozim.

Tinglovchi:

- jihozlarni ishlashini tahlil etish;
- ajratish qurilmalarini hisoblash va ishlatish
- iqlik almashtirgichlarni ishlatish;

- issiqlik almashinish jihozlarida jarayonni jadallashtirish uchun qo'llaniladigan elementlaridan foydalanish **ko'nikmalariga** ega bo'lishi lozim.

Tinglovchi:

- absorber va desorberlarning zamonaviy konstruksiyalarini hisoblash;
- rektifikatsion kollonnalarning zamonaviy konstruksiyalari hisoblash;
- zamonaviy ekstraktorlar va ularni hisoblash usullarini texnologik jarayonga tadbiq etish;

- nasadkali absorberlarni hisoblash;

- tarekkali absorberlarni hisoblash **malakalariga** ega bo'lishi lozim.

Tinglovchi:

- modda almashinish qurilmalarini hisoblash va loyihalash;
- qobiq quvurli, plastinali va boshqa turdagi issiqlik almashinish jihozlarida jarayonni jadallashtirish uchun qo'llaniladigan elementlarni tahlil qilish **kompetensiyasiga** ega bo'lishi lozim.

Modulni tashkil etish va o'tkazish bo'yicha tavsiyalar

«Neft-gaz kimyo sanoati maxsus jihozlarining konstruksiyasi, hisobi va loyixalash asoslari» moduli ma'ruza va amaliy mashg'ulotlar shaklida olib boriladi.

Modulni o'qitish jarayonida ta'limning zamonaviy metodlari, pedagogik texnologiyalar va axborot-kommunikatsiya texnologiyalari qo'llanilishi nazarda tutilgan:

- ma'ruza darslarida zamonaviy kompyuter texnologiyalari yordamida prezentatsion va elektron-didaktik texnologiyalardan hamda ma'ro'zaning interfaol shakllaridan;
- o'tkaziladigan amaliy mashg'ulotlarda texnik vositalardan, ekspress-so'rovlar, test so'rovlari, "Kichik guruhlarda ishlash", "Insert", "Keys stadi" va boshqa interaktiv ta'lim usullarini qo'llash nazarda tutiladi.

Modulning o'quv rejadagi boshqa fanlar bilan bog'liqligi va uzviyligi

“Neft-gaz kimyo sanoati maxsus jihozlarining konstruksiyasi, hisobi va loyixalash asoslari” moduli o'quv rejadagi “Neft va gaz kimyosi”, “Neft va gazni yig'ish hamda uzatishga tayyorlash” va “Texnologik jihozlarni korroziyadan himoya qilish” moduli bilan uzviy aloqada o'rganiladi.

Modulning oliy ta'limdagi o'рни

Fan oliy ta'lim muassasalari pedagog xodimlarining neft kimyo sanoatining asosiy maxsulotlari va ularni olish texnologiyasida sodir buladigan kimyoviy jarayonlarning nazariy va amaliy asoslarini takomillashtirishga qaratilganligi bilan ahamiyatlidir.

Modullar bo'yicha soatlar taqsimoti

№	Modul mavzulari	Tinglovchining o'quv yuklamasi, soat			
		Jami	Nazariy	Amaliy mashg'ulot	Ko'chma mashg'ulot
1.	Kimyo sanoati maxsus jihozlarning konstruksiyasi.	2	2		
2.	Turli jinsli sistemalarni ajratish zamonaviy qurilmalari.	2	2		
3.	Modda almashinish jihozlarning maxsus konstruksiyalari.	2	2		
4.	Katalitik kreking reaktorlari.	2	2		
5.	Issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash.	4		4	
6.	Modda almashinish kurilmalarini hisoblash.	2		2	
7.	Reaktorlarni xisoblash.	4		4	
	Jami:	18	8	10	

NAZARIY MASHG'ULOT MAZMUNI

1-mavzu: Kimyo sanoati maxsus jihozlarning konstruksiyasi.

Mashina va apparatlar haqida umumiy tushunchalar. Uskunalarining asosiy sinflari va ularning tarkibi. Ishlab chiqarish uskunalariga qo'yiladigan asosiy talabalar. Uskunalarni hisoblash metodlari. Texnologik hisoblash. Mexanik hisoblash.

2-mavzu: Turli jinsli sistemalarni ajratish zamonaviy qurilmalari.

Qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatlari. Issiqlik almashinish jihozlarning zamonaviy konstruksiyalari. Qobiq quvurli, plastinali va boshqa turdagi issiqlik almashinish jihozlarida jarayonni jadallashtirish uchun qo'llaniladigan elementlar.

3-mavzu: Modda almashinish jihozlarning maxsus konstruksiyalari.

Davriy ishlaydigan rektifikatsion kolonnalar. Uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion qurilmalar. Kolonnalarni ishlatish. Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash. Absorberlarning tuzilishi. Nasadkali absorberlar. Suyuqlikni sohib beruvchi absorberlar. Absorberlarni hisoblash. Nasadkali absorberlarni hisoblash. Tarelkali absorberlarni hisoblash.

4-mavzu: Katalitik kreking reaktorlari

Katalitik kreking reaktorlari. Lift –reaktorli katalitik kreking qurilmasi reaktori. Qoldiq xom ashyoning ikkita regeneratori katalitik qurilmasi reaktori. Mikrosferik katalizator.

AMALIY MASHG‘ULOT MAZMUNI

1-amaliy mashg‘ulot. Issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash.

Issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblashni va loyihalashni qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash orqali o‘rganish.

2-amaliy mashg‘ulot. Modda almashinish kurilmalarini hisoblash.

Modda almashinish qurilmalarini hisoblashni va loyihalashni rektifikatsion kolonnani hisoblash orqali o‘rganish.

3-amaliy mashg‘ulot. Reaktorlarni xisoblash.

Kimyoviy reaksiyalar amalga oshiriladigan qurilmalarni loyihalashni reaktorlarni hisoblash orqali o‘rganish.

TA‘LIMNI TASHKIL ETISH SHAKLLARI

Ta‘limni tashkil etish shakllari aniq o‘quv materiali mazmuni ustida ishlayotganda o‘qituvchini tinglovchilar bilan o‘zaro harakatini tartiblashtirishni, yo‘lga qo‘yishni, tizimga keltirishni nazarda to‘tadi.

Modulni o‘qitish jarayonida quyidagi ta‘limning tashkil etish shakllaridan foydalaniladi:

- ma‘ruza;
- amaliy mashg‘ulot.

O‘quv ishini tashkil etish usuliga ko‘ra:

- jamoaviy;
- guruhli (kichik guruhlarda, juftlikda);
- yakka tartibda.

Jamoaviy ishlash – Bunda o‘qituvchi guruhlarning bilish faoliyatiga rahbarlik qilib, o‘quv maqsadiga erishish uchun o‘zi belgilaydigan didaktik va tarbiyaviy vazifalarga erishish uchun xilma-xil metodlardan foydalanadi.

Guruhlarda ishlash – bu o‘quv topshirig‘ini hamkorlikda bajarish uchun tashkil etilgan, o‘quv jarayonida kichik guruhlarda ishlashda (3 tadan – 7 tagacha ishtirokchi)

faol rol o'ynaydigan ishtirokchilarga qaratilgan ta'limni tashkil etish shaklidir. O'qitish metodiga ko'ra guruhni kichik guruhlarga, juftliklarga va guruhlarora shaklga bo'lish mumkin.

Bir turdagi guruhli ish o'quv guruhlari uchun bir turdagi topshiriq bajarishni nazarda to'tadi.

Tabaqalashgan guruhli ish guruhlarda turli topshiriqlarni bajarishni nazarda to'tadi.

Yakka tartibdagi shaklda - har bir ta'lim oluvchiga alohida- alohida mustaqil vazifalar beriladi, vazifaning bajarilishi

II. MODULNI O‘QITISHDA FOYDALANILADIGAN INTRYEFAOL TA’LIM MYETODLARI

«FSMU» metodi

Texnologiyaning maqsadi: Mazkur texnologiya ishtirokchilardagi umumiy fikrlardan xususiy xulosalar chiqarish, taqqoslash, qiyoslash orqali axborotni o‘zlashtirish, xulosalash, shuningdek, mustaqil ijodiy fikrlash ko‘nikmalarini shakllantirishga xizmat qiladi. Mazkur texnologiyadan ma’ruza mashg‘ulotlarida, mustahkamlashda, o‘tilgan mavzuni so‘rashda, uyga vazifa berishda hamda amaliy mashg‘ulot natijalarini tahlil etishda foydalanish tavsiya etiladi.

Texnologiyani amalga oshirish tartibi:

- qatnashchilarga mavzuga oid bo‘lgan yakuniy xulosa yoki g‘oya taklif etiladi;
- har bir ishtirokchiga FSMU texnologiyasining bosqichlari yozilgan qog‘ozlarni tarqatiladi:



ishtirokchilarning munosabatlari individual yoki guruhiiy tartibda taqdimot qilinadi.

FSMU tahlili qatnashchilarda kasbiy-nazariy bilimlarni amaliy mashqlar va mavjud tajribalar asosida tezroq va muvaffaqiyatli o‘zlashtirilishiga asos bo‘ladi.

Qo‘llanilishi:

Savol: Initsiatorlar konsentratsiyasini polimerlanish darajasiga ta’siri.

Topshiriq: Mazkur savolga munosabatingizni FSMU orqali tahlil qiling.

“Tushunchalar tahlili” metodi

Metodning maqsadi: mazkur metod talabalar yoki qatnashchilarni mavzu buyicha tayanch tushunchalarni o‘zlashtirish darajasini aniqlash, o‘z bilimlarini mustaqil ravishda tekshirish, baholash, shuningdek, yangi mavzu buyicha dastlabki bilimlar darajasini tashhis

qilish maqsadida qo'llaniladi.

Metodni amalga oshirish tartibi:

- ishtirokchilar mashg'ulot qoidalari bilan tanishtiriladi;
- o'quvchilarga mavzuga yoki bobga tegishli bo'lgan so'zlar, tushunchalar nomi tushirilgan tarqatmalar beriladi (individual yoki guruhli tartibda);
- o'quvchilar mazkur tushunchalar qanday ma'no anglatishi, qachon, qanday holatlarda qo'llanilishi haqida yozma ma'lumot beradilar;
- belgilangan vaqt yakuniga yetgach o'qituvchi berilgan tushunchalarning tugri va tuliq izohini uqib eshittiradi yoki slayd orqali namoyish etadi;
- har bir ishtirokchi berilgan tugri javoblar bilan uzining shaxsiy munosabatini taqqoslaydi, farqlarini aniqlaydi va o'z bilim darajasini tekshirib, baholaydi.

Mavzuga qo'llanilishi: yangi mavzu o'tishdan oldin tinglovchilarning birlamchi bilimlarini aniqlash va faollashtirish maqsadida mavzu yuzasidan qo'yidagi tushunchalar beriladi. Vazifalarni bajarishlari uchun tarqatma materiallar beriladi Tinglovchilar tarqatma materialga tushunchalar mazmunini yozadi. Mashg'ulot davomida mazkur tushunchalar ga ta'riflar beriladi.

Beriladigan tarqatma materialdagi vazifa:

Tushunchalar	Mazmuni
Jixoz	
Apparat	
Gidromexanika	
Mexanik	
Modda almashinish	
Issiqlik o'tkazish	
Konveksiya	
Isitkich	
Rektifikatsiya	
Adsorbsiya	
Absorbsiya	
Ekstraksiya	
Riforming	

Izoh: Ikkinchi ustunchaga tinglovchilar tomonidan fikr bildiriladi.

“Venn diagramma” metodi

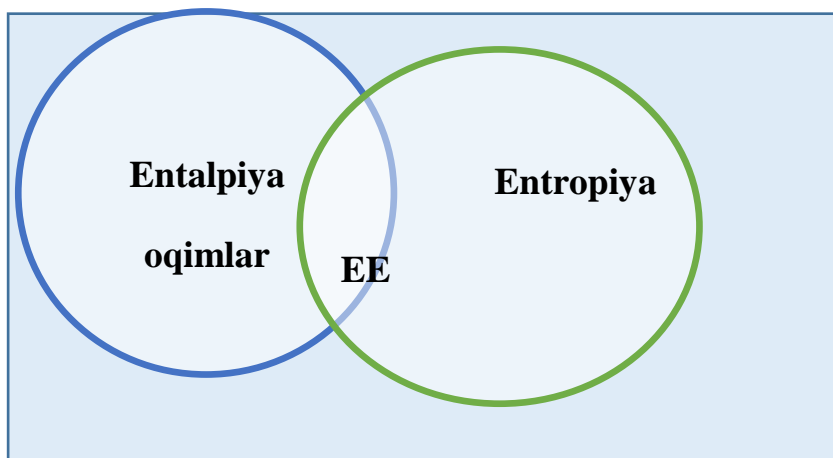
Metodning maqsadi: Bu metod grafik tasvir orqali o'qitishni tashkil etish shakli bo'lib, u ikkita o'zaro kesishgan aylana tasviri orqali ifodalanadi. Mazkur metod turli

tushunchalar, asoslar, tasavurlarning analiz va sintezini ikki aspekt orqali ko‘rib chiqish, ularning umumiy va farqlovchi jihatlarini aniqlash, taqqoslash imkonini beradi.

Metodni amalga oshirish tartibi:

- ishtirokchilar ikki kishidan iborat juftliklarga birlashtiriladilar va ularga ko‘rib chiqilayotgan tushuncha yoki asosning o‘ziga xos, farqli jihatlarini (yoki aksi) doiralar ichiga yozib chiqish taklif etiladi;
- navbatdagi bosqichda ishtirokchilar to‘rt kishidan iborat kichik guruhlariga birlashtiriladi va har bir juftlik o‘z tahlili bilan guruh a‘zolarini tanishtiradilar;
- juftliklarning tahlili eshitilgach, ular birgalashib, ko‘rib chiqilayotgan muammo yohud tushunchalarning umumiy jihatlarini (yoki farqli) izlab topadilar, umumlashtiradilar va doirachalarning kesishgan qismiga yozadilar.

Namuna: Qurilmaning issiqlik balansini tuzishdagi asosiy parametrlar.



III. NAZARIY MATYERIALLAR

1-mavzu: Kimyo sanoati maxsus jihozlarining konstruksiyasi.

Reja:

1. Mashina va apparatlar haqida umumiy tushunchalar.
2. Uskunalarining asosiy sinflari va ularning tarkibi.
3. Ishlab chiqarish uskunalariga qo'yiladigan asosiy talabalar.
4. Uskunalarni hisoblash metodlari.
5. Texnologik hisoblash.
6. Mexanik hisoblash.

Iboralar va tayanch suzlar: mashina, apparat, konstruksiya, gidromexanika, mexanika, modda almashinish, issiqlik almashinish, rektifikatsiya, absorbsiya, adsorbsiya, konveksiya, issiqlik balansi, moddiy balans, konstruktiv hisob.

Neft va gazni qayta ishlash zavodlarida neft va gaz xom-ashyosidan turli xildagi mahsulotlar, ya'ni benzin, gaz, kerosin dizel yokilg'isi, moylar, parafin, bitum, mazut, naften kislotalar, sulfokislotalar, deemulgatorlar, koks va hokazolar qayta ishlab olinadi. Buning asosida esa turli fizik va kimyoviy jarayonlar yotadi. Bunday jarayonlarga misol qilib gazlar, suyuqlik va qattiq jismlarning transportirovkasi, mahsulotlarni isitish, sovitish, aralashtirish, quritish, bir jinsli bo'lmagan suyuq-gaz aralashmasini ajratish, qattiq moddalar ustida olib boriladigan turli mexanik va fizik-kimyoviy jarayonlarni aytishimiz mumkin. Keyingi yillarda neftni qayta ishlash sanoatida kimyoviy jarayonlardan neft xom-ashyosini qayta ishlashning asosi sifatida keng qo'llanilmokda. Umumiy holda neftni qayta ishlash va kimyo sanoatida borish qonuniyatlariga ko'ra 5 turdagi jarayonlardan foydalaniladi. Bular quyidagilar:

1. Gidromexanik jarayonlar (gaz va suyuqliklarni aralashtirish, ularni siqish, uzatish, turli jinsli sistemalarni ajratish);
2. Issiqlik almashinish jarayonlari (isitish, sovitish, bug'latish, kondensatsiyalash);
3. Modda almashinish jarayonlari (suyuqliklarni haydash, rektifikatsiya, absorbsiya, adsorbsiya, ekstraksiya, kristallizatsiya va quritish);
4. Mexanik jarayonlar (qattiq jismlarni maydalash, tashish, ezish, elash, aralashtirish);
5. Kimyoviy jarayonlar (kimyoviy reaksiyalar).

Gidromexanik jarayonlarni amalga oshirish uchun quyidagi apparat va mashinalar ishlatiladi: nasoslar, kompressorlar, filtrlar, tindirgichlar,

aralashtirgichlar, tsentrifugal va boshqa apparatlar. Issiqlik almashinish jarayonlari uchun: quvurli pechlar, barcha issiqlik almashinish apparatlari. Modda almashinish jarayonlari uchun: kolonnali apparatlar – rektifikatsiyalovchi kolonnalar, absorberlar, adsorberlar, desorberlar, ekstraktorlar, kristalizatorlar, quritgichlar va xokazolar. Mexanik jarayonlar uchun: maydalash tegirmonlari, presslar, elaklar, aralashtirgichlar va boshqalar.

Kimyoviy jarayonlar turli reaksiya apparatlar, ya'ni reaktorlarda olib boriladi. Barcha apparatlar jarayonni tashkil qilish usuliga ko'ra davriy ishlovchi va uzluksiz ishlovchi apparatlarga bo'linadi. Davriy ishlaydigan apparatlarda ma'lum ajratilgan vaqt mobaynida muayyan miqdordagi xom-ashyo va materiallarga ishlov beriladi. Jarayon amalga oshirilgach, apparat ishdan to'xtatilib, hosil bo'lgan mahsulotlar chiqariladi. Apparatga xom-ashyoning navbatdagi miqdori kiritiladi. Davriy ishlaydigan apparatlar mana shu siklda ishlaydi. Uzluksiz ishlaydigan apparatlarga doimiy ravishda xom-ashyo kirib, hosil bo'lgan mahsulotlar chiqarilib turiladi. Bu turdagi apparatlarda jarayon uzluksiz ravishda amalga oshiriladi.

Mazkur fanda neft va gazni qayta ishlash korxonalarini asosiy uskunalarning tuzilishi, ishlash prinsipi, ularni hisoblash va loyihalashning usullari o'rganiladi.

Mashina va apparatlar haqida umumiy tushunchalar. Korxonalarda tayyor mahsulot ishlab chiqarish texnologik jarayonning yakuniy natijasidir. Mashina va insonlarning xom-ashyo, materiallardan muayyan sifatli tayyor mahsulot ishlab chiqarish uchun bajarilgan harakatlar yig'indisiga ishlab chiqarish jarayoni deyiladi. Texnologik jarayon ishlab chiqarish jarayonining bir qismi bo'lib, u xom-ashyo shakli, xossalari va holatini o'zgartirish bilan bevosita bog'liqdir. Texnologik jarayon bir ish joyida bajariladigan bir qancha texnologik operatsiyalardan iborat. Texnologik operatsiya inson va mashina ishtirokisiz ham amalga oshirilishi mumkin. Ammo mashina va apparatlarining qo'llanilishi operatsiyalarini tezlatib, ularni boshqarish va kam vaqt, mehnat sarflab yuqori sifatli mahsulot olish imkonini beradi. Mashina - energiya, material shaklini o'zgartirish uchun zarur ma'lum maqsadli harakatlarni amalga oshiradigan mexanik qurilmadir. Mashinaning asosiy vazifasi - ishni yengillashtirish va unumdorlikni oshirish maqsadida inson ishlab chiqarish funksiyasini to'liq yoki qisman almashtirishdir. Bajariladigan funksiyasiga ko'ra energiya shaklini o'zgartiradigan energetik mashinalar, predmet shakli,

holatini o'zgartiradigan ish mashinalari mavjud. Energetik mashinalarga elektrodvigatellar, trubinalar, bug' mashinalari, kompressorlar kiradi. Mashina uch qismidan iborat: energiya qabul qiluvchi qism (elektrodvigatel, bug' turbinasi), uzatish mexanizmi (richag, zanjirli, tasmali, tishli) va ijro etuvchi mexanizm. Apparatlarda mashinalardan farqli holda energiya bir ko'rinishdan ikkinchisiga aylanmaydi. Agregat - birgalikda ishlaydigan bir necha mashinaning mexanik birikmasidir. Uzluksiz liniya - o'zaro bog'liq va sinxron ishlaydigan jihozlar to'plamidir. Bunda har bir ish joyida ma'lum tartibda alohida texnologik operatsiyalar amalga oshiriladi. Uzluksiz liniyalar texnologik jarayonni uzluksiz tashkil qilish, ularni avtomatlashtirish va mexanizatsiyalashtirish imkonini beradi. Jarayon, hodisa, sistema va texnik qurilma biror xossasini xarakterlovchi kattalikka parametr deyiladi. Mexanik, elektr, texnologik parametrlar mavjud. Shuningdek bosh, asosiy va yordamchi parametrlar ham bo'lishi mumkin. Bosh parametrlarga jihozning ish unumdorligi, ish hajmi, ish yuzasi misol bo'ladi. Isitish yoki sovitish temperaturalari, mahsulot namligi va konsentratsiyalari asosiy parametrlardir. Ishchi organning aylanishlar soni, elektrodvigatel quvvati, suv, bug' sarfi, mashina o'lchamlari yordamchi parametrlardir. Barcha mashina va apparatlar yig'ma birlik va guruhlariga birlashgan ma'lum sondagi detallardan iborat. Ishlab chiqarish korxonasida tayyorlanadigan har qanday detal yoki ularning to'plamiga buyum deyiladi.

Nomi va markasi jihatdan bir jinsli bo'lgan materiallardan tayyorlangan buyum detal deyiladi. O'zaro payvandlash, kavsharlash, burash yo'li bilan birlashtiriladigan detallar to'plamiga yig'ma birlik deyiladi. Yig'ma birlik ajraladigan va ajralmaydigan bo'lishi mumkin. O'zaro bog'liq funksiyalarni bajarish uchun mo'ljallangan ikki yoki ortiq buyumlar to'plami kompleks deyiladi. Har qanday mashina yoki mexanizm ishlaganda uning detallari ma'lum turdagi harakatni amalga oshiradi: aylanma, ilgilanma- qaytma, tebranma, planetar. Bir jismning ikkinchisiga nisbatan ma'lum harakatchan birikmasi kinematik juftlik deyiladi. Alohida zvenolar orasidagi kinematik bog'lanishni izohlash maqsadida kinematik sxemalar tuziladi.

Uskunalarining asosiy sinflari va ularning tarkibi. Ishlab chiqarish sanoatida jihozlarni 5 ta asosiy sinflarga ajratish mumkin. 1. Mashina dvigatellari va energiya hosil qiluvchi mashinalar va qurilmalar; 2. Ko'tarish va tashish mashinalari va uskunalari;

3. Texnologik jihozlar; 4. Analitik hisoblash mashinalari va EHM; 5. Boshqaruvchi mashinalar. Texnologik jihozlar mahsulotga ta'sir qilish xarakteriga ko'ra shartli ravishda apparat va mashinalarga bo'linadi.

Apparatlarda asosan issiqlik almashinuv, fizik-kimyoviy jarayonlar olib boriladi. Apparadni xarakterlovchi asosiy qismlaridan biri ishlov yoki jarayon olib boruvchi sig'im hisoblanadi. Unda mahsulotning kimyoviy yoki fizikaviy xossalari o'zgaradi.

Mashinalarda mahsulotga mexanikaviy ta'sir ko'rsatib ularning shakl ko'rinishi, o'lchamlari va ba'zi bir fizikaviy parametrlari o'zgartiriladi. Mashinalarda mahsulotga ishlov beruvchi qismi ta'sir ko'rsatuvchi hisoblanadi.

Texnologik jihozlarning qismlari: 1. Elektrodvigatel; 2. Ishlov beruvchi qurilma; 3. Bajaruvchi mexanizm-ishlov beruvchi qurilmani berilgan qonun bilan harakatga keltiruvchi qismi; 4. Transmission uzatmalar; 5. Jarayonni boshqarish (nazorat va rostdash) qurilmalari.

Ishlab chiqarish uskunalari qo'yiladigan asosiy talabalar. Ishlab chiqarish jihozlari va apparatlariga quyidagi talablar qo'yiladi: a) Ishlab chiqarish jihozlari va apparatlari yuqori texnikaviy iqtisodiy ko'rsatkichlarga ega bo'lishi kerak. Masalan: og'irligi, gabarit o'lchamlari, jihoz egallaydigan yuza sirti, elektr energiya, suv va bug' sarfi, ishlatish va ta'mirlash bilan bog'liq xarajatlar, jihozning bahosi va boshqa ko'rsatkichlar ratsional bo'lishi lozim; b) Jihozlar progressiv texnologiya talablarini qondirishi kerak. Bu jihozlarda xom-ashyoning isrof miqdori juda kam bo'lishiga intilish kerak; v) Mashinalarning konstruksiyalari mexanikaviy tomondan ishonchli bo'lishi kerak, mustahkam, barqaror va uzoq muddat ishlaydigan bo'lishi lozim; g) Ishlov beruvchi qismlarining qaysi materialdan tayyorlanishi muhim ahamiyatga ega. Tanlangan material ishlov berayotgan mahsulot va muhit ta'siri ostida chidamli bo'lishi kerak. Bundan tashqari ishchi qismlar tayyorlangan materialning yemirilish darajasi juda kichik bo'lishi kerak, hamda mahsulotning sifatiga ta'sir qilmasligi lozim; d) Jihozlar konstruksiyasi optimal texnologik jarayon talablarini hisobga olib tayyorlanishi kerak. Buning uchun yangi mashina va jihozlarni yaratishda asosan ikkita muhim masala hisobga olinishi lozim: yuqori ish unumdorligini va uzoq muddat ishlashini ta'minlash; tayyorlash, ta'mirlash va ishlatishda maksimal iqtisodiy tejamkorlikka erishish; e) Ishlab chiqarishda ba'zi bir

jarayonlarni jadallashtirish jihozlarning ishlov beruvchi qismlarning katta tezlikda harakatlanishini talab qiladi. Shuning uchun, aylanma harakatda bo'ladigan qismlar statik va dinamik tomondan mukammal bo'lishi kerak. Tez aylanuvchi qism va detallar mukammal bo'lmasa, tayanchlar va inshootlarda tebranish hosil bo'ladi, podshipniklarda yeyilish tezlashadi, energiya harajatlari oshadi, ish unumdorligi pasayadi, ta'mirlash ishlari ko'payadi; z) Jihaz konstruksiyasi quyidagi talablarga javob berishi lozim: kinematik uzatish zanjirlari kam bo'lishi; avtomatlashtirish qulayligi; texnika xavfsizligi va atrof muhitni muhofaza qilish qoidalariga rioya qilish; yuqori ishlab chiqarish suratiga ega bo'lishi;

Uskunalarini hisoblash metodlari. Har qanday apparat yoki mashinani tayyorlashdan oldin uning loyihasi ishlab chiqiladi. Jarayon uchun muhim, o'xshashi bo'lmagan qurilmalarni loyihalash 2 bosqichda olib boriladi. Birinchi bosqich texnik loyihalash deb nomlanadi. Bu bosqichda prinsipial savollar va bir qancha katta-katta hisoblashlar yechiladi. Texnik loyiha o'zida apparatni ishlatish maqsadini, konstruksiyalari to'g'risida to'liq ma'lumotni, foydali va zararli tomonlarini hisoblashlar natijasida xatoliklarga yo'l qo'ymaslikni mujassamlashtiradi. Barcha ma'lumotlarga ega bo'lib, hisoblashlar to'liq amalga oshirilgach, ikkinchi bosqichda apparatning eskiz chizmasi tayyorlanadi. Odatda quyida keltirilgan ma'lumotlar loyiha uchun asosiy hisoblanadi: apparatning ish rejimi, sarf normalari, normal ish sharoiti, xom-ashyoning korrozion va zaharli holati va texnika xavfsizligiga bo'lgan talab. Ishlab chiqarish quvvati xom-ashyo, mahsulot, polufabrikat, reagent, issiqlik va sovuqlik tashuvchilarga nisbatan berilgan bo'ladi. Ish rejimi uzluksiz ishlaydigan qurilmalarning ish davomiyligiga va davriy ravishda ishlaydigan apparatlarning siklik ishlashi uchun ko'rib chiqiladi. Agar ba'zi ma'lumotlar berilmagan bo'lsa, ular hisoblab topiladi. Apparat va mashinalarni loyihalashda birinchi navbatda texnologik hisoblashlar amalga oshiriladi.

Texnologik hisoblash. Texnologik hisoblash apparatning optimal ish rejimini ta'minlaydigan asosiy o'lchamlarini aniqlashdan iborat. Buning uchun qayta ishlanadigan materiallarning modda oqimlari, energiya sarfi aniqlanadi. Aparatning texnologik hisoblash ma'lum ketma-ketlikda olib boriladi. Birinchi navbatda modda va energiyaning saqlanish qonuniga asoslanib moddiy va issiqlik balans tenglamasi tuziladi.

$$\sum G_{\kappa} = \sum G_{\nu} + \sum G_{\bar{u}.M} ; \quad (1.1)$$

bu yerda: G_{κ} - boshlang'ich moddalar massasi; G_{ν} – oxirgi moddalar massasi; $G_{\bar{u}.M}$ – yo‘qotilgan mahsulotlarning e‘tiborga olinmaydigan darajadagi miqdori.

Issiqlik balans tenglamasi:

$$\sum Q_{\kappa} = \sum Q_{\nu} + \sum Q_{\bar{u}} ; \quad (1.2)$$

bu yerda: $\sum Q_{\kappa}$ - boshlang'ich issiqlik miqdori; $\sum Q_{\nu}$ - hosil bo‘lgan mahsulotlar bilan chiqib ketadigan issiqlik miqdori; $\sum Q_{\bar{u}}$ - atrof-muhitga yo‘qotilgan issiqlik miqdori.

Agar jarayon issiqlik ajralishi bilan borsa, issiqlik effekti «+» ishora bilan belgilanadi. Agar issiqlik yutilishi bilan borsa, issiqlik effekti «-» ishora bilan belgilanadi. Qulay sharoit yaratish uchun material va issiqlik balanslari sxema va jadval shaklida beriladi. Murakkab apparatlarda moddiy va issiqlik balansi apparatlarning alohida qismlari uchun tuziladi. Moddiy va issiqlik balansini tuzib bo‘lgach, oxirgi boshqa o‘lchamlarni aniqlash uchun harakatlanuvchi kuch va jarayon tezligi aniqlanadi. Ma'lumki, sistema muvozanatga kelguncha jarayon davom etadi. Masalan: 2 ta turli temperaturali mahsulot o‘rtasida issiqlik almashinish jarayoni ikkalasining temperaturasi bir xil bo‘lguncha, ya'ni sistema muvozanatlashguncha davom etadi. Bu ikki mahsulot o‘rtasidagi har xil temperatura issiqlik almashinish jarayonining harakatlantiruvchi kuchi hisoblanadi. Har qanday apparatni hisoblashda ishchi va muvozanat parametrlardan harakatlantiruvchi kuchni aniqlab olish kerak. Quyidagi tenglama bilan jarayonning harakatlantiruvchi kuchni aniqlash mumkin. $\frac{M}{F \cdot \tau} = \Delta K ; \quad (1.3)$

bu yerda: M - berilayotgan mahsulot yoki issiqlik miqdori; F - issiqlik almashinish yuzasi; τ - jarayon kechishi uchun ketgan vaqt; Δ - jarayonning harakatlantiruvchi kuchi; K – jarayon tezligini xarakterlovchi proporsionallik koeffitsiyenti.

(1.3) tenglamadan apparatning ishchi yuzasi topiladi. Shu tenglamadan $F=Va$ ni bilgan holda apparatning ishchi hajmi V ni aniqlashimiz mumkin. Bu yerda: a - apparatning birlik hajmidagi yuzasi.

Apparatning ishchi hajmi va jarayon chiziqli tezligini bilgan holda ko‘ndalang yuzasini aniqlash mumkin: $s = \frac{V_{cek}}{\omega} ; \quad (1.4)$

Yuzani aniqlagach, silindrsimon apparatlar uchun diametr D ni topamiz.

$$D=2\sqrt{\frac{S}{\pi}}; \quad (1.5)$$

Apparatning uzunligi yoki balandligini

$$H = \frac{V}{S} \quad (1.6)$$

tenglamadan aniqlaymiz. V - apparatning ishchi hajmi; S – ko‘ndalang kesim yuzasi; N - apparat balandligi yoki uzunligi.

Davriy ravishda ishlaydigan apparatlarning ishchi hajmi V – quyidagi formula orqali

topiladi:
$$V = \frac{V_{cym} \cdot \tau \cdot k}{24 \cdot \varphi}; \quad (1.7)$$

bu yerda: V_{cym} – apparatlar guruhi yoki apparatlarning sutkalik ishlab chiqarish quvvati; τ - texnologik sikl, ya’ni asosiy jarayon va yordamchi operatsiyalarning kechishi uchun ketgan vaqt; k – ishlab chiqarish quvvatining zahira koeffitsiyenti; φ - apparatni to‘ldirish koeffitsiyenti. Bu kattalik odatda 0,4-0,9 ga teng deb olinadi. Agar hisoblash mobaynida juda katta ishchi hajm V hosil bo‘lsa, bitta apparatning berilgan hajmi V_a orqali apparatlar soni aniqlanadi.
$$n = \frac{V}{V_a}; \quad (1.8)$$

Quyida silindrsimon apparatlarning GOST ga ko‘ra normal ishchi hajmlari keltirilgan. Ular 1m³ dan – 200 m³ gacha.

1,00	2,5	6,3	16,0	40,0	100
1,25	3,2	8,0	20,0	50,0	125
1,60	4,0	10,0	25,0	63,0	160
2,00	5,0	12,5	32,0	80,0	200

Agar apparatning hajmini hisoblab topsak, uning boshqa o‘lchamlarni aniqlash qiyinchilik tug‘dirmaydi. Buning uchun apparatning ko‘ndalang kesimi berilgan bo‘lsa, uning balandligini topish mumkin va aksincha apparat balandligi berilgan bo‘lsa, ko‘ndalang kesimi yuzasini topish mumkin. Bundan tashqari apparat diametrini ham topish mumkin. Texnologik hisoblashda apparatning asosiy o‘lchamlari qatorida issiqlik rejimi, issiqlik tashuvchining sarfi, napor yo‘qotilishi talab qilingan quvvat va boshqa parametrlar hisoblab topiladi yoki berilgan bo‘ladi.

Mexanik hisoblash. Jarayonlar borishi uchun loyihaladigan uskunalar ularga ta'sir qiluvchi parametrlar turlichaligi bilan farqlanadi. Temperatura, bosim va muhitning fizik-kimyoviy xossalari asosiy ishchi parametrlar bo'lib hisoblanadi. Texnologik qurilmalar ish sharoitida ishlov beriladigan muhit bilan doimiy ravishda kontaktda bo'lishi bilan xarakterlanadi. Qurilma ishlashi mobaynida unga muhitning fizik-kimyoviy xususiyatiga bog'liq holda kuchli agressiv ta'sirlar bo'ladi. Qurilmalar foydalanishga mustahkam va xavfsiz bo'lishi kerak. Yuqori ishlab chiqarish quvvati, muhitning yong'in va portlashga xavfsizligi, kurilmaning uzluksiz ishlashi neftni qayta ishlash zavodlari qurilmalarini loyihalashga qushimcha talablar qo'yadi.

Avtomatik boshqarish va jarayonning berilgan rejimini ushlab turish qurilmani har qanday vaziyatda ishlashini ta'minlaydi. Qurilmaning yarokliligi birinchi navbatda uning konstruksiyasiga va to'g'ri foydalanishga bog'liq. Konstruksiyalar foydalanish, ta'mirlashlardan keyin ham o'zining yarokliligini saqlagan holda qurilmaning uzoq muddat ishlashini ta'minlashi zarur. Qurilmaning uzoq muddat ishlashini ta'minlash uchun konstruksiyalarning ishlash muddatini uzaytirish (apparat devorini qalinrok qilish, mashinalar valining diametrini katta qilish va boshqalar) yoki yuqori sifatli konstruksion materiallardan foydalanish mumkin. Lekin bu qurilma narxining ortishiga olib keladi. Qurilma konstruksiyalari tashish, montaj va ta'mirlash ishlariga qulay bo'lishi kerak, ya'ni material sarfining kamligi, arzon va noyobligi. Konstruksiyalarni mustahkamlikka hisoblash to'liq va aniq tartibda o'tkazilsa, ularga qo'yilgan barcha talablarni qoniqtirishi mumkin. Apparat yoki mashina konstruksiyalarining barcha o'lchamlarini to'liq aniqlab bo'lingach, mashinasozlik zavodlarida ularning ishchi chizmalari va qurilmaning o'zi tayyorlanadi. Keyingi yillarda neftni qayta ishlash sanoatida jarayonlar va qurilmalarning xilma-xil turlari ishlatilishiga qaramasdan, apparat va mashinalar, ularning detallari qatorining unifikatsiyasi borasida katta ishlar olib borilmoqda. Bu esa ularni loyihalashni, tayyorlashni va ulardan foydalanishni yengillashtiradi.

Nazorat savollari

1. Mashina va apparatning farqi nimadan iborat?
2. Mashinalar sinflarini tushuntirib bering.
3. Jihozlarga qo'yiladigan asosiy talablar nimalardan iborat?

4. Texnologik jarayon deb nimaga aytiladi? Misollar keltiring.
5. Texnologik operatsiya deb nimaga aytiladi? Misollar keltiring.
6. Yig'ma birlik deb nimaga aytiladi? Misollar keltiring.
7. Uzluksiz liniyaga ta'rif bering va misollar keltiring.
8. Mashina qanday qismlardan tuziladi?
9. Mashinaning ish unumdorligi haqida ma'lumot bering

Adabiyotlar

1. Skoblo A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Щелkunov V.A. Протсессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: Nedra, 2000. – 677 s.
2. Salimov Z.S. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. Darslik. T. 2012. 510 bet.
3. Yusupbekov N.R., Nurmuxamedov H.S., Zokirov S.G. Kimyoviy texnologiya asosiy jarayon va qurilmalari. Darslik. Sharq NMAK. T. 2003. 646 bet.
4. Farmazov S.A. Oborudovaniye neftepererabatyvayushix zavodov i yego ekspluatatsiya. - M.: Ximiya, 2003.
5. Konnova G.V. Oborudovaniye transporta i xraneniya nefti i gaza. – Rostov-na-Donu: Feniks, 2006. – 126 s.
6. Texnologiya pererabotki nefti. Chast pervaya. Pervichnaya pererabotka nefti. Pod redaksiyey Glagolevoy O.F., Kapustina V.M. – M.: Ximiya, Koloss, 2006. – 400 s.
7. Obщiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 1. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola. 2003. – 912 s.
8. Obщiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 2. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola, 2003. – 872 s.
9. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 1. – T.: O'zbekiston, 2005. – 366 b.
10. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 2. – T.: O'zbekiston, 2006. – 237 b.
11. Levsh V.I., Salimov Z. Oчistka gazovyx vybrosov v apparatax s turbulizirovannym gazojidkostnym slozem. – T.: Fan, 2004. – 152 s.

2-mavzu:Turli jinsli sistemalarni ajratish zamonaviy qurilmalari.

Reja:

1. Qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatlari.
2. Issiqlik almashinish jihozlarining zamonaviy konstruksiyalari.
3. Qobiq quvurli, plastinali va boshqa turdagi issiqlik almashinish jihozlarida jarayonni jadallashtirish uchun qo'llaniladigan elementlar.

Iboralar va tayanch so'zlar: issiqlik almashinish apparatlari, issiqlik o'tkazuvchanlik, konveksiya, turba to'ri, isitkich, sovutkich, reboylar, rekuperatsiya, qobiq trubali, plastinkali, truba ichida truba, reynolds soni, issiqlik balansi.

Issiqlik almashinish qurilmalari xom-ashyo va tayyor mahsulotlarni isitish va sovutishda ishlatiladi. Neft kimyosi va neftni qayta ishlash korxonalarida issiqlik almashinish apparatlari umumiy qurilmalarning 50 % ini tashkil qiladi. Neftni qayta ishlash korxonalarida issiqlik almashinish uskunalariga umumiy metall sarfining 30 % i to'g'ri keladi. Issiqlik almashinish qurilmalari ishlash prinsipiga ko'ra rekuperativ, regenerativ, aralashtiruvchi turlarga bo'linadi. Rekuperativ (yoki sirtiy) issiqlik almashinish qurilmalarida issiqlik tashuvchilar devor bilan ajratilgan bo'lib, issiqlik shu devor orqali o'tkaziladi.

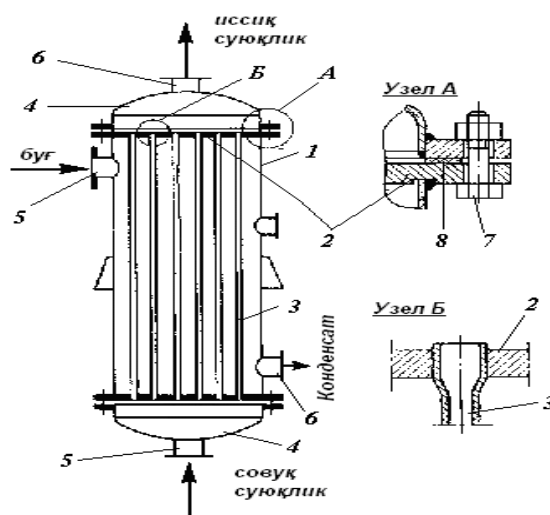
Regenerativ issiqlik almashinish qurilmalarida qattiq jismdan tashkil topgan birta yuza navbat bilan turli issiqlik tashuvchi agentlar bilan kontaktda bo'ladi, natijada bu jism bir issiqlik tashuvchidan olgan issiqligini ikkinchisiga beradi.

Aralashtiruvchi issiqlik almashinish qurilmalarida ikki issiqlik tashuvchi agent bir-biri bilan o'zaro kontaktda bo'ladi. Sirtiy issiqlik almashinish qurilmalari o'z navbatida qobiq - quvurli, "quvur ichida quvur" tipidagi, zmeyevikli, plastinali, g'ilofli, spiralsimon, qovurg'ali va boshqa turlarga bo'linadi.

Neft kimyosi va neftni qayta ishlash sanoatida asosan sanab o'tilgan birinchi besh turdagi sirtiy issiqlik almashinish qurilmalari keng qo'llaniladi.

Qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatlari. Bu turdagi issiqlik almashinish qurilmalari qobiq ichida joylashgan quvurlar to'plamidan tashkil topgan bo'lib, umumiy apparatlarning 80% ini shu turdagi qurilmalar tashkil qiladi. Bunda quvurlar ikki tomondan quvur to'riga qotirilgan bo'ladi, natijada quvurlar tashqi sirti, qobiq va quvur to'ri bilan chegaralangan quvurlar orasidagi bo'shliq hamda issiqlik almashinish quvurlarining ichki

sirti va ikkita qopqoq bilan chegaralangan quvurlar ichki bo'shlig'i yuzaga keladi. Ushbu qurilmalarda issiqlik quvurlarning devori orqali uzatiladi. Quvurlar orasidagi bo'shliqdan asosan yuzani ifloslantirmaydigan, cho'kma hosil qilmaydigan issiqlik tashuvchilar yuboriladi. Quvurlar ichki bo'shlig'idan esa asosan isitilayotgan yoki sovutilayotgan suyuqlik yuboriladi. Issiqlik tashuvchilarning harakat tezligini oshirish yoki jarayonni intensivroq olib borish maqsadida bu qurilmalarning ikkala bo'shlig'i ham ko'p hollarda bir necha yo'lli qilib tayyorlanadi. Bir yo'lli qobiq-quvurli issiqlik almashinish qurilmasi, qobiq 1, quvur to'rlari 2, quvurlar 3, qopqoq 4, issiqlik tashuvchilar kiradigan va chiqadigan patrubkalar 5, 6, bolt 7 va prokladka 8 dan iborat (3.1- rasm). Issiqlik tashuvchilarning tezligini oshirish maqsadida ko'p yo'lli isitkichlar ishlatiladi. Bu isitkichlarda suyuqlikning sarfi kam bo'lganda ularning quvurlardagi tezligi kichik bo'lib, natijada issiqlik almashinish koeffitsiyenti ham kam bo'ladi. Ko'p yo'lli isitkichlarda quvurlarni seksiyalarga bo'lish uchun yoki muhitning harakat yo'lining soniga qarab, isitkichning qopqog'i bilan quvur to'rining orasiga ko'ndalang to'siqlar o'rnatiladi. Bunda har bir seksiyadagi quvurlarning soni bir xil bo'lishi kerak. Ko'p yo'lli isitkichlarda bir yo'lli isitkichlarga nisbatan muhitlarning tezligi yo'llarning soniga qarab proporsional o'zgaradi.

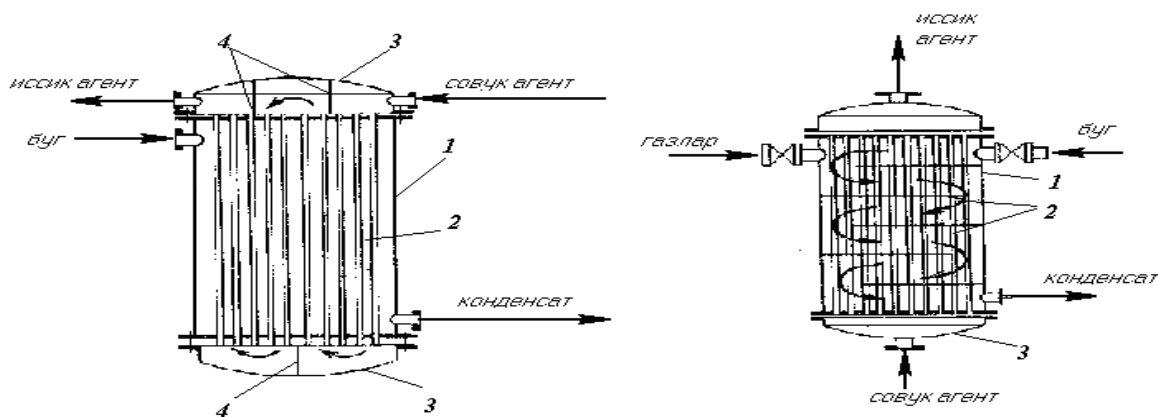


3.1- rasm. Bir yo'lli qobiq quvurli isitkichlar:

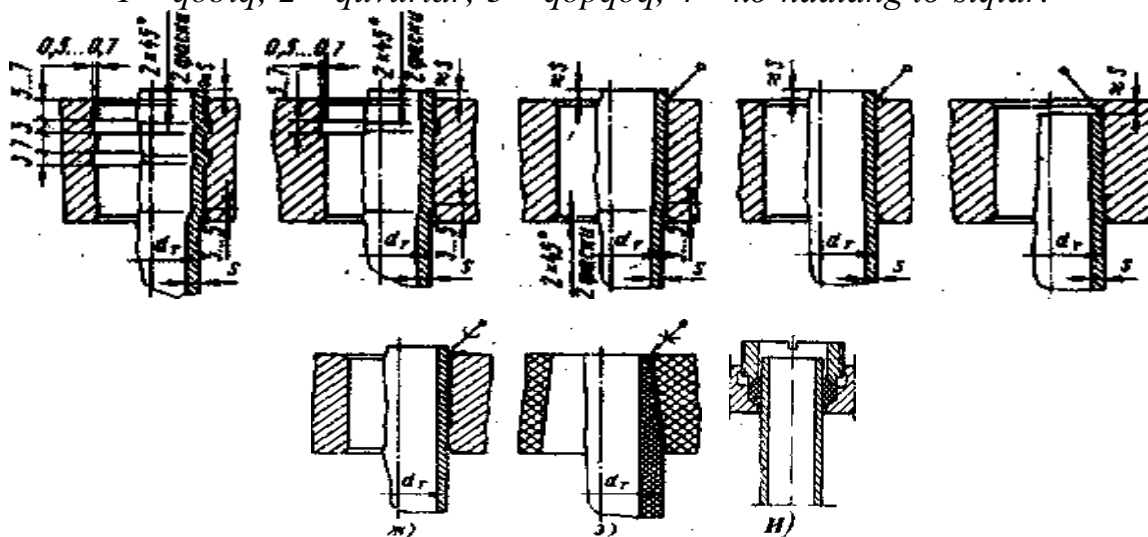
1 – qobiq; 2 – quvur to'rlari; 3 – quvurlar; 4 – qopqoq; 5,6 – issiqlik agentlari kiradigan va chiqadigan shtutserlar; 7 – bolt; 8 – qistirma.

Sanoatda 4-6 yo'lli isitkichlar ishlatiladi, chunki yo'llarning soni ortib borishi bilan isitkichning gidravlik qarshiligi ortib, qurilmaning konstruksiyasi murakkablashadi. Qobiq-

quvurli isitkichlarda qobiq bilan quvurlar orasidagi temperaturalarning farqiga qarab quvur va qobiqning uzayishi har xil bo'ladi. Shuning uchun qobiq quvurli isitkichlar konstruksiyasiga ko'ra ikki xil bo'ladi: 1) qo'zg'almas to'rli isitkichlar; 2) kompensatorli isitkichlar.



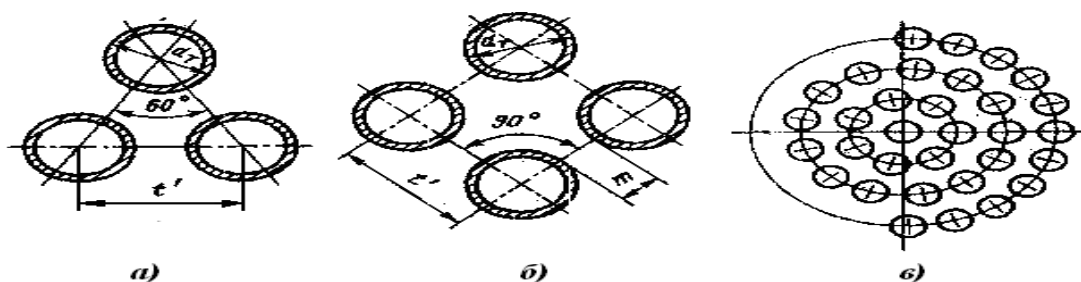
3.2 - rasm. Ko'p yo'li qobiq quvurli isitkichlar:
1 – qobiq; 2 – quvurlar; 3 – qopqoq; 4 – ko'ndalang to'siqlar.



3.3 – rasm. Quvurlarni quvur to'rlariga biriktirish usullari. a – ikkita kanalga razvalsovka qilish; b – bitta kanalga razvalsovka qilish; v – payvandlash va razvalsovka qilish; g, d – payvandlash; ye – tekis teshikga razvalsovka qilish va chetini buklash; j – kavsharlash; z – yelimlash; i – salnik bilan zichlash.

Issiqlik almashinish jihozlarining zamonaviy konstruksiyalari. Qo'zg'almas to'rli isitkichlarda issiqlik ta'sirida quvurlar va qobiq har xil uzayadi, shu sababli bunday isitkichlar quvurlar va qobiq o'rtasidagi temperaturalar farqi katta bo'lmaganda (50°S gacha) ishlatiladi. Quvurlar to'r pardalarga razvalsovka, payvandlash, kavsharlash va salniklar yordamida biriktiriladi (3.3 - rasm). Qobiq – quvurli qurilmalarda quvurlar to'r

pardaga asosan 3 xil usul bilan joylashtiriladi (3.4 -rasm): a) to‘g‘ri oltiburchak qirralari bo‘ylab; b) konsentrik aylanalar bo‘ylab; v) kvadratning tomonlari bo‘ylab.



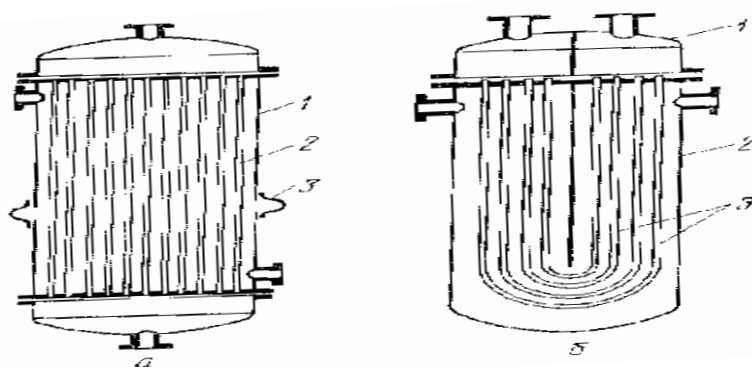
3.4 - rasm. Quvurlarni quvur to‘rlarida joylashtirish sxemasi.

a – teng yonli uchburchak cho‘qqilarida; b – kvadrat cho‘qqilarida; v – aylana bo‘ylab.

Temperaturalar farqi 50°S dan katta bo‘lganda quvurlar va qobiqning har xil uzayishini

kompensatsiyalash maqsadida linzali kompensatorli (5.5- rasm, a) va U – simon quvurli (3.5-rasm, b) va suzuvchan kallakli qobiq quvurli isitkichlar ishlatiladi. Linzali kompensator isitish quvurlari va qurilma devori o‘rtasidagi bosim gacha bo‘lganda ishlatiladi. U – simon qobiq quvurli isitkichlarda issiqlik ta’sirida quvurlarning uzayishidagi kompensatsiyani quvur qurilmalarining o‘zi bajaradi. 3.6-rasmda suzuvchan kallakli qobiq quvurli isitkich tasvirlangan. Unda quvur to‘rlaridan biri qobiqqa mahkamlanmagan bo‘ladi, shuning uchun temperatura deformatsiyasi natijasida quvurlar to‘plami korpus ichida erkin qo‘zg‘ala oladi.

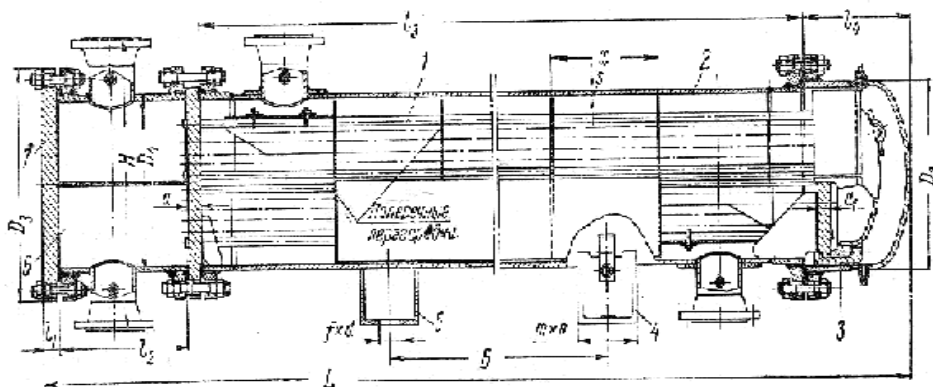
Isitkich quyidagicha ishlaydi. Mahsulot oqimlaridan biri shtutser orqali taqsimlash kamerasiga beriladi, so‘ngra quvurlar bo‘shlig‘i orqali o‘tib, harakatlanadigan quvurlar to‘ri va uning qopqog‘i hosil qiluvchi kameraga o‘tadi. Kamerada o‘z yo‘nalishini o‘zgartirib, qolgan quvurlar orqali yana taqsimlash kamerasiga qaytadi. Bu kamera tekis to‘siq yordamida ikki qismga bo‘lingan. Shunday to‘siqlar yordamida isitkichni quvurlar bo‘shlig‘i bo‘yicha 2, 4 va undan ortiq oqimlarga ajratish mumkin.



3.5 – rasm. Temperatura yuqori bo‘lganda qobiq va quvurlarni uzaytirishni hisobga oluvchi qobiq-quvurli isitkichlar: a) linza kompensatorli; b) U - simon quvurli.

Ikkinchi mahsulot oqimi quvurlararo bo'shliqqa beriladi, quvurlarni yuvib, undan chiqariladi. Bunday isitkichlarning aksari quvurlararo bo'shliq bo'yicha bir yo'llidir. Suyuqlikning quvurlararo yo'lini uzaytirish uchun, unda qalinligi 5 mm bo'lgan ko'ndalang to'siqlar o'rnatiladi. To'siqlar orasidagi masofa 0,2 m dan 50 d_t gacha qabul qilinadi. Bu to'siqlar shuningdek, quvurlar to'plami uchun tayanch vazifasini ham bajaradi.

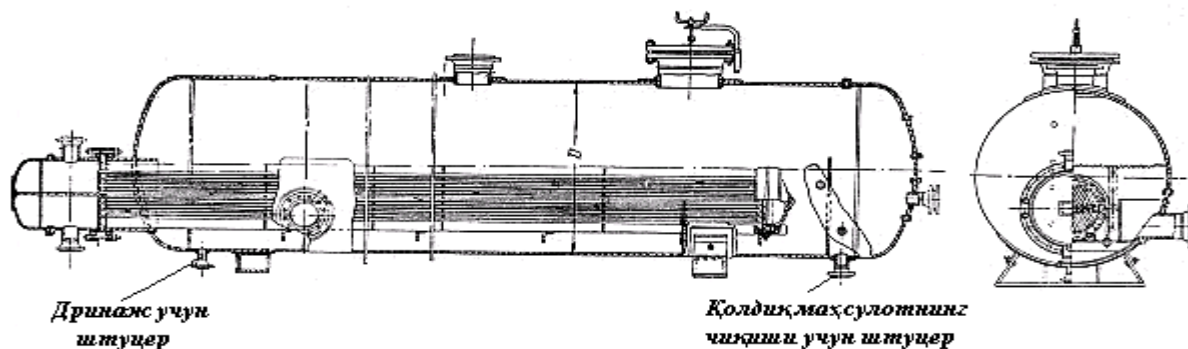
Qo'zg'aluvchan kallakli isitkich ajraluvchan bo'lib, quvurlar to'plamini korpusdan oson chiqarib olish mumkin. Bu esa quvurlarni tozalash, ko'rikdan o'tkazish va ta'mirlashni osonlashtiradi. Neftni qayta ishlash texnologiyasida bug' bo'shliqli isitkichlar keng ishlatiladi. Bunday apparat sferik qopqoqli gorizontalsimon korpusli bo'lib, uning ichida bir – uchta quvurlar to'plami o'rnatiladi. Korpusga neft mahsuloti beriladi va quvurlar bo'shlig'i orqali o'tadigan bug' bilan isitiladi.



3.6-rasm. Cuzuvchi kallakli issiqlik almashinish qurilmasi (bir yo'lli)

1,2 – asos; 3 – suzuvchi kallak; 4 – harakatlanuvchi tayanch.

Isitkich korpusi 0,8; 1,6; 2,5 MN/m^2 bosimga, quvurlar to'plami esa 1,6; 2,5; 4,0 MN/m^2 bosimga hisoblangan. Korpus 1400, 1600, 2000, 2400 va 3000 mm diametrli qilib tayyorlanadi.



3.7– rasm. Bug' bo'shliqli suzuvchi kallakli isitkich

Qobiq quvurli, plastinali va boshqa turdagi issiqlik almashinish jihozlarida jarayonni jadallashtirish uchun qo'llaniladigan elementlar.

Quvurlar to'plami shunday joylashtiriladiki, eng yuqori quvur apparat korpusi o'qidan pastda bo'lishi lozim. Isitkich ichidagi suyuqlik sathi quyilish plastinasi holatini o'zgartirish yo'li bilan rostlab turiladi. Bunda suyuqlik sathi ustidagi bug' bo'shlig'i balandligi $0,35 D$ dan kam bo'lmasligi lozim. Shunday holatda suyuqlik sathidan bug'lanish yaxshi bo'lib, apparat ratsional ishlashi ta'minlanadi. Har qanday rejimda ishlashidan qat'iy nazar, quvurlar to'plami suyuqlikka botib turishi shart. Eng ustki quvur suyuqlikka kamida 100 mm botib turishi lozim. Apparat korpusiga berilgan suyuqlik, bug'latilgach, quyilish plastinasidan oshib o'tib, orqa bo'limda to'planadi va nasos yordamida haydaladi. Bu bo'limdagi suyuqlik sathi sath regulyatori yordamida avtomatik ravishda rostlab turiladi. Bo'limdagi suyuqlik sathi $0,5 D$ gacha bo'ladi. Apparat ichida, suyuqlik kirish shtutseri ustida ayvoncha o'rnatilgan bo'lib, kirayotgan suyuqlik oqimini quvurlar bo'shlig'ida bir tekis taqsimlanishini ta'minlaydi.

Nazorat savollari

1. Konstruksiyasi bo'yicha issiqlik almashinish apparatlari klassifikatsiyasini tushuntiring.
2. Issiqlik tashuvchilar yunalishi bo'yicha issiqlik almashinish apparatlari klassifikatsiyasini tushuntiring.
3. Issiqlik almashinish apparatlari konstruksiyasini tanlashga ko'yilgan talablar nimalardan iborat?
4. Qobiq quvurli apparatlarning kamchilik va afzalliklarini tushuntiring.
5. Qobiq quvurli apparatlarning qanday sinflari mavjud?
6. Qo'zg'almas quvur to'rli apparatning tuzilishini tushuntiring.
7. Kuzgaluvchi kallakli apparat tuzilishini tushuntiring.
8. Bir va ko'p yo'lli apparatlar sxemalarini tushuntiring.
9. Qobiq quvurli apparatlar asosiy elementlariga nimalar kiradi?
10. Qobiq quvurli apparatlarni mustahkamlikka hisoblash tartibini tushuntiring.

Foydalanilgan adabiyotlar

1. Skoblo A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Щелkunov V.A. Протсессы i аппараты нефтегазопереработки i нефтехимии. – М.: Nedra, 2000. – 677 s.
2. Salimov Z.S. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. Darslik. T. 2012. 510 bet.
3. Yusupbekov N.R., Nurmuxamedov H.S., Zokirov S.G. Kimyoviy texnologiya asosiy jarayon va qurilmalari. Darslik. Sharq NMAK. T. 2003. 646 bet.
4. Farmazov S.A. Oborudovaniye neftepererabatyvayushix zavodov i yego ekspluatatsiya. - M.: Ximiya, 2003.
5. Konnova G.V. Oborudovaniye transporta i xraneniya nefti i gaza. – Rostov-na-Donu: Feniks, 2006. – 126 s.
6. Texnologiya pererabotki nefti. Chast pervaya. Pervichnaya pererabotka nefti. Pod redaksiyey Glagolevoy O.F., Kapustina V.M. – M.: Ximiya, Koloss, 2006. – 400 s.
7. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 1. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola. 2003. – 912 s.
8. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 2. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola, 2003. – 872 s.
9. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 1. – T.: O‘zbekiston, 2004. – 366 b.
10. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 2. – T.: O‘zbekiston, 2001. – 237 b.
11. Levsh V.I., Salimov Z. Ochistka gazovyx vybrosov v apparatax s turbulizirovannym gazojidkostnym slozem. – T.: Fan, 2006. – 152 s.
12. Salimov Z., Batayev V.V. Povysheniye effektivnosti adsorbtsionnoy ochistki gazovyx vybrosov. – T.: Fan, 2005. – 96 s.
13. Salimov Z., Kadyrov I., Saydaxmedov Sh. Polifunksionalnye katalizatory i gidrogenizatsionnye protsessy neftepererabotki. – T.: Fan, 2000. – 110 s.
14. Radjapov U., Umirov R., Salimov Z. Pnevmaticheskiy transport i pnevmoseparatsiya voloknisto-sypuchix materialov. – T.: Fan, 2002. – 274 s.

3-mavzu. Modda almashinish jihozlarining maxsus konstruksiyalari.

Reja:

1. Davriy ishlaydigan rektifikatsion kolonnalar
2. Davriy ishlaydigan rektifikatsion kolonnalar
3. Kolonnalarni ishlatish.
4. Uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion qurilmalar
5. Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash
6. Kolonnalarni ishlatish

Iboralar va tayanch suzlar: modda almashinish, kolonna, rektifikatsiya, adsorbsiya, absorbsiya, ekstraksiya, kristallizatsiya, tarelka, nasadka, boyitish, bug‘latuvchi kolonna, absorbent, adsorbent, atmosfera bosimi, vakuum kolonna

Davriy ishlaydigan rektifikatsion kolonnalar. Modda almashinish yoki diffuzion jarayonlar neftni qayta ishlash zavodlarida keng tarqalgan jarayonlardan hisoblanadi. Bu jarayonlarning texnologik vazifalari turlicha bo‘lsada, ammo barchasining mohiyati shundan iboratki, diffuziya yo‘li bilan modda bir fazadan ikkinchisiga o‘tishi bilan aralashmalar ajratiladi. Diffuzion jarayonlar qaytar bo‘lib, ularning yo‘nalishi fazalar muvozanati, modda almashinuvchi fazalardagi hiqiqiy konsentratsiyalar, temperatura va bosim bilan belgilanadi.

Har bir modda almashinish apparati muayyan modda almashinish jarayoni nomi bilan ataladi. Masalan, rektifikatsion kolonna suyuq va gaz fazalar orasida komponentlarni aniq ajratish uchun boradigan rektifikatsiya jarayonini amalga oshirish uchun ishlatiladigan apparat bo‘lib hisoblanadi. Adsorberlarda qattiq va suyuq fazalar orasidagi moddaalmashinish, ekstraktorlarda ikkita suyuq fazalar orasidagi moddaalmashinish jarayonlari boradi. Asosiy moddaalmashinish apparatlari – rektifikatsion kolonnalar, adsorbsion, absorbsion, ekstraksion apparatlar metall sig‘imi bo‘yicha neftni qayta ishlash zavodlaridagi barcha qurilmalarning yarmidan ko‘pini tashkil etadi. Fazalarning kontakt usuliga ko‘ra kolonnali apparatlar tarelkali, nasadkali va plenkali turlarga, apparatdagi bosimga ko‘ra atmosfera bosimli, yuqori bosimli va vakuumli turlarga bo‘linadi.

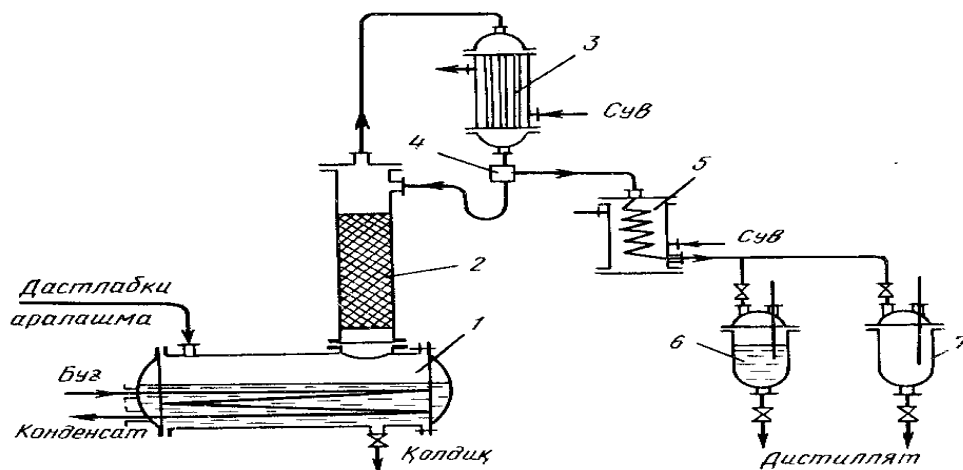
Ishlatiladigan barcha kolonnali apparatlarning 60 % i tarelkali va 40 % i nasadkali kolonnalardir. Tayyorlashning qiyinligi va tannarxining yuqoriligi natijasida plenkali kolonnalar kam ishlatiladi. Rektifikatsion qurilmalar asosan ikki turga bo‘linadi: 1) pog‘onali

kontaktli qurilmalar (tarelkali kolonnalar); 2) Uzluksiz kontaktli qurilmalar (plyonkali va nasadkali kolonnalar). Tarelkali, nasadkali va ayrim plyonkali qurilmalar ichki tuzilishi (tarelka, nasadka) ga ko'ra absorbsion kolonnalarga o'xshash bo'ladi. Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash ham bir har tipdagi absorbsion qurilmalarni hisoblashdan farq qilmaydi. Faqat dastlab yuqorigi va pastki kolonna alohida hisoblanadi, so'ngra rektifikatsion qurilmaning umumiy ish balandligi aniqlanadi. Rektifikatsion kolonnalar (absorberlardan farqli) qo'shimcha issiqlik almashinish qurilmalari (isitgich, qaynatgich, haydash kubi, deflegmator, kondensator, sovitgich) bilan ta'minlangan bo'ladi. Bundan tashqari atrof muhitga tarqaladigan issiqlikning yo'qolishini kamaytirish uchun rektifikatsion kolonnalar issiqlik himoyasi bilan qoplanadi.

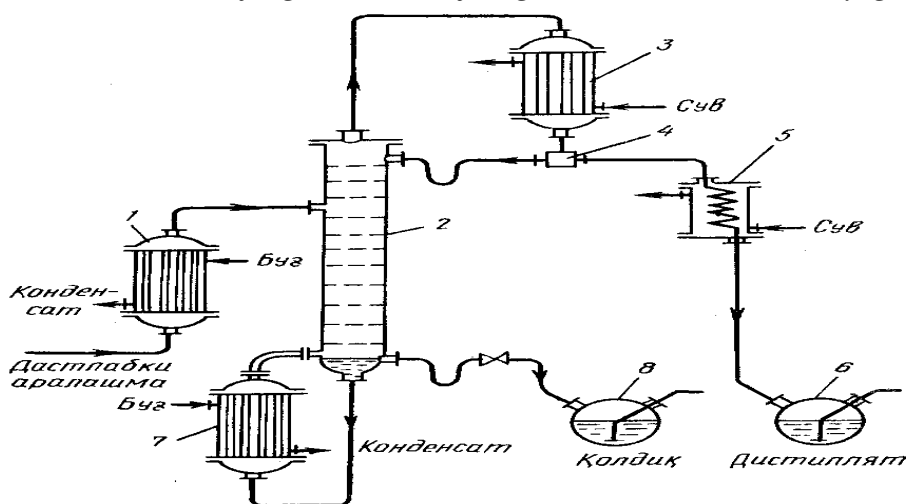
Davriy ishlaydigan rektifikatsion kolonnalar. Davriy ishlaydigan rektifikatsion qurilmalar. Kichik ishlab chiqarishlarda davriy ishlaydigan rektifikatsion qurilmalar qo'llaniladi. Dastlabki aralashma haydash kubiga beriladi. Kub ichiga isituvchi zmayevik joylashtirilgan bo'lib, aralashma qaynash temperaturasigacha isitiladi. Hosil bo'lgan bug'lar rektifikatsion kolonnaning oxirgi tarelkasining pastki qismiga o'tadi. Bug' kolonna buylab ko'tarilgan sari yengil uchuvchan komponent bilan to'yinib boradi. Deflegmatordan kolonnaga qaytgan bir qism distillyat flegma deb yuritiladi. Flegma (suyuq faza) kolonnaning eng yuqori tarelkasiga beriladi va pastga qarab harakat qiladi. Suyuq faza pastga harakat qilishida o'z tarkibidagi yengil uchuvchan komponentni bug' fazasiga beradi. Bug' va suyuq fazalarning bir necha bor o'zaro kontakti natijasida bug' fazasi yuqoriga harakat qilgani sari yengil uchuvchan komponent bilan to'yinib borsa, suyuqlik esa pastga tomon harakat kilgani sari tarkibida qiyin uchuvchan komponentning miqdori oshib boradi.

O'rnatish va ta'mirlashni osonlashtirish maqsadida tarelkalar orasidagi masofa 450 mm dan kam bo'lmagan qiymatda qabul qilingan. Kolonnaning yuqorigi qismidan bug'lar diflegmatorga o'tadi va u yerda to'la yoki qisman kondensatsiyaga uchraydi. Bug'lar to'la kondensatsiyalanganda hosil bo'lgan suyuqlik ajratgich yordamida ikki qism (distillyat va flegma)ga ajraladi. Oxirgi mahsulot (distillyat) sovitgichda sovitilgandan so'ng, yig'ish idishiga yuboriladi. Kubda qolgan qoldiq suyuqlik kerakli tarkibiga erishgandagina jarayon to'xtatiladi, qoldiq tushiriladi va sikl qaytadan boshlanadi. Qoldiqni tegishli tarkibga ega bo'lishini uning qaynash temperaturasiga qarab aniqlanadi (4.1-rasm).

Uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion qurilmalar. Bunday qurilmalar sanoatda keng ishlatiladi. Uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion qurilmaning prinsipial sxemasi 4.2-rasmda ko'rsatilgan. Qurilmaning asosiy qurilmasi rektifikatsion kolonnadir. Kolonna silindrsimon shaklda bo'lib, uning ichiga tarelkalar yoki nasadkalar joylashtirilgan bo'ladi.



4.1- rasm. Davriy ishlaydigan rektifikatsion qurilma sxemasi: 1-haydash kubi; 2- rektifikatsion kolonna; 3-deflegmator; 4-ajratgich; 5-sovitkich; 6,7-yig'gichlar.



4.2- rasm. Uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion qurilma sxemasi: 1 -isitgich; 2- rektifikatsion kolonna; 3-deflegmator; 4-ajratgich; 5-sovitgich; 6-distillyat yig'gich; 7-qaynatgich; 8-qoldiq mahsulotni yig'gich.

Rektifikatsion kolonnalarda rektifikatsiya jarayoni bug' va suyuq fazaning ko'p marta o'zaro kontakti ta'sirida amalga oshadi. Shu maqsadda kolonna maxsus kontakt qurilmalari-tarelkalar bilan ta'minlangan bo'ladi. Tarelkalar kolonna ichida gorizontol holatda o'rnatiladi. Dastlabki aralashma isitgichda qaynash temperaturasigacha isitiladi, so'ngra kolonnaning ta'minlovchi tarelkasiga yuboriladi. Ta'minlovchi tarelka qurilmani ikki qismga

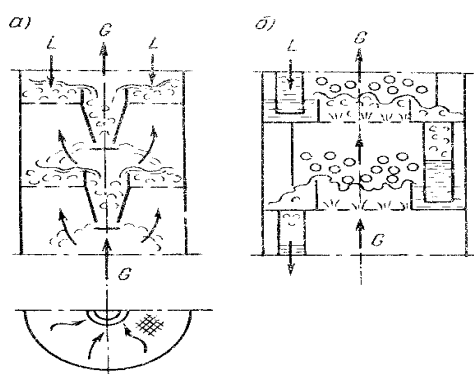
(yuqorigi va pastki kolonnaga) bo‘ladi. Yuqorigi kolonnada bug‘ning tarkibi yengil uchuvchan komponent bilan boyib boradi, natijada tarkibi toza yengil uchuvchan komponentga yaqin bo‘lgan bug‘lar deflegmatorga beriladi. Pastki kolonnadagi suyuqlik tarkibidan maksimal miqdorda yengil uchuvchan komponentni ajratib olish kerak, bunda qaynatgichga kirayotgan suyuqlikning tarkibi asosan toza holdagi qiyin uchuvchan komponentga yaqin bo‘lishi kerak. Shunday qilib, kolonnaning yuqorigi qismi bug‘ tarkibini oshiruvchi qism yoki yuqorigi kolonna deb ataladi. Kolonnaning pastki qismi esa suyuqlikdan yengil uchuvchan komponentni maksimal daraja ajratuvchi qism yoki pastki kolonna deb ataladi. Kolonnaning pastidan yuqoriga qarab bug‘lar harakat qiladi, bu bug‘lar kolonnaning pastki qismiga qaynatgich (issiqlik almashinish qurilma) orqali o‘tadi. Qaynatgich odatda kolonnaning tashqarisida yoki uning pastki qismida joylashgan bo‘ladi. Bu issiqlik almashinish qurilmasi bug‘ning yuqoriga yo‘nalgan oqimi hosil qiladi. Kolonnaning yuqorisidan pastga qarab suyuqlik harakat qiladi. Bug‘lar deflegmatorda kondensatsiyaga uchraydi. Deflegmator sovuq suv bilan sovitiladi. Hosil bo‘lgan suyuqlik ajratgichda ikki qismga ajraladi. Birinchi qism flegma kolonnaning yuqori tarelkasiga beriladi. Shunday qilib, kolonnada suyuq fazaning pastga yo‘nalgan oqimi yuzaga keladi. Ikkinchi qism – distillyat sovitilgandan so‘ng yig‘gichga yuboriladi.

Deflegmatorda bug‘lar to‘la yoki qisman kondensatsiyaga uchraydi. Birinchi holda kondensat ikkiga bo‘linadi. Birinchi – qism flegma qurilmaga qaytariladi, ikkinchi qism esa distillyat (rektifikat) yoki yuqori mahsulot sovutgichda sovitilgandan so‘ng, yig‘ish idishiga yuboriladi. Ikkinchi holda esa deflegmatorda kondensatsiyaga uchramagan bug‘lar sovutgichda kondensatsiyalanadi va sovitiladi: bu holda ushbu issiqlik almashinish qurilmasi distillyat uchun kondensator – sovutgich vazifasini bajaradi. Kolonnaning pastki qismidan chiqayotgan qoldiq ham ikki qismga bo‘linadi. Birinchi qism qaynatgichga yuboriladi, ikkinchi qism (pastki mahsulot) esa sovutgichda sovitilgandan so‘ng yig‘ish idishiga tushadi.

Rektifikatsion qurilmalar odatda nazorat-o‘lchash va boshqaruvchi asboblardan jihozlangan bo‘ladi. Bu asboblardan yordamida qurilmaning ishini avtomatik ravishda boshqarish va jarayonni optimal rejimlarda olib borish imkoni tug‘iladi. Rektifikatsion kolonna korpusida xom-ashyo, flegma va bug‘ni kiritish, tayyor mahsulotlar, qoldiqni chiqarish, bosim, temperatura va sathni o‘lchash asboblari o‘rnatish uchun shtutserlar

ko'zda tutilgan. Tarelkali kontakt qurilmalarini ko'p belgilariga ko'ra sinflarga ajratish mumkin. Masalan: suyuqlikni bir tarelkadan keyingi tarelkaga uzatish usuliga ko'ra ular suyuqlikni quyilish moslamali va quyilish moslamasi bo'lmagan turlarga bo'linadi.

Quyilish moslamali tarelkalar maxsus kanallarga ega bo'lib, suyuqlik shu kanallar orqali yuqori tarelkadan pastki tarelkaga quyiladi. Bu kanallar orqali bug' faza yuqoriga o'tolmaydi. Quyilish moslamasi bo'lmagan tarelkalarda suyuqlik va bug' faza yuqori tarelkadan keyingi tarelkaga ulardagi teshiklar orqali o'tadi. Gaz va suyuq fazaning o'zaro kontaktlashuv usuliga ko'ra tarelkalar barbotajli va oqimli turlarga bo'linadi. Barbotajli tarelkalarda suyuqlik yaxlit, gaz esa dispers faza, oqimli tarelkalarda aksincha, gaz faza yaxlit, suyuqlik dispers holatda bo'ladi.

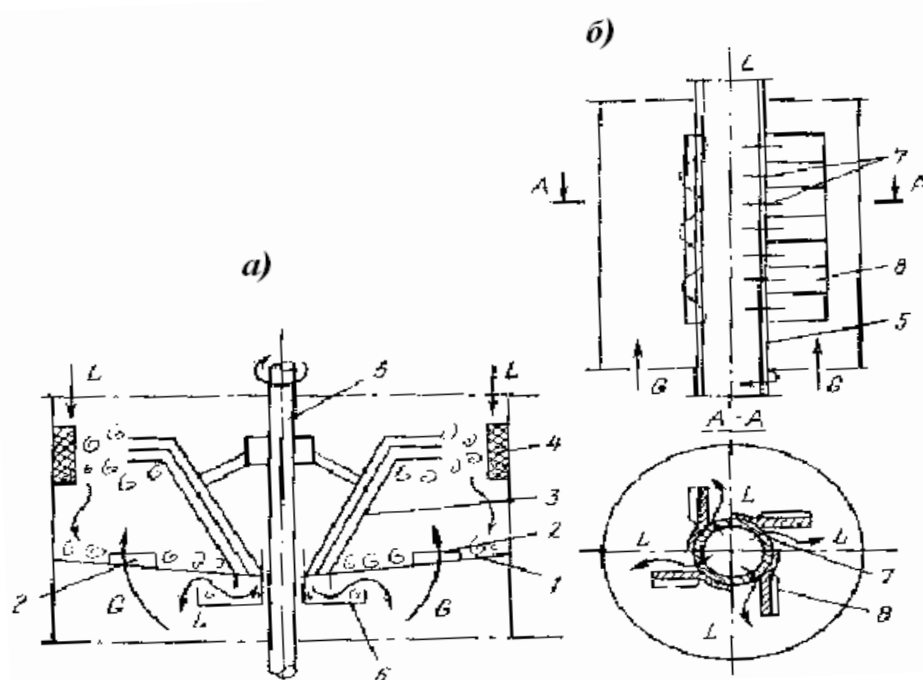


4.3-rasm. Intensiv kontaktli tarelkalarining turlari. *a – fazalarning ikki zonali kontaktiga ega bo'lgan tarelkalar; b – qo'zg'aluvchan sharsimon nasadkali tarelkalar*

Rektifikatsion (va absorbsion) qurilmalarda asosan yetti xil tipdagi kontakt tarelkalari ishlatiladi: 1) G'alvirsimon; 2) g'alvirsimon – klapanli; 3) klapanli; 4) jalyuzali-klapanli; 5) qalpoqchali; 6) g'alvirsimon ko'p quyilishli; 7) panjarali. Tarelkalar oralig'idagi masofa $h = 200/1200 \text{ mm}$ bo'lishi mumkin, ko'pincha h ning qiymati 200; 300; 400; 500 va 600 mm ga teng qilib olinadi.

4.3-rasmda suyuq va gaz (bug') fazalari o'rtasida intensiv rejimlarni ta'minlab beruvchi tarelkalarining ayrim turlari ko'rsatilgan. Ikkita zonali kontaktga ega bo'lgan tarelkada (27-rasm, a) bug' suyuqlik plyonkasi tarelkadan quyilayotgan joyda qo'shimcha kontaktga uchraydi va tarelkadagi suyuqlik qatlamidan o'tayotgan paytda esa barbotajli rejim hosil qiladi. Bu holat jarayon tezligining ortishiga olib keladi. 4.3-rasm, b da ko'rsatilagn kontakt qurilmada sharlar qatlamidan foydalanilganda tarelkalar oralig'idagi bo'shliqda suyuqlikning

bir-biridan ajratilgan zich plyonkalari hosil bo‘ladi, natijada bunday kolonnadagi gaz (yoki bug‘) ning tezligini g‘alvirsimon tarelkalarga nisbatan 3-4 marotaba ko‘paytirish imkoni paydo bo‘ladi. Rotorli qurilmalarda ham fazalar o‘rtasida intensiv kontaktli rejim uyushtiriladi. 4.4 – rasmda rotorli qurilmalarning ikki har kontakt qurilmalari ko‘rsatilgan. Bunday qurilmalarda markazdan qochma kuch maydoni hosil kilinib, suyuqlik valdagi teshiklar orqali ochib beriladi. Rotorli qurilmalar issiqlikka bardoshsiz sistemalarni vakuum ostida rektifikatsiya qilish uchun qo‘llaniladi. Bunday qurilmalarning gidravlik qarshiligi kam, biroq rotorni aylantirish uchun qo‘shimcha energiya talab qilinadi.



4.4-rasm. Rotorli qurilmalarning kontakt qurilmalari (a, b): 1 – tarelka; 2 – patrulkalar; 3 – aylanuvchi konus; 4 – tomchi qaytargich; 5 – val; 6 – quyilish qurilmasi; 7 – valdagi teshiklar; 8 – to‘lqinsimon parraklar.

Neftni qayta ishlash sanoatida qalpoqchali tarelkalar keng tarqalgan. Turli tarelkalarning xarakteristikalari quyida keltirilgan:

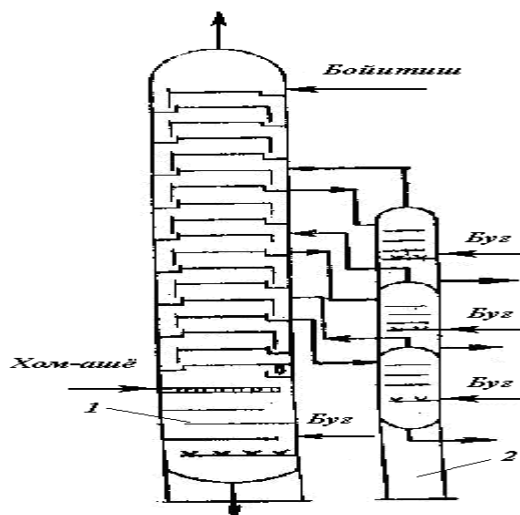
Tarelka konstruksiyasi	Ish unumdorligi	Nisbiy bahosi
Qalpoqchali	1.0	1.0
S – simon	1.0 – 1.1	0.4 – 0.6
Klapanli	1.1 - 1.5	0.6 – 0.8
Panjarali	1.5 va undan yuqori	0.4 – 0.7
G‘alvirsimon	1.1 – 1.4	0.6 - 0.7

Keltirilgan ma’lumotlar shuni ko‘rsatadiki, qalpoqchali tarelkalar bir qator ko‘rsatkichlar bo‘yicha boshqa turdagi tarelkalarga nisbatan yomonroq.

Distillyatsion va rektifikatsion qurilmalarning ishini intensivlash uchun energiyaga bo'lgan harajatlarni kamaytirish, intensiv gidrodinamik rejimlarni tashkil qilish uchun optimal shart-sharoitlar yaratilishi maqsadga muvofiq bo'ladi.

Energetik harajatlarni kamaytirish uchun quyidagi ishlar qilingan bo'lishi kerak: 1) rektifikatsion kolonnalarni yaxshi issiqlik izolyatsiyasi bilan qoplash 2) jarayonni optimal flegma bilan olib borish; 3) ikkilamchi issiqlik oqimlaridan ishlab chiqarish ehtiyojlarini qondirish uchun foydalanish; 4) mumkin bo'lgan sharoitda qurilmaning kubida suyuqlikni bug'latish uchun o'tkir bug'ni ishlatish; 5) issiqlik nasosini qo'llash; 6) ayrim sharoitlarda, masalan, azeotrop aralashmalarini rektifikatsiyalash paytida har xil bosim bilan ishlaydigan ikki (yoki ko'p) kolonnali qurilmalardan foydalanish.

Oddiy kolonnalar yordamida aralashma faqat ikki fraksiyaga ajratilishi mumkin. Neftni qayta ishlash zavodlarida esa odatda aralashma bir nechta fraksiyaga ajratiladi. Masalan, neftni haydash natijasida undan benzin, ligroin, kerosin, solyar moyi va mazut ajratib olinadi. Bunday ajratishni amalga oshirish uchun bir nechta ketma-ket joylashgan oddiy kolonnalar talab qilinadi. Kolonnalar soni ajratiladigan komponentlar sonidan birta kam bo'lishi lozim. Jarayonni bu tarzda tashkil qilish ko'plab noqulayliklar tug'diradi va metall sarfining oshishiga sabab bo'ladi. Shuning uchun ham neft xom-ashyosini 3 va undan ortiq fraksiyalarga ajratish bir kolonnali tizim bo'yicha amalga oshiriladi. Bunday kolonna bir korpusda yig'ilgan va ustma-ust joylashgan bir nechta oddiy kolonnadan iborat murakkab kolonna bo'lib hisoblanadi.



4.5-rasm. Murakkab kolonna prinsipial sxemasi. 1 – asosiy kolonna; 2 – stripping kolonnalar.

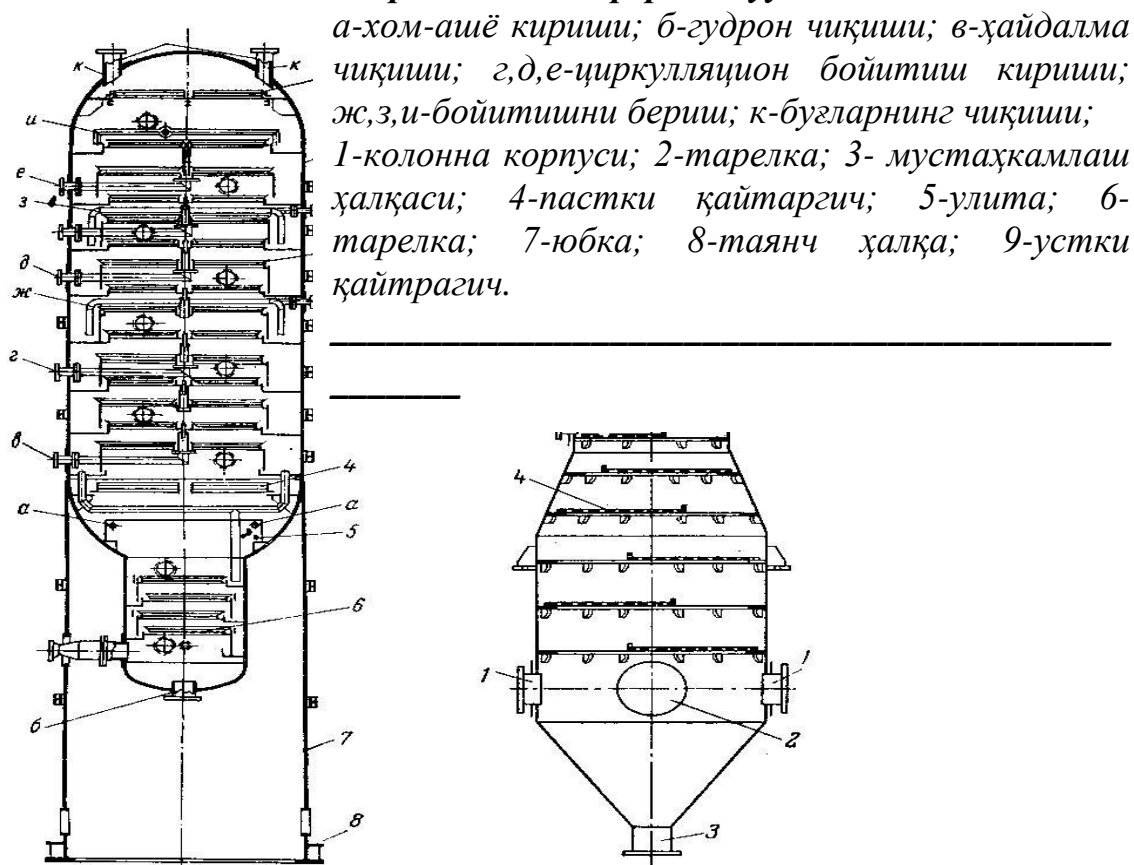
Rasmda ko'p komponentli aralashmani to'rtta fraksiyaga ajratadigan tarelkali murakkab kolonna tasvirlangan. Bunday kolonnaning afzalligi shundan iboratki, alohida joylashgan oddiy kolonnalarga nisbatan kam ishlab chiqarish maydonini egallaydi, to'yintirish faqat eng yuqori tarelka orqali amalga oshiriladi. Kolonnada alohida joylashtirilgan stripping-kolonna deb nomlanuvchi uchta bug'latish seksiyalari mavjud bo'lib, ular umumiy korpusda joylashtirilgan. Seksiyalar qopqoqlar bilan ajratilgan. Har bir seksiya bir nechta tarelkalar bilan ta'minlangan. Murakkab kolonnada aralashmaning ajratilishi quyidagi sxema bo'yicha amalga oshiriladi. Kerakli temperaturagacha isitilgan aralashma, birinchi kolonnaning ta'minlovchi qismiga beriladi. Birinchi kolonnada ajralgan asosan yengil uchuvchan fraksiya bug'laridan iborat gazlar ikkinchi kolonnaga o'tib, undan ikkinchi og'irroq fraksiya qoldiq sifatida ajratiladi. Qisman ikkinchi fraksiya bug'lari bo'lgan gazlar aralashmasi uchinchi kolonnaga o'tib, undan qoldiq sifatida uchinchi fraksiya ajraladi. Kolonna yuqorisidan bug' holdagi to'rtinchi fraksiya ajratib olinadi. Kolonna yuqorisida joylashgan parsial kondensator yordamida bug'lar sovutiladi. Bunda bug'larning bir qismi kondensatsiyalanadi va flegma hosil bo'ladi. Hosil bo'lgan flegma murakkab kolonna yuqorisidan uchinchi oddiy kolonna barcha tarelkalari orqali oqib o'tadi. Ushbu kolonna pastki tarelkasidan bir qism flegma bug'latish uchun stripping seksiyaga o'tadi. Qolgan qismi esa ikkinchi oddiy kolonnada to'yintirish vazifasini bajaradi. Ikkinchi kolonnada ham shu jarayon takrorlanadi.

Oddiy kolonnalar pastki tarelkalarida yig'ilgan fraksiyada ma'lum miqdorda chegaraviy fraksiya ham bo'ladi. Fraksiyalarni sof holda ajratish uchun stripping seksiyalar pastki qismiga suv bug'i beriladi. Suv bug'i qiyin uchuvchan fraksiya bug'lari bilan asosiy kolonnaga qaytiriladi. Qoldiq mahsulot esa har bir oddiy kolonna pastidan alohida fraksiya holda chiqariladi.

Kolonnalarni ishlatish. Kolonnalarning asosiy ekspluatatsion omillaridan biri bosimdir. Yuqori bosim asosan qaynash temperaturasi past bo'lgan uglevodorodlar aralashmalarini yuqori temperatura rejimida ajratishda qo'llaniladi. Rektifikatsion kolonna balandligi bo'yicha bosim o'zgarib turadi. Bunga tarelkalarining gidravlik qarshiligi sabab bo'ladi. Yuqori qaynash temperaturasiga ega bo'lgan komponentlarni ajratish, yuqori molekulyar uglevodorodlar parchalanishining oldini olish maqsadida past temperaturalarda amalga oshirilishi lozim. Bunday uglevodorodlar vakuum kolonnlarda haydaladi. Kolonnada

bosimni kamaytirish yo‘li bilan uglevodorodlar qaynash temperaturasi sun’iy ravishda pasaytiriladi. Mazutdan moyli distillyatlar olishda shunday kolonnalar ishlatiladi.

4.6-расм. Атмосфера-вакуум колоннаси



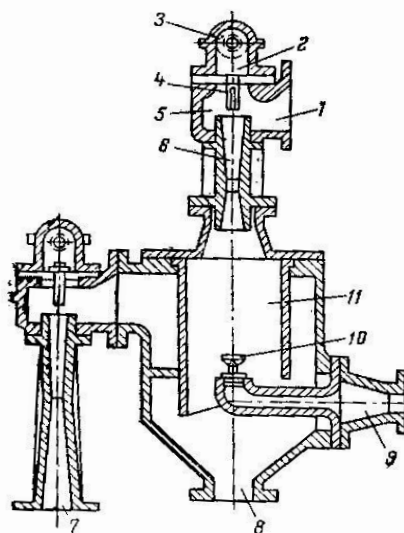
а-хом-ашё кириши; б-гудрон чиқиши; в-ҳайдалма чиқиши; г,д,е-циркуляцион бойитиш кириши; ж,з,и-бойитишни бериш; к-буғларнинг чиқиши; 1-колонна корпуси; 2-тарелка; 3- мустаҳкамлаш ҳалқаси; 4-пастки қайтаргич; 5-улита; 6- тарелка; 7-юбка; 8-таянч ҳалқа; 9-устки қайтрагич.

4.6-rasmda atmosfera – vakuumlі qurilma vakuum klonnasi tasvirlangan. Kolonna diametri 6,4 m ni tashkil etadi. Konsentratsion qismida 14-20 ta, bug‘latish qismida 4 ta tarelka o‘rnatilgan. Bug‘latish qismi diametri 3,2 m ni tashkil etadi. Buning sababi bu qismda bug‘ miqdori kamligi va ikkinchi tomondan gudronning termik parchalanishi hamda tarelkalarda koks hosil bo‘lishining oldini olishdir. Kolonna yuqorisida 110-130⁰S, o‘rta qismida 400-420⁰S, pastida 380-400⁰S temperatura rejimi tashkil qilinadi. Kolonnadagi qoldiq bosim 40-80 mm. sim. ust.ga teng. Kolonnada vakuum hosil qilish va ushlab turish apparat yuqorisidan chiqayotgan bug‘larni kondensatsiyalash va kondensatsiyalanmaydigan gazlarni so‘rish yo‘li bilan amalga oshiriladi. Bug‘larni kondensatsiyalash uchun barometrik kondensator ishlatiladi. Kondensator diametri 1,8 m gacha, balandligi 2,1 m gacha bo‘ladi.

Uglevodorod gazlari, suv bug‘i va kondensatsiyalanmaydigan gazlardan iborat aralashma kolonna yuqorisidan barometrik kolonnaga uzatiladi. Bug‘larni sovitish uchun

kondensatorga sovuq suv beriladi. Kondensator pastidan yuqoriga qarab harakatlanayotgan bug‘lar, tarelka tokchalari orqali yuqoridan pastga oqib tushayotgan suv bilan kontaktda bo‘lib, soviydi va kondensatsiyalanadi. Kondensatsiyalangan bug‘lar sovituvchi suv bilan barometrik truba orqali quduqqa tushadi. Kondensatsiyalanmaydigan gazlar bug‘ oqimli ejektor yoki vakuum-nasoslar yordamida so‘rib olinadi. Bug‘ oqimli ejektorlar ikki-, uch- va ko‘p bosqichli bo‘lishi mumkin. –rasmda ikki bosqichli ejektor tasvirlangan.

Gaz va kondensatsiyalanmagan suv bug‘lari 1 shtutser orqali barometrik kondensatordan birinchi bosqich so‘rish kamerasi 5 ga so‘riladi. 6 diffuzor markazida bug‘ soplosi 4 o‘rnatilgan. Soploga yuqori bosimli o‘tkir bug‘ beriladi. Bug‘ kamerada vakuum hosil qilib, oraliq kondensatorga o‘tadi va kondensatsiyalanadi. Oraliq kondensatorga suv 9 shtutser va 10 purkash moslamasi orqali beriladi.



4.7-rasm. Ikki bosqichli bug‘ oqimli ejektor. 1-bug‘ va gazlarning kirishi; 2-bug‘ boshagi; 3- o‘tkir bug‘ kirishi; 4-bug‘ soplosi; 5-so‘rish kamerasi; 6-diffuzor; 7-chiqish; 8-chiqarish trubasini ulash shtutseri; 9-suvning kirishi; 10-suv purkagich; 11-oraliq kondensator.

Gaz va kondensatsiyalanmagan bug‘lar qoldig‘i birinchi bosqichdan faqat o‘lchamlari bilan farq qiladigan ejektor ikkinchi bosqichiga so‘riladi va atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Ejektor korpusi cho‘yandan quyiladi, soplo va purkagich po‘latdan tayyorlanadi. Kolonnadagi temperatura rejimi xom-ashyoni isitish pechlarida qizdirish, kolonna pastida qo‘shimcha isitish va kolonna ma’lum qismlarida to‘yintirishni tashkil etish yo‘li bilan ushlab turiladi. Kolonna pastida qo‘shimcha isitishni kolonna ichida yoki uning tashqarisida

isitkich o'rnatish yo'li bilan amalga oshirish mumkin. Hozirgi paytda kolonna pastiga suv bug'i berish yo'li bilan isitish keng qo'llanilmoqda. Suv bug'i o'z issiqligining bir qismini qoldiqqa berish bilan birgalikda, komponent bug'lari parsial basimini ham kamaytiradi. Bunda suyuqlik o'ta qizdirilgan holatga o'tib, tez bug'lanadi. O'tkir to'yintirish kolonna eng yuqori tarelkasida amalga oshiriladi. To'yintirish miqdorini o'zgartirish yo'li bilan kolonna yuqorisida temperaturani rostlab turish mumkin. Sirkullyatsion to'yintirish uchun mos tarelkalar yon mahsulotlari ishlatiladi. Yon mahsulotlar sovitkichlarda sovitilib, kerakli nuqtada kolonnaga qaytariladi. To'yintirish miqdori hisobiga kolonna alohida qismlarida zarur temperatura hosil qilinadi. Doimiy temperatura rejimini ushlab turish uchun apparatni issiqlik himoya qatlami bilan qoplash ham katta ahamiyat kasb etadi.

Issiqlik himoyasiga qo'yiladigan asosiy talablar shundan iboratki, uning iisqlik o'tkazuvchanligi past va himoya xossalari uzoq saqlaydigan bo'lishi lozim. Himoya qatlam materiali yuqori temperatura ta'siriga, temperaturaning tez-tez o'zgarib turishiga chidamli bo'lishi lozim. Himoya qatlami atrof-muhit ta'siriga kimyoviy barqaror bo'lib, ishlatish mobaynida ishdan chiqmasligi kerak. Namlikni yutmaydigan bo'lishi lozim. Chunki nam qatlam apparat sirtini tez zanglashiga olib keladi. Ta'mirlash paytida himoya qatlami mukammal ko'zdan kechirilib, shikastlangan joylari tuzatilishi lozim. Rektifikatsion kolonnalar butun tizimni sovuq sirkullyatsiya qilish bilan bir vaqtda ishga tushiriladi. 10-30 minut vaqt mobaynida tizimdagi zich bo'lmagan joylarni aniqlash, nazorat – o'lchov asboblarning ishlashini tekshirish maqsadida xom-ashyo oqiziladi. So'ngra trubali pechlarda xom-ashyoni asta-sekin isitish yo'li bilan issiq sirkullyatsiya tashkil etiladi. Kolonna yuqorisidagi 95-100 °S temperaturada issiq sirkullyatsiya ikki soat davom ettiriladi. So'ngra kolonnadagi temperatura soatiga 20-30°S tezlikda oshirib boriladi. Yengil fraksiyalar bug'lanishining boshlanishi bilan kolonnaga xom-ashyo berila boshlaydi. Zarur temperatura rejimi o'rnatilgach kolonna eng yuqori tarelkasida tuyintirish tashkil etilib, texnologik kartada ko'zda tutilgan normal ish rejimi o'rnatiladi. Shu holatda kolonnaga toza xom-ashyo, suv bug'i berila boshlab, uni normal ish rejimiga chiqariladi. Kolonnani ishdan to'xtatish yuqoridagilarga teskari ketma – ketlikda amalga oshiriladi. Apparatda xom-ashyo, bug', suv va elektr energiya ta'minoti qo'qqisidan buzilganda, qurilmadagi boshqa apparatlar ishdan chiqqanda avariya to'xtatishi amalga oshiriladi.

Vakuu-qurilmasiga suv ta'minotining qo'qqisidan buzilishi ayniqsa xavfli hisoblanadi. Bunday holatda barometrik kondensator va ejetorga olib boradigan suv liniyasidagi zadviyka tezda yopilib, havo so'rilishining oldi olinishi lozim. Kolonnani ta'mirlashga tayyorlashda dastlab undagi bosim atmosfera bosimigacha pasaytiriladi va qoldiq mahsulotdan tozalanadi. So'ngra, kolonnaga suv bug'i yuborilib, neft mahsulotlari bug'laridan tozalanadi. Bu jarayon 8-48 soat davom ettiriladi. So'ngra kolonna yuqori qismiga suv yuborilib, yuviladi. Yuvish 8-24 soat davom etadi. Kolonnadagi havo tarkibi tahlil qilinib, so'ngra ta'mirlash ishlari boshlanadi.

Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash. Yuqoridagi aytib o'tilgandek, sanoatda rektifikatsiya protsessini amalga oshirish uchun turli kolonalar ishlatiladi. Bu borada tarelkali kolonnalar eng samarali hisoblanadi. Misol tariqasida suyuqlikni o'tkazish qurilmalari bo'lgan tarelkali kolonnaning gidravlik hisobini ko'rib chiqamiz. Texnolog hisoblash natijasida rektifikatsiya protsessining asosiy kattaliklari (bosim, temperatura, suyuqlik va bug'ning sarfi, kolonnadagi tarelkalar soni) aniqlanadi. Bu ma'lumotlar gidrovlik hisoblashlariga asos bo'ladi. Giravlik hisoblar kolonna va tarelkalar asosiy ish kesimlarning o'lchamlarini tanlashga yordam beradi. Kolonnada tegishli gidravlik rejim tashkil qilinsa, bu holda kerakli ish unumiga va apparatning samarali ishlashiga erishiladi.

Kolonnadagi bug'ning chiziqli tezligi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$\omega = 0,847 \cdot 10^{-4} \cdot c \sqrt{\frac{p_c - p_\sigma}{p_\sigma}} \quad (4.1)$$

Bug'ning massaviy tezligi esa ushbu tenglama bo'yicha topiladi.

$$G = 0,305 \cdot c \cdot \sqrt{p_\sigma (p_c - p_\sigma)} \quad (4.2)$$

Bu yerda: G – kolonna erkin kesimidagi bug'larning massaviy tezligi; $kg/m^2 \cdot soat$; R_b , R_s – bug' va suyuqlikning zichliklari, kg/m^3 , s – tuzatish koeffitsenti, uning qiymati tarelkaning tuzilishiga, tarelkalar oralig'idagi masofaga (odatda bu masofa 0,2 .. 0,8 m atrofida bo'ladi) va suyuqlikning sirt tarangligiga bog'liq.

Kolonaning diametri quyidagi tenglama bo'yicha topiladi:

$$D_k = 2 \frac{\sqrt{G_\sigma}}{c \sqrt{p_\sigma (p_c - p_\sigma)}}; \quad (4.3)$$

Bu yerda: G_b – bug' miqdori, $kg/soat$.

Apparatning topilgan diametri eng yaqin standart qiymatgacha yayaxlitlanadiva suyuqlikni o'tkazish quritmali hisoblangandan so'ng solishtirib ko'riladi.

Suyuqlikning bir tarelkadan qo'yilishi uchun moslangan qurilmalarni hisoblashda 10, 18 – rasmda ko'rsatilgan sxemadan foydalaniladi. O'tkazish vurilmasining yuqorigi qismda pastki tarelkaga oqib massasi ajralib chiqadi. Shu sababli $S_k > l_k$ shart bajarilishi kerak, bu yerda o'tkazish qurilmasi yuqorigi qismning kengligi; l_k – o'tkazish to'sig'idan o'tib, otilib tushayotgan suyuqlik oqimning kengligi.

Otilib tushayotgan suyuqlik oqimning kengligi quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$l_k = 0,8 \sqrt{h_{0\omega} \left[(K_n - 1) \left(\frac{\Delta p}{\rho_c g} + h_{\omega 2} + h_{0\omega 1} + \Delta + h_{oc} \right) + h_{0\omega} \right]} \quad (4.5)$$

Bu yerda: $h_{0\omega} = h_{0\omega 1}$; K_p – o'tkazish qurilmasi balandligi zapas koeffitsenti; K_p ning suyuqlikning ko'piklanish darajasiga bog'liq:

Ko'piklanish darajasi..... K_p
 Kam ko'piklanadigan suyuqliklar..... 1,25 – 1,50
 Kuchli ko'piklanadigan suyuqliklar..... 2,5 – 3,0
 Quyilish chuqurchasi yuqorigi qismning kengligi quyidagicha qabul qilinadi:
 $S_k \geq (1,5 - 2,0) l_k$

Tarelkalar orasidagi masofa N_T quyidagi shart bo'yicha aniqlanadi:

$$H_T \geq K_p H_c - (h_{\omega} + h_{\omega 2} - h_{\omega 1});$$

Bu yerda: N_s – quyilish chuqurchasidagi ko'piklanmagan suyuqlik balandligi.

Segmentsimon shakldagi quyilish chuqurchasining kengligi S_k o'tkazish to'sig'i uzunligi V va kolonnaning diametri D_k quyidagi nisbat orqali bog'langan:

$$\frac{S_k}{D_k} = 0,5 \left(1 - \sqrt{1 - \left(\frac{B}{D} \right)^2} \right) \quad (4.6) \text{ Odatda } V/D_k = 0,6 - 0,8.$$

Quyilish qurilmasi pastki qismning kesimini aniqlashda quyidagi shartlarga amal qilinadi: eng tor kesimdagi suyuqlikning tezligi 0,2 m/s dan oshmasligi va xavo pufakchalarining ajralib chiqish tezligidan kam bo'lish lozim. Quyilish chuqurchasi pastki kesimning zarur bo'lgan minimal yuzasi quyidagicha topiladi:

$$F_1 = \frac{Q}{\omega_{c1}} = \frac{D_k^2 (B_0 / D_k) \left(1 - \sqrt{1 - (B_0 / D_k)^2} \right)}{3}; \quad (4.7)$$

Bu yerda: Q – suyuqlikning hajmiy sarfi; V_o – quyilish chuqurchasining pastki kesimdagi quyilish kesimidagi to‘sig‘ining uzunligi, m .

Quyilish qurilmasi boshqa kesimlarning o‘lchamlarini aniqlashda bu kesimlardagi suyuqlikning tezliklari tezlikka teng deb olinadi. Quyilish qurilmasining subqlik oqimiga bo‘lgan qarshiligi topish tenglamasi bo‘yicha topiladi: $h_{dc} = \xi_c \frac{\omega_c^2}{2g}$ (4.8)

Quyilish to‘sig‘ining ustidan o‘tib otilib tushayotgan suyuqlik oqimning balandligi (metr hisobida) quyidagi tenglama bo‘yicha topiladi: $h_{0\omega} = 2,9 \cdot 10^{-3} \sqrt[3]{(Q/B)^2}$ (4.9)

Tarelkaning bug‘ oqimiga ko‘rsatadigan qarshiligi kanalaridagi mahalliy qarshiliklarni va tarelka ustidan suyuqlik qatlami qarshiligini yengishga bog‘liq. Qalpoqchalik tarelkaning qarshiligini topishga doir sxema (10.19-rasmda ko‘rsatilgan). Tarelkaning umumiy qarshiligi quyidagi qarshiliklar yig‘indisiga teng: $\Delta r = \Delta r_q + \Delta r_s + \Delta r_b$

bu yerda: Δr_q – quruq tarelkaning qarshilik koeffitsenti, bu koeffitsent tarelkaning turiga bog‘liq. Masalan, qalpoqchali tarelkalar uchun. $\Delta p_k = \xi \frac{p_{\sigma} \omega_{on}^2}{2}$; (4.10)

Tarelkadagi suyuqlik qatlamining qarshiligi quyidagi tenglama bo‘yicha topiladi:

$$\Delta r_s = K_g \cdot r_s \cdot g \cdot h_c \quad (4.11)$$

Aeratsiya koeffitsenti K tarelkaning turiga va bug‘ – suyuqlik sistemasining xossalariga bog‘liq. Sirt taranglik kuchlariga bog‘liq bo‘lgan qarshilik quyidagicha aniqlanadi.

$$\Delta p_{\sigma} = \frac{\delta}{r_{zudp}}; \quad (4.12)$$

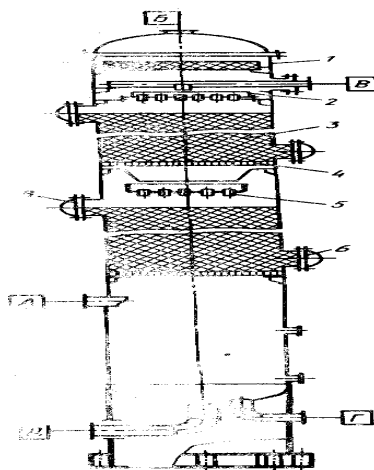
Bu yerda: r_{gidr} – bug‘ning suyuqlikka o‘tadigan teshiklarning gidravlik radiusi.

Odatda Δr_{σ} ning qiymati Δr_q va Δr_s ga nisbatan ancha kam bo‘ladi.

Absorberlarning tuzilishi. Neftni qayta ishlash sanoatida absorbsiya jarayoni uglevodorod gazlarini tozalash va quritish, tabiiy va yo‘ldosh gazlar tarkibidan etan, propan, butan, benzin komponentlari, oltingugurtni ajratib olish, piroliz va katalitik kreking gazlarini ajratishda qo‘llaniladi. Absorbsiya jarayoni fazalarni ajratuvchi yuzada ro‘y beradi. Shu sababdan absorberlarda iloji boricha gaz va suyuqlik o‘rtasidagi to‘qnashuv yuzasini ko‘paytirish zarur. Ushbu to‘qnashuv yuzasini hosil qilish usuliga ko‘ra absorberlar shartli

ravishda quyidagi guruhlarga bo'linadi: 1) yuzali va yupqa qatlamli (jumladan nasadkali); 2) barbotajli (tarelkali); 3) suyuqlik sohib beruvchi.

Nasadkali absorberlar. Bunday kolonnalar eng ko'p tarqalgan yuzali absorberlar qatoriga kiradi. Har xil shaklli va o'lchami 12/150 mm bo'lgan qattiq jismlar, ya'ni nasadkalar bilan to'ldirilgan vertikal kolonnalarning tuzilishi sodda va yuqori samaradorlikka ega bo'lgani uchun ular sanoatda keng ishlatiladi. Nasadkali kolonnalarda nasadkalar gaz va suyuqlik o'tadigan tayanch to'rlarga o'rnatiladi. Qurilmaning ichki bo'shlig'i nasadka bilan to'ldirilgan bo'ladi yoki har birining balandligi 1,5 – 3 m bo'lgan qatlamlar holatida joylashtiriladi. Gaz turning tagiga beriladi, so'ngra nasadka qatlamidan o'tadi. Suyuqlik esa kolonnaning yuqori qismidan maxsus taqsimlagichlar orqali sohib beriladi, u nasadka qatlamidan o'tayotganda pastdan berilayotgan gaz oqimi bilan uchrashadi. Kolonna samarali ishlashi uchun suyuqlik bir tekisda, qurilmaning butun ko'ndalang kesimi bo'ylab bir har sohib berilishi kerak. Bu qurilmalarda kontakt yuzasi esa nasadkalar yordamida hosil qilinadi. Odatda nasadkali absorberlarning diametri 4 m dan ortmaydi. Katta diametrli kolonnalarda gaz va suyuqlikni qurilmaning ko'ndalang kesimi bo'yicha bir me'yorda taqsimlash juda qiyin, shu sababdan katta diametrli absorberlar samaradorligi ancha kam bo'ladi. Biroq sanoatda diametri 12 m gacha bo'lgan qurilmalar ham ishlatiladi.



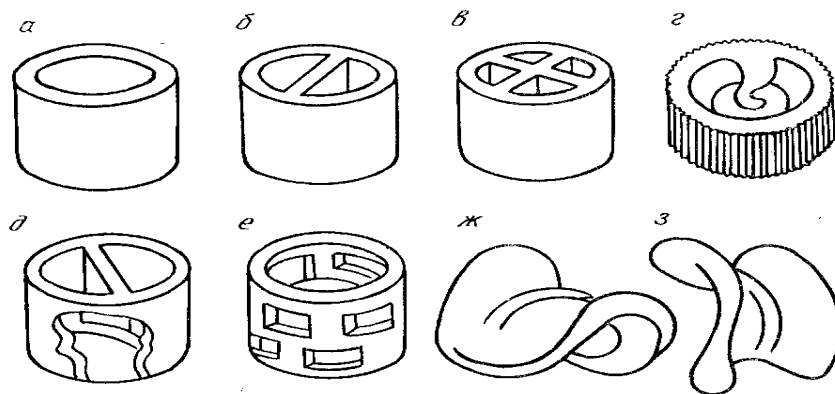
4.8-rasm. Nasadkali absorber:

1- qobiq; 2- tarqatuvchi tarelka; 3-nasadka qatlamli; 4- tayanch to'rlari; 5-qayta taqsimlovchi tarelkalar; 6,8-lyuklar; 7-qaytaruvchi qurilma; A-gaz kiradigan shtutser; B-gaz chiqadigan shtutser; V-suyuqlik beradigan shtutser; G va D – suyuqlik chiqadigan shtutserlar.

4.8 – rasmda nasadkali absorber tasvirlangan. Qurilmaning qobig‘i 1 kavsharlash yo‘li bilan yaxlit qilib tayyorlanadi yoki bir necha alohida olingan qismlardan tuzilgan bo‘ladi. Nasadkalarini namlash uchun suyuqlik tarkatuvchi tarelka 2 orqali beriladi. Nasadka 3 qurilmaning balandligi bo‘yicha bir necha qatlamlarga ajratilgan holatda tayanch to‘rlari 4 ning ustiga joylashtiriladi. Nasadkani qurilmaga yuklash yoki undan tushirish uchun lyuklar 6 va 8 xizmat qiladi. Kolonnaning yuqori qismida suyuqlik tomchilarini qaytaruvchi qurilma 7 joylashtirilgan. Nasadkali kolonnada gaz va suyuqlik qarama-qarshi yo‘nalgan bo‘ladi. Bunda gaz kolonnaga pastki shtutser A orqali beriladi va shtutser V yordamida tashqariga chiqariladi. Namlash uchun suyuqlik kolonaga yuqorigi shtutser V orqali yuboriladi va paski shtutser G yoki D yordamida tashqariga chiqariladi.

Hozirgi kunda sanoat kolonnalarini to‘ldirish uchun turli nasadkalar ishlatiladi. Nasadkalar solishtirma yuzaga, minimal massaga va katta erkin hajmga ega bo‘lishi kerak. Ular quyidagi ko‘rsatgichlar bilan harakterlanadi: 1. Solishtirma yuz m^2/m^3 ; bu kattalik absorberning $1 m^3$ hajmiga to‘ldirilgan nasadkaning yuzasini bildiradi. 2. Erkin hajm, m^3/m^3 ; bu kattalik $1 m^3$ hajmdagi nasadkalarining ichida qancha erkin hajm borligini ko‘rsatadi. 3. Suyuqlikning ushlab qolish qobiliyati, m^2/m^3 ; bu kattalik nasadka qatlamining hajm birligida ushlab qolinadigan suyuqlikning miqdorini bildiradi.

4. $1 m^3$ nasadkaning massasi, kg. Nasadkalar sifatida Rashig halqalari, keramik buyumlar, koks, maydalangan kvars, polimer halqalar, maydalangan kvars, polimer halqalar, metallardan tayyorlangan to‘rlar, sharlar, propellerlar, egarsimon elementlar va boshqalar ishlatiladi (4.9-rasm).

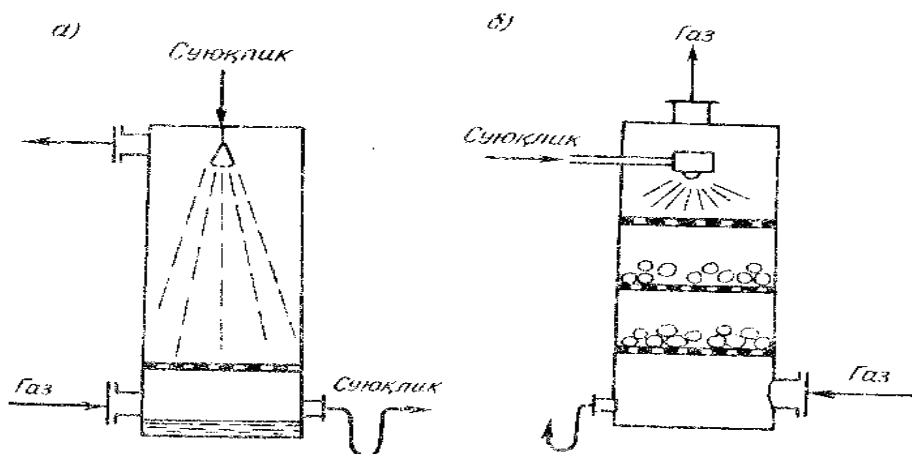


4.9- rasm. Nasadkalarining turlari: a-Rashig halqasi; b-Lessing halqasi; v-krestga o‘xshash to‘siqli halqa; g-bitta spiralli halqa; d-ikkita spiralli halqa; j-Berl egari; z-Intalloks egari.

Suyuqlikni sochib beruvchi absorberlar. Bu absorberlarda fazalarni o‘zaro jips kontakti suyuqlikni gaz oqimiga sochib yoki yoyib berish usuli orqali amalga oshiriladi. Gaz bilan suyuqlik bir-biriga nisbattan qarama-qarshi yo‘nalgan bo‘ladi. Ichi bo‘sh sochib beruvchi absorberlar vertikal kolonnadan iborat bo‘lib, yuqori qismiga suyuqlikni sochib beruvchi maxsus forsunkalar o‘rnatiladi (4.10-rasm). Sochib beruvchi absorberlarda forsunkalardan suyuqlik uzoqlashib, tomchilarga aylanishi natijasida hajmiy modda o‘tkazish koeffitsiyentining qiymati birdan kamayadi. Shu sababli bu qurilmalarda forsunkalar ma’lum masofada qurilmaning balandligi bo‘yicha bir necha qator qilib o‘rnatiladi. Forsunkali absorberlarda gazning tezligi odatda 1-1,5 m/sek ga teng bo‘ladi.

Sochib beruvchi ichi bo‘sh absorberlarning tuzilishi sodda, gidravlik qarshiligi kam, iflosroq gaz aralashmalarini ham tozalash mumkin, boshqarish, tuzatish va tozalash oson.

Kamchiliklari: bu qurilmalarning effektivligi yuqori emas, suyuqlikni sochib berish uchun ko‘p energiya sarflanadi, loyqalangan suyuqliklar bilan ishlash qiyin, fazalarning kontakt yuzasini oshirish uchun ko‘proq suyuqlik sarflanadi, suyuqlik tomchilari kolonnadan chiqib ketmasligi uchun gaz tezligining miqdori kichik qiymatga ega.



4.10-rasm. Suyuqlikni sochib beruvchi absorberlar: a-ichi bo‘sh; b-sharsimon nasadkali.

Fazalarning nisbiy tezligi va katta gaz oqimi to‘lqinsimon harakatda bo‘lgani uchun bu qurilmalarda gaz fazasidagi massa almashinish koeffitsiyenti yuqori bo‘lib, bu absorberlar yaxshi eriydigan gazlarni suyuqlikka yuttirish uchun keng qo‘llaniladi.

Absorberlarni hisoblash. Absorberlarni hisoblash uchun quyidagi parametrlar berilishi kerak: gazning sarf miqdori; uning dastlabki va jarayon oxiridagi konsentratsiyasi; absorbentning boshlang‘ich konsentratsiyasi. Bu kattaliklar asosida absorbentning sarf

miqdori L , absorberning balandligi va diametri hamda uning gidravlik qarshiligi aniqlanadi. Gaz kolonna bo‘ylab xarakatlanganda u gidravlik qarshilikni yengadi, kirish va chiqishdagi gaz bosimlari farqi gazning harakat qilishi uchun to‘sqinlik qilgan gidravlik qarshilikning miqdoriga teng bo‘ladi. Absorberning gidravlik qarshiligi uning konstruksiyasiga, gaz tezligiga, apparatning gidrodinamik rejimiga bog‘liq. Umuman olganda esa gidravlik qarshilik asosan gazning tezligiga bog‘liq. Absorberdagi gazning optimal tezligi gazning tezligiga bog‘liq bo‘lgan barcha faktorlarni hisobga olgan holda faqat texnik-iqtisodiy hisoblashlar orqali aniqlanadi. Agar absorpsiya jarayoni yuqori bosim ostida borsa, absorberdagi gidravlik qarshilikni yengish uchun ketgan bosim yo‘qotishlari umumiy bosimning juda kichik ulushlarini tashkil qilib, absorberlarning iqtisodiy ko‘rsatkichlariga hech qanday ta‘sir qilmaydi. Bu vaqtda absorberdagi gazning tezligini eng katta miqdorda olish mumkin, masalan (0,8 ... 0,9) ω . Bu yerda: ω — tiqilib qolish nuqtasiga to‘g‘ri kelgan gazning tezligi. Kolonna atmosfera yoki undan past bosimda ishlasa, gazni uzatishda sarf bo‘ladigan energiyaning miqdorini kamaytirish uchun absorberdagi gazning tezligini kichik qilib olinadi. Har qanday apparatni iqtisodiy jihatdan tejimli qilib loyihalash uchun kolonna diametrini kichikroq qilib apparatdagi gaz oqimining tezligini oshirish kerak. Absorberning diametri sekundli sarf tenglamasi orqali qabul qilingan gazning fiktiv tezligi ω_0 vositasida

$$\text{ifodalanadi: } D = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi\omega_0}}; \quad (4.13)$$

bu yerda: V_c — kolonnadan o‘tayotgan gazning hajmiy sarf miqdori, m^3/s .

Absorberning balandligi, agar jarayonning harakatlantiruvchi kuchi gaz fazasining konsentratsiyasi bilan ifodalansa modda o‘tkazishning asosiy tenglamasidan aniqlanadi:

$$H = \frac{M}{K_y \cdot a \cdot S \cdot \Delta y_y} \quad (4.14)$$

bu yerda: M — yutilgan gaz miqdori, K_y — modda o‘tkazish koeffitsiyenti, a — kontaktlashuvchi fazalarning solishtirma yuzasi, S — kolonnaning ko‘ndalang kesimi, Δu_o — jarayonning o‘rtacha harakatlantiruvchi kuchi. Kontaktlashuvchi fazalarning yuzasi noma‘lum bo‘lsa, absorberning balandligi modda o‘tkazishning hajmiy koeffitsiyenti yoki bir fazadan ikkinchi fazaga o‘tayotgan moddalarning miqdori bilan aniqlanadi. Plyonkali absorberlarni hisoblash. Bu absorberlarda gaz oqimi bilan suyuqlik to‘xtovsiz ta‘sir qilib,

suyuqlik plyonka hoida kolonna balandligi bo'yicha oqib tushib turadi. Plyonkaning gidravlik qarshiligi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi: $\Delta P_{m} = \lambda \frac{H}{d_s} \cdot \frac{\omega^2 \cdot p}{2}$; (4.15)

bu yerda: N – oqib tushayotgan plyonka yuzasining balandligi, m ; d_s – gaz harakatlanayotgan kanalning ekvivalent diametri m ; ω – suyuqlik plyonkasining o'rtacha tezligi, m/s ; ρ – gazning zichligi; kg/m^3 ; λ – shqalanish koeffitsiyenti.

Ishqalanish koeffitsiyenti gaz harakatining rejimiga, ya'ni gaz uchun olingan Re kriteriysining miqdoriga hamda o'lchovsiz kompleks $\omega\mu/\delta$ ning qiymatiga bog'liq; bu yerda: μ —suyuqlikning qovushqoqligi; δ —sirt taranglik; λ ning qiymati quyidagi tenglamadan aniqlanadi: agar $Re_g < Re_{kr}$ bo'lsa $\lambda = \frac{86}{Re}$ (4.16)

Agar $Re_g > Re_{kr}$ bo'lsa

$$\lambda = \frac{0,11 + 0,9 \left(\frac{\omega\mu}{\delta} \right)^{2/3}}{Re^{0,16}} \quad (4.17)$$

bu yerda: $Re_g = \omega d_e \rho_g / \mu_g$ — gaz fazasi uchun Reynolds kriteriysi; Re_{kr} — suyuqlik plyonkasining fizik xususiyatlarini, gaz oqimining harakat tezligini va rejimini hisobga oluvchi Reynolds kriteriysining kritik qiymati. Re ning kritik qiymati quyidagi tenglamadan

aniqlanadi: $Re_{sp} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 \left(\frac{\omega\mu}{\delta} \right)^{2/3}} \right]^{1,19}$ (4.18)

Trubali absorberlarning diametrini aniqlash uchun trubalardagi gazning qabul qilingan tezligi bo'yicha trubalarning umumiy ko'ndalang kesim yuzasi aniqlanadi: $S = \frac{V}{\omega}, m^2$.

Trubalarning ichki diametrini (0,02 ... 0,05) m deb olib, trubalarning umumiy soni aniqlanadi: $n = \frac{S}{0,785 \cdot d^2}$ (4.19)

Trubalar orasidagi masofa $t = (1,25 \dots 1,5) d_t$ ni va qalinligi δ_{tr} ni aniqlab, absorberning diametri sekundli sarf tenglamasidan aniqlanadi. Bu yerda d_t trubaning tashqi diametri.

Tiqilib qolish nuqtasiga to'g'ri kelgan gazning tezligi ω_t quyidagicha aniqlanadi:

$$\lg \left(\frac{\omega_t^2 \cdot p_z}{g \cdot d_s \cdot p} \mu^{0,16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L'}{G'} \right)^{1/4} \left(\frac{p_z}{p} \right)^{1/8} \quad (4.20)$$

bu yerda: ρ — suyuqlik zichligi, kg/m^3 ; μ — suyuqlik qovushqoqligi, Ns/m^2 ; L' va G' — suyuqlik va gazning sarf miqdori, kg/s .

(9.27) tenglama nasadkali va plyonkali absorberlar uchun umumiy bo'lib, faqat A ning qiymati bilan farqlanadi. Plyonkali absorberlar uchun:

$$A = 0,47 + 1,5 \lg \frac{d_3}{0,025}$$

Trubali absorberlarning balandligi quyidagicha aniqlanadi:

$$H = \frac{F_{mp}}{n \cdot \pi \cdot d_u}, \quad (4.21)$$

bu yerda: F_{mp} — trubalarning umumiy ichki yuzasi, d_u — trubaning ichki diametri.

Trubalardan oqib tushayotgan plyonkaning qalinligi e'tiborga olinmasa, u holda trubalarning ichki yuzasi gaz va suyuqliklarning kontakt yuzasiga teng bo'ladi: $F_{mp} = F$, bunda: $F = \pi \cdot n \cdot d_u \cdot N$

F ning qiymatini modda o'tkazishning asosiy tenglamasiga qo'ysak, unda absorberning balandligi quyidagicha topiladi: $H = \frac{M}{n \cdot \pi \cdot d_u \cdot K_y \cdot \Delta y_y}$ (4.22)

Modda o'tkazish koefitsiyentlarini hisoblashda gaz fazasidagi modda berish koefitsiyenti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi: $Nu_c = \frac{\lambda}{8} Re(Pr)^{1/2}$, (4.23)

bu yerda: λ — ishqalanish koefitsiyentining qarshiligi.

Gaz fazadagi o'tkazish sonining balandligi: $h = \frac{8 \cdot d_3 \cdot Re^{0,16} (Pr)^{2/3}}{\left[0,44 + 3,6 \left(\frac{\omega \cdot \mu}{\delta} \right)^{2/3} \right]}$; (4.24)

(4.23) (4.24) tenglamalardagi $Nu = \beta d_e / D$ ifoda diffuzion Nuselt kriteriysi; D — gaz fazasidagi molekulyar diffuziya koefitsiyenti, m^2/s ; Pr — diffuzion Prandtl kriteriysi.

Suyuqlik fazasidagi modda berish koefitsiyenti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$Nu'_c = B \cdot Re_c^m (Pr'_c)^n \left(\frac{\delta_k}{H} \right)^p, \quad (4.25)$$

bu yerda: Nu' — suyuq plyonka uchun diffuzion Nuselt kriteriysi; $d_e = 4\pi \cdot d\delta / \pi \cdot d = 4\delta$ suyuqlik plyonkasining ekvivalent diametri; $Re_c = \frac{\omega \cdot d_3 \rho}{\mu}$ — suyuqlik plyonkasi uchun

Reynolds kriteriysi; $Pr_c' = \mu/p \cdot D_c$ — suyuqlik uchun Prandtl kriteriysi; O_0 — suyuqlik fazasidagi molekulyar diffuziya koeffitsiyenti, $\delta_k = [\mu^2(pg)]^{1/3}$ — plyonkaning qalinligi.

V koeffitsiyent va daraja ko'rsatkichlari m , p , r qiymatlarining suyuqlik plyonkasi rejimining xarakteriga bog'liqligi jadvalda keltirilgan:

Harakat rejimi	V	t	p	r
$Re_c < 300$ laminar	0,888	0,45	0,5	0,5
$300 < Re_c < 1600$, o'tish rejimi	$1,21 \cdot 10^6 \cdot 0,909^p$	$\frac{p}{3} - 2,18$	0,5	$3,2 - 1gRe_c$ 1,47
$Re_c > 1600$, turbulent	$7,7 \cdot 10^{-5}$	1,0	0,5	0

Xuddi shu rejimlar uchun o'tkazish sonining balandligi ($Re_s < 300$ bo'lganda);

$$h_c = 0,282 \delta_k Re_c^{0,55} \cdot (Pr_c')^{0,5} \cdot \left(\frac{H}{\delta_k} \right)^{0,5}; \quad (4.26) \quad 300 < Re_c < 1600 \text{ bo'lganda}$$

$$h_c = 0,206 \delta_k Re_c^{2,18 - (R/3)} \cdot (Pr_c')^{0,5} \cdot \left(\frac{H}{\delta_k} \right)^p; \quad (4.27) \quad Re > 1600 \text{ bo'lganda}$$

$$h_c = 3250 \cdot \delta_k \cdot (Pr_c')^{0,5} \quad (4.28)$$

Nasadkali absorberlarni hisoblash. Absorberdan gaz o'tganda naporning yo'qolishi sodir bo'ladi. Yo'qolgan naporning miqdori nasadkaning xarakteriga, gazning tezligiga, namlanish zichligiga bog'liq. Quruq nasadkadagi naporning yo'qolishi yoki quruq nasadkaning qarshiligi quyidagicha aniqlanadi: $\Delta p_\kappa = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{p_r \omega^2}{2}$; (4.29)

bu yerda: N — nasadka qatlamining balandligi, m ; ($d_s = 4 \varepsilon/a$ — nasadka elementlari tashkil qilgan kanallarning ekvivalent diametri; ε — nasadkaning erkin hajmi yoki nasadkalar orasidagi bo'shliq hajmi; a — nasadkaning solishtirma yuzasi m^2/m^3 ; $\omega = \omega_0/\varepsilon$ — nasadka qatlamidagi gazning haqiqiy tezligi (ω_0 — gazning fiktiv tezligi yoki apparatning to'la kesimiga nisbatan olingan gazning tezligi, m/s); λ — ishqalanish va mahalliy qarshiliklarni yengish uchun ketgan bosimning yo'qotilishini hisobga oluvchi qarshilik koeffitsiyenti.

Qarshilik koeffitsiyenti λ ning qiymati Re kriteriysiga bog'liq. U nasadkaning turli elementlari uchun gazning harakat rejimiga asosan empirik tenglamalar bilan aniqlanadi. Masalan, absorberlardagi tartibsiz joylashtirilgan xalqali nasadkalarda gazning laminar rejimdagi harakati uchun ($Re < 40$): $\lambda = \frac{140}{Re}$ (4.30)

$$\text{Turbulent rejimdagi gazning harakati uchun } (Re > 40): \lambda = \frac{16}{Re^{0,2}} \quad (4.31)$$

$$\text{Kolonnaga tartibli joylashtirilgan halqali nasadkalar uchun } \lambda = \frac{9,2}{\text{Re}^{0,375}}; \quad (4.32)$$

bu yerda: $\text{Re} = \omega \cdot d_e \cdot \rho_g / \mu_g$ — gaz uchun berilgan Reynolds kriteriysi;
 $\rho_g \mu_g$ — gazning zichligi va qovushqoqligi.

Namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligi Δr_h quruq nasadkalaridan katta, chunki suyuqlikning ma'lum miqdori nasadkaning ho'llanishi natijasida uning yuzasida va nasadkaning tor kanallarida ushlanib qoladi. Natijada nasadkaning bo'sh hajmi va kesimi kamayadi hamda gazning haqiqiy tezligi ko'payib, nasadkaning gidravlik qarshiligini oshiradi. Namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligini aniq hisoblash qiyin, chunki gazning tezligi va namlash zichligi bir xil bo'lganda ham Δr_h ning qiymati nasadkaning kolonna ichida joylashuviga bog'liq. Nasadka elementlarining kattaligi turlicha bo'lgani uchun Δr_h ning qiymati o'zgaruvchan bo'ladi. Kolonna ishi davomida namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligi taxminan quyidagi empirik formuladan aniqlanadi: $\Delta r_h = 10^i \Delta r_q$ (4.33)

bu yerda: i — namlash zichligi, $m^3/m^2 \cdot s$; b — nasadkaning kattaligi va namlash zichligiga qarab tajriba orqali aniqlanadigan koeffitsiyent. Masalan, namlash zichligi $i = (0,5 \dots 36,5) \cdot 10^{-3} m^3/m^2 \cdot s$ bo'lganda o'lchami 25X25X3 mm bo'lgan nasadka uchun b ning qiymati $b = 51,2$ bo'ladi.

Namlangan yuza a_n ning hamma nasadka elementlarining solishtirma yuzasi a ga nisbati nasadkaning namlash koeffitsiyenti φ deyiladi: $\varphi = \frac{a_n}{a}$

Nasadkaning namlash koeffitsiyenti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi: $\varphi = 1 - A \cdot e^{-m}$ (4.34)

Daraja ko'rsatkich t ning qiymati: $m = c \text{Re}_c^n = c \left(\frac{4up}{a\mu} \right)$; (4.35) bu yerda: ρ , μ — suyuqlikning zichligi va qovushqoqligi.

Nasadkaning turiga qarab A , s va p ning miqdori maxsus adabiyotlarda beriladi. Masalan, o'lchami 15 ... 35 mm bo'lgan Rashig halqasi uchun: $A = 1,02; s = 0,16; n = 0,4$.

$$\text{Absorberning diametri kuyidagi tenglamadan aniqlanadi: } u = \frac{L_0}{0,785 \cdot D^2}; \quad (4.36)$$

bu yerda L_0 — absorberdagi sarf, m^3/s .

Absorberning ish balandligi nasadkalarining hajmi asosida aniq-lanadi. Nasadkaning hajmi esa o'z navbatida xuddi shu nasadka uchun uning modda o'tkazish yuzasiga bog'liq. Bu holda nasadkaning hajmi: $V_{nac} = H \cdot S = \frac{F}{a \varphi}$; (4.37)

bu yerda: s —kolonnaning ko'ndalang kesimi yuzasi, m^2 . Modda o'tkazish yuzasi esa, modda o'tkazishning asosiy tenglamasidan aniqlanadi. F ning qiymatini (4.37) tenglamaga qo'yib, absorberning balandligini aniq-laymiz: $H = \frac{V_{nac}}{S} = \frac{F}{Sa \varphi} = \frac{M}{Sa \varphi K_y \Delta y_y}$

Modda o'tkazish koeffitsiyentlari K_x , K_u ni hisoblashda, gaz fazasidagi modda berish koeffitsiyenti β_g tartibsiz o'rnatilgan nasadkalar uchun quyidagi kriterial tenglamadan aniqlanadi: $Nu'_g = 0,407 \cdot Re_z^{0,655} \cdot (Rr')^{0,33}$ (4.38)

Gaz fazasi uchun balandlik birligidan o'tayotgan gaz fazasidagi o'tkazish sonining balandligi quyidagicha: $h_g = 0,615 \cdot d_e \cdot Re_z^{0,655} \cdot (Rr')^{0,66}$ (4.39)

Tartibli joylashtirilgan nasadkalar uchun: Yoki $Nu'_g = 0,167 Re_z^{0,74} \cdot (Rr')^{0,33} \cdot \left(\frac{l}{d_s}\right)^{0,47}$ (4.40) bu yerda: t — nasadkaning balandligi.

(4.38), (4.41) tenglamalardagi $Nu_g = \beta_g d_e/D$ va $Re_g = \omega_0 d_e \rho_g / \epsilon \mu_g$ kriteriyalarda aniqlovchi geometrik kattalik sifatida nasadkaning ekvivalent diametri olinadi ($d_e = 4\epsilon/a$). Halqasimon nasadkalar uchun suyuqlik fazasidagi modda berish koeffitsiyentining hamma nasadkalarining birlik yuzasiga bo'lgan nisbati quyidagi tenglama bilan aniqlanadi: $h_g = 1,5 d_e \cdot Re_z^{0,26} \cdot (Rr')^{0,67} \cdot \left(\frac{l}{d_s}\right)^{0,47}$; (4.41)

$$Nu_s = 0,0021 \cdot Re_c^{0,75} \cdot (Rr_c')^{0,5}; (4.42)$$

bu yerda: $Nu_s = \beta_s \delta_k / D_c$

Nu_s — Nuselt kriteriysi hosil bo'lgan plyonka qalinligi uchuv hisoblangan. Suyuq fazadagi o'tkazish sonining balandligi esa: $h_s = 119 \delta_k \cdot Re_c^{0,25} \cdot (Rr_c')^{0,5}$; (4.43)

Tarelkali absorberlarni hisoblash. Bu absorberlarda gazning harakati quruq tarelka va suyuqlik yuzasidagi sirt taranglik kuchi tarelkadagi gaz-suyuqlik qatlamiga qarshilik qiladi. Shuning uchun tarelkalarining gidravlik qarshiligi uch qarshilikning yig'indisiga teng bo'ladi; $\Delta P_t = \Delta p_{qt} + \Delta D_{ck} + \Delta p_{gs}$ (4.44) bu yerda: Δr_{qt} — quruq

tarelkaning qarshiligi; ΔR_{sk} — suyuqlik yuzasida sirt taranglik kuchi ta'siridan hosil bo'ladigan qarshilik; Δp_{gs} – gaz – suyuqlik qatlamidagi qarshilik.

Quruq tarelkaning qarshiligi quyidagi tenglamadan aniqlanadi $\Delta p_{kr} = \xi \frac{\omega_T P_r}{2}$ (4.45)

bu yerda: $\omega_g = \omega/F$ — tarelka teshiklaridagi gazning tezligi. ξ — tarelkaning qarshilik koeffitsiyenti, u katta intervalda (0,5 . . . 4) o'zgarib, tarelkaning konstruksiyasiga bog'liq. Tarelkaga kirayotgan suyuqlik qatlamidagi suyuqlikning sirt ta-ranglik kuchi ta'siridan hosil bo'layotgan qarshilikni yengish uchun ketgan bosim

quyidagicha. $\Delta p_{ck} = \frac{4\delta}{d_s}$ (4.46)

Oqimli rejimda ishlaydigan tarelkalar uchun Δr_{sk} hisobga olinmaydi. Tarelkaning gaz-suyuqlik qatlamidagi qarshiligi qatlamning statik bosimiga teng deb olinadi:

$$\Delta r_{gs} = h_0 p_c g = h_{gs} \cdot r_{gs} \cdot g \quad (4.47)$$

bu yerda: h_0 va h_{gs} — tarelkadagi suyuqlik va gaz-suyuqlik qatlamining balandligi; r_s , r_{gs} — tarelkadagi suyuqlik va gaz-suyuqlik aralashmasining zichligi. Δr_{gs} ning qiymatini empirik tenglamalar orqali ham aniqlash mumkin. Ag'darilma, elaksimom va klapanli tarelkalar uchun tarelkadagi gaz-suyuqlik qatlami balandligini quyidagi

tenglama bilan hisoblanadi: $Eu_1 = \frac{P_c}{p_c} \sqrt{Fr} = 0,25 \cdot Fr^{-1,25}$; (4.48)

bu yerda: $Eu_0 = \Delta p_{gs} / p_g \omega_T^2$ - Eylor kriteriysi; $Fr = \omega_T^2 / gh_{re}$ - Frud kriteriysi.

Gazning ma'lum tezligida barbotaj qatlamining yuzasiga chiqib ko'piklardan ajralgan suyuqlik tomchilarini gaz o'ziga tortib oladi. Suyuqlik tomchilari gaz oqimi bilan yuqorigi tarelkaga tushadi. Gaz oqimi bilan suyuqlikning chiqib ketishi natijasida modsa o'tkazishning haraqatlantiruvchi kuchi kamayadi, quyilish qurilmalarida suyuqlikning sarflanish miqdori ko'payadi va absorberda suyuqlikning gaz bilan chiqib yo'qolib ketishi sababli tarelkali apparatlarning samaradorligini oshirish imkoniyati chegaralanadi. Suyuqlikning gaz bilan chiqib ketishi absorberga berilayotgan suyuqlik umumiy miqdorining 5 ... 10 % idan oshmasligi kerak. Gazning tezligi ortishi, separatsiya bo'shlig'i balandligining kama-yishi bilan suyuqlikning gaz bilan chiqib ketishi ko'payadi. Elaksimom tarelkalarda suyuqlikning chiqib ketish miqdori quyidagi tenglama bilan aniqlanadi;

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\omega}{H_{cn}} \right)^{3,2} \left(\frac{73}{\delta} \right) \quad (4.49)$$

bu yerda: $N_{sp} = N - N_{gs}$ — separatsiya bo‘shlig‘ining balandligi; δ - suyuqlikning sirt tarangligi. Absorbentning chiqib ketishini kamaytirish uchun yuqorigi ta-relkaning ustki qismiga nasadka qatlamidan iborat bo‘lgan, metall to‘rdan ishlangan separator qurilmasi o‘rnatiladi. Kontaklashgan fazalar yuzasi barbotaj qatlamidagi ko‘piklar yuzasi bilan aniqlanadi. Fazalarning solishtirma kontakt yuzasi quyidagi tenglama orqali

$$\text{topiladi: } a = \frac{6\varepsilon}{d_y} \quad (4.49)$$

bu yerda: ε - gazni to‘ldiruvchi ko‘pik qatlami; m^3/m^3 ; d_o —ko‘pikning o‘rtacha hajmiy yuza diametri; m . Kontakt fazasining tarelka birlik yuzasiga bo‘lgan nisbati quyidagicha aniqlanadi:

$$a = \frac{6\varepsilon \cdot h_{zc}}{d_y} \quad (4.50)$$

Absorberning diametri gazning qabul qilingan fiktiv tezligi bo‘yicha umumiy sarf tenglamasidan aniqlanadi. Absorberning ish balandligi yoki pastki va ustki tarelkalar orasidagi masofa — modda o‘tkazish koeffitsiyentini hajmiy birliklarda ifodalab modda o‘tkazishning asosiy tenglamasidan yoki tarelkalar sonini analitik va grafik usulda hisoblab aniqlanadi. Absorberning balandligi N modda o‘tkazish tenglamasidan hisoblanganda, gaz va suyuqlik fazalaridagi modda o‘tkazish koeffitsiyentlari (9.14) (9.15) tenglamalar orqali topiladi. Tarelkalarda fazalarning kontakt yuza kattaligini aniklash qiyin, shuning uchun modda o‘tkazishdagi modda berish koeffitsiyentlari qiymati tarelkaning kesimiga nisbatan yoki tarelkadagi ko‘piklarning $V=h_{gs}S_T$ va suyuqlikning $V_0 = h_0S_T$ hajmiga nisbatan olinadi (h_{gs} , h_0 — ko‘pikning va suyuqlik qatlamining tarelkadagi balandligi). Tarelkadagi gaz va suyuqlik fazalaridagi o‘tkazish sonining balandligi (p_g yoki p_s) quyidagi tenglamalar orqali aniqlanadi: gaz fazasi uchun:

$$n_c = \frac{\beta_T S_T \cdot S_T}{G}; \quad (4.51)$$

$$\text{suyuqlik fazasi uchun: } n_c = \frac{\beta_Q S_T \cdot S_T}{L}; \quad (4.52)$$

Tarelkaning ish yuzasiga nisbatan olingan modda berish koefitsiyentlari β_{T, s_T} , β_{Q, s_T} sirtqi modda berish koefitsiyentlari $\beta_g \beta_s$ bilan quyidagicha bog'langan: gaz fazasi uchun: $\beta_{G s_T} = \beta_{GV} \cdot h_{gc} = \beta'_{GV} \cdot h_0 = \beta^* \cdot a \cdot h_{gc}$; (4.53)

$$\text{suyuqlik fazasi uchun: } \beta_{C s_T} = \beta_{CV} \cdot h_{gc} = \beta'_{CV} \cdot h_0 = \beta_c \cdot a \cdot h_{gc}; \quad (4.54)$$

bu yerda: β'_{GV} va β'_{CV} gaz va suyuqlik fazalari uchun tarelkadagi suyuqlik-ning hajmga nisbatan olingan modda berish koefitsiyentlari.

Modda berish koefitsiyentlari yoki tarelkaning birlik o'tkazish sonlari tarelkaning konstruksiyasiga nisbatan alohida tenglamalar orqali hisoblanadi. Qalpoqchali tarelkalarda gaz fazasi uchun birlik o'tkazish soni quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$n_r (\text{Pr}_z)^{0,5} = 0,776 + 4,63 h_{km} - 0,238 \omega \sqrt{\rho_z} - 0,292 \cdot q; \quad (4.55)$$

bu yerda: $\text{Pr}_z = \nu_G / D_G$ — gaz uchun Prandtl kriteriysi; ν_G — gazning kinematik qovushqoqligi, m^2/s ; D_G — gazdagi molekulyar diffuziya koefitsiyenti, m^2/s ; h_{qt} — quyilish to'sig'ining balandligi, m ; q — quyilish to'sig'ining perimetrp nisbatan olingan suyuqlik sarfi, $m^2/(m \cdot s)$.

Suyuqlik fazasidagi birlik o'tkazish soni quyidagicha aniqlanadi:

$$n_c = 3050 \cdot D_c^{0,5} (68 \cdot h_{KT} + 1) \tau_c; \quad (4.56)$$

bu yerda: D_s — suyuqlik fazasidagi diffuziya koefitsiyenti; τ_s — fazalarning o'rtacha kontakt vaqti, u quyidagicha aniqlanadi: $\tau_c = \frac{l_m \cdot h_0}{q_{uz}}$, (4.57)

bu yerda: l_m — suyuqlik yurish yo'lining uzunligi yoki quyilish qurshshalarining orasidagi masofa, m ; q_{chiz} — tarelkaning kengligiga nisbatan olingan chiziqli namlash zichligi, $m^3/(m \cdot s)$. Elaksimon va ag'darilma tarelkalarda: gaz fazasi uchun:

$$n_g = 1,77 \cdot 10^3 \cdot (\text{Pe}_g')^{-0,5} \cdot h_{rc}^{1,2} \quad (4.58)$$

$$\text{suyuqlik fazasi uchun: } n_c = 1,26 \cdot 10^5 \cdot (\text{Pe}_s')^{-0,5} \cdot h_{rc}^{1,9} \quad (4.59)$$

bu yerda: $\text{Pe}_g' = \omega h_{gs} / D_g$ — gaz fazasi uchun Pekle kriteriysi; $\text{Pe}_s' = L h_c / D_c$ — suyuqlik fazasi uchun Pekli kriteriysi; h_{gs} — tarelkadagi gaz-suyuqlik aralashmasining balandligi, m . Tarelkalarining haqiqiy sonini hisoblashda (analitik yoki grafik usul bilan) quyilish qurilmalari bo'lgan kolonnalarda fazalar bir-biriga qarama-qarshi o'zaro

perpendikulyar harakat qiladi deb faraz qilinadi. Bu holda jarayonning harakatlantiruvchi kuchi (4.50) tenglama orqali aniqlanadi. Quyilish qurilmasi bo'lmagan kolonnalarda jarayonning harakatlantiruvchi kuchi (8.60) tenglamadan topiladi. Tarelkalarining haqiqiy sonini aniqlab absorberning balandligini hisoblaymiz:

$$N = p_h N_n + h_u = n_h (h_{gs} + H_{SP}) + h_u, \quad (4.60)$$

bu yerda H_{SP} — separatsiya bo'shlig'ining balandligi, m ; h_u — ustki tarelkadan absorberning qopqog'igacha bo'lgan masofa, m .

Nazorat savollari

1. Modda almashinish qurilmalari klassifikatsiyasini tushuntiring.
2. Rektifikatsion kolonnalar sinflarini tushuntiring.
3. Rektifikatsion kolonna yordamchi elementlariga nimalar kiradi?
4. Deflegmator qanday vazifani bajaradi?
5. Tarelkalarining qanday turlarini bilasiz?
6. Tarelkalarda qanday rejimlar bo'lishi mumkin?
7. Nasadkali rektifikatsion kolonna tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.
8. Nasadkalarining qanday turlarini bilasiz?
9. Plenkali rektifikatsion kolonna tuzilishini tushuntiring.
10. Rektifikatsion kolonnada jarayonni jadallashtirishning yo'llarini tushuntiring.
11. Rektifikatsion kolonnani hisoblash va loyihalash tartibini tushuntiring.
12. Absorberlarning sinflarini tushuntiring.
13. Nasadkali absorberlar tuzilishini tushuntiring.
14. Nasadkalarining qanday turlari mavjud?
15. Nasadkalarining asosiy karakteristikalariga nimalar kiradi?
16. Tarelkali absorber tuzilishini tushuntiring.
17. Tarelkalarining qanday turlarini bilasiz?
18. Separatorlar tuzilishini tushuntiring.
19. Sohib beruvchi absorberlar tuzilishini tushuntiring.
20. Absorberlarning hisoblash va loyihalash tartibini tushuntiring.

Foydalanilgan adabiyotlar

1. Skoblo A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Shelkunov V.A. Protsessi i apparati neftegazopererabotki i nefteximii. – M.: Nedra, 2000. – 677 s.
2. Salimov Z.S. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. Darslik. T. 2012. 510 bet.
3. Yusupbekov N.R., Nurmuxamedov H.S., Zokirov S.G. Kimyoviy texnologiya asosiy jarayon va qurilmalari. Darslik. Sharq NMAK. T. 2003. 646 bet.
4. Farmazov S.A. Oborudovaniye neftepererabativayushix zavodov i yego ekspluatatsiya. - M.: Ximiya, 2003.
5. Konnova G.V. Oborudovaniye transporta i xraneniya nefti i gaza. – Rostov-na-Donu: Feniks, 2006. – 126 s.
6. Texnologiya pererabotki nefti. Chast pervaya. Pervichnaya pererabotka nefti. Pod redaksiyey Glagolevoy O.F., Kapustina V.M. – M.: Ximiya, Koloss, 2006. – 400 s.
7. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 1. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Visshaya shkola. 2003. – 912 s.
8. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 2. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Visshaya shkola, 2003. – 872 s.
9. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 1. – T.: O‘zbekiston, 2004. – 366 b.
10. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 2. – T.: O‘zbekiston, 2005. – 237 b.
11. Levsh V.I., Salimov Z. Ochistka gazovix vibrosov v apparatax s turbulizirovannim gazojidkostnim slozem. – T.: Fan, 2006. – 152 s.
12. Salimov Z., Batayev V.V. Povisheniye effektivnosti adsorbtsionnoy ochistki gazovix vibrosov. – T.: Fan, 2002. – 96 s.
13. Salimov Z., Kadirov I., Saydaxmedov Sh. Polifunksionalnie katalizatori i gidrogenizatsionnie protsessi neftepererabotki. – T.: Fan, 2000. – 110 s.
14. Radjapov U., Umirov R., Salimov Z. Pnevmaticheskii trnasport i pnevmoseparatsiya voloknisto-sipuchix materialov. – T.: Fan, 2002. – 274 s.

4-mavzu. Katalitik kreking reaktorlari. (katalitik izomerizatsiya qurilmasi reaktorini hisoblash)

REJA:

1. Neftkimyoviy jarayonlar
2. Kimyoviy reaksiyalar kinetikasi
3. Katalizatorlar ishtirokidagi reaksiyalar
4. Katalitik kreking jarayonining nazariy asoslari.

Neft kimyoviy jarayonlar. Neft va gazni kimyoviy yo‘l bilan qayta ishlash texnologiyasida har xil reaksiyalardan foydalaniladi. Ularning ko‘pchiligi sanoat reaktorlarida amalga oshiriladi. Kimyoviy reaksiyalar odatda umumiy alomatlariga asoslangan holda sinflanadi. Kimyoviy reaktor konstruksiyasi va jarayonni boshqarish usullarini tanlash uchun reaksiyon sistemaning fazaviy tarkibi muhim ahamiyatga ega. Reagentlar va mahsulotlarning fazaviy tarkibiga ko‘ra, kimyoviy reaksiyalar gomogen va geterogen bo‘lishi mumkin. Gomogen reaksiyalarda reagentlar va mahsulotlar bitta faza (suyuq yoki gazsimon) da bo‘ladi. Masalan, gazsimon uglevodorodlarni piroliz qilish gomogen reaksiyani tashkil etadi.

Geterogen reaksiyalari yuz berganda eng kami bilan bitta reagent yoki mahsulot reaksiyada qatnashayotgan boshqa komponentlardan farq qiladigan fazaviy holatda bo‘ladi. Agar ikki fazali sistemalar «gaz-suyuqlik», «gaz-qattiq modda», «suyuqlik-qattiq modda», «suyuqlik-suyuqlik» (ikkita o‘zaro aralashmaydigan suyuqliklar), «qattiq modda-qattiq modda» holatida bo‘lsa, uch fazali reaksiyon sistemalar esa turli variantlarda uchrashishi mumkin. Qattiq katalizatorlarning ustidagi bug‘ fazasida yuz beradigan jarayonlar geterogen reaksiyalarga misol bo‘la oladi. Reaksiyalarning amalga oshirish mexanizmi bo‘yicha ham kimyoviy jarayonlar sinflanadi. Ushbu prinsipga binoan, reaksiyalar oddiy (bir bosqichli) va murakkab (ko‘p bosqichli), jumladan parallel, ketma-ket va ketma-ket-parallel yo‘nalishda bo‘lishi mumkin. Agar oddiy reaksiyalar bitta bosqichdan iborat bo‘lsa, murakkab reaksiyalar esa bir necha parallel yoki ketma-ket bosqichlardan tashkil topgan bo‘ladi. Reaksiyalarda qatnashayotgan molekulalarning soniga ko‘ra, kimyoviy jarayonlar mono-, bi- va uchmolekulali reaksiyaga ajralishi mumkin. Kinetik tenglamaning ko‘rinishi (reaksiya tezligining reagentlar

konsentratsiyalaridan bog‘liqligi) kimyoviy jarayonlarning tartib bo‘yicha sinflanishi uchun alomat hisoblanadi. Reaksiyalarning tartibi deganda kinetik tenglamadagi reagentlar konsentratsiyalari daraja ko‘rsatkichlarining yig‘indisi tushuniladi. Ushbu alomat bo‘yicha kimyoviy reaksiyalar birinchi, ikkinchi, uchinchi, kasriy tartibli bo‘lishi mumkin.

Kimyoviy reaksiyalar tezligini o‘zgartirish uchun maxsus moddalar – katalizatorlar ishlatilishi yoki ishlatilmasligiga ko‘ra, bunday reaksiyalar katalitik yoki nokatalitik jarayonlar deb ataladi. Neft va gazni qayta ishlash texnologiyasida uchraydigan kimyoviy jarayonlarning ko‘pchiligi katalitik reaksiyalardan tashkil topgan. Bunday jarayonlarda katalizatorlardan foydalanish orqali bir necha ijobiy holatlar yuzaga chiqadi: reaksiyalar ancha past haroratlarda olib boriladi; reaksiyalarni kerakli yo‘nalishlar bo‘yicha olib borish mumkin; xom ashyolardan asosiy mahsulotlarni ajratib olish darajasi yuqori; qo‘shimcha reaksiyalarning borish tezligini susaytirish imkoniyati mavjud. Nokatalitik jarayonlar yuqori haroratlarda ta’sirida olib boriladi. Bunday jarayonlar qatoriga quyidagilarni kiritish mumkin: suyuq va gzsimon uglevodorodli xom ashyoni piroliz qilish; kokslash; termik kreking va boshqalar. Har qanday kimyoviy reaksiya paytida issiqlik effekti yuz beradi. Issiqlikning yutilishi bilan boradigan reaksiyalar endotermik, issiqlikning ajralib chiqishi bilan yuz beradigan reaksiyalar esa ekzotermik deb ataladi. Murakkab kimyoviy jarayonlarda ikkala xil reaksiyalar ham yuz berishi mumkin. Bunday holatlarda yakuniy kattalik, ya’ni umumiy issiqlik effekti hisoblab chiqiladi. Kreking, piroliz, katalitik riforming endotermik reaksiyalar hisoblansa, gidrogenizatsiya, alkillash, polimerlanish reaksiyalari esa ekzotermik jarayonlarga misol bo‘la oladi.

4.2. Kimyoviy reaksiyalar kinetikasi. Kimyoviy kinetika – kimyoviy reaksiyalar tezliklari haqidagi ta’limot. Reaksiyaning kinetikasi deyilganda berilgan reaksiya tezligining konsentratsiya, harorat, bosim va boshqa omillardan bog‘liqligi tushuniladi.

Kimyoviy reaksiyaning tezligi hajm birligidagi komponent mollari sonining vaqt

birligida o‘zgarishi orqali ifoda qilinadi:
$$r = -\frac{1}{V} \frac{dN}{d\tau}, (1)$$

bu yerda V – reaksiyada qatnashayotgan komponentlarning hajmi; N – sarflanayotgan komponent mollarning soni; τ – komponentlarning kontakt vaqti. Agar $V = \text{const}$ bo‘lsa,

$N=CV$, bu yerda S – berilgan (sarflanayotgan) komponentning vaqtning ma'lum bir oni τ

ga mos kelgan konsentratsiyasi. Bunday sharoitda:

$$r = -\frac{d\left(\frac{N}{V}\right)}{d\tau} = -\frac{dc}{d\tau} . \quad (2)$$

Reaksiya tezligini reaktor hajmi V_R ga nisbatan olinsa, (1) tenglama quyidagi

ko'rinishga ega bo'ladi:

$$r = -\frac{1}{V_R} \frac{dN}{d\tau} . \quad (3)$$

Ikki fazali sistemalarda esa reaksiya tezligini fazalarning kontakt yuzasi F ga nisbatan

olish mumkin:

$$r = -\frac{1}{F} \frac{dN}{d\tau} . \quad (4)$$

Reaksiya kinetikasi tushunchasiga asoslangan holda, quyidagi kinetik tenglamani

yozish mumkin:

$$-\frac{dc}{d\tau} = KC_A^a C_B^b , \quad (5)$$

bu yerda K – reaksiya tezligining o'zgarmas soni; a va b – A va V komponentlari bo'yicha reaksiya tartiblari.

Reaksiyaning umumiy tartibi alohida olingan komponentlar tartiblarining yig'indisi Z ga teng: $Z = a + b + \dots$ (6)

Kimyoviy reaksiyaning kinetikasini o'rganishda o'zgartirish darajasi degan kattalik muhim ahamiyatga ega. Bu kattalik komponentlarning reaksiyaga uchragan mollari sonining komponentlardagi mollarning dastlabki soniga nisbati x orqali belgilanadi:

$$x = \frac{N_0 - N}{N_0} = 1 - \frac{N}{N_0} , \quad (7)$$

bu yerda N_0 – dastlabki oqimdagi mollar soni; N – reaksiya mahsulotlaridagi mollar soni.

O'zgarmas hajmda amalga oshiriladigan reaksiyalar uchun:

$$x = \frac{C_0 - C}{C_0} = 1 - \frac{C}{C_0} , \quad (8)$$

bu yerda S_0 – berilgan komponentning dastlabki oqimdagi konsentratsiyasi; S – berilgan komponentning reaksiya mahsulotlaridagi konsentratsiyasi. Birinchi tartibli reaksiya uchun, masalan, o'zgartirish darajasi x komponentlarning reaksiyada qatnashish vaqti τ bilan quyidagi tenglama orqali bog'langan:

$$\tau_K = \frac{Ln C_0}{C_0 - x} \quad (9)$$

Kimyoviy jarayon natijasida olingan mahsulot massasining qayta ishlashga jalb etilgan dastlabki materiallarning massasiga nisbati mahsulotning chiqishi deb yuritiladi. Agar yuz berayotgan kimyoviy jarayon stexiometrik tenglama bilan ifoda qilinsa, bunday sharoitda mahsulotning chiqishini olingan mahsulot massasini nazariy jihatdan olinishi mumkin bo'lgan massaga nisbati orqali aniqlanadi.

Komponentlarning reaksiyaga uchrash vaqti o'zgartirish darajasi va mahsulotning chiqishi bilan bog'liq bo'lib, reaktorning zarur bo'lgan o'lchamlarini aniqlashga yordam beradi. Odatda reaksiyaning davomiyligi tajriba yoki tajriba–sanoat uskunalari topiladi. Agar reaksiyaga kirishayotgan moddalarning unumdorligi V ma'lum bo'lsa, kimyoviy reaksiya uchun zarur bo'lgan hajm V_R quyidagi nisbat orqali aniqlanadi:

$$V_R = \frac{V \tau}{\varepsilon} \quad (10)$$

bu yerda ε – reaksiyon zonadagi erkin hajm ulushi.

Kimyoviy reaksiyalarning tezligini hisoblashda hajmiy tezlik va massaviy tezlik tushunchalari ham ishlatiladi. Suyuq holatdagi xom ashyo uchun hajmiy tezlik reaksiyon zonaning hajm birligiga vaqt birligida yuborilgan sovuq xom ashyoning hajmi orqali aniqlaniladi. Gazsimon xom ashyoning hajmi normal sharoitlar bo'yicha hisob-kitob qilinadi. Hajmiy tezlikning teskari qiymati reaksiyaning mavhum vaqti deb yuritiladi. Massaviy tezlikning qiymati esa xom ashyo bo'yicha massaviy ish unumdorligini reaksiyon hajmdagi katalizatorning massasiga nisbati orqali topiladi. Kimyoviy reaksiya tezligi o'zgarish sonining haroratdan bog'liqligi yuqori aniqlik bilan Arrhenius tenglamasi orqali

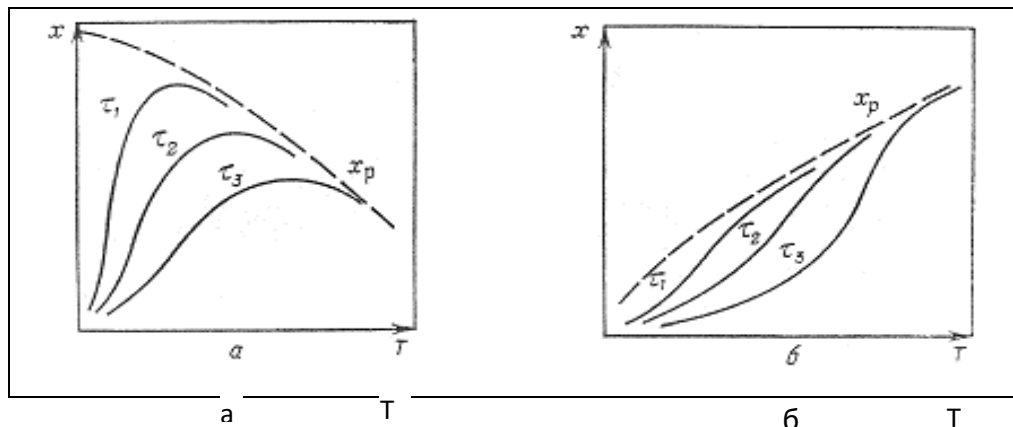
ifoda qilinadi:
$$K = K_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (11)$$

bu yerda K_0 – doimiy son; E – faollashtirish energiyasi; R – gazning universal doimiylik; T – harorat. Berilgan haroratda sistemadagi barcha molekulalar energiyasining o'rtacha qiymatiga nisbatan reaksiyaga uchragan molekulalarning ortiqcha energiyasi faollashtirish energiyasini belgilaydi. Faollashtirish energiyasi qancha ko'p bo'lsa, kimyoviy reaksiyaning tezligi shuncha kam bo'ladi. Ijobiy katalizatorlarni qo'llash faollashtirish energiyasining kamayishiga va kimyoviy reaksiya tezligining ko'payishiga

olib keladi yoki jarayonni ancha past haroratda olib borish uchun imkoniyat yaratib beradi. Agar T_1 haroratda reaksiya tezligining o'zgarish soni K_1 ga teng, T_2 bo'lganda esa K_2 ga teng bo'ladi, bunday sharoitda (11) tenglamani quyidagicha o'zgartirib yozish mumkin:

$$\ln \frac{K_1}{K_2} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (12)$$

Qaytaruvchi kimyoviy reaksiyalar uchun o'zgartirish darajasi harorat bilan reaksiyaning issiqlik effektiga ko'ra turlicha bog'langan bo'ladi (1-rasm). Ekzotermik reaksiyalarda haroratning ortishi bilan o'zgartirish darajasi dastlab ko'payadi, so'ngra kamayib ketadi. Shu sababdan ekzotermik reaksiyalarda berilgan reaksiya vaqti τ da o'zgartirish darajasi x maksimal nuqtaga yetadi. Endotermik reaksiyalarda haroratning ortishi bilan o'zgartirish darajasi ham ortib boradi. Shu bois bunday reaksiyalarni amalga oshirish uchun bir qator omillar (dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarining barqarorligi; texnologik imkoniyatlar; iqtisodiy masalalar va hokazo) ni hisobga olgan holatda maksimal haroratni qabul qilish maqsadga muvofiq bo'ladi.



1-rasm. Qaytaruvchi ekzotermik(a) va endotermik(b) reaksiyalar uchun jarayonning turlicha davomiyligi τ paytdagi o'zgartirish darajasi x ning harorat T dan bog'liqligi ($\tau_1 > \tau_2 > \tau_3$; x_r -muvozanat holatdagi qiymat).

Kimyoviy reaksiyalarning ko'pchiligi issiqlikning ajralib chiqishi yoki uning yutilishi bilan sodir bo'ladi. Kimyoviy jarayonning issiqlik effekti tajriba yo'li bilan topiladi yoki Gess qonuni bo'yicha hisoblaniladi. Ushbu qonunga asosan kimyoviy jarayonning issiqlik effekti reaksiya mahsulotlari va dastlabki moddalarning hosil bo'lish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi hamda dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarining yonish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi sifatida topiladi.

Kimyoviy reaksiyaning issiqlik effekti Q_r va uning muvozanat o'zgarish soni K_r

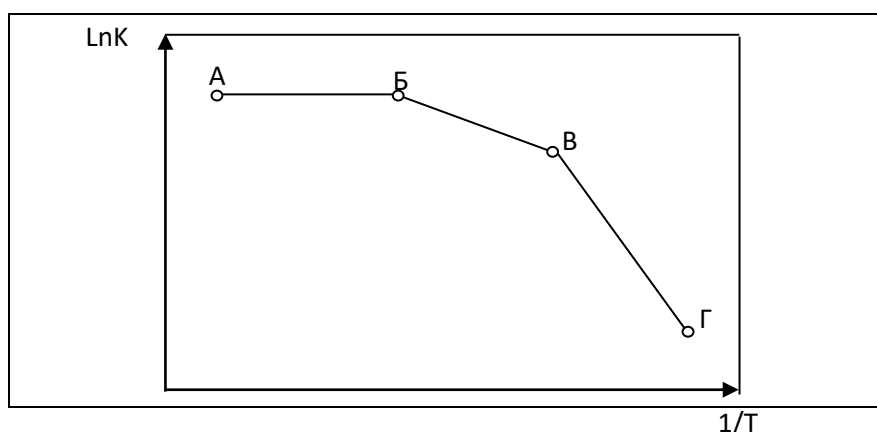
quyidagi tenglama orqali bog'langan:
$$\frac{d \ln K_p}{dT} = - \frac{Q_p}{RT^2} . \quad (13)$$

Agar muvozanat o'zgarish sonining haroratdan bog'liqligi ma'lum bo'lsa, oxirgi tenglamani integrallash mumkin bo'ladi. Bosimning o'zgarishi odatda kimyoviy reaksiyaning issiqlik effektiga juda kam ta'sir qiladi; texnik hisoblashlarda ushbu ta'sir hisobga olinmasa ham bo'ladi. Yuqori bosimlarda esa bosimning ta'siri albatta hisobga olinishi kerak. Neftni qayta ishlash texnologiyasining bir qator jarayonlari uchun issiqlik effektlarining qiymatlari (kJ/kg hisobida) juda keng chegarada o'zgaradi:

Gazoyllarni termik kreking qilish	300 – 1000
Kerosinli fraksiyalarni piroliz qilish	1400 – 2000
Katalitik kreking	200 – 550
Butanni vodorodsizlantirish	2000
Gidroforming	750
Alkillash	1000
Kreking katalizatoridagi koksni kuydirish	28000 – 32000

Qattiq g'ovaksimon katalizatorlarning ishtiroki bilan olib boriladigan kimyoviy reaksiyalar (katalitik kreking, vodorodsizlantirish va boshqalar)ning tezliklari quyidagi asosiy bosqichlar orqali aniqlanadi: komponentlarning kimyoviy o'zgarishi, komponentlarning tashqi diffuziya orqali katalizatorning yuzasi tomon siljishi va komponentlarning katalizatorning g'ovaklaridagi ichki diffuziyasi. Bunday holatda reaksiyaga uchrayotgan molekulalar tashqi diffuziya ta'sirida katalizator granulalarining tashqi yuzasiga yaqinlashadi va ichki diffuziya yordamida g'ovaklar orqali katalizatorning faol markazlariga tomon siljiydi. So'ngra kimyoviy reaksiya yuz beradi, hosil bo'lgan mahsulot esa granulalarning tashqarisiga chiqadi. Jarayonning tezligi eng sekin boradigan bosqichning tezligi bilan belgilanadi. Agar komponentlarning diffuziyasi katta tezlik bilan borayotgan bo'lsa, jarayonning tezligini uning kimyoviy bosqichi belgilaydi (demak, reaksiya kinetik zonada yuz bermokda). Agar reaksiyaga uchrayotgan moddalar katta tezlik bilan siljiyotgan bo'lsa, kimyoviy reaksiya diffuzion zonada amalga oshayotgan bo'ladi. Reaksiya tezligi o'zgarish sonining haroratdan bog'liqligi ma'lum bo'lsa (2-rasm), jarayonning tezligini belgilovchi bosqichni aniqlash mumkin bo'ladi. Diffuzion zonada (AB chizig'i) boradigan kimyoviy reaksiyada jarayonning tezligiga harorat juda

kam ta'sir qiladi, chunki haroratning o'zgarishi bilan diffuziya koeffitsiyenti ham juda kam o'zgaradi. Shu sababdan ushbu zonada reaksiya tezligini oshirish uchun gidrodinamik omillar (oqim tezligini oshirish, jadallik bilan aralastirish



2-rasm. Jarayonning hal qiluvchi bosqichini aniqlashda kimyoviy reaksiya tezligi o'zgarmas sonining haroratdan bog'liqligi. va boshqalar) dan foydalanish zarur yoki katalizator granulalarining o'lchamlarini kichraytirish kerak. Kimyoviy reaksiya kinetik zonada (VG chizig'i) olib borilganda, haroratning oshishi reaksiya tezligining anchagina ko'payishiga olib keladi. Bunda boshqa omillar jarayonning umumiy tezligiga juda ham kam ta'sir etadi. O'tish zonasida (BV chizig'i) esa kinetik va diffuzion zonalardagi reaksiya tezliklari hisobga olinishi lozim. Arrenius tenglamasiga binoan, to'g'ri chiziqning absissa o'qiga nisbatan hosil qilgan burchak tangensi faollashtirish energiyasini belgilaydi. Diffuzion zona uchun egilish burchagi tangensi, ya'ni faollashtirish energiyasi, kichik bo'lsa, kinetik zonada esa anchagina katta qiymatni tashkil etadi.

Katalizatorlar ishtirokidagi reaksiyalar kinetikasi. Kimyoviy kinetika – kimyoviy reaksiyalar tezliklari haqidagi ta'limot. Reaksiyaning kinetikasi deyilganda berilgan reaksiya tezligining konsentratsiya, harorat, bosim va boshqa omillardan bog'liqligi tushuniladi. Kimyoviy reaksiyaning tezligi hajm birligidagi komponent mollari sonining

$$\text{vaqt birligida o'zgarishi orqali ifoda qilinadi: } r = -\frac{1}{V} \frac{dN}{d\tau}, \quad (18.1)$$

bu yerda V – reaksiyada qatnashayotgan komponentlarning hajmi; N – sarflanayotgan komponent mollarning soni; τ – komponentlarning kontakt vaqti.

Agar $V = \text{const}$ bo'lsa, $N = CV$, bu yerda S – berilgan (sarflanayotgan) komponentning vaqtning ma'lum bir oni τ ga mos kelgan konsentratsiyasi.

$$\text{Bunday sharoitda: } r = -\frac{d\left(\frac{N}{V}\right)}{d\tau} = -\frac{dc}{d\tau} . \quad (18.2)$$

Reaksiya tezligini reaktor hajmi V_R ga nisbatan olinsa, (18.1) tenglama quyidagi

$$\text{ko‘rinishga ega bo‘ladi: } r = -\frac{1}{V_R} \frac{dN}{d\tau} . \quad (18.3)$$

Ikki fazali sistemalarda esa reaksiya tezligini fazalarning kontakt yuzasi F ga nisbatan

$$\text{olish mumkin: } r = -\frac{1}{F} \frac{dN}{d\tau} . \quad (18.4)$$

Reaksiya kinetikasi tushunchasiga asoslangan holda, quyidagi kinetik tenglamani

$$\text{yozish mumkin: } -\frac{dc}{d\tau} = KC_A^a C_B^b , \quad (18.5)$$

bu yerda K – reaksiya tezligining o‘zgarmas soni; a va b – A va B komponentlari bo‘yicha reaksiya tartiblari.

Reaksiyaning umumiy tartibi alohida olingan komponentlar tartiblarining yig‘indisi Z ga teng: $Z = a + b + \dots$ (18.6)

Kimyoviy reaksiyaning kinetikasini o‘rganishda o‘zgartirish darajasi degan kattalik muhim ahamiyatga ega. Bu kattalik komponentlarning reaksiyaga uchragan mollari sonining komponentlardagi mollarning dastlabki soniga nisbati x orqali belgilanadi:

$$x = \frac{N_0 - N}{N_0} = 1 - \frac{N}{N_0} , \quad (18.7)$$

bu yerda N_0 – dastlabki oqimdagi mollar soni; N – reaksiya mahsulotlaridagi mollar soni. O‘zgarmas hajmda amalga oshiriladigan reaksiyalar uchun: $x = \frac{C_0 - C}{C_0} = 1 - \frac{C}{C_0}$,

(18.8)

bu yerda S_0 – berilgan komponentning dastlabki oqimdagi konsentratsiyasi; S – berilgan komponentning reaksiya mahsulotlaridagi konsentratsiyasi.

Birinchi tartibli reaksiya uchun, masalan, o‘zgartirish darajasi x komponentlarning reaksiyada qatnashish vaqti τ bilan quyidagi tenglama orqali bog‘langan:

$$\tau K = \ln C_0 (C_0 - x) . \quad (18.9)$$

Kimyoviy jarayon natijasida olingan mahsulot massasining qayta ishlashga jalb etilgan dastlabki materiallarning massasiga nisbati mahsulotning chiqishi deb yuritiladi. Agar yuz berayotgan kimyoviy jarayon stexiometrik tenglama bilan ifoda qilinsa, bunday sharoitda mahsulotning chiqishini olingan mahsulot massasini nazariy jihatdan olinishi mumkin bo'lgan massaga nisbati orqali aniqlanadi. Komponentlarning reaksiyaga uchrash vaqti o'zgartirish darajasi va mahsulotning chiqishi bilan bog'liq bo'lib, reaktorning zarur bo'lgan o'lchamlarini aniqlashga yordam beradi. Odatda reaksiyaning davomiyligi tajriba yoki tajriba–sanoat uskunalariida topiladi. Agar reaksiyaga kirishayotgan moddalarning unumdorligi V ma'lum bo'lsa, kimyoviy reaksiya uchun zarur bo'lgan hajm V_R quyidagi

$$\text{nisbat orqali aniqlanadi: } V_R = \frac{V\tau}{\varepsilon}, \quad (18.10)$$

bu yerda ε – reaksiyon zonadagi erkin hajm ulushi.

Kimyoviy reaksiyalarning tezligini hisoblashda hajmiy tezlik va massaviy tezlik tushunchalari ham ishlatiladi. Suyuq holatdagi xom ashyo uchun hajmiy tezlik reaksiyon zonaning hajm birligiga vaqt birligida yuborilgan sovuq xom ashyoning hajmi orqali aniqlaniladi. Gazsimon xom ashyoning hajmi normal sharoitlar bo'yicha hisob-kitob qilinadi. Hajmiy tezlikning teskari qiymati reaksiyaning mavhum vaqti deb yuritiladi. Massaviy tezlikning qiymati esa xom ashyo bo'yicha massaviy ish unumdorligini reaksiyon hajmdagi katalizatorning massasiga nisbati orqali topiladi. Kimyoviy reaksiya tezligi o'zgarmas sonining haroratdan bog'liqligi yuqori aniqlik bilan Arrhenius tenglamasi orqali

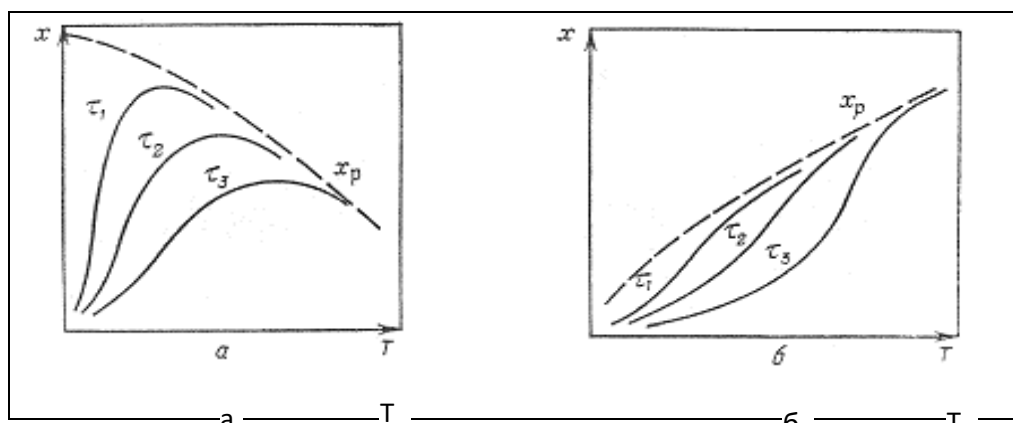
ifoda qilinadi: $K = K_0 e^{-\frac{E}{RT}}$, (18.11) bu yerda K_0 – doimiy son; E – faollashtirish energiyasi; R – gazning universal doimiylik; T – harorat. Berilgan haroratda sistemadagi barcha molekular energiyasining o'rtacha qiymatiga nisbatan reaksiyaga uchragan molekularning ortiqcha energiyasi faollashtirish energiyasini belgilaydi. Faollashtirish energiyasi qancha ko'p bo'lsa, kimyoviy reaksiyaning tezligi shuncha kam bo'ladi.

Ijobiy katalizatorlarni qo'llash faollashtirish energiyasining kamayishiga va kimyoviy reaksiya tezligining ko'payishiga olib keladi yoki jarayonni ancha past haroratda olib borish uchun imkoniyat yaratib beradi. Agar T_1 haroratda reaksiya tezligining o'zgarmas

soni K_1 ga teng, T_2 bo'lganda esa K_2 ga teng bo'ladi, bunday sharoitda (18.11) tenglamani

$$\text{quyidagicha o'zgartirib yozish mumkin: } \ln = \frac{K_1}{K_2} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right). \quad (18.12)$$

Qaytaruvchi kimyoviy reaksiyalar uchun o'zgartirish darajasi harorat bilan reaksiyaning issiqlik effektiga ko'ra turlicha bog'langan bo'ladi (18.1-rasm). Ekzotermik reaksiyalarda haroratning ortishi bilan o'zgartirish darajasi dastlab ko'payadi, so'ngra kamayib ketadi. Shu sababdan egzotermik reaksiyalarda berilgan reaksiya vaqti τ da o'zgartirish darajasi x maksimal nuqtaga yetadi. Endotermik reaksiyalarda haroratning ortishi bilan o'zgartirish darajasi ham ortib boradi. Shu bois bunday reaksiyalarni amalga oshirish uchun bir qator omillar (dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarining barqarorligi; texnologik imkoniyatlar; iqtisodiy masalalar va hokazo) ni hisobga olgan holatda maksimal haroratni qabul qilish maqsadga muvofiq bo'ladi.



18.1-rasm. Qaytaruvchi egzotermik(a) va endotermik(b) reaksiyalar uchun

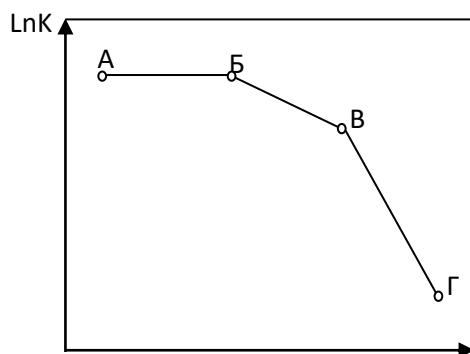
jarayonning turlicha davomiyligi τ paytdagi o'zgartirish darajasi x ning harorat T dan bog'liqligi ($\tau_1 > \tau_2 > \tau_3$; x_p -muvozanat holatdagi qiymat). Kimyoviy reaksiyalarning ko'pchiligi issiqlikning ajralib chiqishi yoki uning yutilishi bilan sodir bo'ladi. Kimyoviy jarayonning issiqlik effekti tajriba yo'li bilan topiladi yoki Gess qonuni bo'yicha hisoblaniladi. Ushbu qonunga asosan kimyoviy jarayonning issiqlik effekti reaksiya mahsulotlari va dastlabki moddalarning hosil bo'lish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi hamda dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarining yonish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi sifatida topiladi. Kimyoviy reaksiyaning issiqlik effekti Q_r va uning muvozanat o'zgarish soni K_r quyidagi tenglama orqali bog'langan:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = - \frac{Q_p}{RT^2}. \quad (18.13)$$

Agar muvozanat o'zgarish sonining haroratdan bog'liqligi ma'lum bo'lsa, oxirgi tenglamani integrallash mumkin bo'ladi. Bosimning o'zgarishi odatda kimyoviy reaksiyaning issiqlik effektiga juda kam ta'sir qiladi; texnik hisoblashlarda ushbu ta'sir hisobga olinmasa ham bo'ladi. Yuqori bosimlarda esa bosimning ta'siri albatta hisobga olinishi kerak. Neftni qayta ishlash texnologiyasining bir qator jarayonlari uchun issiqlik effektlarining qiymatlari (kJ/kg hisobida) juda keng chegarada o'zgaradi:

Gazoyllarni termik kreking qilish	300 – 1000
Kerosinli fraksiyalarni piroliz qilish	1400 – 2000
Katalitik kreking	200 – 550
Butanni vodorodsizlantirish	2000
Gidroforming	750
Alkillash	1000
Kreking katalizatoridagi koksni kuydirish	28000 – 32000

Qattiq g'ovaksimon katalizatorlarning ishtiroki bilan olib boriladigan kimyoviy reaksiyalar (katalitik kreking, vodorodsizlantirish va boshqalar)ning tezliklari quyidagi asosiy bosqichlar orqali aniqlanadi: komponentlarning kimyoviy o'zgarishi, komponentlarning tashqi diffuziya orqali katalizatorning yuzasi tomon siljishi va komponentlarning katalizatorning g'ovaklaridagi ichki diffuziyasi. Bunday holatda reaksiyaga uchrayotgan molekulalar tashqi diffuziya ta'sirida katalizator granulalarining tashqi yuzasiga yaqinlashadi va ichki diffuziya yordamida g'ovaklar orqali katalizatorning faol markazlariga tomon siljiydi. So'ngra kimyoviy reaksiya yuz beradi, hosil bo'lgan mahsulot esa granulalarning tashqarisiga chiqadi. Jarayonning tezligi eng sekin boradigan bosqichning tezligi bilan belgilanadi. Agar komponentlarning diffuziyasi katta tezlik bilan borayotgan bo'lsa, jarayonning tezligini uning kimyoviy bosqichi belgilaydi (demak, reaksiya kinetik zonada yuz bermokda). Agar reaksiyaga uchrayotgan moddalar katta tezlik bilan siljiyotgan bo'lsa, kimyoviy reaksiya diffuzion zonada amalga oshayotgan bo'ladi. Reaksiya tezligi o'zgarish sonining haroratdan bog'liqligi ma'lum bo'lsa (18.2-rasm), jarayonning tezligini belgilovchi bosqichni aniqlash mumkin bo'ladi. Diffuzion zonada (AB chizig'i) boradigan kimyoviy reaksiyada jarayonning tezligiga harorat juda kam ta'sir qiladi, chunki haroratning o'zgarishi bilan diffuziya koeffitsiyenti ham juda kam o'zgaradi. Shu sababdan ushbu zonada reaksiya tezligini oshirish uchun gidrodinamik omillar (oqim tezligini oshirish, jadallik bilan aralashtirish



18.2-rasm. Jarayonning hal qiluvchi bosqichini aniqlashda kimyoviy reaksiya tezligi o'zgarmas sonining haroratdan bog'liqligi va boshqalar) dan foydalanish zarur yoki katalizator granulalarining o'lchamlarini kichraytirish kerak. Kimyoviy reaksiya kinetik zonada (VG chizig'i) olib borilganda, haroratning oshishi reaksiya tezligining anchagina ko'payishiga olib keladi. Bunda boshqa omillar jarayonning umumiy tezligiga juda ham kam ta'sir etadi. O'tish zonasida (BV chizig'i) esa kinetik va diffuzion zonalardagi reaksiya tezliklari hisobga olinishi lozim. Arrenius tenglamasiga binoan, to'g'ri chiziqning absissa o'qiga nisbatan hosil qilgan burchak tangensi faollashtirish energiyasini belgilaydi. Diffuzion zona uchun egilish burchagi tangensi, ya'ni faollashtirish energiyasi, kichik bo'lsa, kinetik zonada esa anchagina katta qiymatni tashkil etadi.

Gomogen reaksiyalarining asosiy koniyatlari Jarayon kinetikasiga ta'sir etuvchi asosiy faktorlar:

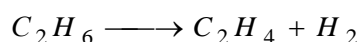
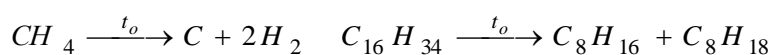
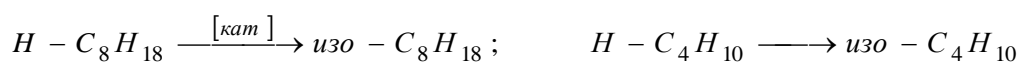
- moddalar konsentratsiyasi
- temperatura
- bosim
- aralashtirish darajasi

Gomogen reaksiyalarning tezlisi asosan asosiy kimyoviy reaksiyaning tezligi bilan xarakterlanadi. Kinetik xarakteristikalar: reaksiyaning molekulyarligi va reaksiyaning tartibi.

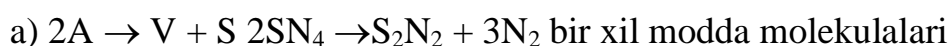
Molekulyarligi elementar amalda ishtirok etuvchi molekulalar soni:

- monomolekulyar (1 molekula)
 - a) ichki molekulyar kayta guruxlanish (izomerizatsiya, inversiya) $A \rightarrow V$
 - b) Parchalanish reaksiyalari (degidrogenlanish, degomogenvodorod) $A \rightarrow D + D'$

Misollar:



Ikki molekulyar (bimolekulyar) reaksiyalar: Elementar amalda ikki molekula ishtirok etadigan jarayonlar:

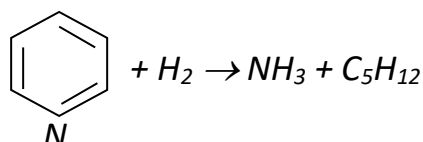
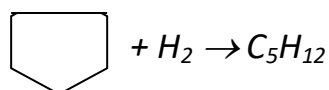
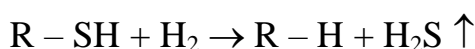


Reaksiyaning tartibi reaksiya tezligining moddalar konsentratsiyasi darajalari (yigindisi) ga kanday bog'ligini kursatadi. $V = KC_A^n C_B^m$ $n + m =$ reaksiya tartibi

Reaksiya tartibi uning molekulyarligi oddiy reaksiyalari mos keladi (bir boskichli, bir yunalishda boradigan). $V \approx t^0$ bog'liklik $n \rightarrow \max$ bilan ortadi.

$V \sim C$ bog'lik, reaksiya tartibi kanchalik yukori bulsa, tezlikning konsentratsiyaga bog'ligi xam shuncha yukori buladi.

$$K = K_o l^{-\frac{E}{RT}} \text{ yoki } 2,3 \lg \frac{K_2}{K_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_2} \right)$$



Geterogen nokatalitik jarayonlar Neftni va gazni kayta ishlash texnologiyasida geterogen jarayonlar (turli fazalar yoki uzaro aralashmaydigan suyuqliklarda) kup kullaniladi. Bunday jarayonlar komponentlarning agregat xolatlariga kura turlarga ajratiladi G-S; G-K.j.; S-K.j. Geterogen jarayonlarning borish mexanizmi ancha murakkab

bulib, asosan, zarrachalarning fazalararo sirtga yetib kelishi va fazalar sirt chegarasida moda almashinuvidan iborat. Shu sababli geterogen jarayonlarning tezliklari gomogen jarayonlarnikidan kam buladi. Geterogen jarayonlar uzaro boglik bulgan fiziko-kimyoviy jarayonlar majmuasi va kimyoviy o'zgarishlarni uz ichiga olib, murakkab jarayonligi sababli ularni urganishda aloxida-aloxida kislmlarga ajratiladi. Avvalo, jarayon diffuziya soxasida yoki kinetik soxada borayotganligi aniklanadi. Xisoblashlarda kaysi birining xissasi kam balsa, shu boskich e'tiborga olinmaydi. Aksariyat jarayonlar kimyoviy o'zgarishlarga boglik bulmaydi, shuning uchun fizik-kimyoviy o'zgarishlar asosiy rolni uynaydi. Bu jarayonlar katoriga tarkibinnig uzgarmay buglanishi, xaydash, erish, ekstraksiya, kondensatsiyalar kiradi.

Asosiy texnologik kursatkichlari katoriga maxsulotning muvozanatda chikishi va (faktik, anik) xakikiy chikishi kiradi. Birinchisi fakat muvozanat xolati bilan, ikkinchisi muvozanat va jarayonning tezligi bilan xarakterlanadi. Maxsulotning muvozanat va xakikiy chikishini oshirish xar kandy texnologiyaning asosiy vazifasi bo'lishi shart.

Buning uchun: muvozanatni chukur taxlil etishni geterogen muvozanantning siljishiga: $t_0; P, C_{d,m}, S_{max}$ ta'sir etadi. $A + V \rightleftharpoons AV$ $K_p = \frac{[AB]}{[A] \cdot [B]}$

Geterogen jarayonlardagi muvozanat K_{muv} , komponentlarning fazalararo taksimlanishi va fazalar koidasiga boglikdir. Geterogen (gomogen)jarayonlarning muvozanat doimiysi K_{muv} (K_S, K_N).

Sistemaning muvozanatga yetish kriteriyasi R_a -bilan belgilanib, $R_a = 1/(1-X_f)$, X_f -xakikiy chikish kiymati: $X_f = S_f/S_r$ Fazalar koidasi $S = K + P - F$

Geterogen jarayonlar tezligi. Maxsulotning xakikiy chikish kiymati bilan xarakterlanadi (yoki kinetik tenglamadan tezlik koeffitsiyenti). Xakikiy chikish modda almashinuvidan gidrodinamik, fizik, kimyoviy faktorlarga boglik bulib.

Kimyovimy faktor – $K_{(tezl)}$

Fizik va gidrodinamik: fazalararo sirt yuzasi, diffuziya koeffitsiyenti, reagentning va maxsulotning fizikaviy xossalari, apparatning geometrik parametrlari.

Geterogen jarayonlar 3 ga bulinadi: sirt chegarasi yuzasida boruvchi reaksiyalar ($K-S$; $K-T$; $G-S-K$). bir modda boshka modda (fazasi)ga utgandan keyin boruvchi reaksiyalar

($G \rightleftharpoons S$; $S_1 \rightleftharpoons S_2$; $K \rightleftharpoons S$; $G \rightleftharpoons S \rightleftharpoons K$) yangi xosil bulgan faza yuzasida boruvchi reaksiyalar. Bu kattik fazalarda kuprok ruy beradi. Agar jarayon kinetik soxada ruy bersa, bu geterogen jarayon uchun gomogen reaksiya konuniyatlari urinli!

Diffuziya soxasida boruvchi jarayonlar uchun: aktivlianish energiyasining kichik kiymati; xaroratning tezliliga juda kam ta'siri. Komponentlar aralashuvining jarayon tezligiga katta ta'siri. Geterogen jarayonlar ta'siri: $U = \frac{dG}{d\tau} = KF \Delta C$ Tulik aralashuv

jarayoni uchun $U = \frac{G}{\tau} = KF \Delta C_K \Delta S$ – xarakatlantiruvchi kuch, F – kontaktdagi fazalar yuzasi, K – tezlik konstantasi.

$\Delta S \rightarrow \max$ ga yetkazish uchun reaksiya fiziko-kimyoviy sharoitini yaxshilashni ($S \rightarrow \max$, optimal xarorat, optimal bosim). Kontaktdagi yuzalar kiymati reaksiyaon apparatlarning konstruksiyasi va gidrodinamik sharoitlarni uzgartirish bilan erishiladi.

Katalitik jarayonlar. Kataliz suzi grekcha bulib, uning ma'nosi parchalanish demakdir. Lekin katalizator tushunchasi butunlay boshka ma'noni bildiradi. Reaksiyani tezlatuvchi moddalar katalizator deb, katalizatorlar ishtirokida boruvchi reaksiyalar esa katalitik reaksiyalar va bunday reaksiyalar borish xodisasini kataliz deb ataladi. Kataliz xodisasi tabiatda juda kup bulib turadi. Usimlik va xayvon organizmida kupincha protsesslar biokatalizatorlar (fermentlar) ta'sirida buladi. Bunday katalizatorlarning ba'zilari kadim zamonlarida xam ma'lum bulib, ularni kishilar uz extiyoji uchun (masalan, xamir oshirish uchun, uzum va mevalarni bijgitib spirtli ichimliklar va sirka olish uchun) foydalanganlar. XVII asrda kimyo fani tarakkiy etishi natijasida sanoat maksadlari uchun sun'iy katalizatorlar topiladi. Xozirgi vakt da kataliz kimyo sanoatining deyarli xamma soxasida keng foydalaniladi. Kataliz yordamida yangi moddalar xosil kilishga muvaffak bulinadi. Texnologik jarayonlar oddiylashtirildi, sanoat uskunalarning texnika-iktisodiy kursatkichlari anchagina kutarildi. Kataliz xodisasini tekshirishda javob bergani uchun kataliz xodisasiga kizikish juda kulay va bu soxada anchagina muvaffakiyatlariga erishildi. Sun'iy kauchuk xosil kilish, vodorod va azotdan ammiak olish sun'iy usullar bilan spirt, polimerlanish protsesslari yordamida turli plastmassalar olishda, yokilgi sanoatida va kreking sanoatida, shuningdek, sanoatning boshka tarmoklarida keng ravishda

katalizatorlardan foydalaniladi. Xozir kimyo sanoatining katalizator ishlatilmaydigan tarmogi juda kam. Yakingacha, asosan kataliz jarayonining amaliyotigagina axamiyat berib kelingan edi, fakat sunggi vaqtlardagina uning nazariyasiga aloxida axamiyat berila boshlandi. Katalizatorlar reaksiyaning avtivanish energiyasini kamaytiradi. Reaksiyani tezligi avtivanish energiyasiga teskari proporsional ekanligini bilamiz. Kanda bulmasin biror reaksiya katalizatorsiz sezilarli tezlik bilan bormasa, bu xol reaksiyaning avtivanish energiyasi, xatto katta energiya zapasiga ega bulgan molekularning energiyasidan xoli yukori ekanini kursatdi. Katalizatorlar reaksiyaning avtivanish energiyasini ma'lum sharoitda molekular yenga oladigan darajaga kadar kamaytiradi. Natijada reaksiyani tezligi oshadi. Demak, katalizatorlarning reaksiyalar tezligini oshirishiga asosiy sabab, katalizator ishtirokida reaksiya avtivanish energiyasini kamayishidir (yoki uning maydalanishidir). Turli katalizatorlar reaksiyani avtivanish energiyasini turli darajagacha kamaytiradi. Jadvalda turli moddalarni gidrogenlash reaksiyasi avtivanish energiyasining turli katalizatorlar ishtirokida kanda kamayishi kursatilgan.

Moddalar	Aktivanish energiyasi (kal/4,187·10 ⁶ Dj/k mol)			
	Pt – asbest	Pt – kumir	Pa	Ni
Geksagidrobenzol	18040	18040	15300	9170
Dekagidronaftalin	18990	18990	-	-
Piperidin	1930	-	16250	-

Katalizning kvalifikatsiyasi. Kataliz reaksiya borgan soxaga va reaksiya mexanizmiga karab ikki xil klassifikatsiyalanadi. Kataliz reaksiya borgan soxaga kura gomogen va geterogen (kontakt) katalizga bulinadi. Gomogen katalizda reagentlar va katalizator bir muxitda, bir xil agregat xolatda buladi. Masalan, efirlar ishkorianish reaksiyasida efir, katalizator kislota – suyaklik, nitroza usuli bilan HNO₃ olishda esa reagent xam, katalizator xam gazdir. Geterogen katalizda reagentlar va katalizatorlar turli muxitda, turli agregat xolida buladi. Masalan, ammiakni sintez reaksiyasi (3H₂ + N₂ = 2NH₃) dan reagentlar gaz xolatda, katalizator (Fe, Pt) esa kattik xolatda buladi. Amalda eng kup tarkalgan kataliz geterogen bulib, kimyo sanoatida 80 % maxsulot shu usulda olinadi. Kataliz reaksiyaning mexanizmiga karab, kislota – asos kataliz bilan oksidlanish – kaytarilish katalizga bulinadi. Kupchilik gomogen katalizlar kislota – asos kataliz mexanizmi bilan, geterogen kataliz esa, asosan oksidlanish-kaytarilish kataliz – almashish mexanizmi bilan boradi.

Katalizning umumiy prinsiplari. Kataliz xodisasi bir nechta umumiy prinsipga ega.

Katalizatorlar saylash (selektivlik) xossasiga ega. Xamma kimyoviy reaksiyalar uchun umumiy katalizator bulmaydi. Ma'lum reaksiyani yoki reaksiyalar guruxini ma'lum katalizatorgina tezlatadi. Biror reaksiyani tezlatadigan katalizator boshka reaksiya uchun katalizator bula olmasligi mumkin. Reaksiya bir nechta yunalishda borishi mumkin bulsa, ma'lum katalizator ma'lum yunalishnigina tezlatadi. Masalan, etil spirtni turli katalizatorlar yordamida parchalab, bir kancha yunalishda olib borishi mumkin.

Katalizatorlar	Reaksiyani yunalishi
Maxsus	
Cu (200-250 ⁰ C)	CH ₃ COOC ₂ H ₅ + 2H ₂
Al ₂ O ₃ (350 ⁰ C)	C ₂ H ₄ + H ₂ O
Al ₂ O ₃ (250 ⁰ C)	(C ₂ H ₅) ₂ O + H ₂ O
Aktivlangan	
Su (200 ⁰ C)	CH ₃ CHO + H ₂
ZnO·Cr ₂ O ₃	CH ₂ =CH-CH=CH ₂
Na	C ₄ H ₉ OH + H ₂ O

Katalizatorlarning selektivligidan, ya'ni ma'lum katalizatorning ma'lum reaksiyani yoki ma'lum reaksiya yunalishini tezlatishidan sanoatda keng foydalaniladi. Katalizatorning bu xossasi kerakli reaksiya yunalishinigina tezlatishi xamda kushimcha reaksiyalarni borishiga yul kuymaydi.

Katalizatorlar reaksiya muvozanatiga ta'sir etmaydi. Katalizatorlar nazariy yul bilan xisoblab topilganiga karaganda kup maxsulot xosil kilishga yordam bermaydi, ya'ni muvozanat konstantasining kiymatini uzgartirmaydi. Katalizatorlar nazariy jixatdan chikishi kerak bulgan maxsulot mikdorini kiska vakt ichida olishga imkon beradi xolos, masalan, H₂ + J₂ = 2HJ reaksiyaning muvozanati katalizatorlarsiz va turli katalizatorlar ishtirokida mukammal tekshirilgan. 350⁰S da HJ ning dissotsiyalanish darajasi katalizatorlarsiz 0,186 ga, Pt katalizator ishtirokida esa 0,19 ga teng.

Ma'lum katalizator ta'sirida kaytar reaksiyani tezlanishi. Katalizatorning reaksiya muvozanatini siljitmasligidan ular tugri va teskari reaksiyalar tezligini bir xildi oshiradi degan xulosa kelib chikadi. Masalan, $SO + 2N_2 = SN_3ON$

Bu reaksiya bosim ostida turli katalizatorlar (ZnO, ZnO·Cr₂O₃; 8ZnO·Cr₂O₃ Cr O₃ va boshkalar) ishtirokida olib boriladi. Ular yukori bosimda reaksiyani chapdan ungga, past bosimda esa ungdan chap tomonga tezlatadi. Yana bir misol: $S_6N + 2N_2 = S_6N_{12}$

Pt, Pd, Ni – katalizatorlarda tezlashadi. 200-240⁰S da benzol fakat siklogeksanga, 200-300⁰S da esa siklogeksan deyarli tula parchalanib, benzol va vodorodga aylanadi. Oralik xaroratda esa bu moddalarning xammasi mavjud buladi.

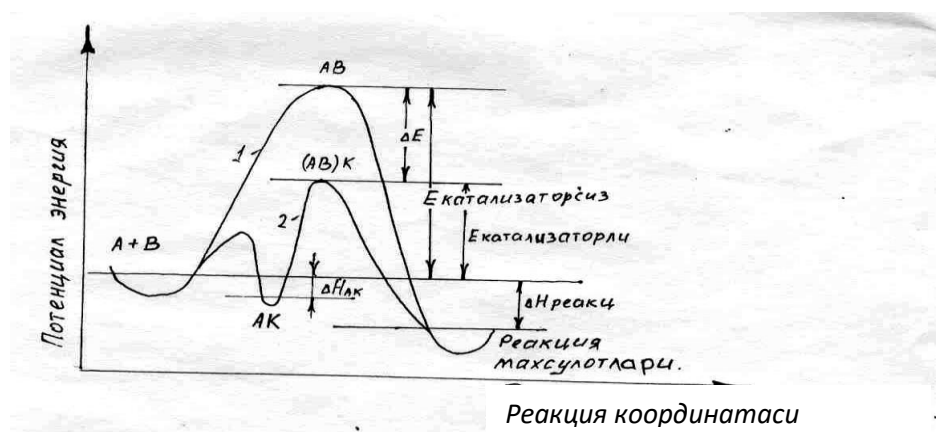
Katalitik jarayonlarni sanoatda tutgan urni va vazifalari. Yakin yillar ichida Uzbekiston neft, gaz va gazokondensat kazib olish buyicha kurinarli urinlarni egallaydi. Bu esa respublikada yukori sifatli yokilgi ishlab chikarishga va kelgusida kimyo sanoati uchun maxsulotlar yetkazib beradigan xomashyo bazasini tashkil etishga yordam beradi. Uzbekistonda tabiiy gaz konlari va ularning zaxiralari juda kup. Bu esa gaz kazib olinganda chikadigan (gaz bilan) gazokondensatni ishlab chikarishni kupaytiradi. Shuningdek neftni xam zaxiralari katta. Gazokondensatlarni yukori sifatli ekanligi – ularni tarkibidagi naften va aromatik uglevodlarni kupligi (70 % gacha) va ularda smola-asfaltenli moddalarni deyarli yukligi, seroorganik birikmalarni kamligi, gazokondensatlarni polimer sanoati uchun va boshka kimyoviy maxsulotlar olish uchun kimmatbaxo xomashyo ekanligini kursatib turibdi. Neftni kayta ishlash sanoatiga yangi protsesslarni kirib kelishi (katalitik kreking, gidrotozalash, gidrokreking) rangsiz neft maxsulotlarini kuplab ishlab chikarilishiga olib keldi. Xalk xujaligini neft maxsulotlariga bulgan extiyojini biroz yaxshiladi. Lekin neftni kayta ishlash sanoatining va boshka soxalarning yutuklari kancha yukori bulmasin – ularni rivojlanishini texnikaviy darajasi jaxon texnika darajasidan maxsulotlarni kompleks kayta ishlash soxasida, ayniksa, yukori sifatli maxsulotlari - benzin, kerosin, dizel yokilgisi, spirtlar, plastifikatorlar, parafinlar, prisadkalar va boshka kimmatbaxo kimyoviy materiallar ishlab chikarishda orkada kolmokda.

Bu masalalarni xal kilish uchun yangi katalitik jarayonlarni sanoatga tadbik kilish bilan bir paytda (katalitik kreking, katalitik riforming, alkillash, polimerlash, gidrotozalash va xokazo) prinsipial yangi katalizatorlarni sintez kilish va sanoatga joriy kilish kerak. Bir katalizatorda, bir reaktorda, polifunksional katalizator yordamida ikki-uch jarayonni olib borish yukorida kursatilgan kamchiliklarni barxam berishga yordam beradi. Yangi katalizatorlarni yaratish, ularni sanoat mikyosida sinab kurish kup vakt talab kiladi. Buning uchun ilmiy tekshiruv ishlarini olib borish uchun yangi apraratlarni kullash kerak buladi. Buning natijasida ilmiy tadjikot ishlarni bajarish uchun ketadigan vakt ancha kamayadi. Bu yerda analitik ishlarda kullaniladigan xromotograf va fizik-kimyoviy priborlar tugrisida,

ularni tadqiq qilish masalasi turibdi. Neftni kayta ishlash va neft kimyosi sanoatida hozirgi vaktida sanoat miqyosida juda kup katalizatorlar ishlab chikarilmokda. Lekin bu katalizatorlarni kupchiligini 20-30 yil oldin tatbik etilgan. Yangi nazariyalar asosida tayyorlangan va tatbik etilgan katalizatorlar deyarli yuk.

Kataliz tugrisida umumiy tushunchalar. Katalizatorlar - bular shunday moddalarki, reaksiyada katnashayotgan reagentlar bilan kuplab oralik reaksiyalarga kirishib, reaksiyani mexanizmini uzgartirib uni tezligini oshiradi. Oralik reaksiyalarida ishtirok etib bulgandan keyin (xar sikldan) ular uzlarining kimyoviy tarkiblarini kayta tiklaydi. Katalizatorni kimyoviy reaksiyani mexanizmiga bulgan ta'sirini kuyidagi misolda kurish mumkin. Aktivlashtirish energiyasi Ye_0 bulgan bir stadiyali reaksiya ketayotgan bulsin $A+V=R$.

Reaksiyaning borishi diagrammada keltirilgan:



1-kiyshik chiziq reaksiya katalizator ishtirokisiz boradi. 2-chiziq shuni kursatadiki, katalizator ishtirokida reaksiya bir nechta ketma-ket boskichda boradi. Masalan, birinchi boskichda aktivlangan oralik kompleksi (AK_T) xosil bo'lishi mumkin. $A + K_T = AK_T$

Keyin aktivlangan kompleks ikkinchi reagent bilan katalizator kompleks xosil kiladi.



Oxirgi boskichda kompleks RK_T parchalanib, maxsulot R xosil bulib, katalizator yangi siklda ishtirok etishga tayyor buladi. $RK_T = R + K_T$

Xar boskich reaksiya uzining aktivlik energiyasiga ega buladi (Ye_1, Ye_2, Ye_3 , 2-chiziq). Bu potensial tusiklarni balandligi katalizatorsiz borayotgan reaksiyani aktivlik energiyasidan Ye_0 pastdir. Shunday kilib, katalizator ishtirokida reaksiya energetik kulay yunalishda boradi va reaksiyani katta tezlikda olib borishga yordam beradi. Boshlangich (1) va (2) energetik xolat (reaksiyaon sistemani) katalizator ishtirokida va katalizatorsiz bir xil

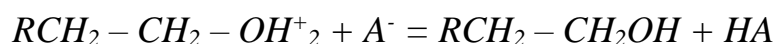
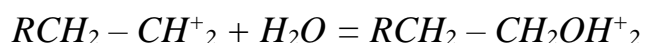
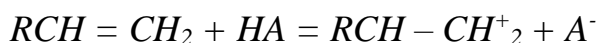
bulib koladi. Demak, kataliz kimyoviy muvozanatni uzgartira olmaydi, chunki u reaksiya yunalishiga boglik emas. Katalizatorni vazifasi reaksiya muvozanatini tezligini uzgartirishdadir. Katalizator termodinamik mumkin bulgan reaksiyalarni tezligini oshiradi, termodinamik mumkin bulmagan reaksiyalarni tezligini uzgartira olmaydi.

Ba'zibir kimyoviy reaksiyalar aktivlashtirish energiyasi katta bulganligi uchun katalizatorsiz umuman bormaydi. Yukori energiya tusigini xaroratni kutarsa, reaksiyani olib borish mumkindek bulib kurinadi. Lekin kupgina kaytar reaksiyalar uchun xaroratni yukori kutarish muvozanatni teskari tomonga burib yuboradi. Bunday xollarda katalizatorlarni kullash muxim axamiyatga egadir. Masalan, ammiak sintez kilish reaksiyasini kursak, bu reaksiyani aktivlashtirish energiyasi $\sim 280\text{kJ/mol}$. Shunday energiya tusigini utish uchun reagentlarni 1000°S dan yukori darajagi kutarish kerak. Shunda xam muvozanatli reaksiyada xosil buladigan maxsulot juda oz mikdorda buladi.

Temir asosida kilingan katalizator ishtiroikda ammiakni sintez kilish reaksiyasini energiya tusigi 160 kJ/mol gacha pasayadi va jarayonni yukori tezlikda, yukori bosimda $400\text{-}500^\circ\text{S}$ da olib boriladi. Boshlangich modda shu sharoitda $20\text{-}35\%$ ga reaksiyaga kirishadi. Katalitik protsesslar ikki katta guruxga bulinadi: gomogen va geterogen. Sanoatda katalitik protsesslar keng kullaniladi. Geterogen katalitik jarayonlarda fazalarni ajratish chegarasi bulib, katalizatorni yuzasi xizmat kiladi. Bunday jarayonlarni afzalliklari shundayki, xosil bulgan modda katalizatoridan osongina ajraladi.

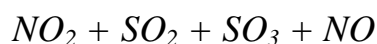
Gomogen va geterogen kataliz. Gomogen katalizi gaz yoki suyuqlik fazalarida oqib utadi. Gomogen katalizning mexanizmi reagent va katalizatorlar bilan bush oraliqda birikkan holda tashkil etiladi, usha gaz yoki eritma fazalarda mavjud buladi, parchalashdan keyin katalizator qayta tiklanadi. Geterogen-katalitik reaksiyalarni gomogen tartibli birikmalardan farkini ochib berish uchun tahlil olib boriladi. Gomogen kataliz jarayonlariga uzaro ta'sir etadigan moddalar va katalizatorlar ishtirokida oksidlovchilarni - asli xoliga keltiruvchi va kislotalarni - asosiy uzaro ta'sirini klassifikatsiya kilinadi. Gomogen katalitik jarayonlarini fazoviy tarkibi suyuq faza va gaz fazasiga bulinadi. Katalizator eritmalari kislotalar (kation N^+) tashkil topishiga (anion ON^-), metall ionlariga va shunga uxshash moddalar uchun xizmat kiladi, erkin radikallarni tashkil kilish uchun yordam kiladi. Bu tipdagi reaksiyalar gidratatsii, degidratatsii, gidroliz. Eterifikatsii, polikondensatsiya

eritmalariga utadi. Masalan: spirtlarni olefinlash uchun asosiy kislotali kataliz eritmalariga gidratatsiya xizmat kiladi, ya'ni kislotali katalizatorlar (NA). Umumiy kurinishi

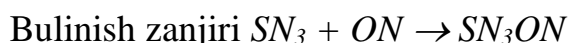
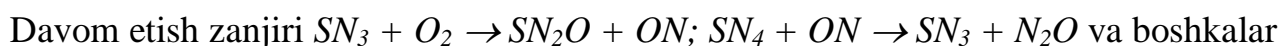


Gaz fazali gomogen katalizatorlarida reagentlar va katalizatorlar gazlarda ayrim xollarda ishlatiladi. Misol sifatida kamerali va bashenli oltingugurt kislotalarini kayta ishlashda azot orkali ikki oksidli oltingugurtni kislotalash uchun, formaldegid xavosi yordamida metanni oksidlash, azotni oksidlashini tezlatish uchun xizmat kiladi. Gaz fazali kataliz molekulyar va radikal yopik mexanizm orkali amalga oshiriladi.

Molekulyar mexanizmli katalitik reaksiyalarda atomlar katalizator yordamida ta'sirlanadigan moddalar bilan urin almashadilar. Masalan, gaz fazali molekulyar mexanizmdagi katalitik reaksiyalar kislorod yoki xlor atomlarini kuchirish uchun xizmat kiladi, azot oksidli oltingugurt ikki oksidli oksidlash uchun utib boradi.



Radikal mexanizmdagi gomogent katalizi gaz fazasidek suyuq fazasida xam shunday buladi. Bu jarayondagi mexanizm keyingi reaksiyadagi zanjirni xosil kilishni osonlashtiradi.

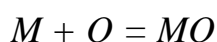


Bular tugridan-tugri biror maksad uchun azotni oksidlashni formaldegid yordamida tezlatishni tashkil etadi.

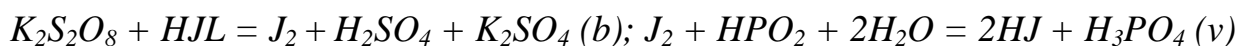
Gomogen kataliz va uni borish mexanizmi. Efirlarni gidrolizi, efirlanish, alkillash, suyuq fazada olefinlarni polimerlanishi gomogen katalizga buladi. Gomogen katalizni sababi katalizning kimyoviy nazariyasi bilan tushuntiriladi. Bu nazariya oralik birikmalar deb xam aytiladi. Bu nazariyaga muvofik, gomogen katalizda protsessning tezlanishiga asosiy sabab aktivlanish energiyasini maydalashishdir. Jarayon birin-ketin boradigan kator protsesslardan iborat bulib, bunda bekaror bir neta oralik moddalar xosil buladi. Bu oralik

moddalani xamma vakt ajratib olib bulmasa xam, ularni borligini turli usullar bilan aniklash mumkin. Metall katalizatorlar M ishtirokida ammiakni parchalanishi uchun quyidagi mexanizm taklif kilingan: $NH_3 + M = 3H + MN$; $MN = M + N$; $NH_3 + M = 3H + MN$

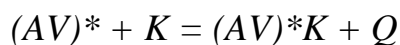
Xakikatdan bu reaksiyada metall nitrid (MN) oralik modda (birikma) xosil bulganligi tajribada tasdiklangan. Maydalangan Cu, Pd, Fe, Co, Ni, Ag metallari N_2+O_2 aralashma ~ suvga aylanish reaksiyasida katalizator bula oladi. Lekin bu metallarda katalizatorlik xossasi fakat ularni oksidlari vodorod bilan kaytarilishi mukmin bulgan xaroratdan yukori xaroratda namoyon buladi. Bu kuzatishlardan, N_2+O_2 aralashmaning metall katalizatorlar ishtirokida suv xosil kilish reaksiyasi birin-ketin boradigan oksidlanish-kaytarilish reaksiyalaridan iborat, degan xulosa chikarilgan. $M + O = MO$; $MO + N_2 = M + N_2O$



Metafosfit kislotaning kaliy persulfat bilan oksidlanish reaksiyasida HJ kislota katalizator. Bu reaksiya katalizator mavjudligida quyidagi boskichlar bilan boradi:



Bu birin-ketin boradigan (b,v) reaksiyalaridan xar kaysisi ~ aktivlanish energiyasidan kichik buladi. Shunga kura, reaksiyalar brutto reaksiyaga nisbatan tez boradi. Bu katalizni kimyoviy nazariyasidir. Faraz kilaylik: $A+V=S$ reaksiyasi K katalizator ishtirokida boradigan bulsin, bu reaksiya quyidagi boskichlar bilan boradi. a) Reagentlardan bittasi katalizator bilan birikma beradi: $A + K = AK$ b) Bu AK oralik birikma ikkinchi komponent bilan aktiv kompleks xosil kiladi: $AK + V = (AV)*K$ v) Aktiv kompleks ajralib maxsulotni beradi: $(AV)*K = K + S$ Agar katalizator ishtirokisiz xosil bulgan aktiv kompleks, katalizator mavjudligida xosil bulgan aktiv kompleksga utganda issiklik ajralsa, ya'ni



izotermik bulsa, katalizator mavjudligida aktivlanish energiyasi ΔYe ga kamayadi.

Agar bunda $T=300$ da $\Delta Ye=10000$ kal/mol bulsa, tezlik:

$$e^{-(E+10000)/RT} / (e^{-E/RT}) = e^{-\Delta E/RT} = e^{-10000/1,98 \cdot 300} \approx 2,5 \cdot 10^8 \text{ marta oshadi.}$$

Kislota-asos kataliz. Kupchilik reaksiyalar uchun N_3O^+ va ON^- ionlari katalizatoridir. Demak, kuchsiz kislota va asoslar katalitik aktivligi $P = -lg [H_3O^+]$ qiymatiga proporsional. Kuchli kislota va asoslarda esa ularning katalitik aktivligi kislotalik

funksiyasiga NO (yoki asoslik funksiya) bog'lik. NO baza xammet funksiyasi deb xam ataladi. Agar reaksiyon aralashmaga kislota bilan birga shu kislota tuzi kushilsa, katalitik effekt ortadi. Vaxolanki, tuz ta'sirida kislota – dissotsiyalanishi kamayishi natijasida vodorod ionlari xam kamayib, pirovardida katalitik aktivlik kamayishi kerak edi. Bu xodisa ikkilamchi tuz effekti deyiladi. Kislotaga shu kislota tuzi kushilganda anion kupayadi, demak kislota anioni xam katalizatoridir. Reaksiyon aralashmaga kislota bilan bir katorda boshka kislota tuzi kushilganda xam katalitik effekt ortadi. Bu xodisa birlamchi tuz effekti deyiladi. Bu xodisaga sabab tuz kushilganda eritmaning ion kuchi ortadi, N_3O^+ ning termodinamik aktivligi ortadi, aktiv massalar konuniga binoan tezlik oshadi.

Geterogen kataliz gomogen katalizdan kura sanoatda kuprok ishlatiladi. Geterogen katalizning fazalar belgisiga karab xar xil turlari mavjud.

Katalizatorning kullanishiga karab: suyuq katalizatorlar – aralashmaydigan suyuqliklar yoki suyuqlik va gazlar orasidagi reaksiyani tezlatish uchun; kattik katalizatorlar – suyuq yoki gazzimon reagentlar orasidagi reaksiyani tezlatish uchun

Kupgina katalitik reaksiyalar - bu gazzimon reagentlar orasidagi, kattik katalizatorlar ishtirokida boradigan reaksiya. Geterogen katalizda xuddi gomogen katalizdagiday reaksiya kam aktivlashish energiyasini talab kiluvchi reaksiyon yul paydo bo'lishi bilan reaksiya tezlashadi. Reaksiyon yul ta'sirlashuvchi moddalarning katalizator bilan ta'sirlashishi xisobidan uzagaradi. Geterogen katalizda oralik boglanishlar aloxida faza xosil kilmasdan va kimyoviy analizda aniklab bulmaydigan xolda katalizator sirtida xosil buladi. Zanjir reaksiyalarida kataliz geterogen-gomogen xarakterga ega. Masalan: katalizator sirtida radikal xosil buladi (geterogen xolat) va bu radikal gaz yoki suyuqlik muxitida zanjir reaksiyasini kuzgatadi (gomogen xolat). Elektron katalizda katalizator vazifasini elektr tokini utkazgichlar bajaradi. Tajriba natijalarining kursatishicha, Mendeleyev davriy sistemasining katta davrlardagi metallar katalitik aktivlikka ega. Bular asosan I, IV, VII va VIII gurux metallaridir. Bular jumlasidan mis, kumush, xrom, molibden, volfram, uran, temir, kobalt, nikel, platina, palladiy va boshkalar. Bu metallarning xammasi tugallanmagan d kavatga ega bulib, katalitik aktivlik namoyon kiluvchi kupgina xossalarga ega: uzgarib turuvchi oksidlanish darajasiga, kompleks birikma xosil kilishga moyilligi va elektronning chikish ishining pastliliga. Chukurrok olib karalganda metallarda kataliz katalizatorlar

sirtidan reagentlarning aktiv absorbsiyalanishiga asoslangan, kaysiki elektronlarning reaksiya turiga bog'liq ravishda metalning d katlamiga yoki undan donor akseptor ravishda utib turishidir. Kislotali – asosiy (ionli) katalizga gidrotatsiya, degidrotatsiya, aminlash, izomerizatsiya, alkillash kabi reaksiyalar karaydi. Bu reaksiyalarda katalizator sifatida ion utkazuvchanlikka ega bulgan kattik kislotalar xizmat kiladi. Kislotali katalizatorlarga kam uchuvchan kislotalar (N_3RO_4 , H_2SO_4), nordon tuzlar (fosfatlar, sulfatlar) shu bilan birga anion berishga moyil (alyumosilikatlar, gidrotlangan alyuminiy, Si, W oksidlari) kattik noorganik moddalar kiradi. Asosiy katalizatorlarga ishkoriy metallar oksidi va kuchsiz kislotalarning ishkoriy tuzlari kiradi. Ion geterogen kataliz mexanizmiga gomogen kislotali - asosiy kataliz mexanizmi uxshash. Bu ikkala katalizda xam katalizator va ta'sirlashuvchi molekulalar orasida proton yoki ionlarning (kation va anionlarga) almashinishiga olib kelinadi. Kattik govak katalizatorlarning katalitik aktivligi ularning kimyoviy tarkibi bilan birga govaklilik tuzilishiga bog'liq. Govaklilik tuzilishi ostida donalar shakli, govaklarning xajmi, ulchami va donaning ichki sirti tushuniladi. Katalizatorning aktivligi uning sirtiga proporsionaldir.

Kattik govak katalizatorlarda kataliz jarayoni kuyidagi elementar boskichlardan iborat: ta'sirlashuvchi moddalarning okim yadrosidan katalizator donasi sirtiga diffuziyasi; reagentlarning katalizator donasi govaklariga diffuziyasi; katalizator sirtida kimyoviy boglanishlar, aktivlashgan komplekslar xosil bo'lishi bilan boradigan faollashgan adsorbsiya: reagent – katalizator; sirt komplekslarning xosil bo'lishi bilan boradigan atomlarning guruxlarga bulinishi: maxsulot-katalizator; katalizator sirtidan maxsulotning desorbsiyasi; katalizator govaklariga maxsulotning diffuziyalanishi; maxsulotning katalizator sirtidan okim yadrosiga diffuziyasi.

Geterogen kataliz. *Geterogen katalitik jarayonlarning boskichlari.* Bu xil jarayonlarda ko'pincha katalizator qattiq modda, reagentlar esa suyuq yoki gaz (bug') holida buladi. Jarayon fazalar chegarasida boradi, shunga ko'ra kataliz asosan birin ketin boradigan 5 tarelka jarayondan iborat. Dastlabki moddalarni katalizator yuzasiga olib kelish; Katalizator yuzasiga adsorblanish; Katalizator yuzasidagi reaksiyalar; Reaksiyada xosil bulgan moddani desorblanishi; Xosil bulgan moddalarni katalizator yuzasidan olib ketilishi va aktiv markazlarni bush kolishi.

Bu jarayonlarning qaysi biri sekin borsa, umumiy jarayon tezligi shu bosqichni tezligiga teng buladi. Bu bosqichga chegaralovchi (limitlovchi) bosqich deyiladi. Odatda ikkinchi bosqich (kinetik soha) chegaralovchi bo'lishga intiladi. Qaysi bosqichni chegaralovchi bo'lishi katalizatorning xossasiga (aktivligiga) va reaksiya sharoitiga boglik.

Katalizator aktivligiga turli faktorlarning ta'siri. Temperaturaning ta'siri. Katalitik reaksiyani unumiga nisbatan Vant-Goff - izoxora – izobara tenglamasi, bu tenglamadan chikadigan xulosalar uz kuchini saklab koladi. Lekin temperatura katalizatorni aktivligiga ta'sir kiladi. Har bir katalizator tarkibi va tayyorlanish sharoitiga karab, ma'lum reaksiya uchun ma'lum temperatura chegarasida eng katta aktivlikka ega buladi. Odatda katalizator qancha aktiv bo'lsa, uni past temperaturadagi aktivligi shuncha katta bo'ladi va temperaturani katalizator aktivligiga ta'siri sekinroq seziladi. Temperaturani katalizator normal ishlaydigan ish temperaturasidan oshishi uni aktivligini kamaytiradi va xatto uni passiv qilib quyadi. Shuning uchun katalitik reaksiyalarda temperaturani o'zgarib turishi va ayniqsa xaddan tashqari oshib ketishi katalizator uchun xavflidir. Shunga ko'ra, reaksiya natijasida, ayniqsa ekzotermik reaksiyalardan chiqayotgan issiklikni keraksiz qismini reaksiya muxitidan chetlatish kerak buladi. Kupincha, katalizator ma'lum temperaturadan pastda unga aktivlik kursatmaydi. Masalan: kuk tusli volfrom oksidi 210 °S dan past temperaturada etil spirtidan etilen xosil bo'lish reaksiyasini uncha tezlatmaydi.

Ba'zan temperatura minimum ish temperaturasidan oshgan sari katalizatorning aktivligi uzluksiz oshavermaydi, balki ma'lum temperaturadan sung aktivligi uzgarmas bulib koladi. Bu xol gidrogenlash reaksiyalarida kup uchraydi. Katalizatorning aktivligi namoyon bo'ladigan minimum temperatura katalizatorni qanday tayyorlanganligi va reaksiyani mexanizmiga bog'liq.

Bosimni ta'siri. Bosim o'zgarishi bilan katalitik reaksiyalarni unumi, umuman, Le-Shatele prinsipiga buysunadi. Lekin geterogen katalitik reaksiyalarda jarayonni birinchi bosqichi adsorbsiyalanish bo'lganligi uchun bosim o'zgarishi bilan reaksiya tezligi, binobarin, katalizatorning aktivligi xam o'ziga xos ravishda o'zgaradi. Geterogen katalitik reaksiyalar effektiv konsentratsiya gaz muxitdagi gazlarni porsional bosimiga emas, balki ularni katalizatorlarga adsorbsiyalangan konsentratsiyasiga teng bo'lgani va adsorbsiyalanish tuyinguncha bu konsentratsiya oshib borgani sababli, tuyinish

bosimigacha bosim oshishi bilan reaksiyani tezligi xam osha boradi. Shuning uchun bosimni o'zgarishi faqat molekulyar sonini o'zgarishi bilan boradigan reaksiyani (masalan, $3\text{H}_2 + \text{N}_2 \rightarrow 2\text{NH}_3$ reaksiyani) tezligini emas, xatto molekulyar soni o'zgarmasdan boradigan reaksiyalarni tezligini xam o'zgartiradi. Adsorbsiyalanish tuyinish bosimidan so'ng yuzadagi konsentratsiya o'zgarmasligi uchun yuqori bosimda bosim o'zgarishi reaksiya tezligini o'zgartirmaydi. Bosim o'zgarishi bilan reaksiya tezligi o'zgarishini xarakteri turlicha bo'lishi mumkin, ba'zan tug'ri chiziq qonuni asosida, lekin, ko'pincha o'ziga xos ravishda o'zgaradi. Ba'zan bosimni o'zgarishi reaksiyani yunalishini ham o'zgartirishi mumkin. Vodorod bilan uglerod (II) oksid orasida boradigan reaksiya bunga misol buladi. Normal bosimda reaksiyani asosiy maxsuli metan bo'ladi. Reaksiya oksid katalizator ishtirokida yuqori bosimda olib borilsa, metil spirt, juda yuqori bosimda esa yuqori molekulali spirtlar hosil bo'ladi.

Katalizatorning maydalanganlik darajasi ta'siri. Ma'lum miqdorda katalizator donachalarini ulchami kichraygan sari uni yuzasi ortib boradi, natijada uni aktivligi ham ortadi. Ikkinchi tomonidan donachadar kichiklashtirilgan sari reagentlarni diffuziyalanishi kamaya boradi, bu esa katalizator aktivligini kamayishiga olib keladi. Kolloid xolida katalizatorlar bu jixatdan olganda optimal maydalangan buladi.

Katalizatorlar. Gomogen jarayonning katalizatorlari gaz (HCl , NH_3 , BF_3 , azot oksidlari) yoki suyuq moddalar (mineral kislotalar, SO_2Cl_2 , organik asoslar va xokazo) dir. Ularni tayyor holda olinadi va ma'lum miqdorda reaksiya sistemaga kirgiziladi. Reaksiyalarni geterogen fazada olib borish uchun kattik katalizatorlar kerak. Ular yuqori darajada aktiv bo'lishi kerak, bu esa uz navbatida katalizatorni yuzasiga bog'liq bo'ladi, ya'ni katalizatorni tayyorlash usllariga va ularni reaksiyadan oldin kayta ishlash bog'liqdir. Kattik katalizatorlarga qo'yiladigan asosiy talablar: uni aktivligi, barkarorligi (stabilnost), tanlovchanligi, uzoq muddat ishlashi, zaxarlarga va yuqori xaroratga chidamliligi, regenerirlashni osonligi. Katalizatorni ishga yaroqliligi uni tayyorlashda ishlatilgan materiallarga va ishlab chiqarish sharoitiga bog'liqdir. Katalizatorni uzoq muddat ishlashi uni optimal ish rejasini tug'ri olib borishga bog'liqdir. Ishlash sharoitlariga rioya qilmaslik katalizatorni tezda ishdan chiqishiga olib keladi. hozirgi zamon katalizatorlari murakkab va

ko'p komponentli aralashmalar va birikmalardan tuzilgan bo'lib, ular tarkibiga aktivlochi qushimchalar kiritilgan bo'ladi. Bu katalizatorlarni tarkibi elektrik usulda topiladi.

Katalizatorni chuktirib tayyorlash uchun kupincha nitrat tuzlarining yoki organik karbon kislotalarining suvli eritmalaridan foydalaniladi. Sulfatlar va galogenidlarni ishlatish taklif kilinmaydi, chunki SO_4 va Cl ionlar gelgi adsorblanib tayyor katalizatorni aktivligini pasaytiradi. Chuktirishni ammiakli suvli eritmasi, $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$, Na_2CO_3 , K_2CO_3 lar bilan amalga oshiriladi. Chuktirish jarayoni sovuq yoki issiq sharoitda konsentrlangan va konsentrlanmagan eritmalaridan olib borilishi mumkin. Chuktirilayotgan vaqtda to'la cho'ktirishga erishishi kerak, bu esa empirik usulda amalga oshiriladi. Chuktirish tezligini, xaroratini va eritmalar konsentratsiyalashi keng miqyosda uzgartirish mumkin. Masalan, aktiv $\text{Zn}(\text{OH})_2$ suyultirilgan eritmalaridan chuktiriladi, aktiv Cu-katalizatori esa konsentrlangan ishkorni mis nitrat yoki mis atsetat tuzining konsentrlangan eritmasiga 60-80^oS da kuyib chuktirib olinadi. Aralash katalizatorlarni olish uchun aktiv komponentlar tuzlarini eritmasini birgalikda cho'ktirib olish maqsadga muvofiqdir. Hisoblarni metallarni nisbatiga qarab qilish kerak. olingan cho'kmalarni distillangan suv bilan ON yoki NO_3 ionlari yuqolguncha yuvish kerak. toza yuvilmaganda katalizator aktivdigi pastroq bo'ladi va u tez charchab qoladi. Chukmada ortiqcha ishkorni bo'lishi kondensatsiya jarayonini hosil kiladi. Buning natijasida yuzaga kondensatsiya maxsulotlarining uchmaydigan birikmalarini plyonkasi hosil bo'ladi, bu esa adsorbsiyani qiyinlashtiradi. Shuning uchun cho'ktirilgan gellar yaxshilab-tozalab yuviladi.

Yuvilgan cho'kmalar termostatlarda har xil xaroratlarda ko'ritiladi va ulardan katalizatorlar tayyorlanadi. Katalizatorlar tabletka, dona, simon yoki boshqa formalarda tayyorlanadi va maxsus pechlarda qizdirilib me'yoriga yetkaziladi. Katalitik aktivlik yuza bilan chambarchas bog'liqdir. Shuning uchun aktiv komponentlar neftral bo'lgan govak materiallar yuzasiga cho'ktiriladi. Bu materiaallarni yoyuvchilar (nositel) yoki «tregerli» deyiladi. Katalizatorlarni qaytarish (vosstanovleniye) Cho'ktirish yoki shimdirish, qizdirish usullari bilan olingan katalizatorlarni aktiv komponentlarni oksid holida bo'lganligi uchun ularni metall xoligacha kaytarish zarur. Al_2O_3 , Cr_2O_3 , ThO_3 vodorod ta'sirida umuman qaytarilmaydi, yoki juda kiyin qaytariladi. SuO , NiO , CoO – vodorod ta'sirida oson qaytariladi. Qaytarilgan metall juda rivojlangan yuzaga ega bo'ladi. katalizatorni aktivligi,

ya'ni uning yuzasini rivojlanganligi, kaytarilish jarayonining parametrlariga bog'liqdir. Bu parametrlar o'zgaras bo'lib, katalizatorni qayta tayyorlanganda ham shu natija qaytarishi kerak. odatda qaytarish jarayoni katalizator solingan reaktorda o'tkaziladi va keyin katalitik reaksiya davom ettiriladi. Xar bir katalizator o'zini qaytarilish rejimiga ega bo'lganligi uchun bu jarayonni xamma katalizator uchun bir xil sharoitda o'tkazish mumkin emas. Katalizatorlar 180-200⁰S da, nikel 205-300⁰S da, kobalt esa 400⁰S da kaytariladi. Qaytarish jarayoni asosan toza vodorod yordamida olib boriladi, lekin ba'zan shu maqsadda suv gazi, azot-vodorod aralashmasi, toza oksid uglerod, metanol yoki etanol parlari va xokazo qo'llaniladi. Qaytarish jarayoni usullari turlicha bo'lishiga karamay, jarayonni umumiy qoidalariga rioya qilish kerak. katalizatorni qaytarilish xaroratigacha qizidirish va qaytarilish jarayoni tugagandan sung uni sovutish asta-sekin bir xil tezlikda olib borilishi kerak. Qaytarilgan katalizatorlar sovutish vaqtida juda ko'p vodorod yutgan (adsorblangan) bo'ladi. Shuning uchun ular pirofordilar, ba'zida yonib ketishi mumkin. Piroforligini sababi yuzaga adsorblangan vodorodni kislorod yordamida yonishi natijasidir.

Qaytarilgan katalizatorlarni xavoga olib chekib bulmaydi, chunki ular uz aktivligini yukotib kuyadi. Shuning uchun kaytarilgan katalizatorlar vodorod atmosferasida saklanadi.

Katalizatorni xizmat vaqti. U yoki bu reaksiyani olib boradigan katalizator, vaqt o'tishi bilan o'zgaradigan o'zini aktivlik faoliyatini, hayotini chizig'iga ega. buni uch davrga bg'linadi: «Sozrevaniye» - yetilish; Uzgaras aktivlik davri; Ortib borayotgan charchoklik

Xar bir katalizator uchun bir davrlar har hil bo'ladi va xarakteri, davomiyligi bilan bir necha minutdan bir necha yilgacha boradi. Ko'p katalizatorlar uchun reaksiya birdan boshlanmaydi, balki biroz induksion (etilish) vaqtidan so'ng. Bu davrda katalizatorni aktivligi ortib boradi va maksimumga erishadi. shundan sung aktivlik biroz pasayib barkarorlashadi va katalizator optimal ish sharoitiga rioya kilinganda barkaror ishlaydi. Bu davr katalizator aktivligini eng sermaxsul foydali davri xisoblanadi va uni xususiyatiga bogliqdir. Bu davr bir necha soatdan bir necha yilgacha bo'lishi mumkin. Masalan, Ni-li gidrirlash katalizatorlari bir necha xafta aktivligini yuqotmaydi, alyumosilikat katalizator esa kreking jarayonida 10 min ishlaydi.

Kimyoviy reaktorlar. ularning klassifikatsiyasi. kimyoviy reaktorlar rejimi. Texnologik jarayonlarni amalga oshirishda ishlatiladigan eng asosiy texnologik jixoz va

texnologik sxemaning asosiy elementlaridan biri kimyoviy reaktordir. Kimyoviy reaktor-kimyoviy reaksiya bilan birgalikda modda almashinuv jarayoni (diffuziya) boradigan apparatdir. Kimyoviy reaktor sifatida «gaz-qattiq modda» «suyuqlik-qattiq modda» sistemalarida ishlatiladigan pech, qozon, gidrator, kolonnalar ishlatiladi. Kimyoviy reaksiyada ishtirok etadigan «suyuqlik-suyuqlik» yoki «gaz-suyuqlik» moddalarni aralashtirish usullariga ko'ra: mexanik, pnevmatik, okimli aralashtirgichli reaktorlar mavjud. Xemosorbsiya jarayonlari (gaz-suyuklik) olib boriladigan reaktorlar absorber yoki desorberlar deyiladi. Kimyoviy reaktorgacha bo'lgan barcha jihoz va uskunalar hom ashyoni tayyorlash uchun xizmat kilsa, reaktordan keyin ishlatiladiganlari mahsulotni ajratish uchun xizmat qiladi. Texnologik jarayonning umumiy ish unumi reaktorning qanchalik to'g'ri tanlanganligiga bog'liq.

Reaktorlarga qo'yiladigan talablar: 1. Eng yuqori unumdorlik va ishlash jadalligi (intensivligi). Reaktorning qayerida (kaysi kismida) reaksiyon aralashma sarfi ulchanishiga ko'ra intensivlik turli formulalar yordamida hisoblanadi: - agar reaksiyon aralashmaning sarflanishi (V_{sk}) va undagi mahsulotning reaktordan chiqadigan konsentratsiyasi (C_{pk})

$$\text{ulchansa, u holda intensivlik } J = \frac{\Pi}{V} = \frac{V_{sk} \cdot C_{pk}}{V} = V_k C_{pk}$$

Bu yerda: V_{sk} – aralashma sarfi, m^3/soat ; S_{pk} – reaktordan chikishdagi mahsulot konsentratsiyasi, kg/m^3 ; V – reaksiyon xajm, m^3 ; V_k – oxirgi xajmiy tezlik, soat^{-1} ;

Agar S_{pk} – xajmiy kislarda xisoblansa: $J = V_k \cdot S_{pk} \cdot \rho_p$; ρ_p – mahsulot zichligi, kg/m^3

$aA + \nu V \rightarrow dD + yeYe$ reaksiyasidagi asosiy dastlabki moddalarning (masalan A ning) konsentratsiyasi orkali ifodalansa: $S_{pk} = S_i \cdot \beta$ bulgani uchun $J = V_k S_i \cdot \beta$ buladi. S_i – ulchamsiz kattalik bulgani uchun $J = V_k \cdot C_n \cdot x \cdot \beta - \rho_n \beta$ - asosiy mahsulot «mol»lar sonining asosiy dastlabki modda «mol»lari soniga nisbati. Masalan: $aA + \nu V \rightarrow dD + yeYe$ reaksiya uchun D va A asosiy moddalar bulib, $\beta = d/a$ buladi.

2. Mahsulot chiqishining yuqoriligi va jarayonning selektivligi. Bu talablar temperatura, bosim, mahsulortning dastlabki modda konsentratsiyalarining optimal parametrlari va katalizator bilan ta'minlanadi.

3. Reaktor orqali materiallarning o'tishi uchun minimal energiya sarfi va ekzotermik reaksiyalarning energiyasidan unumli foydalanish.

4. Boshqarishning yengilligi, ishlashdagi xafsizlik va ish rejimi barkarorligi. Buning uchun reaktor konstruksiyasining ratsional bo'lishi, oson avtomatlashtiriladigan bo'lishi zarur.

5. Reaktor barpo etish juda oson va ta'mirlash uchun kam xarajat sarflanishi kerak.

Odatda bu talablarga tuluq mos keluvchi mukammal reaktor tayyorlab yoki undagi jarayonni tuluq amalga oshirib bulmaydi. Bunday xollarda eng ratsional reaktorlar tanlanadi.

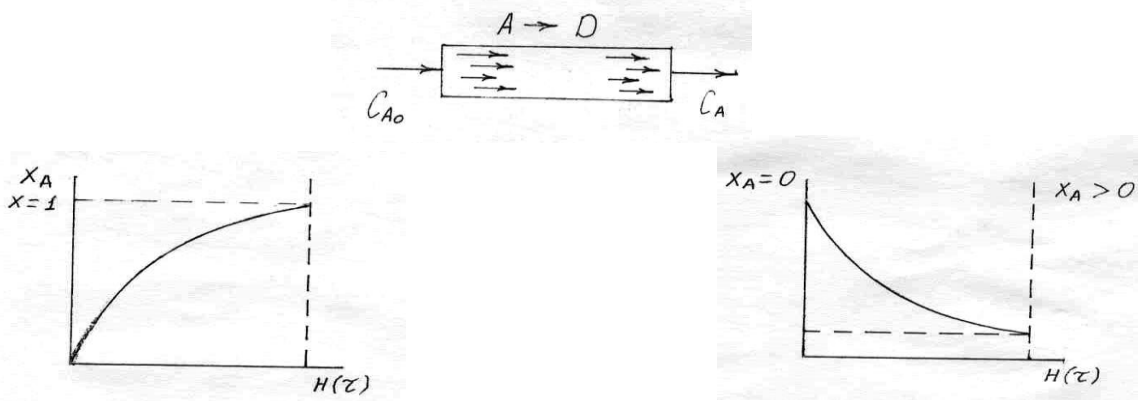
Reaktorlarni loyخالashda: boradigan reaksiyani kinetik ma'lumotlari; reaktor unumdorligi tug'risidagi ma'lumot kerak; Reaktor sxemasini tuzishda bulardan tashkari: reaktor davriy yoki uzluksiz ishlashi; reaktor modeli; issiqlik berilishi yoki olinishi tug'risidagi ma'lumotlar aniqlanishi lozim.

Xar bir reaktor turiga ko'ra reaktorlarni texnologik hisoblash va parametrlarni tanlashda qo'yidagilarga e'tibor berish kerak: jarayonlarning xarakteri (davriy, uzluksiz); ta'sirlovchi moddalarning (gomogen va geterogen reaksiya) fazoviy tarkibi; jarayonlarning energetik effekti (enzo-, endotermikligi); eng yuqori temperatura qiymati (past yoki yuqori temperaturaligi); bosimi (yuqori, past yoki vakuumli sharoit); aralashtirish darajasi (surish, sikib chikarishi); temperatura rejimi (adiabatik, izotermik, politermik).

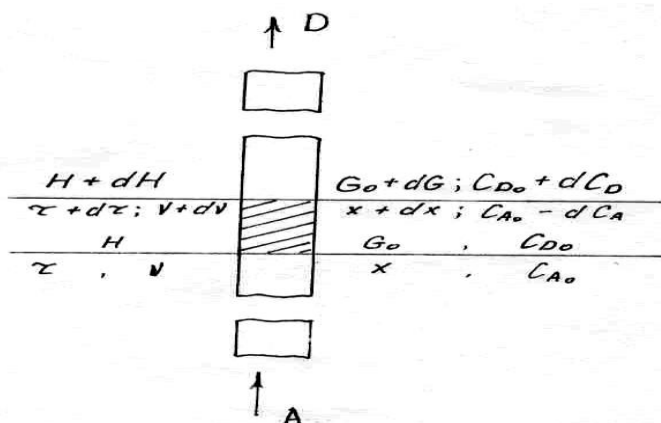
Ideal siqib chiqarish, siljish va uzluksiz ishlaydigan reaktorlarni modellashtirish.

Reaktordagi moddalarning massalari aralashuv darajasi reaktorning ish rejimiga ta'sir etadi. To'liq aralashuv parametrlarningdoimiyligini ta'minlaydi. Ideal siqib chiqarish reaktorida temperatura reaksiyon xajmning balandligi buyicha o'zgaradi. Bunga ko'ra reaksiyaning tezlik doimiyligi va natijada jarayonning umumiy tezligi uzgaradi.

Ideal siqib chikarish reaktori. Neft ximiyasi jarayonlarida ishlatiladigan reaktorlarning bunday turiga quvurli va tarelkali turlari kiradi. Umuman bunday reaktorlarda modda zarrachalari aniq yo'nalish bo'ylab xarakatlanadi. Xar bir zarracha oldinda va keyinda xarakatlanayotgan zarracha bilan aralashmasdan o'zidan oqimdagi avvalgi zarrachani siqib chiqarib, o'rnini egallab boradi. Zarrachalarning reaktorda bo'lish vaqti xammasi uchun bir hil bo'lib: $\tau' = \tau = v / V_c$ bu yerda: τ' - elementar okim xajmining reaktorda bo'lish vaqti, τ - reaktorda zarrachaning mavjud bo'lishini o'rtacha vaqti, v - xajm, V_s - vaqt birligiga tug'ri keluvchi modda miqdori; m³/s.



O'rganilayotgan reaktorlarda ularning uzunligi buyicha reaksiyaga kirishuvchi modda konsentratsiyasi bir maromda o'zgarib borishi tufayli reaksiya tezligi xam o'zgarib boradi. $A \rightarrow D$ turidagi oddiy xajmo'uzgarmasdan boruvchi ($\Delta V=0$) reaksiyada $T=const$ da reaktorning uzunligi (balandligi) buyicha vaqt o'tishi bilan A – ning konsentratsiyasi (S_{A_0}) dan (S_A) gacha kamayib boradi. X_A – moddasining o'zgarish (boshka moddaga aylanish) darajasi bulib, uning kiymati ortib boradi. Bu reaktorda reagentlarning tarkibi reaktor uzunligi buyicha o'zgarib borgani uchun bu jarayon material balansning differensial tenglamasi bilan ifodalanadi: $-U_A = w \frac{\partial C_A}{\partial H}$ U_A – A-moddasini sarflanish tezligi, w – oqimning chiziqli tezligi, N – reaktorning uzunligi (balandligi). Bu reaktorning birta trubasi (kuvuri) ning juda kichik xajmida boradigan reaksiya tufayli kuyidagi o'zgarishlar ruy beradi: τ , N , V – reagentning elektr xajmga kirishdan avvalgi vakti, balandlik, konsentratsiya. Reagent elementar xajmdan utgandan sung bu kiymatlar $\tau+d\tau$, $N+dN$ va $V+dV$ ga uzgaradi. Maxsulot D ning aralashmadagi mikdori G_0 , konsentratsiyasi S_{D_0} va A-moddaning konsentratsiyasi S_{A_0} bulsa, o'zgarish darajasi $x+dx_A$ bulganda $G_0 + dG$, $S_{D_0} + dC_D$ va $S_{A_0} + dC_A$ buladi.



Bu xajmga reagentning kelishi: $G_{pr} = VC_{A0}(1-x_A)$ bu yerda: V – modda miqdori, m^3/c ; S_{A0} – boshlangich konsentratsiya, $kmol/m^3$; X_A – A-moddasining o‘zgarish darajasi.

Elementar xajmdagi modda miqdorining kamayishi: $G_{y\delta} = VC_{A0}[(1 - (X_A + dX_A))]$

Dastlabki moddaning kimyoviy reaksiyada kamayishi: $G_{xp} = U_A d v$

Umuman reaktor elementar xajmidagi reaksiyaning material balansi:

$$G_{pr} = G_{ub} + G_{xp} \text{ yoki } VC_{A0} (1-x_A) = VC_{A0}[(1-(x_A+dx_A)]+U_A d v$$

$$VC_{A0} dx_A = U_A d v \text{ buladi.}$$

Butun reaktorning moddiy balansni xisoblash uchun bu tenglamani integrallanadi:

$$\int_0^v \frac{dv}{V} = \int_0^{x_A} C_{A0} \frac{dx_A}{U_A} \quad \text{bundan } \tau = \frac{v}{V} = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{U_A}$$

Oxirgi tenglama ideal siqib chiqarish reaktori uchun xarakteristik tenglama deyiladi.

Bu tenglama jarayonning kinetikasi (tezligi) ma’lum bo‘lganda: reagentning mavjud bo‘lish (kelish) vaktini; reaktor ulchamini (reagentlar sarfi, o‘zgarish darajasini unumdorligi (v/τ) ni) aniqlash imkoniyatini beradi.

Reaksiyaning kinetik xarakteristikasi (tartibiga) kura nolinch tartibli reaksiya uchun

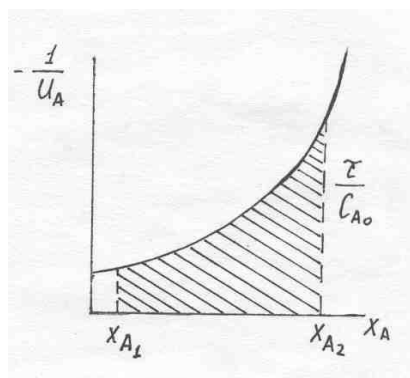
$$(n=0) \tau = \frac{C_{A0} x_A}{K} = \frac{C_{A0} - C_A}{K} \text{ birinchi tartibli reaksiya uchun } (n=1)$$

$$\tau = \frac{1}{K} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{1-x_A} = \frac{1}{K} \ln \frac{1}{1-x_A} \text{ buladi.}$$

$n>1$ tartibli reaksiyalar uchun τ ni aniqlashda EXM yoki grafik usuldan foydalaniladi.

Ideal siqib chiqarish reaktorida qaytar reaksiyalar $nA+mV \rightleftharpoons dD$ borsa, (K_1 va K_2 – kon-

stantali) mos ravishda reaksiya tezligi: $-\frac{1}{U_A} \cdot U = K_1 C_A^n C_B^m - K_2 C_D^d$ buladi.



U xolda $\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{K_1 C_A^n C_B^m - K_2 C_D^d}$ buladi.

Reaktorda A moddasining o'zgarish darajasi x_{A1} dan x_{A2} ga uzgarsa: $\tau = C_{A0} \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{dx_A}{U_A}$

buladi.

Agar reaksiya xajm o'zgarishi bilan borsa, u xolda formulaga β - kupyatuvchi ($x=0 \div 1$)

kiritiladi: $\beta = \frac{v_{XA=1} - v_{XA=0}}{v_{XA=0}}$

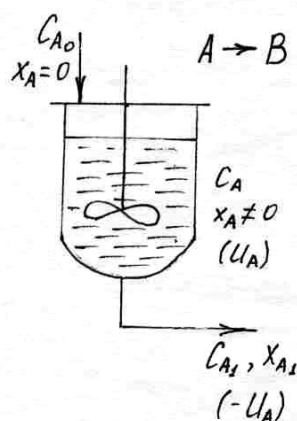
Bunday reaksiyalar uchun reagentlar konsentratsiyasi: $C_A = C_{A0} \frac{1 - x_A}{1 + \beta x_A}$;

Moddaning reaktorda bo'lish vaqti: $\tau = \frac{1}{KC_{A0}^{n-1}} \int_0^{x_A} \frac{(1 + \beta_A x_A)^n dx_A}{(1 - x_A)^n}$

Nolinchi tartibli reaksiya uchun: $\tau = \frac{C_{A0} x_A}{K}$

Birinchi tartibli reaksiya uchun: $\tau = \frac{1}{K} [(1 + \beta_A x_A) \ln(1 - x_A) - \beta_A x_A]$

Real reaktorlar chala aralashtirish rejimida ishlaydi. Lekin ko'pchilik reaktorlarda aralashtirish darajasi juda kichik bo'lgani uchun buni xisobga olmasa ham buladi. Bunday reaktorlar qatoriga katalizatorli kontakt apparatli trubkali reaktorlarni kiritish mumkin.



Sikib chiqarish jarayonlarda qo'llaniladigan trubali reaktorlarni hisoblashda ham foydalanish mumkin. Bunday reaktorlarning uzunligi diametriga nisbatan bir necha barobar katta b'lib, ular organik moddalar ishlab chiqarishda keng qo'llaniladi. Siqib chiqarish rejimida ishlovchi reaktorlar qatoriga gaz fazali katalizatorli, polkali (ravokchali), filtirlash qatlamli kontakt apparatlari, konvertor va shaxtali pechlarni xam kiritish mumkin. «Gaz va suyuqlik» fazalari

o'zaro ta'sirlashuvi bilan ishlaydigan nasadkali minora (bashnya) lar xam (gazlarning sekin xarakati bilan kechadigan jarayonlar 10-20 m balandlikdagi okimda) ideal siqib chiqarish reaktorlariga yakin bo'ladi. To'liq siljish reaktorlari. Bunday oqimli siljish reaktorlarida

reagentlarni intensiv aralashirish (aralashirgich yordamida) amalga oshiriladi. Reaktorga uzluksiz reagent yuborib turiladi va uzluksiz maxsulot chiqarib turiladi. Bu reaktorga kiritilgan reagent zarrachalari tezligi bilan reaktor ichidagi modda zarrachalari bilan aralashib, uning xajmi buyicha tulik taksimlanadi (tarkaladi). Shu tufayli reaktorning barcha nuqtasida asosiy parametrlarning konsentratsiya o'zgarish darajasi, reaksiya tezligi, temperatura bir xil buladi. Reagentning reaktorda bo'lish vakti: $\tau = V/v = H/\omega$

Lekin aloxida olingan bitta zarrachaning bo'lish vakti $\tau'=0$ dan $\tau'=\infty$ buladi.

$$Pe' = \omega H / D_e = 0$$

Reaktorning xarakteristik tenglamasi moddiy balans asosida keltirib chiqariladi. Chunki bu turdagi reaktorda ideal siljish (aralashish) (diffuziyani tuxtatuvchi omillar bulmagani) tufayli reagentlar konsentratsiyasi bir xil. Moddaning kelishi $G_{pr} = VS_{Ao}$, kamayishi $G_{ub} = VC_{Ao}(1-x_A)$. Reaksiyaga kiradigan dastlabki modda mikdori: $G_{xr} = I_A v$. Reaktorning moddiy balansi: $G_{pr}=G_{ub}+G_{xr}$ yoki $VC_{Ao} = VC_{Ao}(1-x_A) + I_A v$ bundan $VC_{Ao}x_A=I_A v$ kelib chikadi. Yakuniy tenglama $\tau = \frac{v}{V} = \frac{C_{Ao} \cdot x_A}{U_A}$ buladi. Oxirgi tenglama tulik ideal siljish (aralashish) reaktorining xarakteristik tenglamasi deyiladi.

Xajm uzgarmas bulgan reaktorda modda o'zgarish darajasi: $x_A = \frac{C_{Ao} - C_A}{C_{Ao}}$ buladi. x_A

– urniga bu kiymatlarni kuysak: $\tau = \frac{C_{Ao} - C_A}{U_A}$ kelib chikadi. Bu tenglamalar xajmi v

bo'lgan reaktorning x_A , I_A va V lari yordamida S_{Ao} ni, yoki S_{Ao} , x_A va I_A dan foydalanib τ ni xisoblash imkoniyatini beradi. Bunday reaktorlarning ulchami (xajmi), reaktorlar sarfi, reagentlarning boshlangich va oxirgi konsentratsiyalari, o'zgarish darajalarini aniklash uchun reaksiyalarni kinetikasi anik bo'lishi kerak. Xar kaday n – tartibli qaytmas

jarayonlar uchun xarakteristik tenglama: $\tau = \frac{C_{Ao} \cdot x_A}{KC_A^n} = \frac{C_{Ao} x_A}{KC_{Ao}^n (1-x_A)^n} = \frac{1}{KC_{Ao}^{n-1}} \cdot \frac{x_A}{(1-x_A)^n}$

buladi. Nolinchi (p = 0) tartibli reaksiya uchun: $\tau = \frac{C_{Ao} \cdot x_A}{K}$ Birinchi (p = 1) tartibli

reaksiya uchun: $\tau = \frac{1}{K} \cdot \frac{x_A}{1-x_A}$ buladi. Qaytar $nA+mB \rightleftharpoons dD$ reaksiya uchun

$\tau = \frac{C_{A0} x_A}{K_1 C_A^n C_B^m - K_2 C_D^d}$: agar o'zgarish darajasi X_{A1} dan X_{A2} ga uzgarsa, u xolda

$\tau = \frac{C_{A0} (X_{A2} - X_{A1})}{H_A}$ buladi. Agar uzgaruvchan xajmdagi ($\Delta V \neq 0$) reaksiya borsa

$$\tau = \frac{1}{KC_{A0}^{n-1}} \cdot \frac{x_A (1 + \beta_A x_A)^n}{(1 - x_A)^n} \text{ buladi.}$$

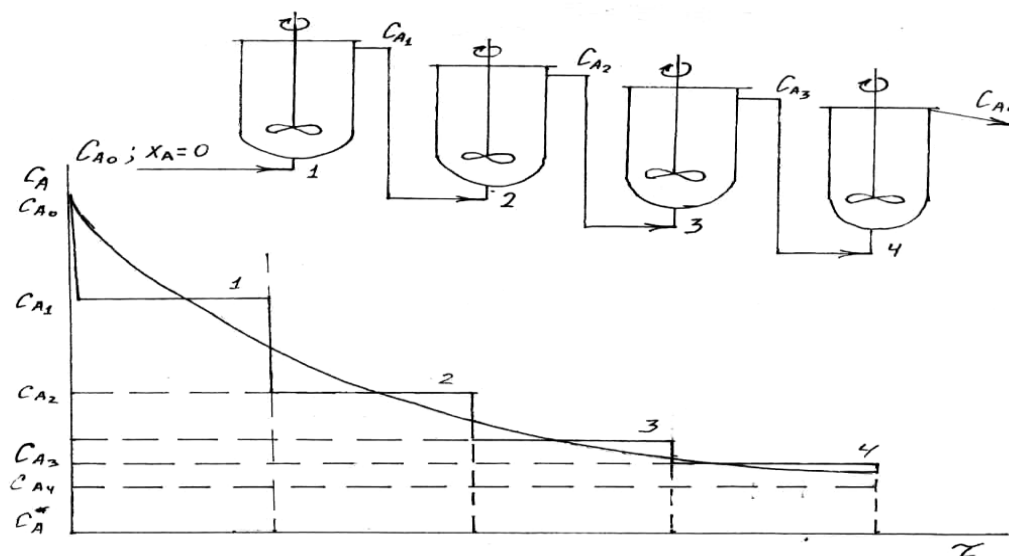
Nolinchi tartibli qaytar reaksiya uchun: $\tau = C_{A0} \cdot x_A / K$

Birinchi tartibli reaksiya uchun: $\tau = \frac{1}{K} \cdot \frac{x_A (1 + \beta_A x_A)}{1 - x_A}$ buladi.

To'liq siljish (aralashuv) reaktorlari kaskadi.

Alohida ishlaydigan to'liq siljish reaktorlarida moddalar konsentratsiyasi keskin kamayishi sababli katta o'zgarish darajasi tufayli reaksiya tezligi katta bo'lmaydi. O'zgarish darajasini oshirish uchun katta xajm zarur buladi. Buning uchun ketma-ket ishlaydigan reaktorlar to'plami (kaskadi) tuziladi. Bu to'plamda reaksiyon aralashmaning tarkibi biridan ikkinchisiga o'tganda uzgarib borsada, lekin jarayon parametrlari xammasida bir xil buladi.

Kaskad tartibdagi reaktordagi soni algebragik yoki grafik usulda xisoblanadi.



Kaskada asosiy modda konsentratsiyalarining o'zgarishi.

Algebragik usul: xar bir boskichdagi reaktorning material balansi asosida xisoblanadi.

Diffuzsiya jarayoniga xalakit bermaydigan va kaytmas reaksiya I – boskichi uchun:

$$S_{A0} V = C_{A1} + K C_H V = C_{A1} (V + K O)$$

Bundan

$$C_{A1} = \frac{C_{Ao} V}{V + K g} = \frac{C_{Ao} V}{V (1 + K \frac{V}{g})} = \frac{C_{Ao}}{1 + K \tau}$$

Ikkinchi bosqich uchun: $C_{A1} V = C_{A2} V + K C_{A2} g$ bulib bundan

$$C_{A2} = C_{A1} / (1 + K \tau) = C_{Ao} / (1 + K \tau)^2$$

Xar bir bosqich uchun bu tenglamani yechib, doimiy temperatura va bir xil xajm

uchun: $C_{Am} = \frac{C_{Ao}}{(1 + K \tau)}$ chikadi. Bu tenglama yordamida nafaqat xoxlagan reaktordagi

(chikishda) reagentlar konsentratsiyasini, balki maxsulot ishlab chiqarish uchun zarur

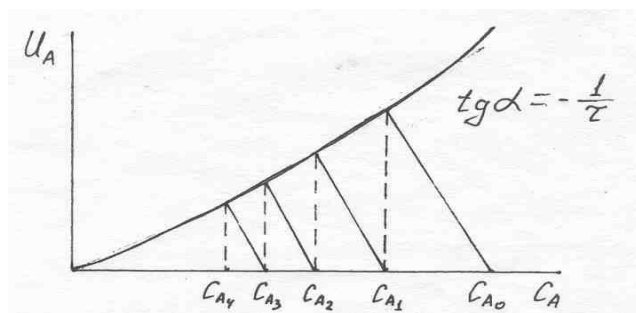
bulgan reaktorlar soni (m) ni xam hisoblash mumkin: $m = \frac{\lg(C_{Ao} / C_{Am})}{\lg(1 + K \tau)}$

Yuqori tartibli reaksiyalar uchun reagentlar konsentratsiyasini (C_{Am}) C_{Ao} orqali aniqlash qiyin bo'lgani uchun grafik usuldan foydalaniladi.

Grafik usul. Bu usul barcha bosqichdagi reaksiya to'lagini hisoblashga asoslangan:

$$U_{Am} = -\frac{C_{Am}}{\tau} + \frac{C_{Am} - 1}{\tau} = -\frac{1}{\tau} C_{Am} + \frac{C_{Am} - 1}{\tau}$$

$I_{AM} - m$ chi reaktordagi reaksiya tezligi. Bu tenglama m – reaktorda chiqadigan modda konsentratsiyasi unda boruvchi reaksiya tezligiga (I_{AM}) tugri bogliqligini ko'rsatadi. Agar har bir reaktorning xajmi bir hil bo'ladi. Bunda bog'lanish egri chizig'i burchakka ega buladi.



Davriy reaktorlar. Bu reaktorlarga anik miqdordagi reaksiyaga kirishuvchi moddalar to'ldirilib, uning dearli hammasi maxsulotga aylangucha (belgilangan o'zgarish darajasiga yetguncha) saqlab turiladi. Keyin reaktor bushatiladi. Biror o'zgarish darajasida modda konsentratsiyasining vaqt buyicha taksimoti ideal siqib chiqarish reaktorida bo'ladi. Tuliq aralashtirish jarayonida yigilgan modda miqdori:

$$G_{HAK} = \frac{d\nu C_A}{d\tau} = \frac{d[\nu C_{A0}(1-x_A)]}{d\tau} = -\nu C_{A0} \frac{dx_A}{d\tau}$$

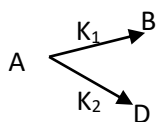
Vakt birligi ichida reaksiyaga kerishgan A – moddasi miqdori:

$$G_{xp} = U_A \nu. \text{ Moddiy balans tenglamasi } \nu C_{A0} \frac{dx_A}{d\tau} = U_A \nu \text{ yoki } C_{A0} \frac{dx_A}{U_A} = d\tau \text{ bulib,}$$

integrallasak $\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} dx_A / U_A$ buladi.

Bu formula davriy ishlaydigan reaktorning xarakteristik tenglamasi deyiladi. Bu tenglama belgilangan o‘zgarish darajasida reagentning reaktorda bo‘lish vaktini hisoblash imkoniyatini beradi. Boshqa parametrlarni hisoblash ideal siqib chikarish reaktori singari buladi.

Reaktorlarni tanlash va ularning selektivligi. Murakkab jarayonlarni amalga oshirishda shunday reaksiya va reaktorni tanlash kerakki, eng yuqori darajada asosiy maxsulot va qushimcha maxsulot xam chiqindi eng kam miqdorda xosil bo‘lsin. Bunga amal qilishini ko‘yidagi misollarda ko‘rib chiqaylik:



Parallel reaksiyaning «selektivligi» - tanlanuvchanligi asosiy va kushimcha reaksiyalar tezlik doimiylari (K_1, K_2) ning nisbatiga xamda V va D moddalari xosil bo‘lish nisbiy

$$\text{tezliklariga } (U_V/U_D) \text{ bog'lik. } U_B = \frac{dC_A}{d\tau} = K_1 C_A^{n_1} \quad U_D = \frac{dC_A}{d\tau} = K_2 C_A^{n_2}$$

$$\frac{U_B}{U_D} = \frac{K_1 C_A^{n_1}}{K_2 C_A^{n_2}} = \frac{K_1}{K_2} (C^{n_1} - C^{n_2})$$

n_1, n_2 – reaksiyalarning tartibi.

Oxirgi tenglamadan xulosa shuki, reaksiyaning selektivligiga texnologik rejimning barcha parametrlari ta’sir etadi. K_1/K_2 –xarorat o‘zgarishi bilan keskin o‘zgaradi, chunki $K \sim f(t)$. Shu bilan birga bu nisbat qiymati tanlangan katalizator va uning turiga xam kuchli bog‘liq temperatura va bosimning o‘zgarishi n larning qiymatiga ta’sir etadi. Dastlabki modda miqdori (S_A) xam ta’sir etadi. Ya’ni siqib chikarish reaktorlarida konsentratsiya bir

maromda o'zgarib, K ning qiymati (S_A) ning logarifimiga bog'lik bo'lsa, siljish (aralashish) reaktorlarida (S_A) ning oxirgi qiymatiga bog'liq bo'ladi. Faraz kilaylik $A \rightarrow V$ kushimcha jarayon, D – kushimcha modda bulsin. Asosiy reaksiya tartibi $n_1 > n_2$ bulib, $n_1 - n_2 = m$ bulsa: $U_V/U_D = (K_1/K_2)S_A^m$ ga kura, V – maxsulot olish reaksiya selektivligini oshirish uchun S_A – qiymati katta bo'lishi kerak. Buning uchun A – moddasining o'rtacha qiymati katta bo'ladigan davriy yoki ideal siqib chiqarish reaktorlaridan foydalanish kerak.

Agar bu jarayonlarni amalga oshirish uchun to'liq siljish (aralashish) reaktori tanlangan bo'lsa, selektivlikni oshirish uchun reaktorlar kaskadini tuzish kerak, kaskadda bosqichlar soni (reaktorlar soni) qancha ko'p bo'lsa, selektivlik xam shuncha yuqori bo'ladi.

Gaz fazali jarayonlarda sistemaning bosimini oshirish bilan S_A – qiymati oshiriladi va selektivlik shuncha yuqori bo'ladi. Agar $n_1 < n_2$ bulsa, $n_1 - n_2 = -m < 0$ buladi, va

$$\frac{U_B}{U_D} = \frac{K_1}{K_2} \cdot \frac{1}{C_A^m}$$

bulgani uchun $A \rightarrow V$ reaksiyaning selektivligi yuqori bo'lishi uchun $S_A \rightarrow \min$ bo'lishi kerak. Buning uchun oqimdagi to'liq aralashuv reaktori qo'llaniladi. Bu reaktorlarda S_A qiymatini kamaytirish uchun «suyultiruvchi modda» - inert muxit yoki resirkulyatlar qo'shish (orosheniye) usulidan foydalaniladi.

Gaz fazali reaksiyalar qo'llanilganda sistema bosimini kamaytirish kerak. Agar $n_1 = n_2$ bulsa, $U_V/U_D = K_1/K_2$ buladi. Bu jarayon moddalar taksimotiga reaktor modeli ta'sir etmaydi.

I. Selektivlikka temperatura ta'siri ishlatiladigan reaktorga bog'liq bo'lib, to'liq siljish reaktori (adiabatik rejim yoki politermik rejim) bilan ajralib turadi. Reaksiya tezligiga temperatura ta'siri Arrenius tenglamasiga kura:

$$\frac{K_1}{K_2} = \frac{K_o' e^{-E_1/RT}}{K_o'' e^{-E_2/RT}} = \frac{K_o'}{K_o''} e^{-(E_1-E_2)/RT} = \frac{K_o'}{K_o''} e^{-\Delta E/RT} \text{ buladi.}$$

K' , K'' - eksponensial oldi kupaytuvchisi, Ye_1, Ye_2 – asosiy va kushimcha reaksiyalarning aktivlanish energiyasi. Tenglamadan ko'rinib turibdiki, reaksiyaning selektivligi aktivlanish energiyasi kiymatiga bog'lik. Agar $Ye_1 > Ye_2$ va $Ye_1 - Ye_2 = \Delta Ye = 10000 \text{ J/mol}$ bulib, $K' = K''$ bulsa, turli temperaturada $T = 300\text{K}$ da $K_1/K_2 = 1/55$; $T = 600\text{K}$

da $K_1/K_2 = 1/7,4$ va $T=900K$ da $K_1/K_2 = 1/2,72$ buladi. Bu qiymatlarning kursatishicha, past temperaturada A→D reaksiya selektivligi yuqori, temperatura ortib borishi bilan esa A→V reaksiya selektivligi ortib boradi.

II. Agar $Ye_1 < Ye_2$ va $Ye_1 - Ye_2 = \Delta Ye = -25000$ J/mol bulib $T=300K$ da $K_1/K_2=22/1$; $T=600K$ da $K_1/K_2=15/100$; $T=750K$ da $K_1/K_2 = 5,5/100$ buladi. Ko‘rinib turibdiki temperaturaning kichik qiymatlarida asosiy reaksiya selektivligi yuqori. Shu sababli bunday xollarda temperatura ortishi maksadga muvofik bulmaydi. Yukoridagi I va II xolatlarga asosan xulosa, shunday: Selektivlikka temperatura ta’siri asosiy va qushimcha reaksiyalarning aktivlanish energiyasi qiymatiga bog‘liq. Bu kattalik (Ye) ning qiymatini uzgartirish fakat katalizator ishlatish bilan amalga oshiriladi.

Ketma-ket reaksiya: $A \xrightarrow{K_1} B \xrightarrow{K_2} D$ uchun ko‘rib chiqamiz.

$$U_A = -\frac{dC_A}{d\tau} = K_1 C_A; U_B = \frac{dC_B}{d\tau} = K_1 C_A - K_2 C_B; U_D = \frac{dC_D}{d\tau} = K_2 C_D \text{ buladi.}$$

V – asosiy maxsulot bulgani uchun:

$$\frac{U_B}{U_D} = \frac{dC_B}{dC_D} = \frac{K_1 C_A - K_2 C_B}{K_2 C_B} = \frac{K_1}{K_2} \cdot \frac{C_A}{C_B} - 1$$

Bundan xulosa shunday: Reaksiyada S_A ni qiymati va K_1/K_2 nisbati qanchalik katta bulsa, A→V reaksiyaning selektivligi shuncha yuqori bo‘ladi. Buning uchun ideal siqib chiqarish va davriy reaktorlardan foydalaniladi, chunki bu reaktorlarda (oqimdagi to‘liq aralashish reaktoridagiga nisbatan) doimo A moddaning o‘rtacha konsentratsiyasi yuqori bo‘ladi. K_1/K_2 nisbatdagi konstantalar uchun $K_1 \gg K_2$ bulib qolsa, reaksiyaning selektivligi o‘zgarish darajasi (x_A) ning kichik qiymatlarida yuqori bo‘ladi, x_a qiymati ortishi bilan selektivlik kamayib boradi. Shuning uchun bu jarayonlarning amalga oshirishda x_A ning qiymatida siklik tizimli qurilmalardan foydalaniladi, ya’ni asosiy maxsulot ajratib olinadi va reaksiyaga kirishmagan aralashma qaytadan reaktorga yuborib turiladi. K_1/K_2 da $K_1 \gg K_2$ bo‘lsa, bir vaqtda selektivlik va $x_A \rightarrow \max$ ga erishiladi. Asosiy maxsulot ishlab chiqarish unumi, o‘zgarish darajasi va selektivlik ishlatiladigan reaktorning modeliga bog‘liq.

Ideal siqib chiqarish reaktorining elementar xajmida ruy beradigan jarayon uchun

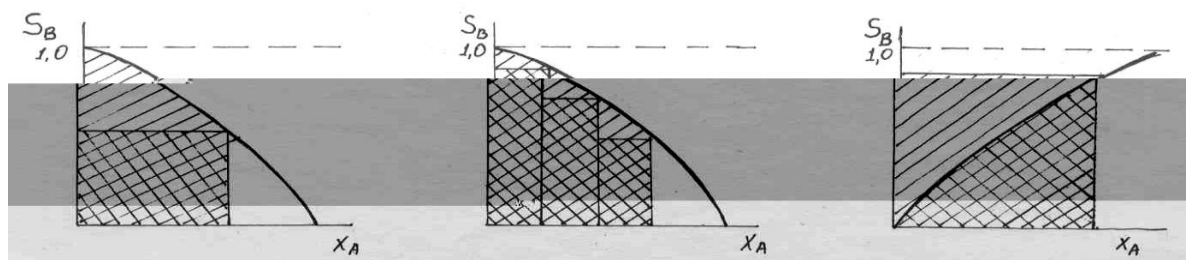
selektivlik: $S_B = dc_B / (-dC_A)$ bulib, bunga kura $C_B = - \int_{C_{A0}}^{C_A} S_B dC_A$ buladi.

V - maxsulotning chiqish darajasi

$$X_B = \frac{C_B}{C_{A0}} = - \frac{1}{C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_A} S_B dC_A = - \frac{1}{C_{A0}} \int_0^{x_A} S_B d[C_{A0}(1-x_A)] = \text{kelib chiqadi.}$$

$$= - \frac{1}{C_{A0}} \int_0^{x_A} S_B (-C_{A0} dx_A) = \int_0^{x_A} S_B dx_A$$

Aynan shunday miqdoriy munosabat davriy reaktor uchun xam uz kuchini saklab koladi



a, v – tulik aralashish va sikib chikarish reaktori; b – ideal siqib chiqarish va kaskad reaktorlar uchun selektivlik o‘zgarish darajasi bilan bog‘langan.

Oqimdagi to‘liq aralashish reaktoridan konsentratsiya reaksiya davomida bir hil bo‘lib qolgani uchun selektivlik va o‘zgarish darajasi o‘rtasidagi bog‘lanish $x_B = S_B \cdot x_A$ bo‘ladi.

Selektivlikning o‘zgarishlar darajasi bilan bog‘liqligi yuqori unumdorlik bilan ishlaydigan optimal reaktor modelining tanlash imkonini beradi. Ideal siqib chiqarish reaktorida modda chiqishi $S_V \sim x_A$ bog‘lanish grafigida egri chiziq ostidagi yuzani hisoblash bilan aniqlanadi; Uzluksiz tuliq siljish (aralashish) reaktoridagi maxsulot chiqishi $S_V \cdot x_A$ ga tug‘ri keluvchi tug‘ri turtburchak yuzasini hisoblash bilan aniqlanadi; Agar x_A ortishi bilan $S_V \rightarrow \min$ bo‘lsa (a,b rasm) mahsulot chiqishi xam kamayadi va egri chiziq ostidagi yuza, tugri turtburchak yuzasidan katta buladi. Bunda ideal sikib chiqarish yoki davriy ishlovchi reaktorlardan foydalaniladi. Reaktorlar kaskadi alohida to‘liq siljish reaktoridan ko‘p samara beradi. $x_A \rightarrow \max$ bilan $S_V \rightarrow \max$ bulsa (v – rasm) shtrixlangan yuza katta bo‘lib, to‘liq siljish reaktorida mahsulot chiqishi, ideal siqib chiqarish yoki davriy reaktoridan katta bo‘ladi. Bu xolda reaktorlar kaskadidagi maxsulot chiqish alohida to‘liq siljish reaktoridan kichik bo‘lgani uchun undan xam foydalanish maqsadga muvofik emas.

Reaktor xajmi (ulchami) reaktorlarning selektivligi va moduli aniqlab olingandan keyin hisoblanadi. Bunda kinetik ma'lumotlardan foydalanib x_A ning biror qiymati uchun avval reagentning reaktorda bo'lish vaqti hisoblanadi:

Parallel reaksiya uchun:

$$U_A = -\frac{dC_A}{d\tau} = \frac{dC_B}{d\tau} + \frac{dC_D}{d\tau} = K_1 C_A^{n_1} + K_2 C_A^{n_2} = K_1 C_{Ao}^{n_1} (1-x_A)^{n_1} + K_2 C_{Ao}^{n_2} (1-x_A)^{n_2} = K_1 C_{Ao}^{n_1} (1-x_A)^{n_1} \left[1 + \frac{K_2}{K_1} C_{Ao}^{n_2-n_1} (1-x_A)^{n_2-n_1} \right]$$

Agar $n_1=n_2=n$ bulsa: $U_A = (K_1 + K_2) C_{Ao}^n (1-x_A)^n$ buladi.

$$\text{Bundan } \tau = C_{Ao} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(K_1 + K_2) C_{Ao}^n (1-x_A)^n} = \frac{1}{C_A^{n-1}} \cdot \frac{1}{K_1 + K_2} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(1-x_A)^n}$$

$$n=0 \text{ uchun } \tau = \frac{C_{Ao} x_A}{K_1 + K_2} \text{ va } n=1 \text{ uchun } \tau = -\frac{1}{K_1 + K_2} \ln \frac{1}{1-x_A} \text{ buladi.}$$

Reaktorlarning temperatura rejimi. Ma'lumki, kimyoviy jarayonlar tezligi va fazaviy o'zgarishlar sistema xarorati o'zgarishiga juda sezgir bulib, bu jarayonlar boradigan reaktorlar modelini tanlashda va ularning moddiy balansini xisoblashda xarorat kiymatini xisobga olish kerak. Har qanday sistemada aniq xarorat qiymatini doimiy saqlab turish uchun unga issiqlik berish va issiqlikni olib turish, yoki reaksiyon aralashmani doimiy xaroratda bir tekis aralashtirib turish kerak.

Xarorat rejimiga ko'ra: adiabatik, izotermik va politermik reaktorlar bo'ladi.

Adiabatik reaktorlar – tashki muxit bilan issiqlik almashinuvisiz ishlovchi ideal chiqib chiqarish reaktorlari bo'lib, kimyoviy reaksiya mobaynida ajralib chiquvchi (sotiluvchi) issiqlik reaktor ichida jamlanadi.

Izotermik reaktorlar – butun xajmi buyicha xarorat o'zgarishi ruy bermaydigan reaktorlar. Doimiy xarorat: reagentlarni tezlik bilan aralashtirib turish, tashkaridan issiklik berish (yoki chikarib turish) bilan saklab turiladi. Izotermik rejim siqib chikarish reaktorlarida kichik issiqlik effektli reaksiya olib borish yoki past konsentratsiyali reagentlar ishlatish bilan saqlab turilishi xam mumkin.

Politermik reaktorlar - uzunligi (balandligi) buyicha xarorat o'zgarishini ta'minlab turuvchi (issiklik berish yoki olish bilan) sikib chikarish yoki siljish reaktorlaridir. Har bir

xajm birligi yoki nuqtadagi xarorat qiymat avvaldan ishlab chiqilgan dastur buyicha amalga oshirilgani uchun dasturiy-boshqariladigan reaktor xam deyiladi. Bunday reaktorlar qatoriga davriy siljish reaktorlari kiradi. Issiqlik almashuv uskunali siljish reaktori xam izotermik reaktorga kiradi. Barcha reaktorlar xarorat rejimlarini xisoblash uchun issiqlik balansini xisoblashdan foydalaniladi.

Adiabatik reaktorlarning xarorat rejimi va issiqlik balansi. Bu reaktorning xarorat o'zgarishi Δt moddaning o'zgarish darajasi X , asosiy xomashyo (reagent) ning konsentratsiyasi S_{AO} , reaksiyaning ($A \rightarrow V$) issiqlik effekti $q_{(p)}$ ga tug'ri proporsional bo'lib, reaksiya aralashmaning issiqlik sigimi - S ga teskari proporsionaldir. Reaksiya issiqlik effektiga ko'ra ekzotermik reaksiyalarda $\Delta t > 0$, endotermik reaksiyalarda $\Delta t < 0$ buladi.

Adiabatik reaktorning xarakteristik tenglamasi beriladigan issiqlik miqdori (ΣQ_{ber}) olinadigan yoki sarflanadigan issiqlik miqdori (ΣQ_{sarf}) gi teng qoidasi asosida keltirib chiqariladi: $\Sigma Q_{ber} = \Sigma Q_{sarf}$

Berilgan issiqlik miqdori reaksiya aralashmaning boshlangich issiqligi - Q_{bosh} va reaksiyaning issiqlik effekti va reaktorning reaksiya xajmida boruvchi fizik jarayonlar issiqlik miqdori - Q_p dan iborat: $\Sigma Q_{ber} = Q_{bosh} \pm Q_p$.

Sarflanadigan issiqlik asosan G-ogirlikdagi S - urtacha issiqlik sig'imli va t_{ox}^0 xaroratli reaksiya aralashma bilan chikib ketadigan issiqlik miqdoridan iborat bulgani uchun: $\Sigma Q_{sarf} = G \cdot c \cdot t_{ox}$ buladi. Moddalar massasining saqlanish konuniga asosan reaktor keladigan va undan chiqadigan moddalar massasi uzaro teng bo'lgani uchun bu miqdor modda olib keladigan boshlangich issiqlik miqdori: $Q_{bosh} = G s t_{bosh}$.

Xar qanday reaksiyada sarflangan yoki ajralib chiqqan issiqlik miqdori Q_p reaktordan moddaning chiqayotgan og'irlik konsentratsiyasi S_V va asosiy dastlabki modda miqdori S_{AO} va uning o'zgarish darajasi X ga kura:

$$Q_p = G q_{(p)} C_B = G q_{(p)} C_{Ao} X \quad \text{buladi.}$$

$q_{(p)}$ - 1 mol moddaga tug'ri keluvchi reaksiya issiqligi.

$A \rightarrow V$ jarayon uchun reaksiyaning to'liq issiqlik balansi:

$$G \bar{c} t_{\delta oou} \pm G q_{(p)} C_{Ao} X = G \bar{c} t_{oxup} \quad \text{buladi.}$$

Buni t buyicha shakl o'zgartirsak, adiabatik reaktorning xarakteristik tenglamasi kelib

chiqadi: $t_{ox} = t_{\delta ou} \pm \frac{q_{(p)}C_{Ao}X}{\bar{c}}$ yoki $\pm q_{(p)}C_{Ao}X = \bar{c}(t_{ox} - t_{\delta ou})$

$mA+nB \rightarrow dD+rR$ reaksiya uchun β tuzatish koeffitsiyenti kiritiladi. $\beta = G(D) / G(A)$ (A-asosiy dastlabki modda, D-asosiy maxsulot) o'zgarish darajasi deyiladi.

$$t_{ox} = t_{\delta ou} \pm \beta \frac{q_{(p)}C_{Ao}X}{\bar{c}} \quad \text{yoki} \quad t_{ox} = t_{\delta ou} \pm \frac{Q_p}{G\bar{c}} = t_{\delta ou} \pm \frac{q_{(p)} \cdot G(D)}{\bar{c}}$$

Q_p - reaksiyada amalda ajralib chiqqan issiqlik miqdori. Ba'zan tuliq reaksiya borganda ajralib chiqadigan to'liq issiqlik miqdori $Q'_p = \frac{Q_{(p)}}{x}$ e'tiborga olinadi.

$$t_{ox} = t_{\delta ou} \pm \frac{Q'_{(p)}}{G\bar{c}} \cdot X \text{ buladi.}$$

Ideal siqib chiqarish reaktorining okim ukining xoxlagan kismidagi o'zgarish darajasiga tug'ri keladigan

$$\Delta t = t_{ox} - t_{bosh} = \pm \lambda x \quad \text{bulib,} \quad \lambda = \frac{q_{(p)}C_{Ao}}{\bar{c}} \beta = \frac{q_{(p)}C(D)}{\bar{c}} = \frac{Q_p}{G\bar{c}x} = \frac{Q'_p}{G\bar{c}}$$

λ -adiabatik xarorat o'zgarish koeffitsenti. Ba'zan adiabatik xarorat - t(a) xam deyiladi.

Reaktorlar kaskadidagi bitta reaktor (batareya) yoki ko'p ravokchali (polkali) reaktorning, yoki siklik texnologik sxema buyicha ishlaydigan reaktorning xarorat o'zgarishi: $\Delta t = t_{ox} - t_{bosh} = \pm \lambda (x_{oxir} - x_{bosh})$ buladi.

Adiabatik siqib chiqarish reaktorining issiqlik balansi uning xar bir kismi (ΔN) dagi qiymati asosida hisoblanadi. Reaktor ichining xar bir nuqtasiga tug'ri keluvchi ($G=1$) issiqlik miqdori $Q_{kel} = q_{(p)}C_{Ao}dX_A$ buladi. Reaksiya maxsuloti bilan ayni nuqtadan ketuvchi issiqlik miqdori $Q_{ket} = Q_{sarf} = cdt$ buladi.

$$\text{Umuman, issiqlik balans tenglamasi: } \pm q_{(p)} C_A dX_A = cdt$$

Adiabatik siqib chiqarish reaktorlari sifatida filtrlovchi katalizator qatlamli kontakt apparatlari, ichki qismi futerovka qilingan to'g'ri oqimli adsorberlar (gaz okimi yunalishiga parallel yo'nalgan suyuqlik purkalishi) xemosorbsiya, fizikaviy jarayonlar issiqliklari yig'indi - $Q_{(p)}$ bo'lgan reaktorlar kiradi. Oqimdagi to'liq siljish reaktorlari uchun issiqlik balansi: $Q_{kel} = ct_{bosh} + q_{(p)}S_{Ao}X_A$ Vakt birligida sarflanuvchi issiqlik miqdori: $Q_{sarf} = st_{ox}$

Issiklik kelishi va ketishi (tezligi): $ct_{bosh} + q_{(p)}C_{Ao}X_A = ct_{ox}$ yoki $q_{(p)}C_{Ao}X_A = ct_{ox} - ct_{bosh}$
 t_{bosh} , t_{ox} – reaktorga kirishdagi va chiqishdagi xarorat.

Ekzo- va endotermik reaksiyalar borishini e'tiborga olsak; tuliq siljish reaktori issiqlik balansi: $\pm q_{(p)} C_A dX_A = s(t_{ox} - t_{bosh})$ buladi.

Izotermik reaktorda $q_{(p)}$ kichik bo'ladi, xarakteristi tenglamasi $t_{cp}=t_{ox}=const$. Bunday reaktorlarda J-J, G-J, J fazalarda reaksiyalar boradi. Kupikli, barbatejli, qaynar qavatdagi jarayonlar boradi. Yonmaydigan gazlarni adsorbsiyasi va absorbsiyasi (juda kam zararli kushimchalari) statsionar katalizatorli reaktorlar, uglevodorodlarni, izomerlanish jarayonlari boradigan (kam $q_{(p)}$) jarayoni amalga oshiriladi.

Politermik reaktorlar. Bu reaktorlarda xarorat o'zgarishi reaksiyaning issiqlik effekti qiymati va ishorasiga, asosiy dastlabki moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi, moddaning o'zgarish darajasi, reaksiya zonasiga berilayotgan va chikib ketayotgan issiklik mikdoriga bog'liq bo'ladi. Xarorat o'zgarishini hisoblash reagent bilan keluvchi va maxsulot bilan chiqib ketuvchi issiqlik, reaksiya issiqlik effekti, atrof-muxit bilan issiqlik almashinuvi qiymatlari asosida qisoblanadi:

Politermik siljish reaktorlari uchun issiqlik balansi

$$\Sigma Q_{kel} = Gct_{bosh} \pm Gq_{(p)} C_A dX_A \quad \text{va} \quad \Sigma Q_{sarf} = Gct_{ox} \pm K_T \Delta t_{ur} F \quad \text{bo'ladi.}$$

K_T – issiqlik uzatish koeffitsiyenti, F - issiqlik uzatish yuzasi. Δt - urtacha issiqlik uzatish yurituvchi kuchi.

$$\text{Reaktorda xarorat o'zgarishi: } t_{ox} - t_{\delta ouu} = \pm \frac{q_{(p)} C_{Ao} X_A}{\bar{c}} \pm \frac{K_T F \Delta t}{\bar{c}}$$

$$\text{O'zgarish darajasi: } X_A = \pm \frac{\bar{c} t_{ox} - t_{\delta ouu}}{q_{(p)} C_{Ao}} \pm \frac{K_T F \Delta t}{Gq_{(p)} C_{Ao}}$$

$$\text{Issiklik uzatish yuzasi: } F = \frac{\pm Gq_{(p)} C_{Ao} X_A \pm G\bar{c}(t_{ox} - t_{\delta ouu})}{K_T \Delta t}$$

Politermik ideal siqib chiqirish reaktori issiqlik balansi, reaktor buyi buyicha har bir nuqtada reagentning harorati bir xil hisoblanib, uning xar bir kundalang kesim yuzasi va ΔN uchun: $Gq_{(p)}C_{Ao}dX_A = Gcdt \pm K_T F (t_{ox} - t_{bosh}) dH$

Politermik rejim reaksiyaning asosiy issiqlik effekti $\pm q_{(p)}$ qisman qo'shimcha reaksiyalar hisobidan koplanadigan reaktorlarlda kuzatiladi. Ular katoriga: shaxta pechi,

domna pechi, oxak quydirish pechi kiradi. Murakkab politermik rejim nasadkali adsorbsion va desorbsion minoralarda «gaz-suyuqlik» ta'sirida issiqlik almashinuvi boradigan absorbsiya jarayonlarida past qismida suyuqlik qizdirilib, yuqori qismida kondensatsiyalanadigan reaktorlarda kuzatiladi.

Katalitik izomerlash texnologik jarayoni. Jarayonning mohiyati: Normal tuzilishga ega bo'lgan parafin uglevodorodlarini katalitik usulda mos ravishdagi izo-tuzilishga ega bo'lgan uglevodorodlarga aylantirishdir. Avvalgi izomerizatsiyalashning sanoat jarayoni alkilat ishlash chiqarish xom ashyosi bo'lgan izobutan olinishini oshirishga qaratilgan edi. Bunday qurilmani birinchi bo'lib ikkinchi jaxon urushi davrlarida qurilgan. Bunda xom ashyo bo'lib neftkimyoviy sintez sanoatida gazlarda ajratiladigan normal butandan foydalanilgan. Normal butanning izomerlanishi katalitik krekinglash qurilmasi bo'lmagan zavodlar uchun qiziqarli edi. Izomerlash katalizatori bo'lib alyuminiy x'loridi, faollashtirilgan vodorod xlorididan foydalanilgan edi.

Nazorat savollari

1. Modda almashinish qurilmalari klassifikatsiyasini tushuntiring.
2. Rektifikatsion kolonnalar sinflarini tushuntiring.
3. Rektifikatsion kolonna yordamchi elementlariga nimalar kiradi?
4. Deflegmator qanday vazifani bajaradi?
5. Tarelkalarining qanday turlarini bilasiz?
6. Tarelkalarda qanday rejimlar bo'lishi mumkin?
7. Nasadkali rektifikatsion kolonna tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.
8. Nasadkalarining qanday turlarini bilasiz?
9. Plenkali rektifikatsion kolonna tuzilishini tushuntiring.
10. Rektifikatsion kolonnada jarayonni jadallashtirishning yo'llarini tushuntiring.
11. Rektifikatsion kolonnani hisoblash va loyihalash tartibini tushuntiring.
12. Absorberlarning sinflarini tushuntiring.
13. Nasadkali absorberlar tuzilishini tushuntiring.
14. Nasadkalarining qanday turlari mavjud?
15. Nasadkalarining asosiy karakteristikalariga nimalar kiradi?
16. Tarelkali absorber tuzilishini tushuntiring.

17. Tarelkalarining qanday turlarini bilasiz?
18. Separatorlar tuzilishini tushuntiring.
19. Sochib beruvchi absorberlar tuzilishini tushuntiring.
20. Absorberlarning hisoblash va loyihalash tartibini tushuntiring.

Foydalanilgan adabiyotlar

1. Skoblo A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Щелkunov V.A. Протсессы i apparaty neftegazopererabotki i nefteximii. – M.: Nedra, 2000. – 677 s.
2. Salimov Z.S. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. Darslik. T. 2012. 510 bet.
3. Yusupbekov N.R., Nurmuxamedov H.S., Zokirov S.G. Kimyoviy texnologiya asosiy jarayon va qurilmalari. Darslik. Sharq NMAK. T. 2003. 646 bet.
4. Farmazov S.A. Oborudovaniye neftepererabatyvayushix zavodov i yego ekspluatatsiya. - M.: Ximiya, 2004.
5. Konnova G.V. Oborudovaniye transporta i xraneniya nefti i gaza. – Rostov-na-Donu: Feniks, 2006. – 126 s.
6. Texnologiya pererabotki nefti. Chast pervaya. Pervichnaya pererabotka nefti. Pod redaksiyey Glagolevoy O.F., Kapustina V.M. – M.: Ximiya, Koloss, 2006. – 400 s.
7. Obщiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 1. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola. 2003. – 912 s.
8. Obщiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 2. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Vysshaya shkola, 2003. – 872 s.
9. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 1. – T.: O‘zbekiston, 2006. – 366 b.
10. Salimov Z. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va qurilmalari. Tom. 2. – T.: O‘zbekiston, 2004. – 237 b.
11. Levsh V.I., Salimov Z. Ochistka gazovyx vybrosov v apparatax s turbulizirovannym gazojidkostnym slozem. – T.: Fan, 2003. – 152 s.
12. Salimov Z., Batayev V.V. Povysheniye effektivnosti adsorbsionnoy ochistki gazovyx vybrosov. – T.: Fan, 2005. – 96 s.

IV. AMALIY MASHG'ULT MATERIALLARI

1-amaliy mashg'ulot. Issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash.

Ishdan maksad: Issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblashni va loyihalashni qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash orqali o'rganish.

Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmalarini hisoblash. Ikki suvli organik eritma orasida issiqlik almashinishi uchun qobiq trubali issiqlik almashinish qurilmasi hisoblansin va normallashtirilgan qurilma tanlansin. Issiq eritmaning sarfi $G_1=6$ kg/s va u $t_1 = 112,5^\circ\text{S}$ dan $t_{10}= 40^\circ\text{S}$, sarfi esa - $G_2 = 21,8$ kg/s. Ikkala muhit korrozion aktiv va fizik kimyoviy xossalari suvnikiga yaqin. Issiq muhit o'rtacha $t_1 = 76,3^\circ\text{S}$ da quyidagi fizik-kimyoviy xossalarga ega:

$$\rho = 986 \text{ kg/m}^3; \lambda = 0,662 \text{ Wt/(m-K)}; \mu_1 = 0,00054 \text{ Pa-s}; s_1 = 4190 \text{ J/(kgK)}.$$

Qurilmani hisoblash 3.1-rasmdagi blok-sxema asosida quyidagi ketma-ketlikda olib boriladi: 1. Issiqlik yuklamasini aniqlaymiz:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_1 - t_2) = 6,0 \cdot 4190 \cdot (112,5 - 40) = 1822650 \text{ Wt}$$

2. Temperaturasi past muhitning oxirgi temperaturasini issiqlik balansi tenglamasidan

$$\text{topamiz: } t_{2o} = t_{2b} + \frac{Q}{G_2 \cdot c_2} = 20 + \frac{1822650}{21,8 \cdot 4180} = 40^\circ\text{C}$$

bu yerda $s_2 = 4180 \text{ J/(kgK)}$ - sovuq eritma o'rtacha $t_g=30^\circ\text{S}$ dagi so-lishtirma issiqlik sig'imi. Ushbu temperaturada sovuq agentning fizik-kimyoviy xossalari:

$$\rho_2 = 996 \text{ kg/m}^3; \lambda_2=0,618 \text{ Wt/(m-K)}; \mu_2 = 0,000804 \text{ Pa-s};$$

3. Issiqlik almashinish qurilmasining o'rta logarifmik temperaturalar farqini ushbu yo'l bilan aniqlaymiz: $\Delta t_{yp} = \frac{\Delta t_{ka} - \Delta t_{ku}}{\ln \frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ku}}} = \frac{(112,5 - 40) - (40 - 20)}{\ln \frac{72,5}{20}} = 40,8^\circ\text{C}$

4. Issiqlik almashinish qurilmasining taxminiy tanlovi. Qaysi bir muhitni truba ichiga, qaysi birini trubalararo bo'shliqqa yo'naltirish ularning temperaturasiga, bosimiga, korrozion faolligiga, sarfi, issiqlik almashinish yuzasini ifloslantirish va hokazolarga bog'liq. Ko'rilayotgan ushbu misolda ko'ndalang kesimi kam bo'lgan truba ichiga sarfi kichik muhitni, ya'ni issiq eritmani yuboramiz. Bu esa ikkala muhitning tezliklari va issiqlik berish koeffitsiyentlarini ozgina bo'lsa xam tenglashtirishga imkoniyat beradi.

Natijada issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti ortadi. Sovuq muhitni trubalararo bo'shliqqa yo'naltirilsa, qurilmaga issiqlik qoplama qilinmasa ham bo'ladi. Trubaning ichida issiq muxit turg'un, turbulent rejimda harakat qilmoqda deb, unga mos taxminiy Reynolds soni $Re_{\text{taq}} = 15000$ deb qabul qilamiz.

Ma'lumki, issiqlik almashinish qurilmasida bunday rejimni tashkil etish uchun bir yo'lli qurilmadagi trubalar soni quyidagicha topiladi: truba diametri $d = 20 \times 2$ mm bo'lsa,

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d \cdot Re_{\text{max}} \cdot \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 0,00054} = 59 \text{ truba diametri } d = 25 \times 2 \text{ mm.}$$

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 0,00054} = 45$$

Ushbu misolda muhitlarning fizik-kimyoviy xossalari bir-biridan kam farq qilgani uchun 3-3 jadvaldan turbulent rejimga mos minimal issiqlik o'tkazish koeffitsiyentini

tanlab olamiz: $K_{\text{max}} = 800 \frac{Bm}{M^2 \cdot K}$

Bunda, taxminiy issiqlik almashinish yuzasi quyidagi son qiymatga teng bo'ladi:

$$F_{\text{max}} = \frac{Q}{\Delta t_{\text{yp.raz}} \cdot K} = \frac{1822650}{40,8 \cdot 800} = 56,8 M^2$$

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, ushbu $R_{\text{tax}} = 56,8 \text{ m}^2$ ga to'g'ri keladigan issiqlik almashinish qurilma Qobiqining diametri 600-800 mm dir. Shunga alohida e'tibor berish kerakki, faqat ko'p yo'lli 2 = 4 yoki 6 bo'lgan issiqlik almashinish qurilmalaridagina p/g parametri 50 ga yaqindir. Ko'p yo'lli issiqlik almashinish qurilmalarida o'rtacha temperaturalar farqi bir yo'lliklarnikiga qaraganda birmuncha kam. Bunga sabab, issiqlik tashuvchi agentlarning o'zaro aralash harakatidir. Shuning uchun o'rtacha temperaturalar

farqi uchun tuzatma qiymatini quyidagicha topamiz: $P = \frac{t_{2o} - t_{2b}}{t_{1b} - t_{2b}} = \frac{40 - 20}{112,5 - 20} = 0,216$

$$R = \frac{t_{1b} - t_{2o}}{t_{2o} - t_{2o}} = \frac{112,5 - 20}{40 - 20} = 3,625$$

$$\eta = \sqrt{R^2 + 1} = \sqrt{3,625^2 + 1} = 3,76$$

$$\delta = \frac{R - 1}{\ln \left(\frac{1 - P}{1 - R \cdot P} \right)} = \frac{3,625 - 1}{\ln \left(\frac{1 - 0,216}{1 - 3,625 \cdot 0,216} \right)} = 2,044$$

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\frac{\eta}{\delta}}{\ln \frac{[2 - P \cdot (1 + R - \eta)]}{[2 - P \cdot (1 + R + \eta)]}} = \frac{\frac{3,76}{2,044}}{\ln \frac{[2 - 0,216 \cdot (1 + 3,625 - 3,76)]}{[2 - 0,216 \cdot (1 + 3,625 + 3,76)]}} = 0,813$$

$$\Delta t_{yp} = \Delta t_{yp.log} \cdot \varepsilon_{\Delta t} = 40,8 \cdot 0,813 = 33,2^{\circ} C$$

Taxminiy issiqlik almashinish yuzasi hisoblab topilgan tuzatma qiymati bilan quyidagiga teng bo'ladi: $F_{max} = \frac{Q}{\Delta t_{yp.log} \cdot K} = \frac{1822650}{33,2 \cdot 800} = 68,7 \cdot M^2$

Endi, quyidagi variantlarni aniqlovchi hisoblash maqsadga muvofiqdir.

$$1 K: D = 600 \text{ mm}; d = 25 \times 2 \text{ mm}; z = 4; n/z = 206/4 = 51,5;$$

$$2 K: D = 600 \text{ mm}; d = 20 \times 2 \text{ mm}; z = 6; p/z = 316/6 = 52,7;$$

$$3 K: D = 800 \text{ mm}; d = 25 \times 2 \text{ mm}; z = 6; p/z = 384/6 = 64,0;$$

5. Issiqlik o'tkazish yuzasini aniqlovchi hisobi.

$$\text{Variant 1K: } Re_1 = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d \cdot \left(\frac{n}{z}\right) \cdot \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 51,5 \cdot 0,00054} = 13081$$

$$Pr_1 = \frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1} = \frac{4190 \cdot 0,00054}{0,662} = 3,42$$

Trubalar ichida turbulent harakat qilayotgan oqim uchun issiqlik berish koeffitsiyenti (3.11) formulaga binoan quyidagiga teng:

$$\alpha_1 = \frac{0,662}{0,021} \cdot 0,023 \cdot (13081)^{0,8} \cdot (3,42)^{0,4} = 2300 \frac{Bm}{M^2 \cdot K}$$

t_1 va t_2 temperaturalarning farqi kichik ($\Delta t_{ur} = 33,2^{\circ} S$) bo'lgani uchun (R_g/R_{g_d}) tuzatmani hisobga olmasa ham bo'ladi. «Nakatka» trubali issiqlik almashinish qurilmalari uchun issiqlik berish koeffitsiyenti Nu / Nu_{sil} nisbati orqali topiladi. Trubalararo bo'shliqdagi to'siqlar orasidagi oqimning ko'ndalang kesim yuzasi $S_{trab} = 0,045 \text{ m}^2$ (3-4

jadval). Unda, $Re_2 = \frac{21,8 \cdot 0,025}{0,045 \cdot 0,000804} = 15064$ $Pr_2 = \frac{4180 \cdot 0,000804}{0,618} = 5,44$

(3.22.) formulaga binoan trubalararo bo'shliqda harakat qilayotgan suyuqlik va truba devori orasida issiqlik berish koeffitsiyenti quyidagicha hisoblanadi:

$$\alpha_2 = \frac{0,618}{0,025} \cdot 0,24 \cdot (15064)^{0,8} \cdot (5,44)^{0,36} = 3505 \frac{Bm}{M^2 \cdot K}$$

Ma'lumki, ikkala issiqlik tashuvchi agentlar ham kichik konsentratsiyali. Shuning uchun, 3-3 jadvalga binoan trubaning ikkala tomonini ifloslanishini bir xil, ya'ni $g_{ifd1} = g_{nfa2} = 1/2900$ m²-K/Vt. Issiqlik tashuvchi agentlar korrozion aktiv bo'lishi trubalar zanglamaydigan po'latdan yasalanishini taqozo etadi. Zanglamaydigan po'lat trubaning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsiyenti $\lambda_p = 67,5$ Vt/(m-K) ga tengdir. Truba devori va iflosliklar qatlamlarining termik qarshiliklarining yig'indisi ushbu yo'l bilan topiladi:

$$\Sigma \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,002}{17,5} + \frac{1}{2900} + \frac{1}{2900} = 0,000804 \frac{M^2 \cdot K}{Bm}$$

Unda issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti

$$K = \frac{1}{\frac{1}{2330} + \frac{1}{3505} + 0,000804} = 625 \frac{Bm}{M^2 \cdot K}$$

ga teng bo'ladi. Zarur issiqlik almashinish yuzasi ushbu tenglamadan aniqlanadi:

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, tanlangan qatordan trubalarning uzunligi 6,0 m li va nominal yuzasi $F = 97$ m² bo'lgan issiqlik almashinish qurilmasi to'g'ri keladi. Shunda, issiqlik almashinish yuzasi bo'yicha zahira $\Delta = \frac{(97 - 83,4) \cdot 100\%}{83,4} = 16,4\%$

Issiqlik almashinish qurilmasining massasi $M_{1K} = 3130$ kg ga teng (3-10 jadval)

Variant 2K. Xuddi shunday hisoblar quyidagi natijalarni beradi: $Re_1 = 16777$; $a_1 = 3720$ Vt/(m²-K); $Re_2 = 11308$; $a_2 = 3657$ Vt/(m²-K); $K = 744$ Vt/(m²-K); $F = 74,1$ m²

2-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 4,0 m li issiqlik almashinish qurilmasining issiqlik almashinish yuzasi bo'yicha zahirasi ($\Delta < 10\%$) kamlik qiladi, ya'ni to'g'ri kelmaydi. Trubalarining uzunligi 6,0 m bo'lgan issiqlik almashinish qurilma yuzasi 119 m² bo'lsa ham 1K variantniki oldida afzalligi yo'q, chunki u katta massaga ega ($M_{2K} = 3380$ kg) va uning gidravlik qarshiligi juda katta.

Variant ZK. Hisoblash natijalari: $Re_1 = 10540$; $a_1 = 1985$ Vt/(m²-K); $Re_2 = 9694$; $a_2 = 2707$ Vt/(m²-K); $K = 596$ Vt/(m²-K); $F = 92,4$ m²

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 4,0 m, nominal yuzasi $F_{zk} = 121$ m² bo'lganda zahira $\Delta = 30,9\%$. Demak, zahira bo'yicha to'g'ri keladi. Massasi 3950 kg, ya'ni 1K variantnikiga qaraganda ko'proqdir. Ammo, trubalarining uzunligi 1 barobar kam. Undan tashqari, u ixcham va trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilik kamroq

bo'ladi. Trubalar uzunligani yanada kamaytirish maqsadida yana bir 4K variantni ko'rib chiqish mumkin.

Variant 4K. $D = 800$ mm; $d_e=20 \times 2$ mm; $z=6$; $n/z=103$.

Hisoblash natijalari: $Re_1 = 8560$; $a_1 = 2030$ $Vt/(m^2 \cdot K)$; $Re_2 = 7754$; $a_2 = 2947$ $Vt/(m^2 \cdot K)$; $K = 611$ $Vt/(m^2 \cdot K)$; $F = 92,3$ m^2

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 3,0 m, nominal yuzasi $F_{4K}=116$ m^2 va zaxirasi $\Delta = 28,5\%$ bo'lgan issiqlik almashinish qurilma to'g'ri keladi. Uning massasi $M_{4K}=3550$ kg, bu esa ZK variantnikidan 400 kg ga yengilroq.

Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasining gidravlik qarshiligini hisoblash. Uzunligi Lz bo'lgan trubalarda ichki ishqalanish va mahalliy qarshiliklar uchun yo'qotilgan bosim (3.1) tenglama orqali topish mumkin. Trubadagi suyuqlikning

tezligi esa $w_{mp} = \frac{4 \cdot G_{mp} \cdot z}{\pi \cdot d^2 \cdot n \cdot \rho_{mp}}$ (3-30)

Ishqalanish koeffitsiyenti (3.4)-(3.7) formulalar yordamida aniqlanadi. Agarda $Re_{tr} >$

2300 bo'lsa, ushbu formuladan hisoblab topiladi: $\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re_{mp}} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2}$ (3.31)

bu yerda $ye = \Delta/d$ - trubaning nisbiy g'adir-budurligi; Δ - g'adir-budurliklarning balandligi (hisoblar uchun $\Delta = 0,2$ mm deb qabul qilsa bo'ladi).

Truba ichida harakat qilayotgan oqimga ko'rsatilayotgan mahalliy qarshilik koeffitsiyentlari: $\xi_{tr1} = 1,5$ - kameraga kirish va chiqish; $\xi_{tr2} = 2,5$ - yo'llar orasidagi burilish; $\xi_{tr3} = 1,0$ - trubaga kirish va chiqish.

Taqsimlovchi kameraga kirish va undan chiqish paytidagi mahalliy qarshiliklarni shtutserdagi suyuqlikning tezligi bo'yicha hisoblash kerak. Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasining normallashtirilgan shtutserlarining diametrlari 3-10 jadvalda berilgan. Trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilikni ushbu formula orqali hisoblanadi:

$$\Delta P_{mpab} = \sum \xi_{mpab} \cdot \left(\frac{\rho \cdot w_{mpab}^2}{2} \right) \quad (3-32)$$

Suyuqlikning trubalararo bo'shliqdagi tezligi esa quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$w_{mpab} = \frac{G_{mpab}}{S_{mpab} \cdot \rho_{mpab}}$$

$\xi_{mp1} = 1,5$ suyuqlikning kirishi va chiqishi; $\xi_{mp2} = 1,5$ segment to'siq orqali burilish;

$$\xi_{mp3} = \frac{3 \cdot m}{Re_{mpab}^{0,2}} - \text{trubalar paketi (dastasi)ning qarshiligi.}$$

Bu yerda S_{trab} - trubalararo bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimi; m - truba qatorlarining soni.

Qurilmaning konstruktiv o'lchamlarini hisoblash. Buning uchun kerakli boshlang'ich ma'lumotlar - issiqlik almashinish yuzasi F va trubaning uzunligi l . Topish kerak: trubalar soni - n , ularning joylashishi, qurilma korpusining diametri - D , truba va trubalararo bushligidagi yo'llar sonlarini, hamda shtutserlarning geometrik o'lchamlarini.

$$\text{Trubalar soni ushbu tenglama orqali topiladi: } n = \frac{F}{\pi \cdot d_{yp} \cdot l}$$

bu yerda d_{ur} - trubaning o'rtacha diametri, agarda a_1 va a_2 bir-biriga yaqinroq son qiymatlarga ega bo'lsa, $d_{yp} = \frac{d_{mau} + d_{uv}}{2}$

agarda $a_1 \gg a_2$ yoki $a_1 \ll a_2$ bo'lsa, unda d_{ur} son qiymati suyuqlik bilan yuvilayotgan trubaning α si tomondagi diametri d ga teng bo'ladi. Odatda, trubalar truba turlariga to'g'ri oltiburchak qirralari, kvadrat tomonlari, hamda konsentrik aylanalarda bo'ylab joylashtiriladi. To'g'ri oltiburchaklik qirralar bo'ylab trubalar joylashtirilganda, ularning soni $p = 1 + Za + Za^2$ (3.35) formuladan topiladi. Formuladagi aylana markazidan boshlab hisoblanganda, oltiburchakning tartib raqami. Eng katta oltiburchak diagonalidagi trubalar sonini ushbu formula-dan topish mumkin:

$$2 \cdot a + 1 = 2 \cdot \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25} \quad (3.36)$$

$$\text{Truba qatorlarining soni } m \text{ esa, } m = \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25} \approx \sqrt{\frac{n}{3}} \quad (3.37)$$

Truba o'qlari orasidagi masofa yoki qadami t trubaning tashqi diametriga bog'liq va ushbu tenglikdan aniqlash mumkin: $t = (1,2 + 1,4) \cdot d_{mau}$

Lekin, xar qanday sharoitda ham $t = d_{tash} + 6\text{mm}$

dan kam bo'lasligi kerak. Shuni nazarda tutish kerakki, va a parametrlar butun son bo'lishi shart. Qurilma korpusining ichki diametri quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$\text{bir yo'lli bo'lganda } D_{\text{ich}} = t \cdot (6-1) + 4 \cdot d_{\text{tash}} \text{ yoki } D_{uv} = 1,1 \cdot t \cdot \sqrt{n}$$

$$\text{ko'p yo'lli bo'lganda esa, } D_{uv} = 1,1 \cdot t \cdot \sqrt{\frac{n}{\eta}}$$

bu yerda $\eta = 0,6-0,8$ - truba to'rini trubalar bilan to'ldirilish koeffitsiyenti va u hisoblash yo'li topiladi. D_{ich} ning son qiymati standart yoki normallardagi butun son qiymatlarigacha yaxlitlanadi. Truba to'rlari orasidagi masofa, ya'ni trubalarning ishchi uzunligi l_1 , quyidagi hisoblash formulasidan topish mumkin: $l_1 = \frac{F}{\pi \cdot d_{yp} \cdot n \cdot z}$

bu yerda z - yo'llar soni; n - bir yo'ldagi trubalar soni.

Issiqlik almashinish qurilmasining ishchi uzunliklari quyidagilarga teng qilib olish tavsiya etiladi: 1₁ = 1000; 1500; 2000; 3000; 4000; 6000; 9000

Ko'p yo'lli issiqlik almashinish qurilmasida yo'llar soni har doim juft bo'lishi tavsiya qilinadi. Agarda, ko'p yo'lli qurilma trubalarining uzunliklari ruxsat etilganidan ortiq bo'lsa, yo'llar soni z o'zgartiriladi. Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasining umumiy balandligi truba uzunligi l_1 va 2 ga taqsimlovchi kameralar balandliklari h larning yig'indisiga teng, ya'ni: $N = 1, + 2 \cdot h$; bu yerda $h = 200-400$ mm.

Boshqa turdagi issiqlik almashinish qurilmalari uchun konstruktiv hisoblashlar ushbu adabiyotlarda keltirilgan. Shtutserlarning shartli diametri Qobiq diametri va yo'llar soniga bog'liq bo'lib, 2-8 jadvaldan tanlanadi. Segmentli to'siqlar soni issiqlik almashinish qurilmasining uzunligiga va diametriga bog'liq. Normallashtirilgan issiqlik almashinish qurilmasining segmentlar soni 3-9 jadvalda berilgan. Suyuqlikning kirishi va chiqishi paytidagi gidravlik qarshiligi uning shtutserdagi tezligi orqali hisoblansa bo'ladi. Shtutserlarning shartli diametrlari 3-8 jadvalda berilgan.

Truba va trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilikni hisoblash quyidagi formula yordamida olib boriladi:

$$\Delta P_{mpab} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{w_{mp} \cdot \rho_{mp}}{2} +$$

$$+ [2,5 \cdot (z - 1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{w_{mp}^2 \cdot \rho_{mp}}{2} + 3 \cdot \frac{w_{mpm} \cdot \rho_{mp}}{2} \quad (3.38)$$

bu yerda z - yo'llar soni.

$$\Delta P_{mpab} = \frac{3 \cdot m \cdot (x+1)}{\text{Re}_{mpab}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2} + 1,5 \cdot x \cdot \left(\frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2} \right) \quad (3.39)$$

Bu yerda x - segment to'siqlar soni. Uchta variant bo'yicha tanlangan Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmalarning gidravlik qarshiliklari bo'yicha taqqoslanadi. Variant

1K. Suyuqlikning trubadagi tezligi $w_{mp} = \frac{G_1}{S_{mp} \cdot \rho_1} = \frac{6,8}{0,018 \cdot 988} = 0,338 \text{ m/c}$

Ishqalanish koeffitsiyenti (3.1) formuladan hisoblab topiladi:

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 3,7} + \left(\frac{6,81}{13100} \right) 0,9 \right] \right\}^{-2} = 0,0422$$

Taqsimlovchi kamera shtutserining diametri $d_{\text{sht}} = 0,15 \text{ m}$. Undagi tezlik

$$w_{mpm} = \frac{6,0 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,15^2 \cdot 986} = 0,334 \text{ m/c}$$

Truba bo'shlig'ida quyidagi mahalliy qarshiliklar bor: kameraga kirish va chiqish, 180° li 3 ta burilish va 4 marta suyuqlik trubaga kiradi va chiqadi. Trubalardagi gidravlik qarshilik (3.3) formuladan aniqlanadi:

$$\Delta P_{mpab} = 0,0422 \cdot \frac{6 \cdot 4}{0,021} \cdot \frac{988 \cdot 0,338^2}{2} + [2,5 \cdot (4-1) + 2 \cdot 4] \cdot \left(\frac{988 \cdot 0,338^2}{2} + 3 \cdot \frac{986 \cdot 0,344^2}{2} \right) = 2720 + 873 + 175 = 3764 \text{ Pa}$$

Trubalararo bo'shliqdagi suyuqlik bilan yuvilib turgan truba qatorlarining soni:

$$m \approx \sqrt{\frac{206}{3}} = 8,29 \approx 9$$

Segment to'siqlar soni $x = 18$ (3-7 jadval). Qobiqdagi shtutserlar diametri $d_{\text{trab}} = 0,2$

m va undagi suyuqlik tezligi $w_{mpm} = \frac{21,8 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,2^2 \cdot 996} = 0,679 \text{ m/c}$

Trubalararo bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimi $S_{\text{trab}} = 0,040 \text{ m}^2$ dagi tezligi

$$w_{mp} = \frac{21,8}{0,04 \cdot 996} = 0,547 \text{ m/c}$$

Trubalararo bo'shliqda quyidagi mahalliy qarshiliklar bor: suyuqlikning shtutserga kirishi va chiqishi, segment to'siqlar orqali 18 ta burilish ($x=18$ ta) va truba paketini

suyuqlik yuvib o‘tishida 19 ta qarshilik (x+1). Trubalararo bo‘shliqdagi gidravlik qarshilik

$$(3.38) \text{ formuladan hisoblab topiladi: } \Delta P_{mpab} = \frac{3 \cdot 9 \cdot (18 + 1)}{(16947)^{0.2}} \cdot \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + 1,5 \cdot 18 \cdot \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + 3 \cdot \frac{996 \cdot 0,597^2}{2} = 10902 + 4023 + 725 = 15650 \text{ } \Pi a$$

Variant ZK. Xuddi shunday hisoblar quyidagi natijalarni beradi:

$$\begin{aligned} w_{mp\sigma} &= 0,277 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & \lambda &= 0,0431; \\ w_{mp.u} &= 0,344 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & \Delta P_{mp} &= 2965 \text{ } \Pi a \\ w_{mpa\sigma} &= 0,377 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & m &= 12; \\ w_{mpa\sigma} &= 0,446 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & x &= 8; \\ \Delta P_{mpa\sigma} &= 3857 \text{ } \Pi a \end{aligned}$$

Avvalgi variantlar bilan taqqoslash shuni ko‘rsatadiki, gidravlik qarshilik bo‘yicha variant ZK yaxshi. Variant 4K. Hisoblash natijalari:

$$\begin{aligned} w_{mp} &= 0,304 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & \lambda &= 0,0472; \\ w_{mp.u} &= 0,344 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & \Delta P_{mp} &= 3712 \text{ } \Pi a; \\ w_{mpa\sigma} &= 0,337 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & m &= 15; \\ w_{mpa\sigma} &= 0,0446 \text{ } \mathcal{M} / \text{c}; & x &= 6; \\ \Delta P_{mpa\sigma} &= 3728 \text{ } \Pi a \end{aligned}$$

Avvalgi variant bilan solishtirish juda kam farq borligini ko‘rsatadi, ammo bu variant afzalligi shundaki, massasi 400 kg kam. Shuning uchun variant ZK ni to‘g‘ri kelmaydi. Demak, raqobatbardosh deb variant 1K va 4K larni hisoblasa bo‘ladi. Bu ikki variantdan qaysi birini tanlash texnik-iqtisodiy tahlil asosida qilinishi kerak. Gidravlik qarshiliklarni yengish uchun sarf bo‘ladigan quvvat miqdori quyidagi formuladap aniqlanadi:

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta}$$

bu yerda V - issiqlik tashuvchi agent sarfi, m³/s; Δr - naporning yo‘qolishi, Pa; η - nasosning f.i.k.

Issiqlik almashinish qurilmalarini mexanik hisoblash. Bu hisoblash, qurilmaning detal, qism va bo‘laklarini mustahkamlikka tekshirishdan iboratdir.

Silindrik obechaykani hisoblash. Ichki bosim ostida ishlaydigan qurilmalar obechaykasining mustahkamligi ushbu formula yordamida hisoblanadi:

$$S = \frac{P_{\kappa\kappa\kappa} \cdot D_{\text{int}}}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma_{p3}] - P_{\kappa\kappa\kappa} + S + S},$$

bu yerda S - obechayka devorining qaligi, m; r_{xis} - hisoblab aniqlanadigan bosim, MPa; D_{ich} - qurilmaning ichki diametri, m; φ - payvandlash chokining mustahkamligi; S - korroziyani hisobga olgan qo'shimcha qalinlik, m; S_1 - texnologik montajlarni hisobga oluvchi yaxlitlangan qo'shimcha qalinlik, m.

σ_{re} - materialning ruxsat etilgan kuchlanishi. Ba'zi materiallar uchun 3.15 - rasmda σ_{re} son qiymatlari keltirilgan. $\varphi = 1,0$ - bunday mustahkamlikni uchma-uch va tavrli birikmalarni ikki tomonlama, avtomatik payvandlash beradi; $\varphi = 0,95$ - bunday mustahkamlikni uchma-uch va tavrli birikmalarni ikki tomonlama qulda payvandlash beradi; $\varphi = 0,9$ - bunday mustahkamlikni uchma-uch va tavrli birikmalarni bir tomonlama payvandlash beradi; $\varphi = 0,8$ - bunday mustahkamlikni ustma-ust va tavrli birikmalarni ikki tomonlama, avtomatik payvandlash beradi;

Hisoblangan qalinlikka beriladigan qo'shimcha qalinlikning miqdori korroziya tezligi va qurilmaning ishlatish davomiyligiga bog'liqdir. Masalan: 10 yil mobaynida ishlatiladigan qurilmada korroziya tezligi 0,1 mm/yil bo'lsa, $S = 1$ mm ga teng bo'ladi.

Mustahkamlanmagan teshik va payvandlash choklari tufayli obechayka mustahkamligining kamayishini φ koeffitsiyenti hisobga oladi.

Teshik sababli obechaykani mustahkamligining kamayishini esa, ushbu formuladan

topish mumkin:
$$\varphi_0 = \frac{D_{uv} - d_0}{D_{uv}}$$

Ruxsat etilgan bosim quyida keltirilgan formuladan aniqlanadi:
$$P_{os} = \frac{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma_{ps}] \cdot (S - C)}{D + S - C}$$

Yuqorida berilgan S va σ_{re} formulalar ushbu shart bajarilgandagina qo'llaniladi:

$$\frac{S - C}{D} \leq 0,1$$

Qopqoqlarni hisoblash. Elliptik shakldagi qopqoq devorining qalinligi quyidagi

formula yordamida aniqlanadi:
$$S_1 = \frac{P_{xuc} \cdot R}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma_{ps}] - 0,5 \cdot P_{xuc}} + C - C_1$$

bu yerda $R = D^2/4N$. Standart qopqoqlar uchun $N = 0,25 \cdot D$ bo'lganda,

$R = D_{ich}$ - Ruxsat etilgan bosim esa,
$$P_{ps} = \frac{2 \cdot (S_1 - C) \cdot \varphi \cdot [\sigma_{ps}]}{R + 0,5 \cdot (S_1 - C)}$$

Yuqorida berilgan S_1 va r_{re} formulalar ushbu shart bajarilgandagina qo'llaniladi:

$$\frac{S_1 - C}{D_{uy}} \leq 0,1 \quad \text{va} \quad H \geq 0,2 \cdot D_{uy}$$

$$\text{Konusli qopqoqning } l_{kon} l_{kon} = 0,5 \cdot \sqrt{\frac{D_{uy} \cdot (S_1 - C)}{\cos \alpha}}$$

masofadagi qalinligi 8, mana bu tenglamadan topish mumkin:

$$S_1 = \frac{P_{xuc}}{2 \cdot \varphi \cdot [\sigma_{ps}] - P_{xuc}} \cdot \frac{D_{uy}}{\cos \alpha} + C + C_1$$

$$\text{Silindrik qismining } l_{\mu} l_{\mu} = 0,5 \cdot \sqrt{D_{uy} \cdot (S_1 - C)}$$

$$\text{masofadagi qalinligi } S_1 \text{ esa ushbu formuladan aniqlanadi: } S_1 = \frac{P_{xuc} \cdot D_{uy} \cdot y}{4 \cdot \varphi \cdot [\sigma_{ps}]} + C + C_1$$

Yuqorida keltirilgan, konus va silindrik qismlarining qalinliklarini tegishli formulalarda hisoblab chiqilgan S_1 larning eng kattasi qabul qilinadi, lekin S_1 o'bechaykaning qalinligi S dan kam bo'lishi mumkin emas, ya'ni ($S_1 > S$).

Dumaloq, yassi qopqoqlar qalinligi ushbu formuladan aniqlanadi:

$$S_1 = \left(\frac{K}{K_0} \right) \cdot D_{uy} \cdot \sqrt{\frac{P_{xuc}}{[\sigma_{ps}]}} + C + C_1$$

bu yerda K - qopqoq konstruksiyasiga bog'liq va u maxsus adabiyotlardagi jadvaldan tanlanadi].

Energetik sarflarni hisoblash. a) qurilma va uskunalarga xizmat qilayotgan elektrodvigatellarning bir soatlik quvvati quyidagiga teng: $N_{coam} = N_1 + N_2 + \dots + N_{\pi}$ [κBm]

Bir sutkasiga esa, $N_{cym} = N \cdot \tau$ b) qurilma va uskunalarga ishlatilayotgan bug' sarfi:

$$D_{coam} = D_1 + D_2 + \dots + D_{\pi} \text{ [kg/soat.]}$$

Bir sutkasiga esa, $D_{cym} = D \cdot \tau$ v) qurilma va uskunalardagi suv sarfi:

$$W_{coam} = W_1 + W_2 + \dots + W_{\pi} \text{ [kg/soat]} \text{ Bir sutkasiga esa, } W_{cym} = W \cdot \tau$$

2-amaliy mashg'ulot. Modda almashinish qurilmalarini hisoblash.

Ishdan maksad: Modda almashinish qurilmalarini hisoblashni va loyihalashni rektifikatsion kolonnani hisoblash orqali o'rganish.

Rektifikatsiyalovchi kolonnani xisoblash. Pastda kursatilgan ma'lumotlarga asoslanib moylarni erituvchilardan tozalash kurilmasidagi buglatuvchi kolonna xisoblansin.

Kolonnaning xom ashyo buyicha ishlab chikarish kuvvati $G=50000$ kg/s;

Erituvchining xom ashyodagi mikdori $S_1=2\%$ (massa);

Erituvchi tarkibi – 50% massa fenol va 50 % krezol;

Rafinatning zichligi $\rho_{293} = 880 \text{ kg} / \text{m}^3$;

Rafinatning molekulyar massasi $M_2 = 620$;

Erituvchining molekulyar massasi $M_1= 100$;

Kolonnadagi bosim $\pi = 101,3 \cdot 10^3 \text{ Pa}$;

Koldik maxsulotdagi erituvchining mikdori $X_R = 0,005$ mass. %;

Isitilgan suv bugining sarfi $Z= 2$ mass. % xom ashyoga nisbatan.

Xisoblanishi kerak bulgan kolonna og'ir uchmaydigan moy xom ashyosi tarkibidagi erituvchini ajratib olishga muljallangan. Bunday kolonna kimyo texnologiyasida buglatuvchi deyiladi. Kolonnadagi rektifikatsiya jarayoni suv bugi ishtirokida amalga oshiriladi. Kelayotgan xom ashyo kaynash xarorati past bulgan erituvchi va amaliy jixatdan karaganda uchmaydigan, ya'ni kaynash xarorati yukori bulgan moy komponentlaridan tarkib topgan. Kolonnaning yukori kismidagi bug fazasi erituvchi va suv buglaridan iborat deb karash mumkin.

Xisoblash:

1. Kolonnaning yukorigi va pastki maxsulotlarining mikdori. a) Kolonnaning yukorigi maxsulotining mikdori.

$$D = \frac{C_1 - X_R}{y_D - X_R} \cdot G = \frac{0,02 - 0,00005}{1 - 0,00005} \cdot 50000 = 1000 \text{ kg} / \text{c}$$

Bu yerda: $y_D \approx 1$ distilyatdagi erituvchi mikdori.

b) Kolonna pasti maxsulotining mikdori. $R=G-D=50000-1000=49000$ kg/s

2. Rektifikatsiya elementlarini aniklash. a) Birinchi soxa (tarekalararo).

Erituvchi buglarining mikdorini (V_R) Avagadro–Dalton tenglamasidan topamiz.

$$\frac{Z}{V_R} = \frac{P_z \cdot 18}{P_{12} \cdot M_1};$$

Bu yerda: P_{12} - koldik buglarining parsial bosimi; P_z - kolonna pastidagi suv bugining parsial bosimi; Erituvchini buglatuvchi suv bugining mikdori.

$$Z = 0,02 G = 0,02 \cdot 50000 = 1000 \text{ kg} / \text{c}$$

Ishlab chikarishda kolonna pastidagi xarorat $T=548\text{K}$ ga teng deb kabul kilingan. Shunga kura kolonna pastidagi koldik buglarining parsial bosimini quyidagi tenglama orkali topamiz.

$$P_{12} = P_1 X'_R + P_2 (1 - X_R);$$

Bu yerda: P_1, P_2 - erituvchi va rafinatning bug bosimi; X_R - erituvchining koldikdagi mol ulushi.

Amaliy jixatdan rafinat uchmaydigan komponent bulgani uchun $P_2 \approx 0$ deb olinadi va tenglama $P_{12} = P_1 \cdot X_R$ kurinishga ega buladi. Erituvchining tuyingan bug bosimini nisbatan ogirrok komponent krezolning tuyingan bug bosimiga tenglashtirib olamiz. Krezolning 548 K dagi bosimi

$$P_1 = 5,2 \cdot 98,1 = 510,1 \text{ kH} / \text{m}^2 = 510,1 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Koldik tarkibini mol ulushida xisoblab topamiz.

$$X'_R = \frac{X_R \cdot M_R}{M_1};$$

Bu yerda: $M_1 = 100$ - erituvchining molekulyar massasi.

3. M_R - koldik molekulyar massasi quyidagicha buladi:

$$M_R = \frac{1}{\frac{X_R}{M_1} + \frac{1 - X_R}{M_2}};$$

X_R - juda kichik kattalik, shuning uchun $M_R \approx M_2$ ga.

$$X'_R = \frac{X_R \cdot M_2}{M_1} = \frac{0,00005 \cdot 620}{100} = 0,00031 .$$

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_R = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00031 = 0,16 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Suv bugining parsial bosimi: $P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,16 \cdot 10^3 = 101,14 \cdot 10^3 \text{ Pa}$

Xisoblab topilgan natijalarni Avagadro–Dalton tenglamasiga kuyib kuyidagiga ega bulamiz:

$$V_R = \frac{1000 \cdot 0,16 \cdot 10^3 \cdot 100}{101,14 \cdot 10^3 \cdot 18} = 8,67 \text{ m}^3 / \text{c}.$$

Pastki 1- tarelkadan okib tushayotgan flegma mikdori g_1 ni kuyidagi tenglamadan topamiz:

$$g_1 = V_R + R = 8,67 + 49000 = 49008,67 \text{ m}^3 / \text{c}.$$

Flegma tarkibi x_1 kuyidagicha aniklanadi:

$$g_1 \cdot x_1 = V_R + y_R + R \cdot X_R;$$

$$X_1 = \frac{V_R \cdot y_R + R \cdot X_R}{g_1} = \frac{8,67 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49008,67} = 0,00023$$

Flegmaning mol tarkibi:

$$X_1' = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_R} \left(\frac{1}{X_1} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00023} - 1 \right)} = 0,00145.$$

Flegmaning entalpiyasi va temperaturasini aniklaymiz.

$$g_1 \cdot q_1 + Z \cdot i_0 = V_R \cdot Q_R + Z \cdot i_R + R \cdot q_R$$

$$\text{bundan } q_1 = \frac{V_R \cdot Q_R + Z(i_R - i_0) + R \cdot q_R}{g_1};$$

Bu yerda Q_R - erituvchi bugining entalpiyasi ($T_R = 548 \text{ K}$); q_R - kodik entalpiyasi; i_R - suv bugi entalpiyasi ($T_R = 548 \text{ K}$); i_0 – suv bugini kolonnaga berishidagi entalpiyasi ($i_0 = i_R$)

Q_R ni aniklash uchun krezol va fenol buglari entalpiyalarining urtachasi jadvaldan topamiz. Boshka entalpiyalar xam kerakli jadvaldan olinadi.

$$Q_R = 990 \text{ kJ/kg};$$

$$q_R = 628 \text{ kJ/kg};$$

$$i_0 = i_R = 3030 \text{ kJ} / \text{kg}.$$

$$q_1 = \frac{8,67 \cdot 990 + 1000 (3030 - 3030 + 49000 \cdot 628)}{49008,67} = 628 \text{ kJ} / \text{kg}$$

4. Ikkinchi tarelkalararo soxa (pastki 1 va 2 – tarelkalar oraligi) Erituvchining parsial bosimi. $P_{12} = P_1 \cdot X'_1 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00145 = 0,74 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ $P_1 = 510,1 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ - krezolning tuyingan bug bosimi. Suv bugining parsial bosimi;

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,74 \cdot 10^3 = 100,56 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_1 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 0,74 \cdot 10^3 \cdot 100}{100,56 \cdot 10^3 \cdot 18} = 41,1 \text{ kg} / \text{c}$$

Ikkinchi tarelkadan 1- tarelkaga okib tushayotgan flegma mikdori (g_2).

$$g_2 = V_1 + R = 41,1 + 49000 = 49041,1 \text{ kg} / \text{c}$$

Shu flegmaning tarkibi, massa ulushda.

$$X_2 = \frac{V_1 \cdot y_1 + R \cdot X_R}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49041,1} = 0,00089$$

$y_1 \approx 1$ bu xosil bulgan buglar amaliy jixatdan fakat erituvchi buglari xisoblanadi.

Flegmaning tarkibi, mol ulushda:

$$X'_2 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{X_2} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00089} - 1 \right)} = 0,0053$$

Flegma entalpiyasi:

$$q_2 = \frac{V_1 \cdot Q_1 - Z(i_2 - i_0) + Rq_0}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49041,1} = 628 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Uchinchi tarelkalararo soxa (2 va 3 – tarelkalar oraligi)

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_2 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0053 = 2,7 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$P_z = \pi \cdot P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 2,7 \cdot 10^3 = 98,6 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_2 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 2,7 \cdot 10^3 \cdot 100}{98,6 \cdot 10^3 \cdot 18} = 152 \text{ kg} / \text{c}$$

$$g_3 = V_2 + R = 152 + 49000 = 49152 \text{ kg} / \text{c}$$

$$X_3 = \frac{V_2 \cdot y_2 + R \cdot X_R}{g_3} = \frac{152 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49152} = 0,00315$$

$$X'_3 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{X_3} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00315} - 1 \right)} = 0,0192$$

$$q_3 = \frac{V_2 \cdot Q_2 + Z(i_2 - i_0) + R \cdot qR}{g_3} = \frac{152 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 49000 \cdot 628}{49152} = 628 \text{ kJ} / \text{kg}$$

$$5. T_3 = T_2 = T_1 = T_R = 548 \text{ K}$$

Turtinchi tarelkalararo soxa (3 va 4- tarelkalar oraligi)

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_3 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0192 = 9,8 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 9,8 \cdot 10^3 = 91,5 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_3 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 9,8 \cdot 10^3 \cdot 100}{91,5 \cdot 10^3 \cdot 18} = 600 \text{ кг / c}$$

$$g_4 = V_3 + R = 600 + 49000 = 49600 \text{ кг / c}$$

$$X_4 = \frac{V_3 \cdot y_3 + R \cdot X_R}{g_4} = \frac{600 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49600} = 0,0122$$

$$X'_4 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{X_4} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,0122} - 1 \right)} = 0,071$$

$$q_4 = \frac{V_3 \cdot Q_3 + Z(i_3 - i_0) + R \cdot q_R}{g_4} = \frac{600 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49600} = 633 \text{ кЖ / кг}$$

$q_4 = 633 \text{ кЖ / кг}$ kura $T_4 = 550,5 \text{ K}$ buladi. Beshichni tarelkalararo soxa (4va5- tarelkalar oraligi) Erituvchining tuyingan bug bosimi $T_4 = 550,5 \text{ K}$ ga kura $P_1 = 534,6 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ ga teng.

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_4 = 534,6 \cdot 10^3 \cdot 0,071 = 38 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^3 = 63,3 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_4 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 38 \cdot 10^3 \cdot 100}{63,3 \cdot 10^3 \cdot 18} = 3330 \text{ кг / c}$$

$$g_5 = V_4 + R = 3330 + 49000 = 52330 \text{ кг / c}$$

2. Kuyilish zonasida xom ashyodan ajralayotgan maxsulot mikdori. Xaydalgan maxsulotning massa ulushi kuyidagi tenglama bilan topiladi:

$$e = \frac{c_1 - x_G}{y_G - x_G};$$

Bu yerda: $c_1 = 0,02$ – erituvchining xom ashyodagi massa ulushi;

$x_G = X_4 = 0,0122$ – erituvchining suyuk fazadagi massa ulushi;

$y_G = 1$ - erituvchining bug fazasidagi massa ulushi.

$$e = \frac{0,02 - 0,0122}{1 - 0,0122} = 0,0079$$

6. Kuyilish zonasida xom ashyoda xaydalayotgan erituvchi mikdori .

$$V_x = eG = 0,0079 \cdot 50000 = 395 \text{ кг / c}$$

Kuyilish zonasidan pastga tushayotgan xom ashyo suyuk fazasining mikdori kuyidagicha buladi: $g_x = G - V_x = 50000 - 395 = 49605 \text{ кг / c}$

4) Xom ashyo kolonnaga kirishdagi entalpiyasi va temperaturasi.

$$G \cdot q_G + Z \cdot i_0 = D \cdot Q_D + Rq_R + Z_{iD}$$

bu tenglama kolonnaning issiklik balansini ifodalaydi. Bu yerda q_G - xom ashyoning kirishdagi entalpiyasi; Q_D – erituvchi entalpiyasi ($T_D=550,5K$).

i_D - kizdirilgan suv bugining entalpiyasi ($i_D=i_0$).

$$q_G = \frac{D \cdot Q_D + R \cdot q_R}{G} = \frac{1000 \cdot 991 + 49000 \cdot 628}{50000} = 633 \text{ kJ} / \text{kg}$$

5) Kolonna diametri:

$$D_H = \sqrt{\frac{4(D + Z)}{\pi \cdot u}}$$

Bu yerda D_u - ichki diametr (m); D - yukorigi maxsulotlar miqdori; Z – suv bugi miqdori (kg/m s);

U - buglarning butun kolonna buylab erkin tezligi $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$. Tarelkalararo masofa $h_T = 400 \text{ mm}$ ga teng. $u = 0,305 \cdot c \sqrt{\rho(\rho_c - \rho_n)}$; Bu yerda: $s=450$ koefitsiyent. ρ_s va ρ_n - suyuq va bug faza zichligi (kg/m^3)

$$\rho_n = \frac{M \cdot 273}{22,4 \cdot T_D} = \frac{30,5 \cdot 273}{22,4 \cdot 550,5} = 0,665 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Rafinatning zichligi

$$\rho_c = 720 \text{ kg} / \text{m}^3 \text{ bundan}$$

$$u = 0,305 \cdot 450 \sqrt{0,665 (720 - 0,665)} = 3000 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$D_u = \sqrt{\frac{4(1000 + 1000)}{3,14 \cdot 3000}} = 0,93 \text{ m}$$

6) Kolonna uzunligi:

$$N_p = \frac{N_T}{\eta_T} = \frac{3}{0,4} \approx 8 \text{ bu amaliy tarelkalar soni.}$$

Tarelkalar bilan egallangan moy uzunligi $h_0 = (N_p - 1) \cdot h_T = (8 - 1) \cdot 0,4 = 2,8 \text{ m}$.

Kolonnaning pastki kamerasi:

$$h_R = \frac{R \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot \rho_{sc} \cdot \pi \cdot P_4^2} + 1 = 2,01 \text{ m}$$

Ishchi balandlik $H_p = h_D + h_0 + h_R = 1,5 + 2,8 + 2,01 = 6,31 \text{ m}$

3-amaliy mashg'ulot. Reaktorlarni xisoblash.

Ishning maksadi: Kimyoviy reaksiyalar amalga oshiriladigan qurilmalarni loyihalashni reaktorlarni hisoblash orqali o'rganish.

Katalizatorning mavxum kaynash katlamli katalitik kreking kurilmasi reaktori.

Vakuum distillyatini katalitik krekinglash kurilmasi katalizator mavxum kaynash katlamli reaktori kuyidagi boshlangich shartlar buyicha xisoblansin: Toza xom-ashyo buyicha reaktor ish unumdorligi $G_c=250$ t/s. Resirkulyatsiya buladigan katalitik kreking gazoyli mikdori toza xom-ashyo mikdorining 28,4 massa % ini tashkil etadi.

Jarayon rejimi: Kreking temperaturasi $T_R=758$ K, katalizatorning toza xom-ashyo buyicha massaviy sirkulyatsiya

Xom-ashyo va maxsulotlar xarakteristikasi kuyidagi jadvalda keltirilgan:

Kursatkichar	Xom-ashyo		Kreking maxsulotlari		
	Vakuum distillyat	Resirkulyatsiya gazoyl	Benzin	Katalitik gazoyl	
				engil	ogir
Nisbiy zichligi:					
ρ_{277}^{293}	0,9100	0,9330	0,7600	0,9300	0,9400
ρ_{288}^{288}	0,9131	0,9340	0,7641	0,9330	0,9420
Kaynash chegarasi, KK	623-773	468-773	313-468	468-623	623-773
Molekulyar Ogirliqi	360	248	105	200	340
Urtacha					

Moddiy balans Xom-ashyoning 75% xajmiy % i parchalanadi deb kabul kilib olamiz.

Xom-ashyo mikdorining sirkulyatsiya gazoyli mikdoriga nisbati.

$$\kappa = \frac{G_c}{0,284 G_c} = \frac{250}{0,284 \cdot 250} = 3,52 \quad \text{dagi grafik buyicha benzin chikishini aniklaymiz. } g_\delta = 54$$

[1,215 δ]

$$\text{xajmiy \% . Massaviy foizlarda: } x_\delta = \frac{\rho_{277}^{293} \cdot g_\delta}{\rho_{277}^{293}} = \frac{0,760 \cdot 54}{0,910} = 45,1 \text{ massa \% toza xom-ashyoga.}$$

Berilgan parchalanish darajasida koks chikishi [1,215 δ] dagi grafikdan: $x_\kappa = 8,7$ massa % toza xom-ashyoga. 623-773 K da kaynaydigan vakuum distillyatini katalitik krekinglashda chikadigan gazning chikishini [84,8 δ] buyicha 17,7 massa % toza xom-ashyoga.

Rektifikatsion kolonnada yengil va ogir gazoylga ajraladigan katalitik gazoyl chikishi.

$$x_{e,z} + x_{o,z} = 100 - (45,1 + 8,7 + 17,7) = 28,5 \text{ macc \% toza gazoylga}$$

Kreking maxsulotlarida chikish xisoblashlari jadvalda keltirilgan.

Maxsulot va xomashyo nomi	Mikdori, t/s	Tarkibi	
		Xom-ashyo massa%	Reaktorning chikish massa %
Kirim			
623-773 K da kaynaydigan vakuum distillyat.	250,0	100,0	77,9
Resirkulyatsiya katalitik gazoyli	71,0	28,4	22,1
Reaktor yuklanishi	321,0	128,4	100,0
Chikim			
Gaz	44,25	17,70	13,78
Benzin	112,75	45,10	32,13
Yengil gazoyl	39,25	15,70	12,22
Ogir gazoyl	32,0	12,80	9,97
Koks	21,75	8,70	6,80
Jami	250,0	100,0	77,90
Sirkulyatsiya katalitik gazoyli	71,0	28,4	22,1
Xammasi	321,0	128,4	100,0

2. Sirkulyatsiya katalizatori mikdori va suv sarfi. Katalizator sirkulyatsiyasi karraligi $R = 7 : 1$ da katalizator mikdori. $G_k = R \cdot G_c = 7 \cdot 250 = 1750$ t/soat Xom-ashyo buglarining katalizator bilan aralashmasi zichligini rostlash uchun transport liniyasiga 2-6 massa % mikdorida suv bugi beriladi. Kokslangan katalizatoridan kreking maxsulotlarini buglatish uchun 1 t katalizatorga 5-10 kg bug sarflanadi. Aralashma zichligini rostlash uchun sarflanadigan bug mikdorini xom-ashyoning 4 massa % mikdorida kabul kilamiz. $G_{ni} = 250 \cdot 0,04 = 10 \text{ m / coam} = 10000 \text{ kg / coam}$. Regeneratsiyadan keyin katalizatorida 0,2-0,5 massa % mikdorda koks koladi. Koldik koks mikdorini 0,4 massa % deb kabul kilib:

$$G_{k.k} = \frac{0,4 \cdot 1750}{100} = 7 \text{ m / coam} . \text{ Reaktordan chikishda kokslangan koks mikdori:}$$

$$G'_{k.k} = G_k + G_{k.k} + 21,75 = 1750 + 7 + 21,75 = 1778,75 \text{ m / coam} .$$

Reaktor issiklik balansi Reaktor issiklik balansi umumiy kurinishda quyidagi kurinishda buladi:

$$Q_x + Q_{u1} + Q_{k1} + Q_{n1} + Q_{d1} + Q_{k.k} = Q_r + Q_{\delta} + Q_{e.z} + Q_{o.z} + Q_{k.z} + Q_k + Q_{n2} + Q_{de} + Q_{n2} + Q_p + Q_{\bar{u}} .$$

Bu yerda: issiklik kirimi: Q_x - xom-ashyo bilan kiradigan issiklik mikdori; Q_{ts1} - resirkulyatsiya katalitik gazoyli bilan; Q_{k1} - sirkulyatsiya katalizatori bilan; Q_{p1} -suv bugi bilan; Q_{d1} -katalizatoridan uglevodorodlarni buglatish uchun beriladigan bug bilan; $Q_{k.k}$ - koldik koks bilan. Issiklik chikimi: Q_g - kreking gazlari bilan; Q_b - benzin buglari bilan; $Q_{e.g}$ - yengil gazoyl buglari bilan; $Q_{o.g}$ - ogir gazoyl buglari bilan; $Q_{k.g}$ - sirkulyatsiya katalizatori bilan;

Q_k - krekingda xosil buladigan koks bilan; $Q_{ts.g}$ - resirkulyatsiya gazoyli bilan; Q_{Dg} - katalizatoridan uglevodorodlarni buglatish uchun beriladigan bug bilan; Q_{pg} - transport liniyasiga beriladigan bug bilan; Q_R - katalitik kreking reaksiyasiga; Q_y - atrof-muxitga.

Issiklik balansidan xom-ashyoni katalizator bilan aralastirish uzeldagi temperaturani aniklaymiz. Okimlarni reaktorga kirishdagi temperaturalarini kabul kilamiz: $T_{ts.g}=561$ K- sirkulyatsiya gazoyli temperaturasi; $T_{k.1}=873$ K- katalizator temperaturasi; $T_{p.1}=873$ K- transport liniyasiga beriladigan bug temperaturasi; $T_{D1}=783$ K- reaktor buglatish zonasiga beriladigan bug temperaturasi. Okimlar entalpiyalarini aniklaymiz. Dastlab kreking-gaz tarkibini aniklaymiz.

Komponent- lar	M_i	Chikish mass. %	Mikdori	
N_2S	34	0,85	2125	62,5
H_2	2	0,20	500	250,0
SN_4	16	2,31	5770	361,0
S_2N_4	28	0,57	1424	51,0
S_2N_6	30	1,25	3120	104,0
S_3N_6	42	3,22	8050	191,8
S_3N_8	44	2,43	6070	138,0
S_4N_8	56	3,95	9868	176,4
S_4N_{10}	58	2,92	7323	126,3
Jami:		17,70	44200	1461,0

Kuyidagi jadvalda gaz komponentlari entalpiyalari keltirilgan. Masalan H_2S ning 673 K dagi entalpiyasi, jadvaldan aniklanadigan solishtirma entalpiyaning, uning kreking massaviy ulushiga kupaytmasiga teng. $432,2 \cdot 0,048 = 20,74$ kJ/kg

Komponentlar	Tarkibi X_i , mass %	Entalpiya, kJ/kg			
		673 K		773K	
		q_i^r	$q_i^r \cdot x_i$	q_i^r	$q_i^r \cdot x_i$
N_2S	4,80	432,2	20,74	548,3	26,3
H_2	1,13	5798,0	65,50	7255,0	82,0
CH_4	13,07	1127,0	147,2	1495,0	195,4
C_2H_4	3,22	858,6	27,66	1143,0	36,8
C_2H_6	7,07	988,0	69,82	1323,0	93,5
C_3H_6	18,22	853,8	155,6	1139,0	207,4
C_3H_8	13,76	967,3	133,0	1293,5	177,8
C_4H_8	22,28	896,0	199,7	1193,0	266,2
C_4H_{10}	16,45	967,3	159,20	1290	212,2
Jami:	100		978,4		1297,6

Komponentlar entalpiyalari yigindisi shu temperaturada kreking gaz entalpiyasiga teng. Uglevodorod gazlari entalpiyalari [1] adabiyot ilovalaridagi jadvaldan aniklanadi.

Okim belgisi	Xolati	Temperatura, K	Mikdori, Kg/soat	Entalpiya, kJ/k	Issiklik Mikdori, kVt
--------------	--------	----------------	------------------	-----------------	-----------------------

Kirim					
Q _c	S	T _x	250000	q _x	Q _x
Q _{ts1}	S	561	71000	648	12790
Q _{k1}	K	873	1750000	678,4	329500
Q _{p1}	B	873	10000	3708	10300
Q _{D1}	B	783	12430	3510	12130
Q _{k.k}	K	873	7000	1506	2930
Jami:	-	-	-	-	Q _x +367550
Chikim					
Q _G	G	758	44250	1252	15380
Q _b	B	758	112750	1162	36330
Q _{e.g}	B	758	39250	1102,5	12020
Q _{o.g}	B	758	32000	1097,0	9755
Q _{k.g}	K	758	1750000	548,8	26650
Q _k	K	758	28750	1219,0	9720
Q _{ug}	B	758	75000	1102,5	21720
Q _{pg}	B	758	10000	3455	9600
Q _{Dg}	B	758	12430	3455	11920
Q _R	-	-	250000	205,2	14250
Q _p	-	-	-	-	815
Jami:	Kabul kilinadi		-	-	409160

Parchalanish darajasi: $100 - (15,7 + 12,8) = 71,5\%$ 71,5% parchalanishda 1 kg xom-ashyoga tugri keluvchi issiklik effekti 205,2 kJ ga teng. Issiklik balansidan:

$$Q_c = 409140 - 367550 = 41590 \text{ kJ} .$$

$$\text{Xom-ashyo entalpiyasi: } q_c = \frac{3600 Q_x}{G_x} = \frac{3600 \cdot 41590}{250000} = 600 \text{ kJ} / \text{kg} .$$

$$4. \text{ Reaktor ulchamlari. Reaktor kundalang kesim yuzasi: } s = \frac{V}{3600 \cdot \omega}$$

$$V - \text{ buglar xajmi, m}^3/\text{soat}; \omega - \text{ buglarning ruzsat etilgan tezligi. } v = \frac{22,4 \Sigma \frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \pi}$$

Bu yerda: $\Sigma \frac{G_i}{M_i}$ - reaktordagi bug aralashmasi mikdori, kmol/soat.

T_R- reaktordagi temperatura, K. $\pi = 0,2 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ - reaktordagi absolyut bosim.

$\Sigma \frac{G_i}{M_i}$ ni aniqlash uchun kreking gaz urtacha molekulyar ogirlikini aniqlaymiz.

$$M_z = \frac{44200}{1461} = 30,3$$

$$\text{Jadvaldan: } \Sigma \frac{G_i}{M_i} = \frac{44200}{30,3} + \frac{112750}{105} + \frac{39250}{200} + \frac{32000}{340} + \frac{71000}{248} + \frac{10000}{18} + \frac{12430}{18} = 4380 \text{ kmol/soat.}$$

$$\text{U xolda: } v = \frac{22,4 \cdot 4380 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0,2 \cdot 10^6} = 136210 \text{ } m^3 / \text{coam}$$

$$\text{Reaktor kundalang kesim yuzasi: } s = \frac{V}{3600 \cdot \omega} = \frac{136210}{3600 \cdot 0,63} = 44,5 m^2$$

$$\text{Reaktor diametri: } D = 1,128 \sqrt{S} = 1,128 \sqrt{44,5} = 7,5 m$$

Reaktor tulik balandligi: $H_T = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$ h- mavxum kaynash katlami balandligi, m. h_1 -mavxum kaynash katlamidan taksimlash kurilmasiga bulgan masofa; h_2 - buglatish zonasi balandligi ($h_2=6m$). h_3 -separatsiyalash zonasi balandligi; h_4 -reaktorning siklon egallagan zonasi balandligi ($h_4=6m$); h_5 -yukori kopkok balandligi; ($h_5=0,5D=3,75m$);

Mavxum kaynash katlami balandligi 4,5-7,0m. Kuyidagicha xisoblash mumkin:

$$h = \frac{V_p}{S} = \frac{279}{44,5} = 6,24 m$$

$$\text{Bu yerda: } V_p\text{-reaksion bushlik xajmi. } V_p = \frac{G_{\kappa.p}}{\rho_{m.\kappa}} = \frac{139500}{500} = 279$$

Bu yerda: $G_{\kappa.p}$ - reaksiyon bushlikdagi katalizator mikdori, kg.

$$\rho_{m.\kappa} \text{ - mavxum kaynash katlami zichligi } \rho_{m.\kappa} = 500 \text{ } \kappa\kappa^2 / m^3 . G_{\kappa.p} = \frac{G'_c}{ng} = \frac{320850}{2,3}$$

G'_c - reaktorga berilayotgan xom-ashyodan resirkulyatsiya gazi; ng - xom-ashyo berilishi massaviy tezligi ($ng = 1,1 - 2,3 \text{ } coam$).

$$\text{Utish zonasi balandligi: } h_1 = h'_1 + h_\kappa$$

Bu yerda: h'_1 - utish zonasining silindrsimon kismi balandligi; h_κ - uning konussimon kismi balandligi; $h_1=7m$ kabul kilamiz. h'_1 va h_κ ni desorber diametri aniklangach xisoblanadi. Desorber kundalang kesim yuzasi: $S_D = \frac{V_D}{3600 \omega_D}$ V_D - desorber erkin yuzasi orkali utadigan bug xajmi, $m^3/soat$. ω_D - buglar chiziqli tezligi ($\omega_D = 0,3 - 0,9 m / c$).

$$\text{Desorber yukorisida bug mikdori maksimal buladi: } V_D = \frac{22,4 \Sigma \frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \pi_e}$$

$$\text{Bu yerda: } \Sigma \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_n}{M_n} + \frac{G_{D_1}}{18}$$

G_n - desorberdan katalizator olib chikadigan uglevodorod buglari, kg/soat. M_n - uglevodorod buglarining urtacha molekulyar massasi. G_{D_1} - suv bugining mikdori, kg/soat.

$G_n = G_{3.K} \cdot y_n$ Bu yerda: u_p - katalizator bilan chikadigan uglevodorod buglari ulushi.

$$y_n = \frac{\rho_{\kappa} - \rho_{n.c}}{\rho_{n.c} \cdot \rho_{\kappa}} \cdot \rho_{n.o}$$

Bu yerda: $\rho_{\kappa} = 2400 \text{ kg} / \text{M}^3$ - katalizator materiali zichligi;

ρ_n - adsorbsiyalangan uglevodorod buglari zichligi.

$$\rho_{n.o} = \frac{M_z}{22,4} = \frac{30,3}{22,4} = 1,35 \text{ kg} / \text{M}^3$$

Ishchi xolatda desorber ustki kismida: $\rho_n = \rho_{o.o} \cdot \frac{T_0 \cdot \pi_g}{T_g \cdot \pi_0}$, bunda: $T_g = T_p = 785 \text{ K}$

$$\pi_g = \pi + (h + h_1) \rho_{n.c} \cdot g = 0,2 \cdot 10^6 + (6,24 + 7) \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,27 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

$$\rho_n = 1,35 \frac{273 \cdot 0,27 \cdot 10^6}{758 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 1,32 \text{ kg} / \text{M}^3 ;$$

$$u_p = \frac{2400 - 500}{500 \cdot 2400} \cdot 1,32 = 0,0021 \quad G_n = 0,0021 \cdot 1778750 = 3730 \text{ kg} / \text{coam}$$

$$\Sigma \frac{G_i}{M_i} = \frac{3730}{30,3} + \frac{12430}{18} = 813 \text{ kmol} / \text{coam}$$

Gaz va buglar hajmini aniklash formulasiga yukorida xisoblangan kiymatlarni kuyib:

$$V_D = \frac{22,4 \cdot 813 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0,27 \cdot 10^6} = 18800 \text{ M}^3 / \text{coam}$$

Buglarning desorberdagi tezligini $\omega_p = 0,74 \text{ m} / \text{c}$ kabul kilib, uning kundalang kesim yuzasini aniklaymiz: $S_D = \frac{18800}{3600 \cdot 0,74} = 7,1 \text{ M}^2$

Desorber diametri: $D_D = \sqrt{\frac{4S_D}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,1}{3,14}} \approx 3 \text{ M}$ $h_k = 2,25 \text{ m}$ kabul kilib,

$h'_1 = h_1 - h_k = 7 - 2,25 = 4,75 \text{ M}$ Separatsion zona balandligi h_3 kuyidagi formula buyicha aniklanadi: $h_3 = 0,85 \omega^{1,2} (7,33 - 1,2 \lg \omega) = 0,85 \cdot 0,85^{1,2} (7,33 - 1,2 \lg 0,85) = 5,2 \text{ M}$

U xolda: $H_n = 6,24 + 7 + 6 + 5,2 + 6 + 3,75 = 34,19 \text{ M}$

Silindrsimon kism balandligi: $H_u = h + h'_1 + h_3 + h_4 = 6,24 + 4,75 + 5,2 + 6 = 22,19 \text{ M}$

V. GLOSSARIY

Termin	O‘zbek tilidagi sharhi	Ingliz tilidagi sharhi
Apparat APPARATUS	Apparat (lot.) – asbob, texnik qurilma, moslama, uskuna. Darslikda apparat atamasi o‘rniga uskuna so‘zi ishlatildi.	Apparatus (from lat. apparātus). Equipment — a complete set of parts or elements to perform a function.
Gazlift GAS LIFT	Gazlift (rus.) – suyuqliklarni ularga aralashtirilgan gaz energiyasi hisobiga ko‘tarish uskunasi. Agar uskunada gaz o‘rniga siqilgan havo ishlatilsa erlift deb ataladi.	Gas lift (hydrodynamics) - the effect of lifting a liquid due to the energy of a gas mixed with it under pressure.
Konstruksiya CONSTRUCTION	Konstruksiya (lot.) – biror qurilma, uskuna, mashina va ularning qismlarining tuzilishi, joylashish tartibi, tarkibi.	Construction — the structure, device, the relative location of parts of an object.
Protsess PROCESS	Protsess (lot.) – hodisalarning izchil almashinib turishi, biror narsaning taraqqiyot holati, jarayon. Darslikda protsess atamasi o‘rniga jarayon so‘zi ishlatildi. Masalan, gidromexanik jarayonlar (cho‘ktirish, filtrlash, tsentrifugalash va boshqalar).	Process (from lat. processus - advancement) - 1) consecutive change of phenomena, States in the development of something. 2) A set of sequential actions to achieve a result (eg., production process.)
Sxema DIAGRAM	Sxema (yunon.) – asbob, qurilma, uskuna, inshoot va boshqalarning asosiy g‘oyasini, ish prinsiplarini hamda jarayonlar ketma-ketligini izohlab beradigan chizma.	Diagram: a graphic document; an exposition, an image, a representation of something in the most General terms, simplified (for example, a diagram of a report); an electronic device containing many components (integrated circuit).
Agregat UNIT	Agregat (lot.) – mashinaning to‘la o‘zaro almashinadigan va texnologik jarayonda ma’lum vazifani bajaradigan yiriklashgan, unifikatsiyalangan elementi yoki birgalikda ishlaydigan bir qancha mashinalarning mexanik birikmasi.	Unit (from lat. aggrego-attach) - a set of mechanisms. Aggregates are created, as a rule, to solve any one problem. Although sometimes the unit is called several machines working together, such as machine-tractor unit.

Modellash MODELING	Modellash (rus.) – murakkab ob’ektlar, hodisalar yoki jarayonlarni, ularning modellarida yoki haqiqiy uskunalarda tajriba o‘tkazish va ishlashiga o‘xshash modellarni qo‘llab tadqiq qilish usuli.	Modeling — the study of objects of knowledge on their models; construction and study of models of real objects, processes or phenomena in order to obtain explanations of these phenomena, as well as to predict the phenomena of interest to the researcher.
Kondensatsiya CONDENSATION	Kondensatsiya (lot.) – moddalarning gazsimon holatdan suyuq yoki qattiq holatga o‘tishi. Ushbu jarayon faqat kritik haroratdan past haroratlarda bo‘lishi mumkin. Berilgan doimiy haroratda kondensatsiya faqat haroratga bog‘liq bo‘lgan muvozanatli (to‘yingan) bosim sodir bo‘lgunga qadar davom etadi.	Condensation of vapors (lat. condense "accumulate, condense, condense") - the transition of a substance into a liquid or solid state from a gaseous (the reverse of the latter process is called sublimation).
Pech FURNACE	Pech (rus.) – materiallar yoki buyumlarga qizdirib ishlov berishga yohud xonalarni isitishga mo‘ljallangan qurilma. Qo‘llanilish sohasiga ko‘ra, sanoat va ro‘zg‘or pechlariga, vazifasiga ko‘ra, eritish, qizdirish, kuydirish, quritish, isitish pechlariga va boshqa xillarga bo‘linadi. Neftni qayta ishlash sanoatida quvurli pechlar keng tarqalgan.	Furnace-a heating device for the implementation of a certain process.
Konveksiya CONVECTION	Konveksiya — issiqlik almashinish turi bo‘lib, ichki energiyaning oqimlar orqali berilishiga aytiladi	Convection (from lat. convectiō — "the transfer") is a form of heat transfer in which internal energy is transferred by streams and streams.
Reboylar REBOILERS	Reboylar – kolonnalar kub qismiga yaqin joyda joylashgan suv bug‘i yordamida suyuq fizik yoki kimyoviy eritmani bug‘latuvchi issiqlik almashinish qurilmasi	Reboilers are heat exchangers located near the bottom of the regeneration (or distillation) column, designed to evaporate part of physical or chemical solutions with steam.

Rekuperatsiya RECOVERY	Rekuperatsiya – material yoki energiyaning bir qismini shu texnologik jarayonda qayta ishlatish uchun qaytarish	Recovery is the return of a portion of materials or energy for reuse in the same process.
Flanets FLANGE	Flanets – kvadrat, aylana yoki boshqa turdagi shaklga ega bo‘lgan va boltlar yoki shpilkalar uchun teshigi bo‘lgan detal bo‘lib, trubalarni bir biriga jipslab mahkamlash uchun ishlatiladi.	Flange (from it. Flansch) - a flat part of a square, round, or other shape with holes for bolts and studs, serving for durable (nodes of long building structures, for example, trusses, beams, etc
Distilyatsiya DISTILLATION	Distilyatsiya (lot.) – ko‘p komponentli suyuq aralashmalarni qisman bug‘latish va hosil bo‘lgan bug‘ni kondensatsiyalash yo‘li bilan ularni tarkiban farq qiluvchi fraksiyalarga ajratish.	Distillation (lat. stillare — "dripping drops" from lat. stilla — "drop" and the prefix " de -", meaning "cleaning", and[1] lies about it, because the correct spelling of the word in Latin -" destillatio", the prefix" di — " in Latin is not) - distillation, evaporation of the liquid, followed by cooling and condensation of vapors.
Nasadka NOZZLE	Nasadka (rus.) – ayrim uskunalarning ichiga solib qo‘yiladigan har xil shaklli qattiq jismlar. Nasadkalarining turlari: Rashig halqalari, keramik buyumlar, koks, maydalangan kvars, polimer halqalari, metallardan tayyorlangan to‘rlar, sharlar va boshqalar.	Nozzle-replaceable part of the device, tool, or machine, impaled or impaled on anything
Rektifikatsiya RECTIFICATION	Rektifikatsiya (lot.) – suyuq aralashma komponentlarini rektifikatsion kollonalarda haydash usulida ajratish. Ushbu jarayon aralashmani bug‘latishda ajralgan bug‘ va bug‘ning kondensatsiyalanishi natijasida hosil bo‘lgan suyuqlik o‘rtasida ko‘p marotabalik kontakt paytidagi modda almashinishga asoslangan. Rektifikatsiya jarayoni ichki qismi	Rectification (from lat. rectus-direct and facio-do) is the process of separating double or multicomponent mixtures due to counter-current mass transfer between steam and liquid. Rectification-separation of liquid mixtures into almost pure components, different boiling points, by constant

	<p>turli kontakt moslamalari (tarekalar, nasadkalar va boshqalar) bilan jihozlangan rektifikatsion kolonnalarda olib boriladi. Rektifikatsiya yo‘li bilan neftdan turli mahsulotlar (benzin, kerosin, dizel yonilg‘isi, mazut, moy fraksiyalari) olinadi. Suyultirilgan gazlarni rektifikatsiya qilish paytida etilen, etan, propan, butan va boshqa komponentlar ajralib chiqadi.</p>	<p>evaporation of the liquid and vapor condensation.</p>
<p>Sorbsiya SORPTION</p>	<p>Sorbsiya (lot.) – gaz, bug‘ yoki erigan moddalarning qattiq jism yoki suyuqlikda yutilishi. Sorbsiyaning adsorbsiya, xemosorbsiya, ion almashinuvchi sorbsiya, kapillyar kondensatsiya turlari mavjud. Sorbsion jarayonlar sanoatda mahsulotlar, gazlar va oqova suvlarni tozalashda keng qo‘llaniladi.</p>	<p>Sorption (from lat. sorbeo-absorb) - absorption by a solid or liquid of various substances from the environment</p>
<p>Ekstraksiyalash EXTRACTION</p>	<p>Ekstraksiyalash (lot.) – suyuq yoki qattiq moddalar aralashmasini maxsus (selektiv) erituvchi (ekstragent) lar yordamida to‘la yoki qisman ajratish. Ushbu jarayonning fizik mohiyati ajratib olinayotgan (ekstraksiyalanayotgan) moddaning to‘qnashuv paytida bir faza (suyuq yoki qattiq faza) dan ikkinchi faza – suyuq ekstragent fazasiga o‘tishidan iborat. Ekstraksiyalash quyidagi jarayonlarni: dastlabki modda aralashmasi bilan ekstragentni to‘qnashtirish (aralashtirish); hosil bo‘lgan ikki fazani mexanik ajratish; ekstragentni har bir fazadan ajratib olish va regeneratsiyalashni o‘z ichiga oladi. Benzin fraksiyalaridan aromatik uglevodorodlarni ajratib olishda</p>	<p>Extraction is the extraction of substances from various materials using solvents (extractants) in special devices called extractors.</p>

	ekstraksiyalash jarayonidan foydalaniladi.	
Absorbsiya ABSORPTION	Absorbsiya (lot.) – eritma yoki gaz aralashmasidagi modda (absorbat)larning suyuqlik (absorbent)larga hajmiy yutilishi. Gazlarning suyuqliklarga absorbsiyalanishidan neftni qayta ishlash, kimyo va boshqa sanoat sohalorida foydalaniladi. Gazlarning bug‘ va suyuqliklarda erish darajasining turlicligiga asoslangan holda absorbsiyadan texnikada gazlarni tozalash va ajratishda hamda ularni bug‘-gaz aralashmalaridan ajratishda foydalaniladi. Absorbsiyaga qarama-qarshi jarayon desorbsiya deyiladi, u eritma yutgan gazni ajratib olish va absorbentni regeneratsiya qilishda qo‘llaniladi.	Absorption (lat. absorbtio from absorbere-absorb) - absorption of the sorbate by the entire volume of the sorbent. It is a special case of sorption. In engineering and chemical technology, the most common absorption (absorption, dissolution) of gases by liquids.
Adsorber ADSORBER	Adsorber (lot.) – adsorbsiya jarayoni amalga oshiriladigan qurilmaning asosiy uskunasi. Unda gaz va suyuqlik aralashmalaridagi moddalar qattiq jism (adsorbent) ning sirtiga yutiladi.	Adsorber (from lat. ad-on, at and sorbeo-absorb) - apparatus for absorbing (thickening) the surface layer of a solid, called an adsorbent (adsorber), dissolved or gaseous substances, not accompanied by a chemical reaction. The adsorber is used in chemical, oil refining and other industries. The process taking place inside this apparatus is called adsorption.

VI. ADABIYOTLAR RO‘YXATI

I. Maxsus adabiyotlar

1. Salimov Z.S. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. Darslik. T. 2012. 510 bet.
2. Yusupbekov N.R., Nurmuxamedov H.S., Zokirov S.G. Kimyoviy texnologiya asosiy jarayon va qurilmalari. Darslik. Sharq NMAK. T. 2003. 646 bet.
3. Farmazov S.A. Oborudovaniye neftepererabativayushix zavodov i yego ekspluatatsiya. - M.: Ximiya, 1998.
4. Konnova G.V. Oborudovaniye transporta i xraneniya nefti i gaza. – Rostov-na-Donu: Feniks, 2006. – 126 s.
5. Texnologiya pererabotki nefti. Chast pervaya. Pervichnaya pererabotka nefti. Pod redaksiyey Glagolevoy O.F., Kapustina V.M. – M.: Ximiya, Koloss, 2006. – 400 s.
6. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 1. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Visshaya shkola. 2003. – 912 s.
7. Obshiy kurs protsessov i apparatov ximicheskoy texnologii. Kniga 2. Pod redaksiyey Aynshteyna V.G. – M.: Logos, Visshaya shkola, 2003. – 872 s.
8. Salimov Z., Kadirov I., Saydaxmedov Sh. Polifunksionalnie katalizatori i gidrogenizatsionnie protsessi neftepererabotki. – T.: Fan, 2000. – 110 s.
9. Radjapov U., Umirov R., Salimov Z. Pnevmaticheskii transport i pnevmoseparatsiya voloknisto-sipuchix materialov. – T.: Fan, 2002. – 274 s.
10. Salimov Z., Rahmonov T. Kimyoviy ishlab chiqarish jarayonlari va qurilmalari. – T.: Universitet. 2003. – 320 b.
11. Rahmonov T., Salimov Z., Umirov R. Mokraya ochistka gazov v apparatax s podvijnoy nasadkoy. – T.: Fan, 2005. – 162 s.
12. Salimov Z., Rahmonov T. Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va uskunalari. I qism. – T.: Cho‘lpon, 2007. – 255 b.

II. Internet saytlar

1. <http://edu.uz>
2. <http://lex.uz>
3. <http://bimm.uz>
4. <http://ziyonet.uz>
5. <http://natlib.uz>