

665  
D 99

H.B. DO'STOV  
B.J. SAFAROV  
J.A. SAFAROV

# KIMYOVIIY REAKTORLAR



---

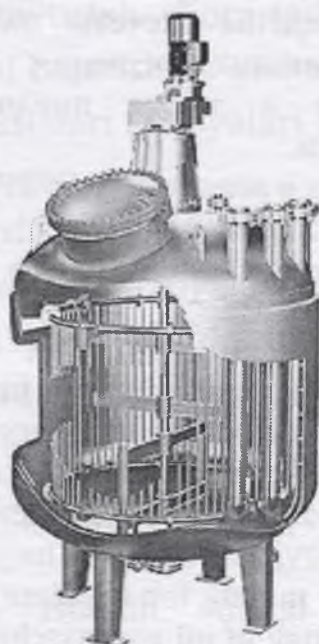
**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY VA O'RTA MAXSUS  
TA'LIM VAZIRLIGI**

**H.B. Do'stov, B.J. Safarov, J.A. Safarov**

# **KIMYOVIIY REAKTORLAR**

*o'quv qo'llanma*

*(5321400-Neft-gazkimyo sanoati texnologiyasi ta'lim yo'nalishi talabalari uchun)*



**BUXORO-2020  
«DURDONA» NASHRIYOTI**

---

## Kimyoviy reaktorlar

### TAQRIZCHILAR:

- A.T.Ro'ziyev – Buxoro neftni qayta ishlash zavodi MChJ Asosiy ishlab chiqarish sexi boshlig'i o'rinbosari
- M.N.Murodov – Buxoro neft va gaz sanoati kasb-hunar kolleji direktori
- V.N.Axmedov – Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Kimyo" kafedrası mudiri

Ushbu o'quv qo'llanmada ideal va noideal strukturaviy oqimli kimyoviy reaktorlar to'g'risida asosiy nazariy bilimlar yoritib berilgan bo'lib, reaktorlarning moddiy va issiqlik balanslarini hisoblashlar ham keltirilgan; masalalar yechish uchun namunalar, o'z bilimini tekshirish uchun nazorat savollari hamda mustaqil holda yechish uchun masalalar ham taqdim etilgan.

Qo'llanma asosan 5321400-Neft-gazkimyo sanoati texnologiyasi ta'lim yo'nalishi kunduzgi va sirtqi bo'lim talabalariga mo'ljallangan bo'lib, undan mustaqil izlanuvchilar hamda muhandislar foydalanishlari mumkin.

В данном учебном пособие рассмотрены основные теоретические сведения о химических реакторах с идеальной и неидеальной структурами потока, приведены расчеты материальных и тепловых балансов реакторов; примеры решения задач и задачи для самостоятельного решения а также предоставлены контрольные вопросы для самоподготовки.

Пособие предназначено в основном для студентов очной и заочной форм обучения направления 5321400-«Технология нефтегазохимической промышленности», а также соискателей и инженеров.

This tutorial discusses basic theoretical information about chemical reactors with ideal and non-ideal flow structures, provides calculations of material and thermal balances of reactors; examples of problem solving and tasks for self-made solutions as well as control questions for self-training are provided.

The manual is intended mainly for full-time and part-time students of direction 5321400- "Technology of oil and gaschemical industry", as well as applicants and engineers.

ISBN 978-9943-6403-9-9

© Do'stov H.B., Safarov B.J., Safarov J.A.

## SO'Z BOSHI

O'zbekiston Respublikasi Prezidentining 2017 yil 20 apreldagi «Oliy ta'lim tizimini yanada rivojlantirish chora-tadbirlari to'g'risida» gi PQ-2909 qarorida Oliy ta'lim tizimi professor-o'qituvchilari oldiga yangi avlod o'quv adabiyotlarini yaratish va ularni oliy ta'lim muassasalarining ta'lim jarayoniga keng tatbiq etish, oliy ta'lim muassasalarini zamonaviy o'quv, o'quv-metodik va ilmiy adabiyotlar bilan ta'minlash, shu jumladan, eng yangi xorijiy adabiyotlar sotib olish va tarjima qilish, axborot-resurs markazlari zahiralarini muntazam yangilab borishdek mas'uliyatli vazifalar qo'yilgan.

O'zbekiston Respublikasi Prezidentining 2017 yilning 30 iyundagi "Neft va gaz sohasini boshqarish tizimini takomillashtirish chora-tadbirlari to'g'risida"gi PQ-3107 – sonli qarorining 9-bandi hamda 2017 yil 27 iyuldagi "Oliy ma'lumotli mutaxassislar tayyorlash sifatini oshirishda iqtisodiyot sohalari va tarmoqlarining ishtirokini yanada kengaytirish chora-tadbirlari to'g'risida"gi PQ-3151-sonli qarori ijrosini bajarish bo'yicha mazkur o'quv qo'llanma ishlab chiqarish mutaxassislari tavsiyalari hamda xorijiy tajribalarni qo'llagan holda tayyorlangan.

Shuningdek, qarorda oliy ta'lim muassasalarini zamonaviy axborot-kommunikatsiya texnologiyalari vositalari bilan ta'minlash, talabalar, o'qituvchi va yosh tadqiqotchilarning jahondagi ilg'or ta'lim resurslari, ilmiy adabiyotlar va ma'lumotlar bazasi bo'yicha elektron kataloglarga kirish imkoniyatini kengaytirish dolzarb masala sifatida belgilangan.

O'zbek tilida yozilgan o'quv adabiyotlarining tanqisligi, neft-gazni kimyoviy qayta ishlash sohasi bo'yicha mutaxassislik fanlaridan ko'pgina nashrlarning chiqarilganiga 20-25 yil bo'lganligi va ma'nan eskirganligi sababli, shuningdek davlatimizning oliy ta'lim tizimi professor-o'qituvchilari oldiga qo'ygan vazifalarini hal

etish maqsadida mualliflar mazkur o'quv qo'llanmani yozishga ahd qildilar.

Ushbu o'quv qo'llanma oliy o'quv yurtlarining 5321400-“Neft – gazkimyo sanoati texnologiyasi” ta'lim yo'nalishida tahsil oluvchi talabalarga mo'ljallangan. O'quv qo'llanma 8 bobdan tashkil topgan bo'lib, unda kimyoviy sanoat reaktorlari to'g'risida quyidagi nazariy va amaliy bilimlar o'z aksini topgan:

- kimyo sanoatida ishlatiladigan reaktorlarni konstruksiyasi;
- ularga qo'yiladigan talablar;
- turlari, tanlanuvchanligi;
- samaradorligi, ishlash prinsiplari, ish rejimlari;
- turli xil oqimli reaktorlarda reagentlarni kimyoviy o'zgarish kinetik qonuniyatlari;
- reagentlarni yetib kelish vaqtlari;
- reagentlarni mahsulotga aylanish darajasi va reaktorlarni tannarxini hisoblash bo'yicha nazariy va amaliy bilimlar yoritib berilgan.

Jumladan, ushbu o'quv qo'llanmada kimyoviy texnologiya nazariy asoslarining asosiy qonuniyatlarini va usullarini muhim ishlab chiqarishlarga qo'llash bayon qilingan,

Har bir bobga oid masalalar yeshish uchun namunalar, bob yakunida esa tayanch iboralar, nazariy savollar va mustaqil yechish uchun masalalar berilgan.

Ushbu o'quv qo'llanmadan 5321400-Neft-gazkimyo sanoati texnologiyasi ta'lim yo'nalishi kunduzgi va sirtqi bo'lim talabalari, turdosh oliy o'quv yurtlari talabalari hamda shu sohaning mustaqil izlanuvchilari va muhandislari foydalanishlari mumkin.

Mualliflar qo'lyozmani batafsil o'qib chiqib, uning mukammal bo'lishida o'zining qimmatli maslahatlarini bergan Buxoro neftni qayta ishlash zavodi (BNQIZ) bosh muhandisi B.J. Mustafoyevga o'zining chuqur minnatdorchiligini izhor qiladi.

## KIRISH

Insoniyat juda qadim zamonlardan buyon tabiiy, sun'iy moddalar va yer ostidan qazib olinadigan qazilma boyliklardan, jumladan turli xildagi uglevodorodlardan foydalanib kelmoqda. Vaqt o'tishi bilan shu tabiiy va sun'iy mahsulotlarni olish uchun maxsus apparat, qurilma, ya'ni reaktorlar ishlatila boshlandi. Ko'p hollarda kimyoviy bosqichlar jarayonning eng muhim qismlari bo'lib hisoblanadi. Shunga muvofiq ravishda biz ayta olamizki, uglevodorodlarni qayta ishlab mahsulot olish jarayonining "yuragi"-bu kimyoviy reaktorlardir. Kimyoviy reaktorlar barcha turdagi kimyoviy mahsulotlarni olish texnologik sxemasida asosiy qurilma bo'lib xizmat qiladi. Reaktorning ishlashi ma'lum ma'noda qurilmaning umumiy unumdorligi hamda olingan mahsulotning sifati va tannarxini aniqlab beradi.

Ushbu o'quv qo'llanma, kimyoviy reaktorlardagi jarayonlarning muhim kinetik qonuniyatlari va tushunchalarini tavsiflab berishni qamrab olgandir. Bundan tashqari o'quv qo'llanmada turli xildagi reaktorlarning (davriy va uzluksiz ishlaydigan va kaskad turidagi reaktorlar) nazariy asoslari to'g'risida ma'lumotlar ham keltirilgan. Jumladan, o'quv qo'llanmada qattiq va suyuq fazada ishlovchi reaktorlarni nazariy va amaliy jihatdan yoritib berish to'g'risida so'z borganda, aralashtirgichi mavjud bo'lgan reaktorlar (ideal aralashtirish) hamda quvurli reaktorlarni (ideal siqib chiqarish apparatlari) hisoblashning namunaviy misol va masalalar yechimi keltirildi.

Biroq shuni aytish joizki, kimyo sanoatida ishlatiladigan kimyoviy reaktorlar konstruksiyasi xilma-xil bo'lishi bilan yaqqol ajralib turadi.

Reaktorlar kimyo sanoatining qaysi sohasida ishlatilishidan qat'iy nazar ularga quyidagi talablar qo'yiladi:

- dastlabki xom ashyo sarfi minimal miqdorda bo'lishi;
- olingan mahsulot yuqori sifatga ega bo'lishi;
- xom ashyodan tayyor mahsulot olishda kam energiya sarf etishi;
- katta hajmdagi ishlab chiqarish quvvatiga ega bo'lishi;
- kam miqdorda ishchi kuchi sarf etilishi;
- olingan mahsulotning tannarxi arzon bo'lishi kabi asosiy talablardan iborat bo'ladi.

Yuqoridagi talablarni amalga oshirish maqsadida, reaktorning maqbul (optimal) konstruksiyasini tayyorlash bilan birga, xom

ashyoning dastlabki fizik-kimyoviy xossalarini ham bilish kerak bo'ladi. Birinchi navbatda, kimyoviy reaksiyaning kinetik qonuniyatlarini o'rganish muhim masala hisoblanadi. Kinetik qonuniyatlar o'rganilgandan so'ng asosiy va qo'shimcha reaksiyalar to'g'risida to'liq ma'lumotga ega bo'lish asosida maqsadga muvofiq holda mahsulotni olish imkoni tug'iladi. Kimyoviy jarayonda reaksiya natijasida ajralib chiquvchi yoki yutiluvchi issiqlik to'g'risidagi ma'lumotlar hamda reaktorlardagi dastlabki xom ashyoning tayyor mahsulotga aylanish darajasining imkoniyatlarini bilish ham talab etiladi. Yuzaga keladigan bunday savollarga kimyoviy termodinamikaning qonuniyatlari javob berishini aytib o'tish joizdir.

Reaksiyani muqobil tarzda amalga oshirish maqsadida dastlabki reagent molekulalarini bir-biri bilan to'qnashishini amalga oshirish kerak bo'ladi. Bunda eng samarali usullardan biri ularni o'zaro yaxshilab aralashtirish usulidir. Shunga asosan qo'llanmada keltirilgan aralashtirish jarayonining samaradorligini hisoblash uchun keltirilgan namunaviy misol va masalalarida, komponentlarning qovushqoqligini, dastlabki moddalarning va mahsulotlarning o'zaro eruvchanligini, oqimlar tezligi, reaktorning geometrik tuzilishi hamda reagentlarni reaktorga kirituvchi turli xildagi qurilmalar xarakteristikalariga bog'liqligini inobatga olgan holda hisoblashlarni amalga oshirish zarurligi ko'rsatib o'tilgan. Kimyoviy reaksiyaning kechishi, reagentlarning aralashishiga ta'sir ko'rsatadi. Bunda yuzaga keladigan savol va masalalarni yechimini topadigan fan sifatida geometriya hamda gidrodinamikadan foydalaniladi.

Shu asnoda reaksiya tezligini optimallashtirish va ko'zlangan mahsulot chiqishini ko'paytirish maqsadida, reaktordagi harorat rejimini, kimyoviy kinetik qonuniyatlar talabiga muvofiq ravishda saqlab turish, zaruriy vazifalardan biri ekanligini inobatga olgan holda ushbu qo'llanmada tegishli ma'lumotlar keltirildi.

Aytish joizki, umumiy holda kimyoviy reaktorlarni amaliy jihatdan hisoblash anchagina mushkul ish hisoblanadi. Ammo ushbu qo'llanmada reaktorlardagi jarayonlarni hisoblash muammolarini bir oz yengillashtirilgan tarzda ya'ni, reaktorlarni ba'zi bir tarmoqlangan modellarini to'liq tavsiflash asosida yoritib berishga harakat qilindi.

## I BOB. UMUMIY MA'LUMOTLAR

Qaralayotgan o'quv kursi amaliy fanlar turkumiga kiruvchi fan sifatida qaraladi. Bu fan sanoat kimyosining asosiy bir bo'limlaridan hisoblanib, unda asosan laboratoriya sharoitida (probirka, kolbalar v.h.z) kechadigan kimyoviy reaksiyalarni emas, balki o'ziga xos bo'lgan ba'zi bir jihatlari bilan ajralib turuvchi sanoat ishlab chiqarish apparatlarida bo'lib o'tadigan kimyoviy reaksiyalarni o'rganadigan fan sifatida qarash kerak bo'ladi. Sanoat ishlab chiqarish reaktorlarida kechadigan o'ziga xos jihatlarni bilamaslik va uni hisobga olmaslik bir nechta qo'shimcha reaksiyalar yoki xuddi shunday boshqa noxush hodisalarni keltirib chiqarishi mumkin. Buning natijasida nafaqat mahsulot sifati yomonlashadi, balki qurilma va jihozlarning ishdan chiqishini ham alohida ta'kidlab o'tish joizdir.

Sanoat ishlab chiqarish masshtabida kechadigan kimyoviy reaksiyalar amalga oshadigan apparatlar **kimyoviy reaktor** deb ataladi.

Ishlatilishi va ishlab chiqarishdagi rolini hisobga olganda kimyoviy reaktorlar turli nomlar – reaktor, kolonna, minora, avtoklav, kamera, kontakt apparati, polimerizator, gidrogenizator, oksidlovchi va h.k.z deb ataladi.

Ba'zi bir reaktorlarning umumiy sxemalari 1.1-rasmda keltirilgan.

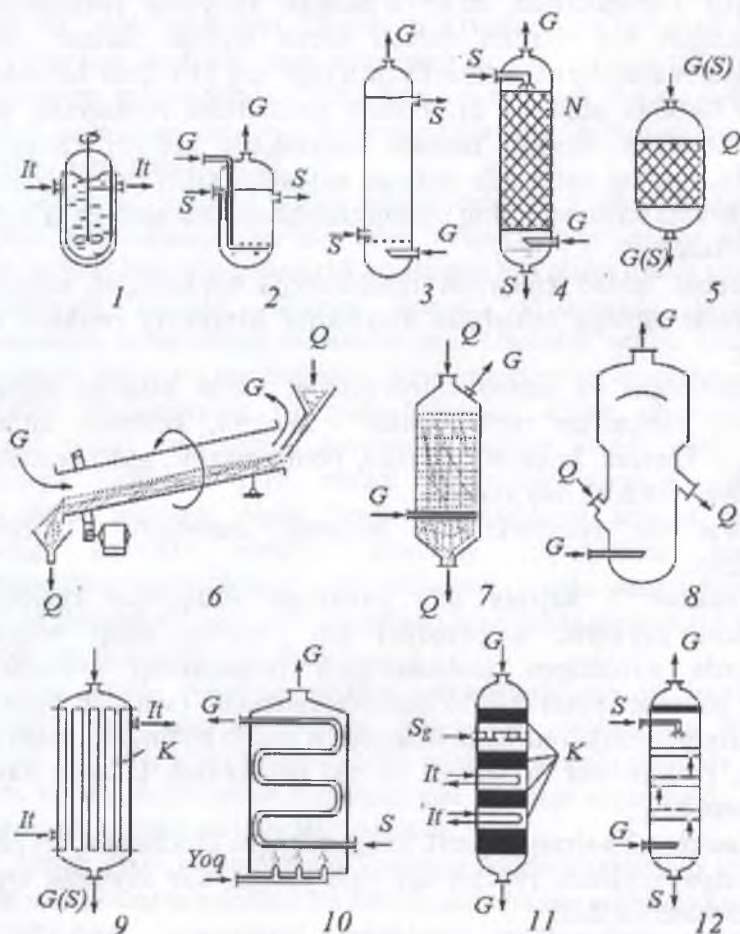
**Reaktor 1 hajmiy** deb yuritiladi. Reagentlar reaktorga (masalan: suyuqlik, suspenziya) ish siklidan oldin solinadi. Reaktorda o'rnatilgan aralashtirigich reagentlarni aralashtirib turadi. Harorat rejimi issiqlik almashtirgichdagi tashigich hisobiga bir maromda ushlab turiladi. Reaksiya o'tkazib bo'lingach mahsulot olinadi, reaktor esa tozalanadi va sikl qaytariladi. Jarayon davriy hisoblanadi.

**Reaktor 2 hajmiy oqimli.** Reagentlar (ko'pincha gaz, suyuqlik, suspenziya) uzluksiz reaktordan o'tib turadi. Gaz suyuqlik orqali barbotajlanib turiladi.

**Reaktor 3 kolonnali.** Sanoat ishlab chiqarish kolonnali reaktorlari uchun xarakterli bo'lgan balandlikning diametriga nisbati 4-6 atrofidadir (hajmiy reaktorlarda bu nisbat ko'rsatgichi 1

atrofida bo'ladi). Gaz bilan suyuqlikning ta'siri 2-reaktordagi kabidir.

**Reaktor 4 nasadkali.** Bu turdagi reaktorda gaz bilan suyuqlik bevosita ta'sirlashadi. Gaz nasadka elementlari orasida harakatlanadi.



**1.1-rasm. Kimyoviy reaktorlar sxemalari:**

*G-gaz, suyuqlik; It-issiqlik tashigich; N-nasadka, Q-qattiq reagent; K-katalizator, S<sub>g</sub>-sovuq gaz.*

**5-8 reaktorlarda** asosan gazning qattiq reagent bilan ta'sirlashuvi amalga oshadi. 5-reaktorda qattiq reagent harakatlanmaydi, gaz holdagi (yoki suyuq) reagent reaktordan uzluksiz o'tib turadi. Bu jarayon qattiq modda bo'yicha davriydir.

**6-8 reaktorlarda** kechadigan jarayonlar qattiq reagentlar bo'yicha uzluksiz hisoblanadi. Qattiq reagent engashtirilgan holda joylashgan aylanuvchi dumaloq reaktor 6 bo'ylab suriladi yoki reaktor 7 orqali tushiriladi (qum soatga o'xshash). Reaktor 8 da gaz oqimi pastdan beriladi, gaz oqimi tezligi yuqoriligi hisobiga qattiq zarrachalar muallaq holatda bo'ladi. Bu psevdosuyultirilgan yoki "qaynovchi" qatlam bo'lib, suyuqlikning ba'zi xossalari o'zida namoyon qiladi. Apparat orqali qattiq materialning uzluksiz oqimini amalga oshirish mumkin.

**Reaktor 5 va 9** lar ham jarayonni qattiq katalizatorlarida olib borishga mo'ljallangan.

**Reaktor 9 quvursimondir.** Ko'rinishi bo'yicha qobiqsimon issiqlik almashlagichni eslatadi. 1-reaksiya borayotgan quvur orqali gazsimon yoki suyuq reagentlar o'tadi. Quvurlarga odatda katalizator solingan bo'ladi. Harorat rejimi quvurlararo maydondagi issiqlik tashigich sirkulyatsiyasi hisobiga ushlab turiladi.

**Quvursimon reaktor 10** ko'pincha yuqori haroratli gomogen reaksiyalarni amalga oshirishda qo'llaniladi (shu jumladan, yopishqoq suyuqliklardan foydalanishda og'ir uglevodorodlar pirolizida). Bu reaktorlarni ko'pincha **pechlar** deb yuritiladi.

**Reaktor 11** - reaksiyaga kirishuvchi aralashmalarni orada sovutish (isitishga)ga mo'ljallangan ko'p qavatli reaktor (bir necha qavatli, masalan katalizator uchun) hisoblanadi. Rasmda sovitish birinchi qavatdan keyin sovuq gaz kiritish va isitish ikkinchi va uchinchi qavatlardan keyin issiqlik almashlagichlar yordamida olib borilishi tasvirlangan.

**Reaktor 12** gaz-suyuqlik jarayonlari uchun ko'p qavatli qilib ishlangan.

Kimyo sanoatida reaktor xillari juda ko'pligi bilan xarakterlanadi.

Shu bilan birga ishlab chiqaruvchi bunday reaktorlarga ega bo'lgan holda qilingan xarajatlar evaziga mo'l-ko'l mahsulot ishlab

chiqarishi bilan birga u apparat quyidagilarga ega bo'lishidan manfaatdordir:

- uncha katta bo'lmagan hajmda yuqori ishlab chiqarish quvvatiga ega bo'lishi;

- mahsulot chiqishiga nisbatan maksimal ko'rsatkichga ega bo'lishi;

- xizmat ko'rsatish oson bo'lishi zarur.

Bundan tashqari kimyoviy reaktorlarni tanlashda, boradigan reaksiyalarni xususiyatlarini: uning tezligi –  $\theta$ , issiqlik effekti  $\Delta H$  va tartibi  $f$ -ni hisobga olmoq kerak. Shu narsa ma'lumki, bunday xilma-xil talablarni bir turdagi konstruksiyada amalga oshirishning imkoni yo'q. Kimyoviy reaktorlarni quyidagi to'rtta belgilari bo'yicha sinflash qabul qilingan:

- 1 – ishlash tartibi bo'yicha (davriy, uzluksiz, yarim davriy jarayonlar);

- 2 – oqimning gidrodinamik strukturasi (ideal aralashtirish yoki siqib – chiqarish, oraliq model);

- 3 – issiqlik rejimi (izotermik, adiabatik, politropik);

- 4 – aralashmaning fazaviy holati bo'yicha (suyuqlik, gaz-suyuqlikli, qattiq fazali).

Reaktor konstruksiyasini tanlashda birinchi belgi, ya'ni ishlash tartibi juda jiddiy ta'sir ko'rsatadi. Davriy va uzluksiz jarayonlarning mohiyati bilan tanishamiz.

**Davriy jarayon** ketma-ket, vaqt bo'yicha alohida kechishi bilan tavsiflanib, amalga oshadigan, ya'ni xom ashyoni yuklash, reaktorning belgilangan rejimini joriy etish, kimyoviy jarayonni amalga oshirish, reaktorni ishchi rejimdan chiqarish, reaksiyaga kirgan aralashmani reaktordan tushirishdan iborat bo'ladi. Boshqacha aytganda, davriy jarayon uchun qaralayotgan  $a$  nuqtadagi aralashma parametrlarining vaqt bo'yicha *o'zgarishi* (masalan, konsentratsiya) xarakterli hisoblanadi:

$$C(a) = f(\tau)$$

Bunday jarayonlar *noturg'un* (nostatsionar) ham deb yuritiladi.

Davriy jarayonlarni quyidagi vaziyatlarda qo'llash maqsadga muvofiqdir:

- kichik hajmdagi ishlab-chiqarish;

- mahsulot assortimentini tez-tez almashtiriladigan hollarda;

– reaksiya kechishidagi tezlikning kichikligi (organik reaksiyalarga xos bo'lgan);

– laboratoriya va ilmiy-tadqiqot ishlarini o'tkazishda juda qo'l kelishini alohida e'tirof etish mumkin.

Yuklash-tushirish, belgilangan ishchi rejimga olib chiqish va undan chiqarish kabi yordamchi operatsiyalarda vaqtning ko'p sarflanishi davriy jarayonlarning asosiy kamchiligi bo'lib hisoblanadi.

**Uzluksiz jarayonda** hamma bosqichlar bir vaqtda kechadi, biroq u reaktorning turlicha joylarida amalga oshadi. Ya'ni, qaralayotgan apparatning  $a$  nuqtasidagi ixtiyoriy parametr, masalan, yuqorida qayd etilgan konsentratsiya, vaqt bo'yicha o'zgarmas bo'ladi:

$$C(a) \neq f(\tau) = \text{const}$$

Bunday jarayonlar ko'pincha *statsionar* jarayon deb yuritiladi. Uzluksiz jarayonlarni yirik, ya'ni ko'p tonnali, chiqadigan mahsulotning assortimenti o'zgarmaydigan ishlab chiqarishlarda qo'llash qulay bo'ladi. Bunda jarayonlarning quyidagi ustunliklari aniq va ravshan bo'lib qoladi:

– mahsulotni uzluksiz olish (bir vaqtning o'zida yuklash va tushirish, ammo ular apparatning turli chekka qismlarida amalga oshadi);

– avtomatik boshqaruv va mexanizatsiyalashning osonligi (apparatning nazorat qilinuvchi nuqtasida parametrlar kattaliklar bo'yicha o'zgarmaydi);

– texnologik rejimning turg'unligi (bir jinslilik yaxshilanadi, demak mahsulot sifati ham yaxshilanadi);

– asbob-jihozni standartlash yengillashadi;

– ekspluatatsion xarajatlar kamayadi (texnologik sxemani bir martalik ishlatib yuborishda ishchi rejimga chiqishiga erishiladi).

Biz keyingi bobda kimyoviy reaktarlarni eng oddiy holat uchun o'rganamiz: izotermik sharoitda davriy va uzluksiz jarayonlar uchun qo'llaniladigan suyuqlik asosida ishlaydigan reaktordan boshlaymiz.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, mazkur bobda kimyoviy reaktor turlari, ularga qo'yiladigan talablar, ishlatilish sohalari, ularning tuzilish sxemalari hamda davriy jarayonning tavsifi haqida ma'lumotlar keltirildi.

### Tayanch iboralar

Reaktor, kimyoviy reaksiya, kolonna, minora, avtoklav, kamera, kontakt apparati, polimerizator, gidrogenizator, gaz, suyuqlik, suspenziya, barbotaj, reagent, gomogen reaksiya, konstruksiya, davriy jarayon, uzluksiz jarayon, yarim davriy jarayon, izotermik, adiabatik, politropik, qattiq faza, parametr, izotermik rejim.

### *O'z-o'zini nazorat qilish savollari*

1. Kimyoviy reaktor va unga qo'yiladigan talablar nimalardan iborat ?
2. Reaktorlarni sinflashni ta'riflab bering
3. Davriy jarayonni tavsiflab bering.
4. Nima uchun reaktor nostatsionar deb ataladi ?
5. Reaksiya kechishining xususiyatlari, qo'llanish sohasi, yutuq va kamchiliklari.
6. Uzluksiz jarayon tavsifi.
7. Ko'p qavatli reaktorlarni yasashdan maqsad nima ?
8. Uzluksiz jarayonlarni afzalligi nimalardan iborat ?

## II BOB. KIMYOVIY-TEXNOLOGIK JARAYONLARDA TEZLIKNI OSHIRISH OMILLARI

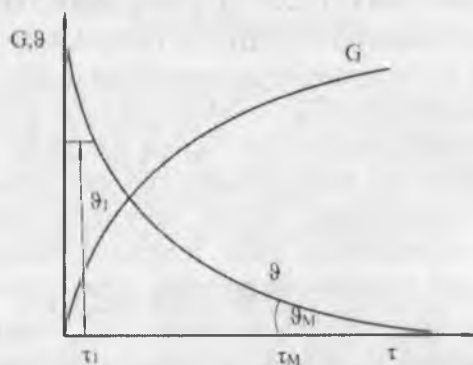
### 2.1. Texnologik jarayonlarda tezlik

Butun mahsulot bo'yicha texnologik jarayon tezligi bu – to'g'ri, teskari va qo'shimcha reaksiyalar hamda dastlabki reagentlarning reaksiya maydoniga va mahsulotning shu maydondan tashqariga diffuziyanishi tezliklarining yig'indi (umumiy) tezligidir. Mavjud muvozanat qonuniyatlaridan faqat maksimal holatdagi (nazariy) mahsulot chiqishini (X) aniqlash mumkin. Ammo ishlab chiqarishda mahsulot chiqishiga to'g'ri  $\vec{v}_1$  va teskari  $\vec{v}_2$  reaksiyalar yig'indi tezliklarining pasayishi tufayli odatda texnologik jarayonning haqiqiy tezligini aniqlash murakkab masaladir.

Qaytmas jarayonlarda, ya'ni  $\vec{v}_2 = 0$  da dastlabki reagentlardan biri reaksiya uchun to'liq sarflanganda umumiy reaksiya tezligi ( $v$ ) nolga intiladi ( $v \rightarrow 0$ ). Qaytar reaksiyalarda esa  $\vec{v}_1 = \vec{v}_2$  bo'lganda, ya'ni muvozanat holatda  $v \rightarrow 0$  bo'ladi.

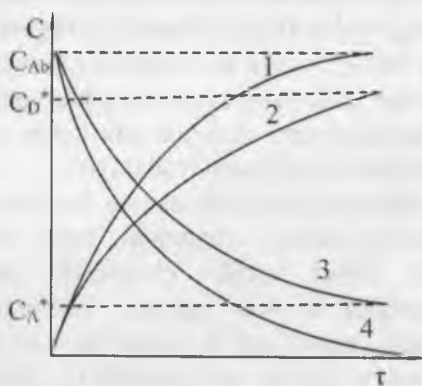
Massalar ta'sirlashuv qonuniga ko'ra yopiq sistemada hosil bo'layotgan mahsulot miqdori (G) vaqt birligi ( $\tau$ ) ichida logarifmik egri chiziq ko'rinishida ortib boradi. Mahsulot chiqishi (aylanish darajasi) X egri chizig'i ham shu ko'rinishda o'zgaradi (2.1-rasm). Reaksiya tezligi vaqt birligi ichida muvozanat holatga yaqinlashishi yoki dastlabki moddalar konsentratsiyasining kamayib borishi bilan nolga intiladi. 2.1-rasmdagi egri chiziqlar kimyoviy reaksiya uchun vaqt birligi ichida jarayon kinetikasini ifodalaydi.

Oddiy va murakkab reaksiyalarda asosiy dastlabki moddalar va mahsulot konsentratsiyasining o'zgarishi egri chiziqlari turli ko'rinishda bo'ladi. Ideal siqib chiqarish rejimida hajm o'zgarmasdan ketadigan  $A \rightarrow D$  sxema ko'rinishdagi oddiy reaksiyalarda dastlabki moddalar konsentratsiyasi  $C_A$  vaqt birligi ichida qaytmas jarayonlar uchun boshlang'ich  $C_{Ab}$  qiymatdan nolga, qaytar jarayonlar uchun esa muvozanatli  $C_A^*$  qiymatgacha kamayib boradi (2.2 – rasm).



**2.1-rasm. Massalar ta'sirlashuvi qonuni bo'yicha qaytmas jarayonlar kinetikasi**

Mos ravishda chiqayotgan mahsulot konsentratsiyasi  $C_D$  ham qaytar reaksiyada nol qiymatdan  $C_D^*$  gacha ortib boradi.  $C_D^*$  qiymat muvozanatli aylanish darajasi  $X_M$  qiymatiga mos keladi, qaytmas jarayonlarda  $X=1$  gacha bo'ladi.

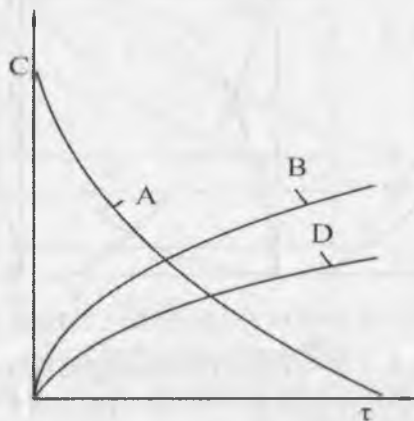


**2.2 - rasm. Siqib chiqaruvchi reaktorlarda  $A \rightarrow D$  ko'rinishdagi oddiy reaksiyalar uchun reagentlar konsentratsiyasining vaqt bo'yicha o'zgarish egri chiziqlari:**

*1, 2 – qaytar va qaytmas jarayonlar uchun D mahsulot konsentratsiyasining o'sishi; 3, 4 – dastlabki moddalar konsentratsiyasining kamayishi.*

Kimyoviy reaksiyalar ko'pincha murakkab reaksiyalar turiga kiradi. Ular elementar bosqichlardan iborat bo'lib, o'z navbatida, parallel va ketma-ket keluvchi murakkab reaksiya turiga bo'linadi.

Parallel reaksiyalarda konsentratsiyaning o'zgarishi 2.3 - rasmda berilgan.

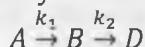


2.3 - rasm. Binar parallel qaytmas reaksiyalarda  $k_1 > k_2$  bo'lganda konsentratsiyaning o'zgarishi.

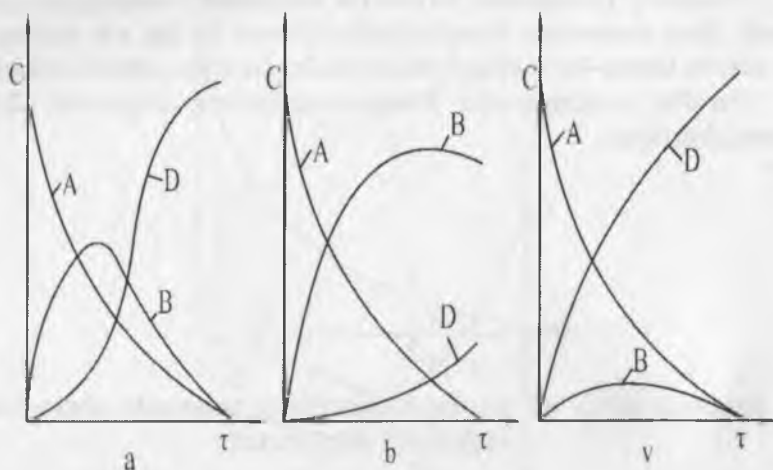
Parallel reaksiya sxemasi:



Ketma -ket keluvchi reaksiya sxemasi :



$A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$  ko'rinishdagi ketma-ket keluvchi reaksiyalarda konsentratsiyaning o'zgarishi 2.4 - rasmdagi egri chiziqlar orqali ifoda etilgan. Ko'pgina organik moddalarni sintez qilishda oraliq mahsulot B asosiy butun mahsulot hisoblanadi. Rasmdan ko'rinib turibdiki, B mahsulotning optimal chiqishi faqatgina  $k_1/k_2$  nisbatiga bog'liq bo'lmay, balki optimal vaqtga ham bog'liq ekan. Vaqtning ortib borishi B mahsulotning D mahsulotga aylanib ketishiga olib keladi. Ko'p sonli oksidlanish jarayonlari, gidrolanish reaksiyalari bunga misol bo'la oladi.



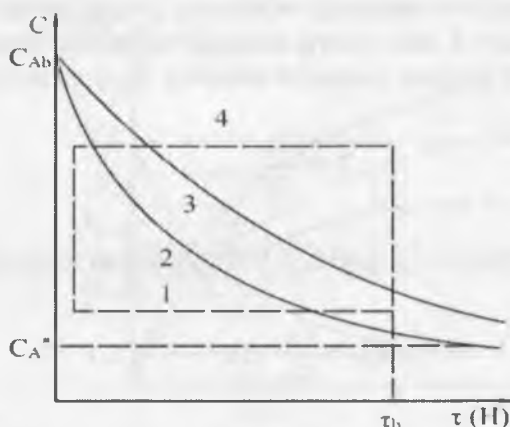
2.4 - rasm.  $A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$  ko'rinishdagi qaytmas ketma-ket reaksiyalarda konsentratsiyaning o'zgarishi:

$$a - k_1 \equiv k_2; b - k_1 \gg k_2; v - k_1 \ll k_2;$$

Oqimli reaktorlarda jarayon vaqti reaksiyon hajm balandligining  $H$  reagentlar oqimi chiziqli tezligi  $w$  ga bo'lgan nisbatiga teng, shuningdek, reaksiyon hajm  $V$  bilan reagentlar aralashmasi sarfi  $V_{ar}$  nisbati orqali ham ifodalanadi:

$$\tau = \frac{H}{w} = \frac{V}{V_{ar}} \quad (2.1)$$

2.1-2.4 - rasmlardagi kinetik egri chiziqlar oqimli reaktorlardagi davriy va ideal siqib chiqaruvchi jarayonlar uchun xarakterlidir. To'liq aralashtirish rejimida boruvchi jarayonlar uchun kinetik egri chiziqlar ulardan farq qiladi (2.5- rasm).



## 2.5 - rasm. Oddiy qaytar reaksiyalar uchun konsentratsiyaning vaqt bo'yicha o'zgarishi:

1- berilgan vaqtda  $\tau_b$  to'liq aralashtirish rejimidagi dastlabki  $C_A$  moddaning konsentratsiyasi; 2- kinetik maydonda siqib chiqarish rejimida  $C_A$  konsentratsiyasining o'zgarishi; 3- diffuzion maydonda siqib chiqarish rejimida  $C_A$  konsentratsiyasining o'zgarishi; 4- to'liq aralashtirish rejimidagi  $C_D$  mahsulot konsentratsiyasi.

2.5-rasmdan ko'rinib turibdiki, harorat  $T$ , bosim  $P$  va boshlang'ich konsentratsiya  $C_b$  doimiy bo'lganda asosiy dastlabki mahsulotning butun mahsulotga aylanish darajasi to'liq aralashtirish rejimida siqib chiqarish rejimiga qaraganda yuqori bo'ladi:

$$x = \frac{C_{Ab} - C_{Aox}}{C_{Ab}} \quad (2.2)$$

Hajm o'zgarishi bilan ketadigan jarayonlar uchun:

$$x = \frac{(C_{Ab} - \beta \cdot C_{Aox})}{C_{Ab}} \quad (2.3)$$

bu yerda  $\beta$  - konsentratsiyaning boshlang'ich aralashma hajmiga nisbatan qayta hisoblash koeffitsienti.

Jarayon tezligi vaqt birligi ichida mahsulot chiqishi  $X$  yoki tezlik konstantasi  $k$  orqali topiladi. Mahsulot chiqishi sharoitga qarab

aylanish darajasi, muvozanatli va nazariy chiqish nomi bilan ataladi. Mahsulot chiqishi  $X$  deb nazariy chiqqan mahsulot miqdorining ( $G_H$ ) maksimal hosil bo'lgan mahsulot miqdori ( $G_M$ ) ga bo'lgan nisbatiga aytiladi:

$$X = \frac{G_H}{G_M} \quad (2.4)$$

Nazariy chiqish  $X_H$  quyidagi formula orqali topiladi:

$$X_H = \frac{G_H}{G_M} 100 \quad (2.5)$$

bu yerda  $G_H$  - nazariy hosil bo'lgan mahsulot miqdori ;  $G_M$  - muvozanat holatdagi mahsulot miqdori.

Umuman , mahsulot chiqishi bir nechta parametrlarga bog'liq:

$$x = \varphi(T, P, \tau, C_A, C_B, C_D, n \dots) \quad (2.6)$$

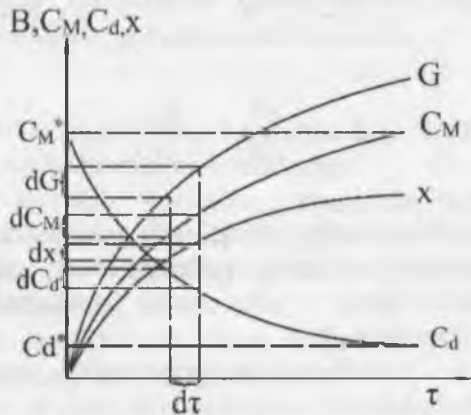
bu yerda:  $\varphi$  - funksional bog'liqlik;  $T$  - harorat;  $p$  - bosim;  $\tau$  - vaqt;  $C_A, C_B, C_D$  dastlabki va reaksiya mahsulotlari konsentratsiyasi;  $n$  - reaksiya tartibi.

### 2.2. Jarayon tezligining asosiy formulalari

Kimyoviy-texnologik jarayon tezligini turli kattaliklarning vaqtga nisbati orqali ifodalash mumkin.

Ideal siqib chiqarish rejimida oddiy qaytar jarayonlar uchun chiqayotgan mahsulot miqdori  $G$ , reaksiyon aralashmadagi mahsulot konsentratsiyasi  $C_M$ , dastlabki moddalar konsentratsiyasi  $C_g$  va aylanish darajasi  $X$  ning vaqt birligi ichida o'zgarishi 2.6-rasmdagi egri chiziqlar orqali ifodalangan. Kichik vaqt birligi  $d\tau$  ichida barcha kattaliklarlar mos ravishda  $dG, dC_M, dC_d, dx$  ga o'zgaradi, yani jarayon tezligi  $\vartheta$  ni quyidagicha ifodalash mumkin:

$$\vartheta = \frac{dG}{d\tau}; \frac{dC_M}{d\tau}; \frac{dC_d}{d\tau}; \frac{dx}{d\tau} \quad (2.7)$$



**2.6-rasm. Ideal siqib chiqarish rejimidagi oddiy qaytar reaksiyalar uchun vaqt bo'yicha kinetik kattaliklarning o'zgarishi**

Oqimli reaktorlarda jarayon vaqti ma'lum bir reaksiyon aralashmaning sarflanishida  $V_{ar.}(m^3/s)$  reaktor hajmiga  $V$  proporsionaldir:

$$\tau = \frac{V}{V_{ar.}} \quad (2.8)$$

Shuning uchun (2.7) ifodani quydagicha o'zgartirib yozish mumkin:

$$\vartheta = V_{ar.} \frac{dG}{d\vartheta}; V_{ar.} \frac{dC_M}{d\vartheta}; -V_{ar.} \frac{dC_d}{d\vartheta}; V_{ar.} \frac{dx}{d\vartheta} \quad (2.9)$$

O'rnatilgan oqimda ko'pincha (2.9) dagi  $V_{ar.}$  tushirib qoldiriladi.

Agar reagentlar oqimining chiziqli tezligi  $w$  doimiy bo'lsa, vertikal silindr ko'rinishidagi reaktorlarda jarayon vaqti reaktor balandligiga  $H$  proporsional bo'ladi.

$$\tau = \frac{H}{w} \quad (2.10)$$

Natijada jarayon tezligi formulasini quydagicha ifodalash mumkin:

$$\vartheta = w \frac{dG}{dH}; \quad w \frac{dC_M}{dH} \quad (2.11)$$

va h.k.

Turg'un sharoit uchun  $w$  tushurib qoldiriladi.

Jarayon tezligining tenglamalarida asosiy aniqlovchi kattaliklar bu – tezlik konstantasi  $k$ , jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  va yana reaksiyon hajm  $\vartheta$ .

Yuqorida keltirilgan tenglamalardagi kattaliklar quyidagi birliklarda ifodalanadi:  $\tau$  – sekund yoki soat;  $k$  –  $s^{-1}$  yoki  $soat^{-1}$ ;  $G$  – kg;  $\vartheta$  –  $m^3$ ;  $\Delta C$  va  $C^m$  –  $kg/m^3$ .

Massa uzatilishi bilan kechadigan geterogen jarayonlar uchun tezlik formulasi Nyutonning issiqlik uzatish tenglamasiga monan yoziladi:

$$\vartheta = \frac{dG}{d\tau} = k \cdot F \cdot \Delta C \quad (2.12)$$

bu yerda:  $k$  – massa uzatish koeffitsienti;  $F$  – fazalar ta'sirlashuv yuzasi;  $\Delta C$  – jarayonning harakatlantiruvchi kuchi.

To'liq aralashtirish rejimida kechadigan jarayonlarda barcha reagentlarning konsentratsiyasi va aylanish darajasi butun reaksiyon hajmda doimiy bo'ladi, ya'ni  $V, \tau, N$  bo'yicha o'zgarmasdir (2.6-rasmga qarang). Shuning uchun tezlik konstantasi  $k$  doimiy bo'lganda jarayon tezligi algebraik nisbatlar orqali ifodalanadi:

$$\vartheta = \frac{G}{\tau}; \quad \frac{C_M}{\tau}; \quad -\frac{C_d}{\tau}; \quad \frac{X}{\tau}; \quad V_{ar.}(G/V); \quad V_{ar.}(C_M/V) \quad (2.13)$$

va boshqalar.

To'liq aralashtirishda ko'p bosqichli va yopiq jarayonlar uchun:

$$\vartheta = \frac{G_{ox.m.} - G_{b.m.}}{\tau};$$

Yoki

$$\vartheta = \frac{C_{ox.m.} - C_{b.m.\beta}}{\tau}; \text{ yoki } \vartheta = \frac{X_{ox.m.} - X_{b.m.}}{\tau}; \quad (2.14)$$

bu yerda:  $\beta$  -boshlang'ich konsentratsiyani  $C_{b.m.}$  oxirgi aralashma hajmiga qayta hisoblash koeffitsienti.

2.6-rasmdan ko'rinib turibdiki, reagentlarning o'rtacha konsentratsiyasi aralashtirish rejimida oxirgi konsentratsiyaga teng bo'ladi:  $C_b. = C_{ox.}$  Bundan kelib chiqqan holda o'rtacha  $\Delta C_b.$  oxirgi  $\Delta C_{ox.}$  ga teng bo'ladi:  $\Delta C_b. = \Delta C_{ox.}$

Shunday qilib, aralashtirish rejimi uchun jarayon tezligining to'liq tenglamasi quyidagi ko'rinishga keladi:

$$\begin{aligned} G/\tau &= k \cdot V \cdot \Delta C_{ox.} \\ X/\tau &= k \cdot \Delta C_{ox.} \end{aligned} \quad (2.15)$$

va h.k.

Bu formulalar asosan  $k$  ni hisoblashda qo'llaniladi.

Endi jarayon tezligini ifodalovchi  $k$ ,  $\Delta C$ ,  $F$  kattaliklarning mohiyati bilan tanishib chiqamiz.

Konstanta yoki jarayon tezligi koeffitsienti  $k$  murakkab kattalik bo'lib, reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning kimyoviy, fizikaviy xossalarga, apparat yoki reaktor tuzilishiga, oqim tezligi yoki gomogen muhitda komponentlarning aralashuv darajasiga bog'liq bo'ladi.

Gidrodinamik kabi sistemalarda  $k$  to'g'ri reaksiya tezlik konstantasi  $k_1$ , teskari reaksiya  $k_2$ , qo'shimcha reaksiyalar  $k_q'k_q''$ , hamda o'tish koeffitsienti (diffuziya)  $D_1, D_2$  sifatida namoyon bo'ladi:

$$k = f(k_1, k_2, k_q'k_q'' \dots D_1, D_2 \dots) \quad (2.16)$$

Bundan tashqari reaktorning rejimiga va konstruktiv parametrlariga bog'liq bo'ladi.

Gomogen jarayonlarda yaxshi aralashuv natijasida reaksiyaga kirishuvchi komponentlarning bir-biriga diffuziyalanishi tez sodir bo'ladi va shu sababli  $D$  rol o'ynamaydi:

$$k = f(k_1, k_2, k_q'k_q'' \dots) \quad (2.17)$$

Jarayon kinetik maydonda kechadi.

Geterogen jarayonlarda aynan diffuziya jarayon tezligini limitlaydi va massa uzatish koeffitsienti aniqlanadi:

$$k = f(D_1, D_2 \dots D_1' D_2'' \dots) \quad (2.18)$$

ya'ni jarayon diffuziya maydonida kechadi.

Nihoyat, massa uzatish koeffitsienti yetarli darajada texnologik hisob-kitob uchun to'liq bo'lganda diffuziya koeffitsientining bittasi  $D_1$  orqali topiladi:

$$k = D_1 / \delta \quad (2.19)$$

bu yerda  $\delta$  – diffuzion qatlam qalinligi. Tenglama qaytmas kinetik maydonda boruvchi jarayonlar uchun o'rinli bo'ladi.

Yuqoridagi tenglamalardan kelib chiqib,  $k$  ni kinetik maydondan diffuzion maydonga o'tish maydoni uchun aniqlash formulasi tavsia etiladi:

$$k = k_1 D / (k \delta + D) \quad (2.20)$$

Reaksiyaga kirishuvchi moddalarning ta'sirlashuv yuzasi  $F$  – geterogen sistemalarda jarayonning gidrodinamik sharoitlari orqali aniqlanadi. Kuchli aralashtirishda  $F$  G-Q va S-Q sistemalarda gaz yoki suyuqlik bilan to'liq yuvilgan qattiq zarrachalar yuzasiga teng bo'ladi. G'ovakli zarrachalarda (adsorbent, katalizator) ichki g'ovaklari ham hisobga olinadi. Nasadka, katalizator donachalari uchun fazalar kontakt yuzasi quyidagicha ifodalanadi:

$$F = S_{sol} \cdot V \quad (2.21)$$

bu yerda  $S_{sol}$  – nasadka (zarracha) ning solishtirma yuzasi,  $m^2/m^3$ ;  $V$  – nasadka hajmi.

G-S va S-S (o'zaro aralashmaydigan) sistemalarda haqiqiy  $F$  ni fazalar o'zaro pufak, tomchi, plyonka, sachrovchi oqim ko'rinishida ta'sirlashuvi sababli aniqlash mumkin emas. Bunday holatlarda

$$\vartheta = \frac{dG}{d\tau} = k \cdot F \cdot \Delta C$$

tenglamadagi  $F$  o'rniga shartli kattaliklar, masalan, apparat kesimining yuzasi, barcha tokchalar maydoni, nasadka yuzasi va boshqalar qo'yib hisoblanadi.  $F$  ni oshirish uchun fazalarni aralashtirish bir vaqtning o'zida  $k$  ning oshishiga ham olib keladi.

Yana  $F$  ni aniqlash qiyin bo'lganda hisoblashlar reaksiyon hajm  $V$  uchun olib boriladi.

$$\vartheta = \frac{dG}{d\tau} = k \cdot V \cdot \Delta C \quad (2.22)$$

Shunday qilib,  $k$ ,  $V$ ,  $F$  reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning konsentratsiyasiga bog'liq bo'lmas ekan.

Iaravonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  - gomogen reaksiyalarda massalar ta'sirlashuv qonuniga binoan ayni holatda reaksiyaga kirishuvchi moddalar konsentratsiyasining hosilasi sifatida aniqlanadi.

Qaytmas oddiy reaksiya  $nA \rightarrow pD$  uchun  $\Delta C = C_A''$  ga teng va ideal siqib chiqarishda tezlik quyidagicha yoziladi:

$$\vartheta = \frac{dC_A}{d\tau} = k \cdot C_A'' \quad (2.23)$$

Model reaksiya uchun  $mA + nB = pD - \Delta H$  harakatlanuvchi kuch to'g'ri  $k_1$  va teskari  $k_2$  reaksiya tezlik konstantalari nisbatiga qarab turlicha ifodalanadi.

Agar reaksiya qaytmas bo'lsa, u holda reaksiya tezligi  $\vartheta$  nokatalitik jarayonlar uchun ideal siqib chiqarish rejimida quyidagiga teng bo'ladi:

$$\vartheta = \frac{dC_D}{d\tau} = k \cdot \Delta C = \frac{k C_A^m C_B^m}{\Delta C} \quad (2.24)$$

Agar reaksiya qaytar bo'lsa, u holda umumiy tezlik dastlabki moddalarning muvozanat konsentratsiyalari orqali ifodalanadi:

$$\vartheta = \frac{dC_D}{d\tau} = k \cdot \Delta C = \frac{k(C_A - C_A^*)^m (C_B - C_B^*)^n}{\Delta C} \quad (2.25)$$

Xuddi shu sharoit uchun umumiy reaksiya tezligini to'g'ri va teskari reaksiya tezliklarining farqi orqali ifodalash ham mumkin:

$$\vartheta = \overrightarrow{\vartheta}_1 - \overleftarrow{\vartheta}_2 = \frac{dC_D}{d\tau} = \frac{k_1 C_A^m C_B^n - k_2 C_D^f}{\Delta C_1 \text{ va } \Delta C_2} \quad (2.26)$$

bu yerda:  $C_A, C_B, C_D$  - oddiy holdagi konsentratsiyalar;  $C_A^*, C_B^* - A, V$  moddalarning muvozanat konsentratsiyalari.

Massa uzatishda harakatlantiruvchi kuch ayni holatda:

$$\Delta C = (C_{od.} - C^*)^n \quad (2.27)$$

$$\Delta C = C_{od.} - C^* \quad (2.28)$$

bu yerda:  $C_{od.}$  - uzatuvchi fazada komponentlarning oddiy holdagi konsentratsiyasi;  $C^*$  - uzatuvchi fazadagi muvozanatli konsentratsiya;  $n$  - reaksiya tartibi.

Davriy hamda oqimli reaktorlarda ideal siqib chiqarish rejimiga yaqin bo'lganda (2.26) va (2.27) tenglamalar harakatlantiruvchi kuchni faqat sifat jihatdan aniqlashda qo'llanadi.

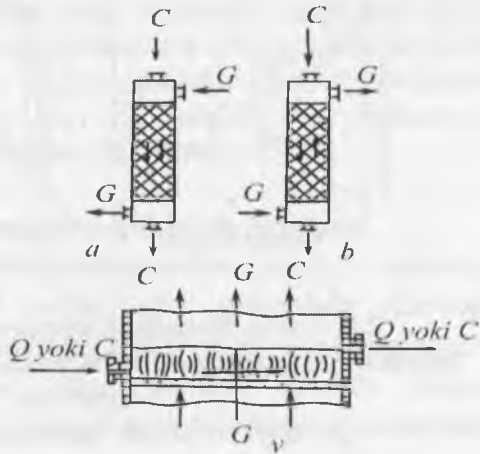
Geterogen massa uzatma jarayonlar uchun komponentlar konsentratsiyasining o'zgarishi to'g'ri, qarama-qarshi va kesishgan oqimlarda turlichadir. Mos ravishda o'rtacha harakatlantiruvchi kuch uchun qo'llanadigan formulalar ham farq qiladi. 2.7-rasmda G-S sistemada oqim yo'nalishlari tasvirlangan. To'g'ri oqimda reaksiyaga kirishuvchi fazalar bir tomonlama, qarama-qarshida, bir - biriga qarab, kesishganda - bir-biriga burchak ostida harakat qiladi.

**2.7 - rasm. Gaz-suyuq  
sistemada oqim  
harakatining yo'nalishi:**

**a-nasadkali minorada  
to'g'ri oqim;**

**b-nasadkali minorada  
qarama-qarshi oqim;**

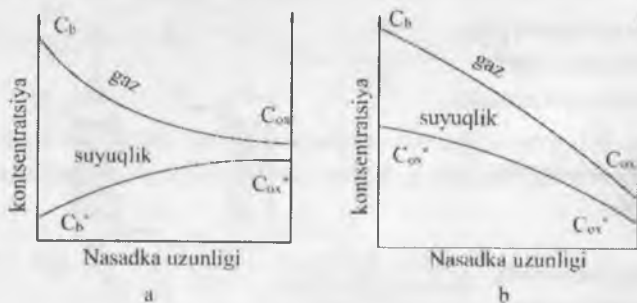
**v-mavhum qaynash  
qatlamida kesishgan oqim.**



Ideal siqib chiqarish rejimida harakatlantiruvchi bug'ning to'g'ri va qarama-qarshi oqimlarda xususiyati 2.8-rasmda keltirilgan. Bu yerda  $C_b$  va  $C_{ox}$  – gazdan absorbsiyalanuvchi komponentning boshlang'ich va oxirgi konsentratsiyasi;  $C_b$  va  $C_{ox}^*$  – suyuqliklardagi adsorbsiyalanuvchi komponentning boshlang'ich va oxirgi muvozanat konsentratsiyasi. Bu konsentratsiya va parsial bosimlar turli birliklarda ifodalanadi:  $g/m^3$ ;  $mol/m^3$  va h.k.

Jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  to'g'ri oqimda vaqt bo'yicha notekis o'zgaradi. Qarama-qarshi oqimda esa kam o'zgaradi. 2.8-rasmdan ko'rinib turibdiki, konsentratsiya jarayon davomida logarifmik egri chiziq ko'rinishida o'zgaradi. Shuning uchun o'rtacha  $\Delta C$  boshlang'ich  $\Delta C_b$  va oxirgi  $\Delta C_{ox}$  harakatlanuvchi kuchning o'rtacha logarifmi bo'lib hisoblanadi:

$$\Delta C_{o'rt.} = \frac{\Delta C_b - \Delta C_{ox}}{2,3 \lg \frac{\Delta C_b}{\Delta C_{ox}}} \quad (2.29)$$



**2.8 - rasm. Nasadkali minorada gaz aralashmasi komponentlarining absorbsiyada konsentratsiyasining o'zgarishi:**

**a - to'g'ri oqim; b - qarama-qarshi oqim**

Absorbsiya jarayoni uchun (2.29.) formula quyidagi ko'rinishga keladi:

To'g'ri oqimda

$$\downarrow \Delta C_{o'r.} = \frac{(C_b - C_b^*) - (C_{ox} - C_{ox}^*)}{2,3 \lg \frac{C_b - C_b^*}{C_{ox} - C_{ox}^*}} \quad (2.30)$$

Qarama-qarshi oqimda

$$\downarrow \Delta C_{o'r.} = \frac{(C_b - C_b^*) - (C_{ox} - C_{ox}^*)}{2,3 \lg \frac{C_b - C_b^*}{C_{ox} - C_{ox}^*}} \quad (2.31)$$

Kesishgan oqimda

$$\downarrow \Delta C_{o'r.} = \frac{(C_b - C_b^*) - (C_{ox} - C_{ox}^*)}{2,3 \lg \frac{C_b - C_b^*}{C_{ox} - C_{ox}^*}} - \frac{C_b - C_{ox}}{2} \quad (2.32)$$

Desorbsiya jarayonida albatta  $C^* > C$  bo'ladi. Shuning uchun yuqoridagi (2.30), (2.31), (2.32) formulalardagi  $C - C^*$  o'rniga  $C^* - C$  ayirmasi qo'yib yoziladi.

Umuman, jarayon tezligi yoki mahsulot miqdorini (2.12) formula bo'yicha hisoblash va loyihalashda olingan natijalar (2.30), (2.31), (2.32) formulalardan topilgan natijalar bilan bir xil chiqadi. Tajriba natijalari bo'yicha  $\Delta C_{or}$  ni aniqlash va loyihalashda yuqoridagi formulalardan mosi tanlab olinadi.

### 2.3. Jarayon tezligini oshirish usullari

Texnologiyalarning muhim masalalaridan biri bu – texnologik jarayon tezligini turli xil yo'llar bilan oshirishdir. Kimyoviy texnologik jarayonlar yo'nalishining tahlili orqali jarayonning tezligi asosiy tegishli formulalar bilan topiladi. Shunda jarayon intensivligini oshiradigan va ishlab chiqarishda kamroq xarajat talab qilinadigan usul tanlanadi.

Jarayonning harakatlantiruvchi kuchini oshirish ( $\Delta C$ ) uchun o'zaro ta'sirlashayotgan komponentlarning boshlang'ich konsentratsiyalarini oshirish, bosimni ko'tarish, jarayon haroratini boshqarish va hosil bo'layotgan mahsulotni reaksiya zonadan chiqarib turish kerak. Adsorbsiya, adsorbsiya va kondensatsiya jarayonlarining harakatlantiruvchi kuchi haqiqiy (C) va muvozanat konsentratsiyalari (C\*) farqi bilan belgilanadi (C-C\*). Shuning uchun jarayonning harakatlantiruvchi kuchi haqiqiy (C) konsentratsiyaning oshishi yoki muvozanat (C\*) konsentratsiyasining kamayishi bilan ortadi.

A. Ta'sirlashuvchi komponentlar konsentratsiyasining oshirilishi C ni oshiradi va jarayon tezligiga proporsional tarzda ta'sir ko'rsatadi. Ta'sirlashuvchi moddalar konsentratsiyasini oshirish usuli mahsulotning agregat holatiga bog'liq. Qattiq moddalarni konsentratsiyasini oshirish *to'yintirish*, suyuq va gaz moddalarda esa *konsentrlash* deyiladi. Jarayonni intensivlashda keng qo'llaniladigan usul bu ta'sirlashuvchi moddalar konsentratsiyasini oshirishdir.

B. Bosimni oshirilishi jarayon tezligiga va muvozanatga ta'sir ko'rsatadi. Bosimni oshirish effektivligi ta'sirlashayotgan

moddalarning agregat holatiga bog'liq. Bosimning oshirilishi asosan gaz fazalarida yoki gaz - suyuq, gaz - qattiq sistemalar ta'sirlashayotganda ko'proq ta'sir ko'rsatadi. Qattiq va suyuq fazali jarayonlarda bosimning ta'siri kamroq. Gomogen yoki gaz fazada boruvchi, gaz ishtirok etadigan geterogen jarayonlarda faza bosimning oshirilishi gaz fazasi hajmining kamayishiga va ta'sirlashuvchi moddalar konsentratsiyasining oshishiga olib keladi. Bosimning ta'siri kinetik tenglamalar bilan aniqlanadi. Quyidagi reaksiya uchun



gomogen jarayonning gaz fazasidagi tezlik formulasi:

$$\vartheta = \frac{dp_p}{d\tau} = k \cdot \Delta p \quad (2.33)$$

bu yerda:  $p_p$  - gaz aralashmasining parsial bosimi;  $\Delta p$  - jarayonning harakatlantiruvchi kuchi.

Agar reaksiya qaytmas va muvozanat holatida bo'lmasa, formula quyidagicha bo'ladi:

$$\Delta p = p_A^{m_1} p_B^{n_1} \quad (2.34)$$

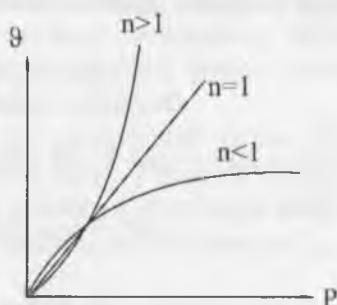
Bu yerda umumiy reaksiya tartibi  $n = m_1 + n_1$  bo'ladi. Har bir komponentning parsial bosimi uning umumiy bosimiga  $P$  to'g'ri proporsional:  $p_A = a P$  va  $p_B = b P$ , ya'ni

$$\vartheta = \frac{dp_p}{d\tau} = \beta \cdot P^n \quad (2.35)$$

bu yerda  $\beta$  - jarayonning harakatlantiruvchi kuchiga va tezlik konstantasiga bog'liq bo'lgan koeffitsient;  $P$  - o'lchamsiz bosim, ya'ni amaldagi bosimning normal bosimga nisbati.

Gaz komponentlar reaksiya tezligining bosimga to'g'ri proporsionalligi 2.9-rasmda berilgan. Lekin bosimning ko'tarilishi reaksiya tartibining ( $n$ ) o'zgarishi va  $k$  ni kamayishiga olib kelishi mumkin.

**2.9-rasm. Turli tartibdagi gaz reaksiyalari tezligiga bosimning ta'siri**



Adsorbsiya, absorbsiya, konveksiya va boshqa jarayonlarda komponentlarning gaz fazasidan qattiq yoki suyuq fazaga o'tish tezligi (2.12) ga o'xshash ifodalanadi:

$$v = \frac{dG}{d\tau} = k \cdot \Delta p \quad (2.36)$$

Agar jarayon qaytmas va muvozanatda bo'lmasa,  $\Delta p = p_g$  bo'ladi. Bu yerda  $p_g$  - gaz fazasidagi komponentlarning haqiqiy konsentratsiyasi. Shunda  $n = 1$  bo'ladi va (2.36) formula quyidagicha o'zgaradi:

$$v = \frac{dG}{d\tau} = k_1 \cdot F \cdot P \quad (2.37)$$

ya'ni bunday jarayonning tezligi bosimga to'g'ri proporsionaldir.

Shuning uchun ishlab chiqarishda suyuqliklarning konsentratsiyasini oshirish va absorbsiyani tezlashtirish uchun yuqori bosim ishlatiladi. Gazlarni desorbsiya qilish jarayonida yoki suyuqliklarni tezroq bug'latish maqsadida bosim vakuum yordamida kamaytiriladi. Muvozanatda turgan qaytar jarayonlar uchun harakatlantiruvchi kuch quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$\Delta p = (p_A - p_A^*)^{m_3} (p_B - p_B^*)^{n_3} \quad (2.38)$$

Komponentlarning  $p_A^*$  va  $p_B^*$  parsial bosimi (konsentratsiyasi) berilgan har bir gaz aralashmasi uchun muvozanat konstantalari

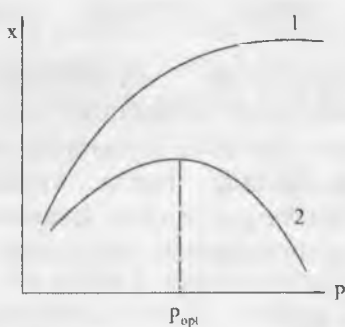
bilan hisoblanadi. Muvozanat konstantalarining bosimga bog'liqligi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$K_N = K_p P^{-\Delta N} \quad (2.39)$$

$m_A + n_B \leftrightarrow p_D - \Delta H$  model reaksiya uchun  $\Delta N$  quyidagicha topiladi:

$$\Delta N = p_1 - (m_1 - n_1) \quad (2.40)$$

(2.39) formula miqdoran Le Shatele printsipiga asoslanadi, ya'ni hajm kamayishi bilan ketayotgan reaksiyaning ( $\Delta N$  manfiy)  $P$  bosimi oshirilsa, muvozanat konstantasi oshadi, shu bilan birga dastlabki komponentlarning muvozanat konsentratsiyalari  $p_A^*$  va  $p_B^*$  kamayadi. Hajm kamayishi bilan boradigan jarayonlarda bosim oshirilsa, teskari holat kuzatiladi. (2.33) – (2.39) tenglamalar shuni ko'rsatadiki, hajmning kamayishi bilan boradigan gazli qaytar reaksiyalarda mahsulot chiqishi va tezligi bosimning oshishi bilan ko'payadi, bu komponentlarning haqiqiy konsentratsiyalarini  $p_A$  va  $p_B$  (parsial bosimlarini) oshirish va muvozanatli parsial bosimlarning  $p_A^*$  va  $p_B^*$  kamayishi, ya'ni muvozanatli mahsulot chiqish tarafga siljitish hisobiga bo'ladi (2.10-rasm).



**2.10 - rasm. Gaz qaytar reaksiyalar uchun mahsulot chiqishining bosimga bog'liqligi**  
 $(\tau, t, C_A, C_B = \text{const}): 1 - \Delta N < 0; 2 - \Delta N > 0$

Mahsulot chiqishi bosim oshishi bilan ko'payadi. Lekin tarkibida inert moddalarni saqlagan gaz aralashmalarining bosimini intensiv oshiraversak, mahsulot chiqish gradienti kamayadi.

Har xil jarayonlar uchun ratsional bosim o'n va o'ndan ko'proq megapaskal oralig'ida bo'ladi. Ko'pchilik asosiy ishlab chiqarish jarayonlari, ya'ni ammiak, metanol sintezi, benzinning olinishi, boshqa gaz komponentlarini saqlagan reaksiyalar yuqori bosimni (10 MPa dan yuqori) qo'llash bilan amalga oshiriladi.

Muvozanat holatida bo'lmagan gaz reaksiyalari uchun bosim yaxshi ta'sir ko'rsatadi, bu mahsulotning haqiqiy konsentratsiyalari  $p_A$  va  $p_B$  hisobiga sodir bo'ladi. Lekin muvozanat holatiga kelganda mahsulotning chiqishi maksimumga yetib kamaya boshlaydi (2.10-rasm).

Bu  $K_N$  kamayishi va dastlabki komponentlar muvozanat konsentratsiyalarining oshishi bilan bog'liq. Reaksiya xususiyati, tarkibi  $n$  ga qarab optimal bosim 10 – 100 MPa oralig'ida bo'ladi. Ishlab chiqarishda hajmning oshishi bilan boradigan gazli reaksiyalarda yuqori bosimning qo'llanilishi asosan olinadigan foyda bilan bog'liq. Masalan, metanning suvli bug'i bilan konversiyasi yoki ammiak oksidlanishi tejamkorlik bilan yuqori bosim ostida oshirish olib boriladi. Yuqori bosimda gazlarning siqilishi kamayadi, natijada bosimni oshiraverish foydasiz bo'lib qoladi. Shuning uchun gaz fazali jarayonlar 10 va undan ortiq MPa bosimda olib boriladi. Polimerlanish jarayoni va boshqa suyuq fazalardagi sintezlar uchun 1000 MPa samarali hisoblanadi. Etilen polimerizatsiyasi 200 MPa gacha bo'lgan bosimda olib boriladi, bunda polimerlanish natijasida gaz fazadan suyuq, keyin esa qattiq fazaga o'tish sodir bo'ladi. Gazlarning siqilishi kompressorlarda amalga oshiriladi. Qattiq fazali jarayonlarda faqat o'ta yuqori bosim samarali hisoblanadi, bunda elektron qobiqchalarning qayta qurilishi, kristallarning deformatsiyasi, fazalar muvozanatining surilishi ro'y beradi. Shu usuldan foydalanib, ugleroddan 10 ming MPa bosim va 2400 °C harorat ostida sun'iy olmoslar hosil qilinadi.

V. Sorbtion va desorbtion jarayonlarning harakatlantiruvchi kuchini oshirish uchun jarayonlarning haroratlari boshqariladi. Adsorbsiya, adsorbsiya va kondensatsiya jarayonlarining harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C = C - C^*$  ko'rinishda ifodalanadi. Suyuq faza harorati pasaytirilib, gaz komponentlarining parsial bosimi kamaytiriladi, ya'ni  $C^*$  va shu bilan birga jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  va umumiy tezlik  $\vartheta$  oshiriladi.

Desorbsiya va bug'latish jarayonlarining harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C = C^* - C$  ko'rinishida ifodalanadi. Bu jarayonlarda isitish apparatlari yoki issiq gazli apparatlar yordamida suyuqlikning harorati ko'tariladi. Natijada muvozanat suriladi va tezlik oshadi. Haroratning boshqarilishi va bosimning oshishi bir vaqtda harakatlantiruvchi kuchning oshishiga olib keladi.

**G.** Reaksiyon zonadan reaksiya mahsulotlarini chiqarish.  $\vartheta_2$  ning kamayishi hisobiga qaytar reaksiyaning umumiy tezligini oshiradi.  $\vartheta = F_1 - F_2$  geterogen jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C = C - C^*$  oshadi. Agar reaksiya gaz fazada borsa, mahsulotni suyuq (yoki qattiq) fazaga o'tkazish  $C^*$  ning nolgacha kamayishini bildiradi. Gazli aralashmadan mahsulotni kondensatsiya, adsorbsiya va absorbsiyalab ajratib olish mumkin. Ishlab chiqarishda buning uchun avvalambor, gaz aralashmasini reaksiyon apparatdan chiqariladi (kondensatsiya, absorbsiya) va yana qayta jarayonga kiritiladi. Shunda siklik, aylanma jarayon sodir bo'ladi. Masalan: ammiak, spirt va boshqa sintez jarayonlari bunga misol bo'ladi. Bunday holatlarda gaz fazasida bosqichli reaksiya ketadi. Har bir bosqichda mahsulot konsentratsiyasi  $C^*$  maksimal holatga keladi, so'ngra adsorbsiya jarayonida nol qiymatgacha pasayadi. Bunda sikl bir necha marotaba qaytarilishi mumkin.

Suyuq aralashmalardan reaksiya mahsulotini ajratishda uning xossalariga ahamiyat beriladi, agar reaksiya mahsuloti kristall holatida bo'lsa – cho'ktirish, qattiq aralashmalarda esa – desorbsiya yoki adsorbsiyadan foydalaniladi.

Jarayonning tezlik konstantasini (k) ta'sirlashuvchi moddalarning haroratini oshirish, katalizatorlarni qo'llash, moddalarning aralashish darajasini oshirish bilan amalga oshiriladi.

**A.** Haroratning oshishi diffuziya koeffitsientlarining kamayib, reaksiya tezlik konstantalarining kuchli oshishiga olib keladi. Ko'pchilik jarayonlar uchun ta'sirlashuvchi moddalar haroratining tezlik konstantasiga ta'siri Arrenius formulasi bilan aniqlanadi:

$$k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (2.41)$$

hisoblash uchun bu formula logarifmlanadi.

$$2,3 \lg \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (2.42)$$

bu yerda:  $k_0$ ,  $k_1$ ,  $k_2$  – mos holda absolyut haroratdagi reaksiya tezlik konstantalari;  $e$  – natural logarifm asosi.  $E$  – ta'sir etuvchi moddalarning aktivlanish energiyasi, J/mol.  $R$  – molyar gaz doimiysi 8,31 J/(mol\*K) ga teng. (2.42) tenglamadan foydalanib  $E$ ,  $k_1$  va  $T_1$  ma'lum bo'lganda  $T_2$  uchun  $k_2$  ni hisoblab topish, keyin esa reaksiya tezligining harorat koeffitsientini topishimiz mumkin:

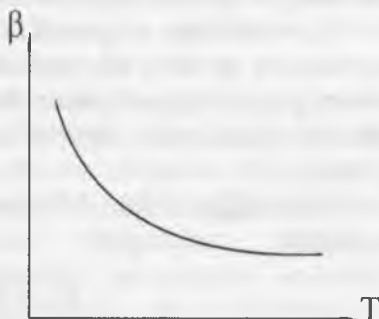
$$\beta = k_{T+10}/k_T \quad (2.43)$$

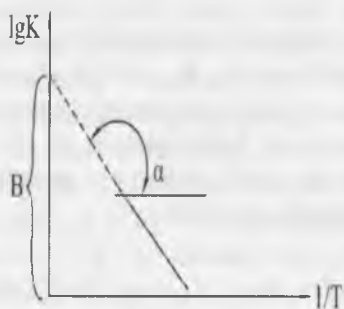
Vant-Goff qoidasiga asosan harorat koeffitsienti 2-4ga teng, ya'ni haroratni har 10°C ga ko'tarsak, reaksiya tezligi 2-4 baravar oshadi. Lekin bu qonun aktivlanish energiyasi 60000-120000 (J/mol), o'rtacha haroratlar (10-400°C) bo'lgan sohalarida qo'llanadi. 2.11-rasmda ko'rsatilishicha,  $E$  tushishi bilan  $\beta$  kamayadi, harorat esa oshadi. Yuqori haroratlar sohasida  $\beta$  birga yaqinlashadi.

### 2.11-rasm. $\beta_T$ ning haroratga bog'liqligi.

Harorat koeffitsienti ma'lum bo'lganda aktivlanish energiyasini hisoblashda (2.42) tenglamadan foydalaniladi. Bunda harorat koeffitsienti doimiy emas, harorat ko'tarilishi bilan kamayadi. A va B koeffitsientlar doimiy bo'lganda Arrenius formulasini quyidagicha yozish mumkin:

$$\lg k = B - \frac{A}{T} \quad (2.44)$$





Koeffitsient  $B = \lg k_0$  tajriba yo'li bilan aniqlanadi. Koeffitsient  $A = E/2,3R$  esa hisoblab topiladi yoki u ham tajribadan aniqlanadi.  $\text{tg } \alpha = -E/2,3R$  bo'lganda aktivlanish energiyasi  $\lg k = f(1/T)$  grafigining tajriba natijalari bilan aniqlanadi (2.12-rasm).

### 2.12-rasm. Tezlik konstantasi $\lg k$ ning haroratga bog'liqligi.

Jarayon tezligining haroratga ta'siri diffuzion qatlamida kinetik qatlamga nisbatan kamroq bo'ladi. Gazlar diffuzion koeffitsientining haroratga ta'siri quyidagi formula bilan hisoblab topiladi:

$$D_G = B \frac{T^\alpha}{P} \quad (2.45)$$

Bu yerda  $B$  – diffuziyanayotgan moddalarning molekulyar massasiga bog'liq bo'lgan koeffitsient;  $P$  – gazning umumiy bosimi;  $\alpha$  1,5–2,5 sohalarda o'zgaradi. Gazlar uchun diffuziya koeffitsienti 0,1–1  $\text{sm}^2/\text{s}$  ga teng. Suyuqliklarning qovushqoqligi yuqori bo'lgani uchun gazlarnikiga nisbatan diffuziya sekin kechadi. Eritmalarning diffuziya koeffitsienti  $10^4$ – $10^5$   $\text{sm}^2/\text{s}$ , gazlarniki esa  $10^{-4}$ – $10^{-5}$   $\text{sm}^2/\text{s}$  ga teng.

Suyuqliklar uchun diffuziya koeffitsienti quyidagi formula bilan topiladi:

$$D_s = B' \frac{T}{\mu} \quad (2.46)$$

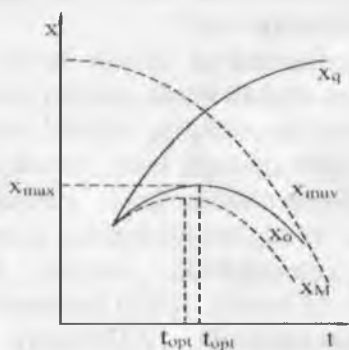
bu yerda  $B'$  – koeffitsient;  $\mu$  – eritmaning dinamik qovushqoqlik koeffitsienti.

Harorat oshganda qovushqoqlik kamayadi, diffuzion koeffitsient  $D_s$  esa oshadi. Haroratni ko'tarib, kristalldagi atomlarning tebranish amplitudasi va tezligini oshirsak, diffuziya

tezligi keskin oshadi. Masalan, 900-1000°C da uglerodning temirga diffuziyasi bir necha soatda kechadi.

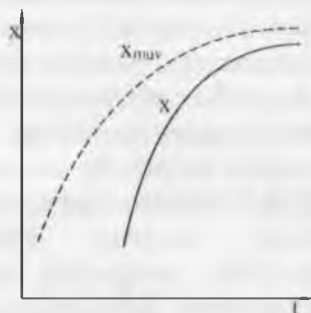
2.41 va 2.46 tenglamalarga asosan to'g'ri reaksiya tezligi harorat ko'tarilishi bilan oshishi kerak. Lekin ishlab chiqarishda bir necha sabablarga ko'ra haroratning oshishi maqsadga muvofiq bo'lmaydi. Qaytar, issiqlik chiqishi bilan boradigan ( $-\Delta H$ ) barcha jarayonlarda haroratning ko'tarilishi natijasida muvozanat konstantasi kamayadi. Bunda mahsulotning muvozanatli chiqishi kamayadi, harorat ko'tarilishida jarayon kinetikasi uning termodinamikasiga qarshi boradi. To'g'ri jarayon tezligining oshishi muvozanat bilan chegaralanadi (2.13-rasm). Past haroratda mahsulot chiqishi ( $X$ ) to'g'ri reaksiya tezligi  $\vartheta$  ( $k_1$ ) bilan aniqlanadi, harorat ko'tarilishi bilan oshadi. Yuqori haroratda qaytar jarayon tezligi  $\vartheta_2$  ( $k_2$ )  $\vartheta_1$  ga nisbatan ko'proq oshadi. Shunda mahsulot chiqishi  $X_0$ , harorat oshishi bilan kamayadi. Bu jarayon uchun:  $\tau$ ,  $P$ ,  $C_{A0}$ ,  $C_{B0} = \text{const.}$  ( $C_{A0}$ ,  $C_{B0}$  - mahsulotning boshlang'ich konsentratsiyasi) bo'lganda  $t_{opt.}$  ga erishiladi.  $t_{opt.}$  da reaksiya tezligi eng yuqori va mahsulot chiqishi maksimal bo'ladi.

Ekzotermik jarayonlarga nisbatan endotermik jarayonlarda haroratning oshirilishi maqsadga muvofiqdir. Chunki harorat oshirilganda muvozanat va tezlik konstantalari oshadi, bu holatga mos keladigan mahsulot chiqishi 2.13-rasmda egri chiziq bilan ko'rsatilgan. Bunda haroratning cheksiz ko'tarilishi maqsadga muvofiq emas. Chunki organik moddalar texnologiyasida jarayonlar haroratining oshirilaverishi asosiy reaksiyaga nisbatan qo'shimcha reaksiyaning ketishiga sabab bo'ladi. Bu esa mahsulot chiqishining kamayishiga olib keladi (2.14-rasmda egri chiziq bilan ko'rsatilgan). Jarayonlarning optimal harorati reagentlar tabiatiga, konsentratsiyasiga, dastlabki moddaning mahsulotga aylanish tezligiga, bosimga, aralashtirish intensivligiga va qo'llaniladigan katalizatorlarga bog'liq bo'ladi.



**2.13 - rasm. Ekzotermik jarayonlar uchun mahsulot chiqishining haroratga bog'liqligi ( $T, R, C_{A0}, C_{B0} = \text{const}$ ):**

$X_{muv}$  – mahsulotning muvozanatli chiqishi;  $X_0$  – qo'shimcha reaksiyalar ketmaganda mahsulot chiqishi;  $X_M$  – qo'shimcha reaksiyalar ketganda mahsulot chiqishi;  $X_q$  – qaytmas reaksiyalar uchun mahsulot chiqishi.



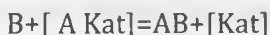
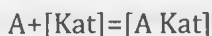
**2.14 – rasm. Endotermik qaytar reaksiyalar uchun mahsulot chiqishining haroratga bog'liqligi ( $T, R, C_{A0}, C_{B0} = \text{const}$ ):**

**B.** Katalizator qo'llanilishi jarayonning harakatlantiruvchi kuchiga ta'sir qilmay tezlik konstantasini tez oshiradi. Katalizatorlar katta aktivlanish energiyasini talab qiladigan bir bosqichli jarayonlarni bir nechta jarayonlarga bo'lib kamroq aktivlanish

energiyasini sarf qiladi. Katalitik sintezni quyidagi tengliklar bilan tushuntirish mumkin. Katalizatorsiz katta aktivlanish energiyasini (E) talab etadigan reaksiya quyidagicha boradi:



Katalizator bilan esa:



Agar katalizator ta'sirlashuvchi modda bilan bir fazada bo'lsa, unda  $[A \text{ Kat}]$  oraliq birikma alohida kimyoviy komponent holatida bo'lib, bir-biri bilan kimyoviy bog' orqali bog'langan bo'ladi. Katalitik aktivlanish energiyasini Arrhenius formulasi bilan hisoblab topish mumkin.

Ishlab chiqarishda qo'llaniladigan katalizatorlarning quyidagi kamchiliklari mavjud: texnologik rejim sharoitida turg'un emasligi; harorat oshirilganda yoki kamaytirilganda faolligini yo'qotishi; har xil aralashmalar bilan ta'sirlashishi.

V. Ta'sirlashuvchi moddalarni aralashtirish natijasida ularning molekulyar diffuziyasi konvektiv diffuziyaga almashinishini sodir bo'lishi hisobiga jarayonning tezlik konstantasi oshadi, ya'ni komponentlarni ta'sirlashuviga halaqit beruvchi diffuzion qarshilik kamayadi.

Gomogen jarayonlarda aralashtirish moddalarni butun hajm bo'yicha konsentratsiyani tekis taqsimlanishiga va ta'sirlashuvchi moddalarning ko'payishiga ijobiy ta'sir ko'rsatadi. Geterogen jarayonlarda (G-S, G-Q, Q-S, S-S) sistemalarda fazalar aralashuvi bo'lmaganda massa almashinuv molekulyar diffuziya bilan belgilanadi. Ko'rib chiqilgan usullar, asosan jarayonning sekin boradigan bosqichi tezlik konstantasini oshirish uchun qo'llaniladi.

Fazalar ta'sirlashuv vuzasini [F] oshirish geterogen sistemalarda fazalarning agregat holatiga, ya'ni: G-S, G-Q, Q-S, S-S (o'zaro aralashmaydigan) va Q-Q sistemalarda jarayon olib boriladigan sharoitga ya'ni: bosim, harorat reagentlar konsentratsiyasi, katalizatorlar va boshqalarga bog'liq.

A. Gaz-suyuq sistemada ta'sirlashuvchi yuzani hosil qilish usullarini va apparatlarning ishlash printsipini to'rt xil sinfga bo'lish mumkin:

1. Apparat nasadkasida suyuqlikni yupqa qavat qilib yoyib berish. Bu apparat *nasadkali minora* deyiladi. Suyuqlikning gaz bilan ta'sirlashuv yuzasini hisoblash uchun nasadkaning suyuqlik bilan qoplangan yuzasi hisoblanadi.

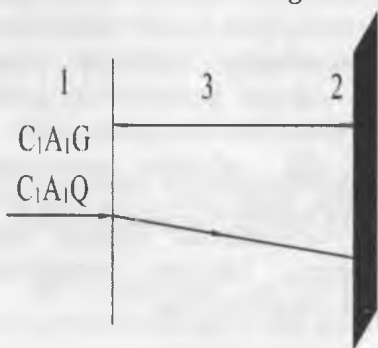
2. Apparat kamerasiga butun hajm bo'yicha pnevmatik yoki mexanik usul bilan suyuqlikni sachratib berish. Bu apparatlar *suyuqlikni sachratib beruvchi minoralar* yoki *sochuvchi kameralar* deb nomlanadi. Ta'sirlashuv yuzasi har bir tomchi yuzasiga teng.

3. Fazalar ta'sirlashuv yuzasida suyuqlik hajmi bo'ylab gazning disperslanishi barbotaj yo'li bilan, ya'ni minoradagi suyuqlik qatlamidan gaz pufakchalarini o'tkazish. Ta'sirlashuvchi fazalar yuzasi pufakchalar yuzasiga teng. Qizdirish va absorbsiya uchun bir pog'onali barbotyorlar va minoralar qo'llanadi.

4. Harakatchan ko'pikning mavhum qaynash qatlamini hosil qilish. Buning uchun apparatning pastki panjara qismidan gaz yuqoriga qarab katta tezlikda suyuqlikdan o'tkaziladi. Natijada mavhum qaynash qatlami hosil bo'ladi. Ko'pikli apparatlarda ta'sirlashuv yuzasi katta bo'ladi.

V. Gaz-qattiq (G-Q) va suyuq-qattiq (S-Q) sistemalarda yuqori fazalar ta'sirlashuv yuzasiga qattiq moddalarni maydalash yoki granullash bilan erishiladi. Ta'sirlashuvchi yuzani oshirish uchun: birinchidan moddaning dispersligini oshirish, ikkinchidan

apparatda qattiq zarrachalarni gaz yoki suyuqlik bilan ta'sirlashuvi uchun maxsus sharoit yaratish kerak (2.15-rasm).



**2.15-rasm. Qatlam qalinligi bo'yicha konsentratsiyaning o'zgarishi.**

1-gaz; 2-qattiq reagent; 3-gazning chegara qatlami;

Yuzani kengaytirish usullarini to'rtta sinfga bo'lish mumkin:

1. Apparat tokchalaridagi qattiq zarrachalarni mexanik aralashtirgichlar bilan aralashtirib turib gaz yoki suyuqlik bilan yuvish. Aralashtirilganda yuza yangilanadi va ta'sirlashuv yaxshilanadi.

2. Maydalangan qattiq zarrachalarni suyuqlik yoki gazning umumiy hajmi (oqimi) bo'yicha aralashtirish. Gaz-qattiq, suyuq-qattiq sistemalar uchun mayda disperslikka ega bo'lgan zarrachalar turbulent oqimga yoki suyuqlik bilan birga uzatiladi.

3. Gaz yoki suyuqlik oqimini panjara ustiga joylashtirilgan qattiq material bo'lakchalari yoki granulalari orqali o'tkazish. Bunda gaz yoki suyuqlik oqimi granula yoki qattiq material bo'lakchalarini yuvadi. Yuvuluvchi qatlam gaz yoki suyuqlik oqimi tarkibidagi qattiq zarrachalarni o'zida ushlab qoladi.

4. Mavhum qaynash qatlamida aralashtirish. Mavhum qaynash qatlami maydalangan zarrachalar qavatidan gaz yoki suyuqlikni pastdan tepaga juda katta tezlik bilan berilayotgan paytda hosil bo'ladi. Bunda zarrachalar suyuqlik yoki gazda sakrab, suzib o'sha qatlamni tark etmaydi. Gidrodinamik ta'sirlashuvga ko'ra qaynash qatlami G-Q sistemada xuddi ko'pik qatlamiga o'xshaydi. S-Q sistema uchun suyuqlikning chiziqli tezligi bo'lgani sababli (sekundiga bir necha mm dan 10 - 30 sm gacha) bu sistemada mavhum qaynash qatlami ishlab chiqirishda kam qo'llanadi.

Ushbu bobda kimyoviy texnologik jarayonlar tezligiga ta'sir etuvchi omillar va tezlikni oshirish usullari to'g'risida nazariy bilimlar batafsil bayon etildi. Reaktorlarda kechadigan turli xildagi reaksiyalarni tezligini oshirishning chora tadbirlari to'g'risida ma'lumotlar taqdim etilgan. Jumladan:

– oddiy qaytar reaksiyalar uchun konsentratsiyaning vaqt bo'yicha o'zgarishi;

– ideal siqib chiqarish rejimidagi oddiy qaytar reaksiyalar uchun vaqt bo'yicha kinetik kattaliklarning o'zgarishi;

– turli tartibdagi gaz reaksiyalari tezligiga bosimning ta'siri;

– nasadkali minorada gaz aralashmasi komponentlarining absorbsiyasida konsentratsiyaning o'zgarishi;

– endotermik qaytar reaksiyalar uchun mahsulot chiqishining haroratga bog'liqligi;

– qatlam qalinligi bo'yicha konsentratsiyaning o'zgarishi to'g'risida keng qamrovli nazariy bilimlar yoritib berilgan.

### **Modda konsentratsiyasining reaksiya tezligini hisoblashga doir namunaviy masalalar**

**2.1-masala.** Agar harorat  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  ga oshsa gaz fazada kechuvchi reaksiyaning tezligi qanday o'zgaradi? Ushbu reaksiyaning harorat tezlik koefitsienti 2 ga teng.

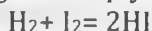
**Yechish:** Kimyoviy reaksiya tezligining haroratga bog'liqligi Vant-Goffning empirik formulasi orqali topiladi:

$$\vartheta_{T_2} = \vartheta_{T_1} \gamma^{\frac{T_2 - T_1}{10}}; \vartheta_{T_2} = \vartheta_{T_1} 2^{\frac{60}{10}} = \vartheta_{T_1} 2^6 = 64\vartheta_{T_1}$$

Demak, haroratga bog'liq bo'lgan  $\vartheta_{T_1}$  reaksiya tezligi  $60^{\circ}\text{C}$  da boshlang'ich reaksiya tezligiga nisbatan 64 marta katta bo'lar ekan.

**2.2-masala.** Kimyoviy reaksiya  $\text{H}_2 + \text{I}_2 = 2\text{HI}$  tenglama bo'yicha bormoqda. Bu reaksiyaning tezlik konstantasi ma'lum bir haroratda 0,16 ga teng. Reaksiyaga kirishuvchi dastlabki moddaning konsentratsiyasi (mol/litr):  $[\text{H}_2] = 0,04$ ;  $[\text{I}_2] = 0,05$ . Dastlabki reaksiya tezligini va  $[\text{H}_2] = 0,03$  mol/litr bo'lgan vaqtdagi tezligi topilsin.

**Yechish:** Reaksiya tenglamasi quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:



Reaksiyaga kirishuvchi dastlabki moddalarning konsentratsiyasi, massalarning ta'sir etish qonuniga asosan reaksiya tezligi dastlabki moddalarni konsentratsiyasi quyidagiga teng bo'ladi:

$$[\text{H}_2] = a, [\text{I}_2] = b.$$

Unda

$$V_{\text{dast}} = k \cdot a \cdot b = 0,16 \cdot 0,04 \cdot 0,05 = 3,2 \cdot 10^{-4}.$$

Reaksiyaga kirishgan vodorodning miqdorini hisoblaymiz, agar uning konsentratsiyasi o'zgarib  $0,003\text{ mol/litr}$  bo'lsa, unda  $0,04 - 0,03 = 0,01$ ni olamiz. Reaksiya tenglamasidan shu narsa ayonki, vodorod bilan yod 1:1 nisbatda reaksiyaga kirishadi, demak, reaksiyaga kirishgan yodning miqdori ham aynan  $0,01\text{ mol/litr}$ ga tengdir. Bundan yodning oxirgi konsentratsiyasi:  $0,05 - 0,01 = 0,04\text{ mol/litr}$  ga teng. O'ta toza konsentratsiyalarda to'g'ri reaksiya tezligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$V_{dast.}^* = k \cdot a^* \cdot b^* = 0,16 \cdot 0,03 \cdot 0,04 = 1,92 \cdot 10^{-4}$$

Demak, biz ushbu masalani yechib quyidagilarga ega bo'ldik:

$$V_{dast.} = 3,2 \cdot 10^{-4} \text{ va } V'_{dast.} = 1,92 \cdot 10^{-4}.$$

**2.3-masala.** Reaksiya  $A+B = 2C$  tenglama bo'yicha boradi. A moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi 0,22 mol/litr, 10 sekunddan keyin esa 0,215 mol/litr ga teng bo'ldi. O'rtacha tezlikni toping:

**Yechish:** Hisoblash uchun (2.7) formuladan foydalanamiz:

$$v = \pm \Delta C / \Delta \tau = \pm (0,215 - 0,22) / (10 - 0) = 0,0005 \text{ mol/litr} \cdot \text{sek.}$$

**2.4-masala.** Agar reaksiya tezligining harorat koeffitsienti 2 ga teng bo'lsa va harorat 30 °C dan 70 °C gacha oshsa, reaksiya tezligi necha marta oshishini hisoblang.

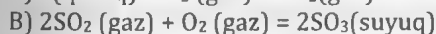
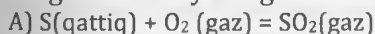
**Yechish:** Vant-Goff qoidasiga asosan

$$\vartheta = \vartheta_0 \cdot \gamma^{\frac{t_2 - t_1}{10}}$$

Masala shartiga asosan  $\vartheta / \vartheta_0$  ni topish talab etilgan

$$\vartheta / \vartheta_0 = 2^{(70-30)/10} = 2^4 = 16.$$

**2.5-masala.** Quyidagi reaksiya tenglamalari uchun kinetik tenglamalarni yozing:



**Yechish:** Massaning ta'sir qonuniga asosan, gazlar va suyuqliklar o'zaro ta'sir ko'rsatib:

$$\vartheta = k_1 \cdot C(O_2)$$

$$\vartheta = k_2 C_2(SO_2) \cdot C(O_2), \text{ ko'rinishga ega bo'ladi.}$$

**2.6-masala.** 10°C haroratda reaksiya 5 minut davomida kechsa, 20 °C haroratda 1 minutda kechadi. Shunday holat uchun reaksiya tezligining harorat koeffitsientini hisoblang.

Berilgan:

$$t_0 = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\tau_0 = 300 \text{ sek}$$

$$\tau = 60 \text{ sek}$$

$$\gamma = ?$$

### **Yechish:**

1). Reaksiyaga kirishgan moddaning konsentratsiyasi (C) o'zgarmas bo'lgan sharoitda:

Harorat 10 °C bo'lganda reaksiya tezligi,  $\vartheta_0 = \Delta C / \Delta \tau_0$ ,

$$\vartheta_0 = \Delta C / 300, \Delta C = 300 \vartheta_0$$

Harorat 30 °C bo'lganda reaksiya tezligi,  $\vartheta = \Delta C / \Delta \tau$ ,

$$\vartheta = \Delta C / 60, \Delta C = 60 \vartheta.$$

Binobarin,  $300 \vartheta_0 = 60 \vartheta$ ,  $\vartheta / \vartheta_0 = 300 / 60 = 5$ .

2). Vant-Goff qoidasiga binoan:  $\vartheta = \vartheta_0 \gamma^{\Delta t / 10}$ ,  $\vartheta / \vartheta_0 = \gamma^{\Delta t / 10}$

3). Demak (1) va (2) tenglamalarga asosan quyidagini olamiz:

$$\gamma^{(20-10)/10} = \gamma = 5$$

**2.7-masala.** Reaksiyaning harorat koeffitsienti 2,5 teng. Agar bu reaksiyon aralashmani sovutishda harorati 50 °C dan 30°C gacha kamaygan bo'lsa, uning tezligi qanday o'zgaradi?

**Yechish:** Masalani Vant-Goff qoidasidan foydalangan holda yechamiz:

$$\frac{\vartheta_1}{\vartheta_2} = \gamma^{\frac{t_1 - t_2}{10}} = 2,5^{\frac{50 - 30}{10}} = 2,5^2 = 6,25$$

Demak, reaksiya tezligi 6,25 marta kamayir ekan.

## **Tayanch iboralar**

Texnologik jarayon tezligi, reaksiya tezligi, kinetik kattaliklar, reagentlar oqimining chiziqli tezligi, jarayon tezligi koeffitsienti, tezlik konstantasi, massa uzatish koeffitsienti, diffuziya koeffitsienti, moddalarning ta'sirlashuv yuzasi, jarayonning harakatlantiruvchi kuchi, logarifmik egri chiziq, fazalar ta'sirlashuv yuzasi, ekzotermik jarayon, konversiya, qaytar jarayon, konveksiya, parsial bosim.

### ***O'z-o'zini nazorat qilish savollari***

1. Massalar ta'sirlashuvi qonuni bo'yicha qaytmas jarayonlar kinetikasini izohlab bering.
2. Oddiy va murakkab reaksiyalarda asosiy dastlabki moddalar va mahsulot konsentratsiyasining o'zgarishi egri chiziqlari qanday ko'rinishda bo'ladi va ular nimalarni tavsiflaydi?
3. To'liq aralashtiruvchi rejimida kechuvchi jarayonlar uchun kinetik egri chiziqlarni sxematik ravishda tasvirlab, ularni izohlab bering.
4. Jarayon tezligining asosiy formulalarini yozing va ularni izohlab bering.
5. Ideal siqib chiqarish rejimidagi oddiy qaytar reaksiyalar uchun vaqt bo'yicha kinetik kattaliklarning o'zgarish egri chiziqlarini chizing va ularni tushuntirib bering.
6. Massa uzatilishi bilan kechadigan geterogen jarayonlar uchun tezlik formulasini yozing va undagi har bir kattalikni tushuntirib bering.
7. Jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  qanday aniqlanadi?
8. Bosimni oshirilishi jarayon tezligiga va muvozanatga qanday ta'sir ko'rsatadi?
9. Haroratning oshishi kimyoviy reaksiya tezligiga qanday ta'sir ko'rsatadi?
10. Arrenius formulasi nimani izohlaydi?
11. Gaz-suyuq sistemasida ta'sirlashuvchi yuzani hosil qilish usullarini va apparatlarning ishlash printsipini necha xil sinfga bo'lish mumkin va ular nimalardan iborat?
12. Mavhum qaynash qatlami qanday hosil qilinadi?

## Kimyoviy reaktorlar

$$\tau_0 = 300 \text{ sek}$$

$$\tau = 60 \text{ sek}$$

$$\gamma = ?$$

### **Yechish:**

1). Reaksiyaga kirishgan moddaning konsentratsiyasi (C) o'zgarmas bo'lgan sharoitda:

Harorat  $10^\circ\text{C}$  bo'lganda reaksiya tezligi,  $\vartheta_0 = \Delta C / \Delta \tau_0$ ,

$$\vartheta_0 = \Delta C / 300, \Delta C = 300 \vartheta_0$$

Harorat  $30^\circ\text{C}$  bo'lganda reaksiya tezligi,  $\vartheta = \Delta C / \Delta \tau$ ,

$$\vartheta = \Delta C / 60, \Delta C = 60 \vartheta.$$

Binobarin,  $300 \vartheta_0 = 60 \vartheta$ , a  $\vartheta / \vartheta_0 = 300 / 60 = 5$ .

2). Vant-Goff qoidasiga binoan:  $\vartheta = \vartheta_0 \gamma^{\Delta t / 10}$ ,  $\vartheta / \vartheta_0 = \gamma^{\Delta t / 10}$

3). Demak (1) va (2) tenglamalarga asosan quyidagini olamiz:

$$\gamma^{(20-10)/10} = \gamma = 5$$

**2.7-masala.** Reaksiyaning harorat koeffitsienti 2,5 teng. Agar bu reaksiyon aralashmani sovutishda harorati  $50^\circ\text{C}$  dan  $30^\circ\text{C}$  gacha kamaygan bo'lsa, uning tezligi qanday o'zgaradi?

**Yechish:** Masalani Vant-Goff qoidasidan foydalangan holda yechamiz:

$$\frac{\vartheta_1}{\vartheta_2} = \gamma^{\frac{t_1 - t_2}{10}} = 2,5^{\frac{50 - 30}{10}} = 2,5^2 = 6,25$$

Demak, reaksiya tezligi 6,25 marta kamayar ekan.

## Tayanch iboralar

Texnologik jarayon tezligi, reaksiya tezligi, kinetik kattaliklar, reagentlar oqimining chiziqli tezligi, jarayon tezligi koeffitsienti, tezlik konstantasi, massa uzatish koeffitsienti, diffuziya koeffitsienti, moddalarning ta'sirlashuv yuzasi, jarayonning harakatlantiruvchi kuchi, logarifmik egri chiziq, fazalar ta'sirlashuv yuzasi, ekzotermik jarayon, konversiya, qaytar jarayon, konveksiya, parsial bosim.

### *O'z-o'zini nazorat qilish savollari*

1. Massalar ta'sirlashuvi qonuni bo'yicha qaytmas jarayonlar kinetikasini izohlab bering.
2. Oddiy va murakkab reaksiyalarda asosiy dastlabki moddalar va mahsulot konsentratsiyasining o'zgarishi egri chiziqlari qanday ko'rinishda bo'ladi va ular nimalarni tavsiflaydi?
3. To'liq aralashtiruvchi rejimida kechuvchi jarayonlar uchun kinetik egri chiziqlarni sxematik ravishda tasvirlab, ularni izohlab bering.
4. Jarayon tezligining asosiy formulalarini yozing va ularni izohlab bering.
5. Ideal siqib chiqarish rejimidagi oddiy qaytar reaksiyalar uchun vaqt bo'yicha kinetik kattaliklarning o'zgarish egri chiziqlarini chizing va ularni tushuntirib bering.
6. Massa uzatilishi bilan kechadigan geterogen jarayonlar uchun tezlik formulasini yozing va undagi har bir kattalikni tushuntirib bering.
7. Jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  qanday aniqlanadi?
8. Bosimni oshirilishi jarayon tezligiga va muvozanatga qanday ta'sir ko'rsatadi?
9. Haroratning oshishi kimyoviy reaksiya tezligiga qanday ta'sir ko'rsatadi?
10. Arrenius formulasi nimani izohlaydi?
11. Gaz-suyuq sistemasida ta'sirlashuvchi yuzani hosil qilish usullarini va apparatlarning ishlash printsipini necha xil sinfga bo'lish mumkin va ular nimalardan iborat?
12. Mavhum qaynash qatlami qanday hosil qilinadi?

### Mustaqil ishlash uchun masalalar

**2.1-masala.** Gomogen reaksiyaning harorati  $30^{\circ}\text{C}$  dan  $45^{\circ}\text{C}$  gacha oshganda reaksiya tezligi 20 marta oshgan. Reaksiyaning aktivatsiya energiyasi nimaga teng?

**2.2-masala.** Ikkinchi tartibli  $A + B \rightarrow D$  reaksiyada A va B moddalarning boshlang'ich konsentratsiyasi 2,0 mol/litr va 3,0 mol/litr.  $[A] = 1,5$  mol/litr bo'lgan vaqtda reaksiya tezligi  $1,2 \cdot 10^{-3}$  mol/litr.  $[B] = 1,5$  mol/litr bo'lgan hol uchun tezlik konstantasi va reaksiya tezligi hisoblansin.

**2.3-masala.**  $^{14}\text{C}$  izotopining yarim yemirilish davri 5730 yilga teng. Arxeologik qazilma ishlarida topilgan daraxtda  $^{14}\text{C}$  izotopining miqdori normal tuzilishga ega bo'lganlariga nisbatan 72% ni tashkil etadi. Daraxt necha yoshda?

**2.4-masala.** Ikkinchi tartibli reaksiya (bitta reagent uchun) dastlabki reagent konsentratsiyasi 0,24 M bo'lgan vaqtda 92 min vaqt davomida 75% ga yetib yakunlanganligi aniqlangan. Shu sharoitda reagent konsentratsiyasi 0,16 M ga erishishi uchun qancha vaqt talab qilinadi?

**2.5-masala.**  $\text{COCl}_2(\text{gaz}) \leftrightarrow \text{CO}(\text{g}) + \text{Cl}_2(\text{gaz})$  ko'rinishdagi reaksiyaning muvozanat konstantasi 0,02 ga teng.  $\text{COCl}_2$  ning dastlabki konsentratsiyasi 1,3 mol/litr ga teng.  $\text{Cl}_2$  ning muvozanat konsentratsiyasini hisoblang. Xlor hosil bo'lishini 3 marta oshirish uchun dastlabki  $\text{COCl}_2$  ning konsentratsiyasini qancha miqdorda olmoq kerak?

**2.6-masala.**  $2\text{NO}(\text{g}) + \text{O}_2(\text{g}) \rightarrow 2\text{NO}_2(\text{g})$  ushbu elementar gomogen reaksiyada kislorodning konsentratsiyasini qancha miqdorga o'zgartirish kerakki, bunda azot(II) oksidi konsentratsiyasining kamayishi 2 martadan oshmasin.

**2.7-masala.**  $2\text{CO} + \text{O}_2 = 2\text{CO}_2$  hosil bo'lish reaksiyasida  $2\text{CO}_2$  ni hosil bo'lish tezligi 1000 marta oshishi uchun bosimni necha marta oshirish kerak?

**2.8-masala.** Quyidagi reaksiyada:  $\text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{S}(\text{g}) \rightarrow \text{CS}_2(\text{g}) + 4\text{H}_2(\text{g})$   
metanning miqdori 0,3 mol/litr va vodorod sulfidining miqdori esa 0,3 mol/litr teng bo'ldi. Bunda reaksiya tezligi qanday o'zgardi?

**2.9-masala.** Reaksiyaning aktivatsiya energiyasi 33kJ/mol ga teng. Agar reaksiyon aralashmaning haroratini 25 °C dan 60 °C gacha oshirsak, reaksiya tezligi necha marta oshadi?

### III BOB. REAKTORLARNING TURLARI. TURLICHA STRUKTURAVIY OQIMLI IZOTERMİK REAKTORLAR

Reaktorlar tuzilishi jihatidan ko'p turli bo'lishiga qaramasdan umumiy bo'lgan jihatlari ham mavjud. Shuning uchun ularni quyidagi parametrlari bo'yicha turli guruhlariga bo'lish mumkin:

- A) reagentlar va tayyor moddalarning oqimi;
- B) moddalarning reaktor ichidagi aralashish va harakat rejimi;
- V) harorat rejimi va issiqlik almashish shartlari;
- G) moddalarning agregat holati va fazalar tarkibi;

Umuman olganda jarayonlar sinflanishiga qarab mos reaktor tanlash kerak.

A). Reagentlarning oqimi guruhidagi reaktorlarga uzluksiz, davriy, yarim uzluksiz reaktorlar kiradi. Davriy ishlovchi reaktorlarda asosiy parametrlar (konsentratsiya, bosim, harorat va h.z.) vaqt bo'yicha o'zgarib turadi. Tabiiyki, tezlik ham davriy o'zgaradi. Odatda bunday reaktorlarda jarayon doimiy aralashtirishda va butun hajmda bir xil haroratda olib boriladi. Uzluksiz reaktorlarda dastlabki moddalar kiritilishi va mahsulot chiqishi uzluksiz ravishda boradi. Bunday reaktorlarda tezlik apparat unumdorligi bilan xarakterlanadi. Uzluksiz reaktorlarda hajmiy tezlik  $\vartheta_h$  quyidagicha ifodalanadi:

$$\vartheta_h = V_s \cdot \vartheta$$

bu yerda:  $V_s$  – materiallarning sarflanish hajmi;  $\vartheta$  - reaksiya hajmi.

B). Moddalar aralashishi va harakatiga qarab reaktorlar quyidagi turlarga bo'linadi: ideal siqib chiqaruvchi reaktorlar, to'liq aralashtiruvchi reaktorlar, to'liq aralashtiruvchi oqimli reaktorlar va to'liq aralashtiruvchi reaktorlar kaskadi kabilardan iborat bo'ladi.

V). Harorat rejimiga qarab reaktorlar adiabatik, izotermik va politermik reaktorlarga bo'linadi.

G). Agregat holatiga qarab gomogen va geterogen reaktorlar turiga bo'linadi.

Ixtiyoriy turdagi reaktorlarni hisoblash, qaralayotgan bitta komponent reaksiyasining moddiy balansini tuzish negizida amalga

oshiriladi. Bu xulosani harorat va reaksiya tezligi ta'sir etmaydigan sharoitlarda turli xildagi reaktorlar uchun ham qo'llashimiz mumkin.

### 3.1. Davriy ravishda ishlaydigan reaktorlar

Bu turdagi reaktorlar organik bo'yoqlar, dori-darmon preparatlari, ya'ni, kimyoviy mahsulotga aylanish darajasi bo'yicha ko'p vaqt talab qiladigan lekin, ishlab chiqarish massasi uncha ko'p bo'lmagan kimyo sanoatida keng ko'lamda qo'llaniladi.

Davriy reaktorlarni mikrobiologik jarayonlarda qo'llash juda afzal bo'lib, mikroorganizmlarni o'stirish, yetishtirish uchun 48 soatdan 72 soatgacha davom etishini inobatga olib, bu vaqt juda keng vaqt oralig'i ekanligini e'tirof etish mumkin. Jadal sur'atda aralashtirish natijasida mikroorganizmlar lokal zonalarining qizdirib yuborishni oldi olinadi. Davriy reaktorlarda tasodifiy aralashmalar bilan mikroorganizmlarning zaharlanish xavfi kamayib, ular yuqori ehtimollik bilan uzluksiz berilayotgan reagentlar apparatiga tushib qoladi.

Davriy reaktorni hisoblash asosida uning samaradorligini baholash va ishchi hajmini hisoblab chiqmoq yotadi. Reaktor ishining samaradorligi –  $\eta_r$ , reaktorning bitta ishchi sikli bo'yicha –  $\tau_s$ , hisoblaganda ketgan asosiy vaqt –  $\tau_{ning}$ , xususiy kimyoviy reaksiyani amalga oshirish uchun ketgan vaqtga nisbati sifatida topilib, bunda asosiydan tashqari yordamchi vaqt –  $\tau_{yord.}$  ham topiladi.

$$\eta_r = \frac{\tau}{\tau_s} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{yord.}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{yuk.} + \tau_{kir.} + \tau_{c. iq.} + \tau_{tus.}} \quad (3.1)$$

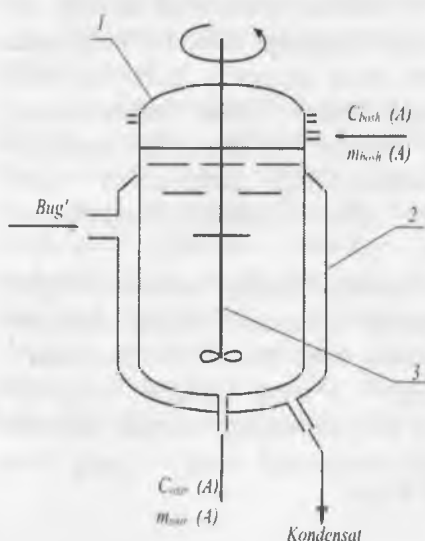
Bu yerda  $\tau_{yuk.}$ ,  $\tau_{tush.}$ ,  $\tau_{kir.}$ ,  $\tau_{chiq.}$  lar mos ravishda aralashmani yuklash va tushirish hamda reaktorni ishchi rejimiga keltirish va uni ishchi holatidan chiqarish vaqtlaridir.

Reaktorni ishlash siklida, uni ishlash rejimiga tayyorlash uchun qanchalik kam vaqt sarf etilsa, bunda reaktorning samaradorligi shunchalik yuqori bo'ladi. Davriy jarayon, faqat bitta mavjud konstruksiyada amalga oshirilib, bunday reaktor sig'imli reaktor

hisoblanadi. Bunday qurilmaning tuzilishi va ishlash printsipini ko'rib chiqamiz.

### 3.1.1. Davriy ishlaydigan ideal aralashtiruvchi sig'imli reaktorlar

Bu turdagi reaktorni qisqartirilgan holda, davriy ideal aralashtiruvchi reaktor **D-IAR** deb belgilaymiz. Bu qurilmaning sxemasi quyidagi 3.1-rasmda keltirilgan.



**3.1-rasm. Davriy ishlaydigan ideal aralashtiruvchi sig'imli reaktorning umumiy ko'rinishi.**

*1-qobiq; 2-g'ilof;  
3-aralashtirgich.*

Qobiq 1 issiqlik almashlagich 2 bilan qurshab olingan bo'lib, reaksiya haroratini boshqarib turish uchun ichki qismda aralashtirgich 3 o'rnatilgan.

*Aralashtirgichni qo'llashdan maqsad nima?* Birinchidan, aralashtirish reaksiyaga

kirishuvchi molekulalarni o'zaro ta'sir etishini jadallashtiradi.

Ikkinchidan, butun apparat hajmi bo'yicha konsentratsiya va harorat maydonini tenglashtirib, o'z navbatida, apparatning to'xtab qolish hamda boypas zonasida nomaqbul reaksiyalar hosil bo'lishiga to'sqinlik qiladi. Uchinchidan, geterogen sohada aralashtirish, fazalarni ajratuvchi sirtida mahsulotni qo'shimcha tarzda sirtan uzoqlashishiga ko'mak berish orqali toza sof portsiyalı reagentni kirishiga imkon yaratadi.

Agar reaksiya aralashmaning qovushqoqligi suvning qovushqoqligiga yaqin bo'lsa, unda aylanish o'qiga parallel oqim hosil qiluvchi parrakli aralashtirgich qo'llaniladi. Qovushqoqligi bir

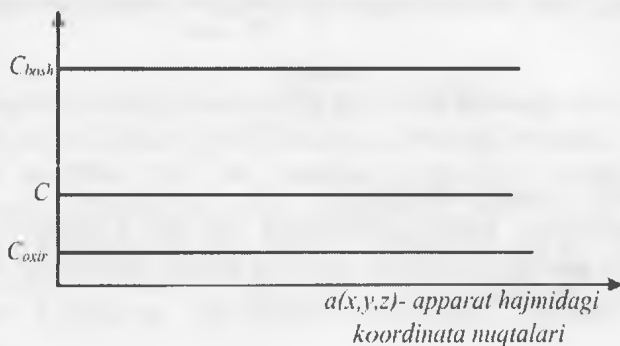
muncha yuqori bo'lgan aralashmalar uchun, radial oqimlarni hosil qiluvchi (aralashtirgichdan boshlab reaktor devorigacha) turbinali aralashtirgichlar qo'llanilsa, judayam katta qovushqoqlikka ega bo'lgan aralashmalarda esa tangentsial (suyuqlik konsentrik halqalar hosil qilgan holda) oqim hosil qiluvchi yakorli yoki ramali aralashtirgichlardan foydalaniladi. Aralashtirish usullari to'g'risida batafsil ma'lumotlar 5 bobda muhokama etiladi.

Reaktorda intensiv aralashtirishni hosil qilishga intilinib, bunda turbulent rejimiga erishishga harakat qilinadi va shuning evaziga maksimal hamda ideal aralashtirishga yaqinlashtiriladi. Ideal aralashtirish reaktorining ixtiyoriy  $a$  nuqtasidagi suyuqlikni shu  $\tau$  vaqt davomidagi ixtiyoriy parametri (masalan, konsentratsiya) bir xil bo'lib, kattaliklar bo'yicha:

$$C(a), \tau \neq f(a) = \text{idem} = \text{const}$$

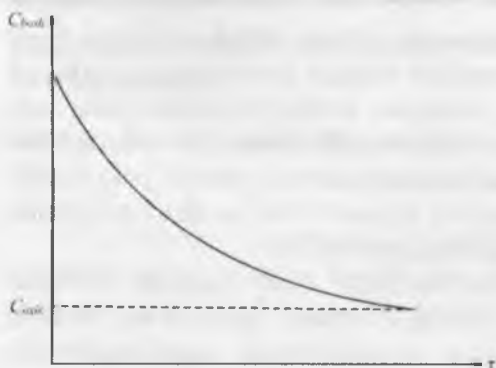
o'zgarmagan bo'ladi.

Kordinataga bog'liq emasligini grafik jihatdan izohlashda nuqtalar quyidagi tarzda tasvirlanadi:



### 3.2 -rasm. Dastlabki reagentning davriy ideal aralashtirish reaktorida reagentning hajm bo'yicha o'zgarish grafigi.

Biroq, vaqt bo'yicha konsentratsiya o'zgaradi (reagentlar uchun kamayadi), taajjubki, har bir nuqtada bir xil o'zgaradi (3.3-rasm)



**3.3 -rasm. Davriy ideal aralashtirish reaktorida dastlabki reagentning vaqt bo'yicha o'zgarish grafigi**

### 3.1.2. Davriy ideal aralashtirish reaktorini D-IAR ish unumdorligini (effektivlik) va o'lchamlarini hisoblash

Reaktorning unumdorligi (3.1) formula orqali hisoblanadi. Dastlab asosiy vaqt  $\tau$  aniqlanadi. Buning uchun maqsadga muvofiq olinajak komponenta miqdorining o'zgarishini ko'rsatuvchi kinetik tenglamadan foydalaniladi. Vaqt birligi ichida kiritiladigan reagentni  $-A$ ,  $n(A)$ , mol/l deb belgilab, quyidagi tenglama orqali ifodalaymiz:

$$\vartheta(A) = - \frac{dn(A)}{d\tau} \quad (3.2)$$

bu yerda  $\vartheta(A)$  – reaksiya tezligi.

Agar aralashma hajmi o'zgarmasa, bu o'z navbatida, suyuq fazalarga xos bo'ladi va bunday holatda modda miqdorini ularning konsentratsiyasiga almashtirish qulaydir:

$$\vartheta(A) = - \frac{dC(A)}{d\tau} \quad (3.2^1)$$

bu yerdan

$$\tau = \int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} - \frac{dC(A)}{\vartheta(A)} \quad (3.3)$$

Maqsadga muvofiq holda ko'zlangan komponentaning oxirgi konsentratsiyasini *aylanish darajasi*<sup>1</sup> berilgan  $X$  orqali topiladi:

$$X(A) = \frac{C_{\text{bosh.}}(A) - C_{\text{oxir.}}(A)}{C_{\text{bosh.}}(A)} \quad (3.4)$$

$$C_{\text{oxir.}} = C_{\text{bosh.}}(A) \cdot (1 - X_A) \quad (3.4^1)$$

Reaksiya tezligi ham massalar ta'sir etish qonuniga asosan aniqlanib, uni quyidagi ko'rinishda yozish mumkin:

$$\vartheta(A) = k \cdot C(A)^f \quad (3.5)$$

bu yerda  $k$  – reaksiya tezligi konstantasi;  $f$  – umumiy reaksiya tartibi. Bu ifodani (3.3) ga qo'yib, davriy ideal aralashtirish reaktori **D-IAR** uchun quyidagi tenglamani olamiz:

$$\tau = \int_{C_{\text{bos}}(A)}^{C_{\text{oxir.}}(A)} - \frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^f} \quad (3.6)$$

Olingan formulani aniqlashtiramiz va u nisbatan ko'p tarqalgan nol, birinchi va ikkinchi tartibli reaksiyalarda qo'llaniladi.

**Nol tartibi**,  $f=0$ . Bu holatda reagentlar konsentratsiyasi o'zgarmaydi,  $dC(A)=0$ ; va (3.6) tenglamani yechimi o'z ma'nosini yo'qotadi. Reaksiya tezligi doimiy o'zgarmas bo'lib, fazalarning kontakt yuzasi aniqlanadi. Bu qattiq moddaning parchalanishida kuzatiladi (yog'ochni haydashda "vozgonka", yog'och ko'mirini olishda).

**Brinchi tartib**,  $f=1$ . Bu moddani parchalanishiga xos bo'lgan, ammo gomogen reaksiyalar uchun, yoki bitta reagent reaksiyasi boshqasiga qaraganda ancha ko'p bo'lgan holatlarga to'g'ri keladi. Bunga qattiq moddalarning o'zaro ta'sir etish jarayonlari: adsorbsiya, katalitik reaksiyalar, kislota ta'sirida yog'ochni gidroliz qilish yaqqol misol bo'la oladi.

<sup>1</sup>Reaktorda reaksiyaga kirishayotgan reagentlarni mahsulotga aylanish darajasi

Yuqoridagi (3.6) tenglamani bu holdagi yechimi quyidagiga teng bo'ladi:

$$\tau = \int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} -\frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^1} = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{bosh.}(A)}{C_{oxir.}(A)} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad (3.7)$$

**Ikkinchi tartib,  $f=2$ .** Bunday holatda reagentlar molekulasini bir-biri bilan o'zaro yakkama-yakka ta'sirlashadi, bunga misol tariqasida fenol-formaldegid smolasini hosil bo'lishini misol qilib olish mumkin:



Bu hol uchun (3.6) tenglamaning yechimi quyidagini beradi:

$$\tau = \int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} -\frac{dC(A)}{k \cdot C(A)^2} = \frac{1}{k} \left( \frac{1}{C_{oxir.}(A)} - \frac{1}{C_{bosh.}(A)} \right) = \frac{1}{k} \cdot \frac{X_A C_{bosh.}(A)}{1 - X_A} \quad (3.9)$$

(3.7), (3.9) formulalarni tahlil qilish shuni ko'rsatadiki, reaktorning asosiy ish vaqtini aniqlash uchun reaksiyalarga tegishli  $k$  va  $f$  ni bilish zarur. Taassufki, tezlik konstantasi to'g'risida ma'lumotlar ozchilligidan bunday analitik hisoblashlar mushkullashadi. Ko'pincha amaliyotda tadqiqotlar olib borishni taqazo etib, olingan natijalar asosida izlanayotgan kattaliklar topiladi. Agar  $C(A)=f(\tau)$  tenglikning egriligini olishni imkoni bo'lsa, unda ish vaqti shunga muvofiq ravishda grafikdan topiladi.

Ko'pincha reaksiya tezligining konsentratsiyaga bog'liqligi oshkor bo'ladi  $v=f(C(A))$ . Bunday holatda reaktorning ish vaqti konsentratsiyaning o'zgarishini o'rtacha reaksiya tezligi  $v_{o'r}$  ga bo'lish orqali topiladi:

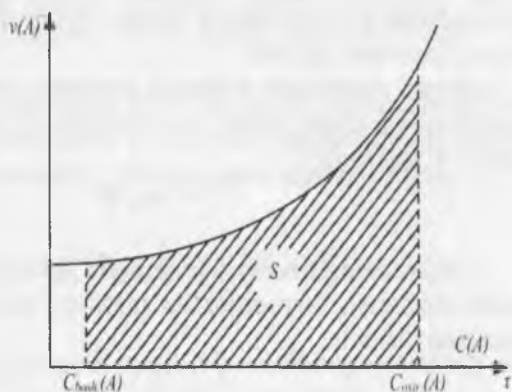
$$\tau = \frac{C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A)}{v_{o'r.}} \quad (3.10)$$

Odatda  $v=f(C(A))$  funksiyaning ko'rinishi noaniq bo'lgani uchun reaktorning o'rtacha ish vaqtini matematikadagi o'rtacha qiymat degan tushunchadan holis bo'lgan holda grafik usulda topishga to'g'ri keladi. Biz yuqorida qayd qilgan holat uchun uni quyidagicha yozish mumkin:

$$\vartheta_{o'rt} = \frac{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A)}{C_{bosh.} - C_{oxir.}} \quad (3.11)$$

Integral maydon bo'yicha  $S$  egriligi ostida hisoblanadi, masalan, absissa o'qi bo'yicha  $l_{abs.} \frac{mol/l}{mm}$  va ordinata o'qi bo'yicha  $l_{ord.} \frac{mol/l \cdot s}{mm}$  munosabatlarni hisobga olgan holda  $mm^2$  larda o'lchanadi.

**3.4 -rasm. Reagent konsentratsiya tezligi yuzasinining o'zgarish grafigi.**



$$\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C) dC = S \cdot l_{abs.} \cdot l_{ord.} \quad (3.12)$$

Agar  $v=f(C(A))$  egrilikni grafikda approssimatsiya<sup>2</sup> qilish mumkin bo'lsa, masalan, polinom ko'rinishdagi tenglamani  $y = a_0 + a_1x^1 + a_2x^2 + \dots$ , qo'llasa bo'ladi, unda sonli miqdorlar (3.12) integraldan olinadi.

<sup>2</sup> (proximi-lotincha yaqinlashtirmoq) Bu bir ilmiy usul bo'lib, bunda bitta ob'ektni yaqinlashtirilgan va oddiyroq bo'lgan ikkinchi bir ob'ekt bilan almashtirmoq tushuniladi.

Sikldagi yordamchi vaqt (reaktorni ishga tushirish uchun ketadigan vaqt), alohida olingan bosqichlarga qo'shimcha ma'lumotlar kiritish orqali hisoblab topiladi. Reaktorni isitish va sovutish vaqtini hisoblashni keyingi issiqlik jarayonlari ketirilgan bo'limlarda qarang chiqamiz.

Davriy ideal aralashtirish D-IAR reaktorini hisoblash, reaksiya aralashma hajmini  $V_{ar.}$  bilishga asoslangan bo'lib, o'z navbatida, u xuddi birinchi variant kabi boshlang'ich massa va reagent konsentratsiyasi orqali hisoblanadi:

$$V_{ar.} = \frac{n_{bosh.}(A)}{C_{bosh.}(A)} = \frac{m_{bosh.}(A)/M(A)}{C_{bosh.}(A)} \quad (3.13)$$

bu yerda  $m_{bosh.}(A)$  -reaktorning bitta ish siklida qayta ishlanadigan  $A$  reagentning boshlang'ich massasi,  $kg$ ;  $M(A)$  - uning molyar massasi,  $kg/mol$ .

Topilgan aralashma hajmiga nisbatan, zahira hajm koeffitsienti -  $\psi$  ni hisobga olgan holda (odatda  $\psi=0,8$  teng bo'ladi) reaktorning hajmi -  $V$  topiladi:

$$V = V_{ar.}/\psi \quad (3.14)$$

Reaktorning asosiy o'lchamlari (diametri va balandligi) sanoat ishlab chiqarish tarmoqlarida tartibga solinib hisoblangan reaktor hajmidan olinadi.

### O'tilgan mavzular bo'yicha bir nechta masalalarni qarang chiqamiz:

**Masala 3.1.1.** Davriy ideal aralashtirish D-IAR reaktorida ikkinchi tartibli reaksiya  $2A \rightarrow R$  amalga oshirilmoqda, bu yerda  $k=0,8 \text{ m}^3/(kmol \cdot soat)$ . Agar aralashmaning boshlang'ich zichligi faqat  $A$  reagentnikidan tashkil topgan bo'lib, uning zichligi va molekulyar massasi  $\rho_{bosh.}=1100 \text{ kg/m}^3$ ,  $M(A)=110 \text{ kg/kmol}$  bo'lsa, aylanish darajasi  $X_A=0,9$  ga teng bo'lgan hol uchun reaktorning asosiy ish vaqti hisoblansin.

**Yechish:** topiladigan kattalik (3.9) tenglama orqali izlanadi:

$$\tau = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{bosh.}(A)(1 - X_A)} = \frac{0,9}{0,8 \cdot 10 \cdot (1 - 0,9)} = 1,125 \text{ soat} \approx 70 \text{ min};$$

bu yerda boshlang'ich konsentratsiya

$$C_{bosh.}(A) = \rho_{bosh.}/M(A) = 1100/110 = 10 \text{ kmol/m}^3.$$

**Masala 3.1.2.** Beshta qurilmadan tashkil topgan ( $N=5$ ), izotermik rejimda ishlaydigan D-IAR davriy ideal aralashtirish reaktor qurilmasida reaksiya tezlik konstantasi  $k=0,5\text{soat}^{-1}$  bo'lgan birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  reaksiya olib boriladi. Aylanish darajasi  $X_A=0,95$  ga teng. Umumiy hajmi  $V_{um.} = 24 \text{ m}^3$  bo'lgan aralashmani  $\tau_{um.}=24$  soat mobaynida qayta ishlashi zarur. Davriy ideal aralashtirish reaktorining hajmi -  $V$  va uning samaradorligi -  $\eta$ , aniqlansin.

**Yechish.** Dastlab reaktorning bitta ish sikli uchun asosiy va reaktorni ish rejimiga keltiriluvchi yordamchi vaqtlarini hisoblash zarur. Vaqt -  $\tau$  ni topish uchun (3.7) formuladan foydalanamiz:

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} = \frac{1}{0,5} \ln \frac{1}{1 - 0,95} = 5,99 \text{ soat}$$

Yordamchi ishga tayyorlash vaqti bu reaktorga yuklash va tushirish vaqtlari bo'lib, u  $0,5$  soatni tashkil qiladi. Unda

$$\tau_{yord.} = \tau_{yuk.} + \tau_{tush.} = 0,5 + 0,5 = 1,0 \text{ soatga teng bo'lib,}$$

vaqt sikli esa  $\tau_s = \tau + \tau_{yord} = 5,99 + 1,0 = 6,99 \approx 7 \text{ soat}$  ga tengdir.

Endi bitta davriy ideal aralashtirish reaktor qurilmasida bitta ish sikli davomida ishlov beriladigan aralashma hajmini topsak:

$$V_{ar.} = \frac{V_{um.} \tau_s}{N \cdot \tau_{um.}} = \frac{24 \cdot 7}{5 \cdot 24} = 1,4 \text{ m}^3$$

Reaktor hajmi uchun (3.14) formula muvofiq keladi:

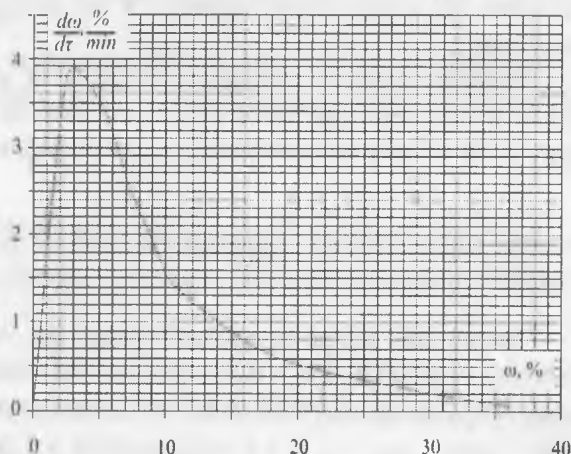
$$V = 1,4/0,8 = 1,75 \text{ m}^3$$

Kerakli kattaliklarni birinchi jadvaldan olamiz. Ilovadan me'yorlashtirilgan reaktor zahira hajmining yaqinroq tomonidan hajm olinadi.: I-II RT turdagi reaktor uchun  $V=2,5m^3$ . Demak, reaktor ishining samaradorligi:

$$\eta_r = \frac{\tau}{\tau_s} = \frac{5,99}{6,99} = 0,49$$

**Masala 3.1.3.** Mochevinformaldegid smolasini ishlab chiqarish uchun IAR-D davriy ideal aralashtirish reaktorida mahsulot tarkibida 36% gacha butoksil guruhlari bo'lgan va sutkasiga 70 m<sup>3</sup> efirlash uchun metilol hosilali butanol aralashmasi ishlatiladi. Bitta reaktorning hajmini  $V=2,5 m^3$  deb olib, kerak bo'ladigan reaktorlar soni  $N$  hamda reaktor samaradorligi  $\eta_r$  hisoblansin. Jarayonning kinetik egriligi  $\frac{d\omega}{d\tau} = f(\omega)$ , ma'lum bo'lib, uning grafigi quyida keltirilgan.

**3.5 -rasm. Davriy ideal aralashtirish reaktorida jarayon tezligi o'zgarishining kinetik egrilik grafigi**



**Yechish.** Dastlab biz bunda kerak bo'ladigan reaktorlar soni  $N$  ni hisoblab topish uchun formula keltirib chiqaramiz. Buning uchun biz bitta reaktorning umumiy ish vaqtida amalga oshirilgan sikllar sonini aniqlaymiz:  $n_s = \tau_{um}/\tau_s$ , va reaktorning bitta siklda qayta ishlanadigan aralashma hajmi  $V_{ar.}^I = V_{ar.} \cdot n_s = \Psi \cdot V \cdot n_s$  ga tengligini inobatga olamiz. Unda izlanayotgan reaktorlarning umumiy soni:

$$N = \frac{V_{um.}}{V_{ar.}^I} = \frac{V_{um.}}{\psi \cdot V \cdot n_s} = \frac{V_{um.} \cdot \tau_s}{\psi \cdot V \cdot \tau_{um.}} \quad (3.15)$$

Bu yerda siklning davomiyigi noaniq  $\tau_s = \tau + \tau_{yord.}$  Asosiy ish vaqti  $\tau$  ni (3.10) formula bilan topamiz va uni mahsulotning massaviy ulush orqali yozamiz:

$$\tau = \frac{\omega_{oxir.} - \omega_{bos.}}{\vartheta_{o'r.}}$$

ifodaga kiruvchi o'rtacha  $v_{o'r.}$  tezlikni hisoblash uchun  $\omega_{bos.}=0$  va  $\omega_{oxir.}=36\%$  lar bilan chegaralangan egrilik grafigi ostidagi  $S$  maydonni hisoblaymiz:

U grafikdagi to'ring balandligi bo'yicha 377 katakchalariga to'g'ri kelib, katakcha balandligi (bizda bu- masshtab ordinata o'qi bo'yicha  $l_{ord.}$  deb olinadi)  $0,1\%/min$  va uning (abssissa o'qi bo'yicha  $l_{abs.}$ ) kengligi  $1,0\%$  ga teng qilib qabul qilingan, u holda

$$\int_{\omega_{bosh.}}^{\omega_{oxir.}} \vartheta(\omega) d\omega = S \cdot l_{abs.} \cdot l_{ord.} = 447 \cdot 0,1 \cdot 1,0 = 44,7 \frac{(\%)^2}{min};$$

va (3.12) formula bo'yicha:

$$\vartheta_{o'r.} = \frac{\int_{C_{bosh.(A)}}^{C_{oxir.(A)}} \vartheta(C) dC}{C_{bosh.} - C_{oxir.}} = \frac{44,7}{36 - 0} = 1,24 \frac{\%}{min}$$

Asosiy ish vaqti (3.10) ifodaga asosan quyidagiga teng bo'ladi:

$$\tau = \frac{C_{bosh.(A)} - C_{oxir.(A)}}{\vartheta_{o'r.}} = 29 min = 0,48 soat$$

Xuddi 3.1.2 masaladagidek yordamchi vaqt deganda reaktorga reagentlarni yuklash va uni tushirish vaqti tushuniladi. Aytaylik, reaktor diametri  $d=0,50 mm$  patrubka orqali to'ldirilib, bunda oqim tezligi  $w=1,5$  ga teng bo'lsin. Bu holat uchun xom ashyo sarfi:

$$V_r = \frac{\pi d^2}{4} w = \frac{3,14 \cdot (50 \cdot 10^{-3})^2}{4} \cdot 1,5 = 0,00292 \frac{m}{s} = 10,5 m^3/soat$$

$$\text{va yuklash vaqti } \tau_{yuk.} = \frac{\psi \cdot V}{V_r} = \frac{0,8 \cdot 2,5}{10,5} = 0,19 \text{ soatga teng bo'lsin.}$$

Ventillarni yopilishini hisobga olib, quyidagini qabul qilamiz:

$$\tau_{yuk.} = 0,25 \text{ soat, yoki } \tau_{yuk.} = \tau_{tush.}$$

$$\text{unda } \tau_{yord.} = \tau_{yuk.} + \tau_{tush.} = 0,25 + 0,25 = 0,5 \text{ soat}$$

$$\text{va sikl vaqti: } \tau_s = \tau + \tau_{yord.} = 0,48 + 0,5 = 0,98 \text{ soat}$$

Topilgan  $\tau_s$  kattalikni (3.15) tenglamaga qo'yib, reaktorlar sonini aniqlaymiz:

$$N = \frac{70 \cdot 0,98}{0,8 \cdot 2,5 \cdot 24} = 1,43 = 2$$

Reaktor ishining samaradorligi:

$$\eta_r = \frac{\tau}{\tau_s} = \frac{0,48}{0,98} = 0,49$$

Bu unchalik yuqori ko'rsatgich emasligini inobatga olib, alternativ uzluksiz ishchi rejimini imkoniyatini yo'q qilmaslikka qaratiladi.

**Masala 2.1.4.** Hajmi  $V=300$  l bo'lgan davriy ideal aralashuvchi

reaktorda qaytar turdagi reaksiya o'tkaziladi, bunda  $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} 2R$  to'g'ri va teskari reaksiya tezlik konstantalari  $k_1=2,4 \text{ s}^{-1}$  va  $k_2=0,4 \text{ l/(mol}\cdot\text{soat)}$  ga teng. Reagentning boshlang'ich konsentratsiyasi  $C_{bosh.}(A)=1,6 \text{ mol/l}$ , muvozanatlik  $X_A=0,9X_A^*$  ga nisbatan aylanish darajasi 90% ga teng. Reaktor bitta ish sikli davomida qancha miqdordagi mahsulot  $n(R)\text{mol}$  ishlab chiqaradi?

**Yechish.** Reaksiya tenglamasi bo'yicha mulohaza yuritganda, 1 mol A reagentdan 2-mol mahsulot R olinishini inobatga olib, biz keyingi zanjirsimon ko'rinishdagi tenglamani yozamiz:

$$n(R) = 2n(A) = 2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A))V_{ar.} = 2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A))\Psi V,$$

bu yerda noma'lum faqat  $C_{oxir.}(A)$ . Uni  $X_A$  orqali izlab topamiz:

$$C_{oxir.}(A) = C_{bosh.}(A)(1 - X_A) = C_{bosh.}(A)(1 - 0,9X_A^*)$$

Muvozanatlik, ya'ni reagentni maksimal mahsulotga aylanish darajasi  $X_A^*$  ni, qoldiq reagentning muvozanat konstantasi  $[A]$  yordamida topiladi.

$[A]$  ni topish uchun  $\vartheta_1 = \vartheta_2$  bajarilganda va massalarning o'zaro ta'sir qonuniga asosan  $k_1[A] = k_2[R]^2$ , bo'lgan vaqtda aralashmani muvozanatlik shartini ko'rib chiqamiz:

$$[A] = \frac{k_2}{k_1}[R]^2 = \frac{0,4}{2,4}[R]^2 = \frac{1}{6}[R]^2$$

Reagentning boshlang'ich muvozanat konsentratsiyasi uning reaksiyaga kirishgan  $C(A)_r$  qismi bilan quyidagicha bog'langan:

$$[A] = C_{bosh.}(A) - C(A)_r$$

Mahsulotning muvozanat konsentratsiyasi o'xshashligi bo'yicha boshlang'ichi bilan (bizda shart bo'yicha  $C_{bosh}(R)=0$ ) hosil bo'lgan mahsulot  $C(R)$  konsentratsiyasi orqali:

$[R] = C_{bosh.}(R) + C(R) = C(R)$  tenglik munosabati o'rinli bo'ladi. Natijada biz reaksiya tenglamasiga asosan 1 mol A reagentdan 2 mol mahsulot R olinishini yodga olib reaksiyaga kirishgan reagent miqdorini va hosil bo'lgan mahsulot miqdorini o'zaro bog'laymiz:

$$C(R) = C(A)_r$$

Oxirgi to'rtta tenglamani o'zaro  $[A]$  ga nisbatan yechib, biz quyidagi ko'rinishdagi kvadrat tenglamani olamiz:

$$[A]^2 - 4,7[A] + 2,56 = 0,$$

Uning yechimi qidirilayotgan  $[A]$  kattalikni beradi:

$$[A] = \frac{4,7 - \sqrt{4,7^2 - 4 \cdot 1 \cdot 2,56}}{2 \cdot 1} = 0,63 \text{ mol/l},$$

So'ngra, formulalar zanjiri bo'yicha teskari tartibda quyidagini topamiz:

$$X_A^* = \frac{C_{bosh.}(A) - [A]}{C_{bosh.}(A)} = \frac{1,6 - 0,63}{1,6} = 0,61,$$

$$C_{oxir.}(A) = C_{bosh.}(A)(1 - 0,9X_A^*) = 1,6(1 - 0,9 \cdot 0,61) = 0,72 \text{ mol/l},$$

Shunday qilib, oxirgi natijani olamiz:

$$n(R) = 2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A))\psi V = 2 \cdot (1,6 - 0,72) \cdot 0,8 \cdot 300 = 422 \text{ mol} \cdot R$$

**Masala 3.1.5.** Oldingi 3.1.4 masala shartiga asosan reaktorning asosiy ish vaqti  $\tau$  ning davomiyligini aniqlang.

**Yechish.** Reaktor asosiy ish vaqti  $\tau$  ning davomiyligini (3.10) va (3.11) formulalarning kombinatsiyasi orqali hisoblaymiz:

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A)}{\vartheta_{o'r.}} = \frac{(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A))^2}{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A)} = \frac{(1,6 - 0,72)^2}{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A)} \\ &= \frac{0,774}{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A)} \end{aligned}$$

Qaytar reaksiyalarning tezligi, to'g'ri va teskari reaksiyalar tezliklarining ayirmasi sifatida aniqlanib, uni massalarning ta'sir etish qonuni orqali ifodalash mumkin:

$$\vartheta(C(A)) = \vartheta_1 - \vartheta_2 = k_1 S(A) - k_2 S(R)^2$$

Olingan funktsiyani analitik chegaralari bo'yicha integrallash lozim:

$$\int_{C_{bosh.(A)}}^{C_{oxir.(A)}} \vartheta(C(A))dC(A) = k_1 \int_{C_{bosh.(A)}}^{C_{oxir.(A)}} -C(A)dC(A) - k_2 \int_{C_{bosh.(R)}}^{C_{oxir.(R)}} C(R)^2 dC(R) =$$

$$= -\frac{k_1}{2}(C_{oxir.}(A)^2 - C_{bosh.}(A)^2) - \frac{1}{3}k_2(C_{oxir.}(R)^3 - C_{bosh.}(R)^3)$$

Almashtirish kiritib, reaksiya tenglamasida mulohaza yuritib:

$$C_{oxir.}(R) = 2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A)) \text{ yoki } C_{bosh.}(R) = 0 :$$

$$\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A))dC(A) = -\frac{k_1}{2}(C_{oxir.}(A)^2 - C_{bosh.}(A)^2) - \frac{1}{3}k_2((2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A)))^3 - 0) = -2,420,722 - 1,62 - 0,4233(1,6 - 0,72)^3 = 1,72$$

Natijada quyidagini olamiz:

$$\tau = \frac{0,774}{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A))dC(A)} = \frac{0,774}{1,72} = 0,45 \text{ soat} = 27 \text{ min}$$

### 3.2. Uzlaksiz ishlaydigan reaktorlar

Bu turdagi reaktorlar *oqimli reaktorlar* deb ham yuritiladi. Agar davriy reaktorda reaksiya vaqti bevosita qayd qilinsa, oqimli reaktorlarda esa *yetib kelish vaqti*  $\tau$  degan tushuncha ishlatilib, bunda zarrachalar oqimini apparatga kirish joyidan to apparat oxirgi nuqtasigacha bosib o'tilgan yo'li tushuniladi.

$$\tau_{y.k.v} = \frac{V}{V_{ar.}^{\tau}} \quad (3.16)$$

bu yerda  $V_{ar.}^{\tau}$  aralashmaning hajmiy sarfi,  $m^3/s$ .

Bizga ma'lumki, uzluksiz ishlaydigan reaktorning berilgan nuqtalaridagi parametrlari vaqt bo'yicha o'zgarmaydi. Shuning uchun reaksiya tezligini aniqlash uchun masalan, (3.2') formulani biz to'g'ridan-to'g'ri qo'llay olmaymiz. Biz zarracha tomonidan bosib

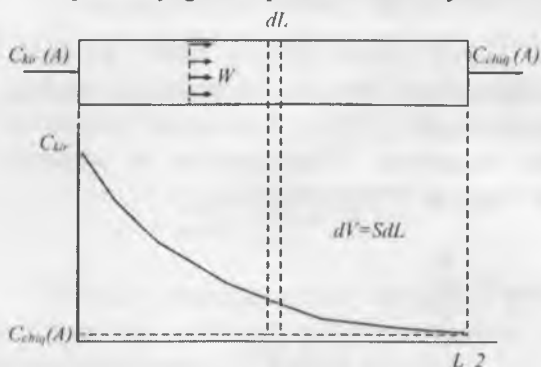
o'tilgan yo'lni  $dl$  ga nisbati kabi belgilab uning harakat tezligi  $w$  ni topamiz:

$$\vartheta(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = -\frac{dC(A)}{d(l/w)} = -\frac{dC(A)}{dl} w \quad (3.17)$$

### 3.2.1. Ideal siqib chiqarish reaktori (ISCHR)

Bu turdagi reaktorlar quvurli ("трубчатый") nomi bilan atyilib, ular uzun kanalli quvurlar shaklida bo'ladi va uning uzunligi diametridan anchagina uzun ya'ni  $L/D > 10$ , bo'ladi. Dastlab reaktorga reagent uzluksiz kiritilib, quvurlarda harakatlanishi mobaynida u mahsulotga aylanadi. Ideal siqib chiqarish reaktorida ixtiyoriy zarracha oqimi faqat ma'lum bir o'q yo'nalishi bo'yicha harakatlanib, zarrachalarning harakati kesim bo'yicha bir xil bo'ladi (apparat bo'ylab aralashtirish mavjud bo'lmaydi). Reaktorning ishini 3.6-rasmda keltirilgan sxema bo'yicha tushuntirish mumkin.

Agar uzunligi (qalinlik) bo'yicha  $dL$  bo'lgan elementar  $dV_{ar.}$  hajmni ajratsak, u xuddi porshendek harakat qiladi, ya'ni bunda reagentlar o'zidan oldingisi va keyingisi bilan hajmiy aralashmay harakat qiladi. Harakat vaqtida u o'zidan oldingi hamma zarrachalarni bir xilda siqib boradi. Shuning uchun bunday rejim boshqacha aytganda porshenli deb yuritiladi.



3.6 -rasm. Ideal siqib chiqarish reaktori uzunligida reagent  $C(A)$  konsentratsiyasining va aylanish darajasining o'zgarish grafigi

**Muhim xulosa:** Hamma zarrachalar oqimi reaktor ko'ndalang kesimda bir xil tezlikka ega bo'lgani uchun, shunga mos ravishda ularning reaktorga yetib kelish vaqti ham bir xildir. Bu shu narsaga olib keladiki, ideal siqib chiqarish holatida  $\tau_{y.k.v}$  xuddi D-IAR davriy

ideal aralashtirish reaktoridagi kabi asosiy reaksiya vaqtining  $\tau$  kattaligi o'zaro mos keladi, ya'ni:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \tau(IAR-D)$$

Tasavvur qilib ko'rsak, porshenli rejimda mikro-davriy aralashtirish reaktorida elementar hajm  $dV_{ar.}$  oqim bilan birga harakat qilib, quvurli reaktorga kirishidan boshlab undan chiqqunga qadar reaksiyani o'tkazish vaqti o'sha reagentlarni yetib kelish vaqtiga teng bo'ladi.

Oxirgi tenglik (3.7) va (3.9) formulalarni ideal siqib chiqarish reaktorlarida reagentni yetib kelish vaqtini hisoblashda qo'llash imkonini beradi. Tegishli belgilashlarni kiritib uni quyidagicha yozamiz:

$$f = 1: \tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{1}{k} \ln \frac{C_{kir.}(A)}{C_{chiq.}(A)} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} \quad (3.7')$$

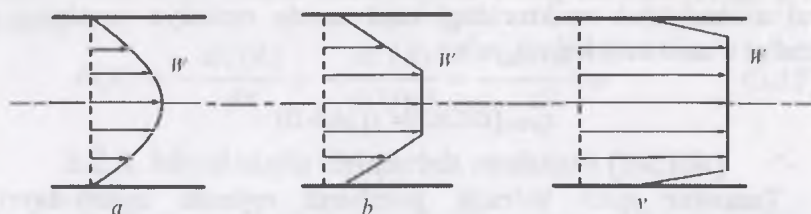
$$f = 2: \tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{1}{k} \left( \frac{1}{C_{chiq.}(A)} - \frac{1}{C_{kir.}(A)} \right) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{kir.}(A)(1 - X_A)} \quad (3.9')$$

**Real sharoitda quvurli reaktorning ishi** - Real sharoitlarda ideal siqib chiqarish holatiga erishishning iloji yo'q. Bunga ikkita asosiy sabab to'sqinlik qiladi. *Birinchisi* - devorning qo'shimcha gidrodinamik chegaraviy qatlamidir. Bizga jarayonlar va apparatlar kursidan ma'lumki, yon tomondan oqim kesimi bo'yicha rasmiy ravishda yuzaga keladigan tezlikning profili shakllanadi. Shunday qilib, laminar rejimda (Reynolds kriteriyasining son qiymati  $Re < 2300$ ) uning ko'rinishi parabola shaklida bo'ladi. Turbulent rejimga o'tganda esa (Reynolds kriteriyasining son qiymati  $Re > 2300$ ) oqim tezligi oshishi bilan yon tomon tezliklari (profili) yanada yassiroq bo'ladi. Bunda reaktorning ish rejimi ideal siqib chiqarish reaktorining sharoitlariga yaqinlashadi. Buni 3.7-rasmdagi sxemalar yaqqol namoyish etadi:

$$R_e < 2300$$

$$R_e = 10^4$$

$$R_e = 10^5$$



**3.7-rasm. Laminar oqim sharoitida (a), kuchli turblent (b) va ideal porshenli (v) rejimda chiziqli tezliklar profili.**

Noideallikning *ikkinchi sababi* reaktor uzunligi bo'yicha modda konsentratsiyasining o'zgarishida mujassamlashgan bo'lib, reagentlar konsentratsiyasi kamayadi, mahsulotlar konsentratsiyasi esa oshadi. Fik qonuniga asosan konsentratsiyalar farqi teskari o'q bo'yicha aralashishga olib keladi. Buning natijas yopiq o'ralgan holda ko'rinishida chiqish ko'ndalang kesimida zarrachalar oqimi bir xil bo'lmagan *yetib kelish* vaqtiga ega bo'ladi: tezlik qayerda katta bo'lsa, shunga muvofiq ravishda, o'sha yerda yetib kelish vaqti kichikroq bo'ladi va devorga yaqin nuqtalarda esa, aksincha bo'ladi. Reaktor o'qi bo'ylab reagentni sakrashiga yo'l qo'ymaslik hamda reaksiyani to'liq amalga oshirishini ta'minlash uchun o'rtacha *yetib kelish vaqti* to'g'risida gapirmoq va uni oshirishga erishmoq lozim. Bu. o'z navbatida,  $V_{real} > V (ISCHR)$  reaktorning real hajmini oshirishga olib keladi.

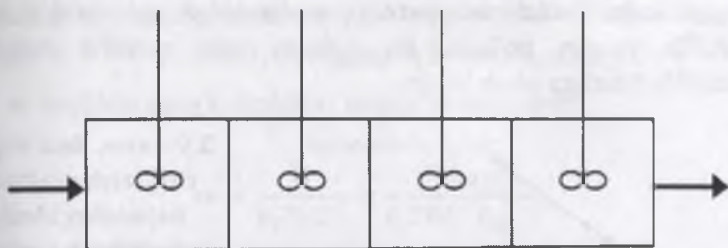
Hisoblashlarda ideallikdan chetlashishni inobatga olib, **yacheykali** yoki **diffuzion** strukturali oqim modelidan foydalaniladi.

Yacheykali modeldan foydalanilganda reaktor chiqish kesimida reagentlarni *yetib kelish* vaqtlaridagi farqlarining dispersiyasi hisoblanadi. Bu maxsus chaqiriq funksiyasi orqali amalga oshirilib, u ma'lumotnomalardan olinadi yoki tajriba yo'li bilan topiladi.

Hisoblashdan maqsad – siqish reaktoridagi ideal aralashtirish yacheykalarining miqdori  $n$  ni aniqlashdan iborat:  $n = 1/\sigma_\theta^2$ , bu yerda  $\sigma_\theta^2$  – birliksiz yetib kelish vaqtining dispersiyasi,  $\theta = \tau_{y.k.v}/\tau_{y.k.v}^{o'r}$  ( $y$   $\theta$  taqsimotining uning o'rtacha qiymati  $\theta = 1$  ga nisbatan chetlashishlarini xarakterlaydi). Dispersiyani yetib kelish vaqti

dispertsiyasi chetlashishlarining  $\sigma_\tau^2$  uning o'rtacha qiymati kvadratiga nisbati kabi topiladi:  $\sigma_\theta^2 = \sigma_\tau^2 / (\tau_{y.k.v}^{o'r})^2$

Faraz qilamizki, siqib chiqarish reaktori hisoblanganda  $n=4$  teng bo'ldi. Bu shuni anglatadiki, reaktorni har biri alohida hisoblanadigan to'rtta o'zaro ketma-ket joylashgan ideal aralashtirish yacheykalaridan iborat reaktor deb qarash mumkin:



3.8 -rasm. Ideal aralashtirish reaktorlar kaskadi.

Bunday yondoshuv hisoblashlarni aniqlashtiradi. Agar hisoblashlarda  $n=1$  bo'lsa, unda tadqiqot qilnayotgan reaktor ideal siljitish rejimi bo'yicha ishlaydi, agar  $n=\infty$  bo'lsa, bu ideal siqib chiqarish reaktoridir. Agar  $n>5$  bo'lsa, u holda reaktorning ishi ideal siqib chiqarish ISCHR reaktoriga yaqin bo'ladi.

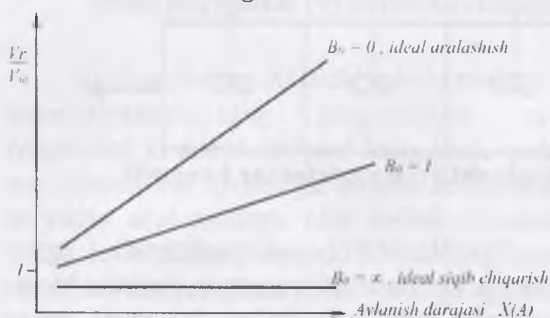
**Diffuzion model** ko'ndalang aralashtirish intensivligi orqali ideal modellardan chetlashishlarni hisobga oladi. Buning uchun modifitsirlangan Pekle kriteriyasi qo'llanilib, diffuziya koeffitsienti  $D$  o'rniga ko'ndalang aralashtirish koeffitsienti

yoki effektiv diffuziya koeffitsienti  $E$  ishlatiladi. Bunday ko'rinishi o'zgartirilgan kriteriyni ko'pincha Bodenshteyn kriteriyasi deb ham ataladi:

$$B_0 = Pe_m^1 = \omega L / E \quad (3.18)$$

Bunda  $B_0=\infty$  bo'lgan holat uchun oqim ideal siqib chiqarishga muvofiq keladi, agar  $B_0=0$  bo'lsa, biz ideal aralashtirishga ega bo'lamiz.  $B_0>10$  bo'lgan hol uchun oqimning strukturasi ideal siqib chiqarish reaktoriga ISCHR yaqinlashadi va ikki model parametrlari o'rtasida bog'liqlik namoyon bo'ladi  $B_0=2n$ .

Oqim strukturasi bir jinsli bo'lmisligi oqibatida hisoblanishi kerak bo'lgan reaktor hajmining oshishiga olib keladi. Mahsulotga aylanishning turli darajalarida real hajmning uning ideal sharoitdagi hajmiga nisbati  $V_r/V_{id}$  o'rtasidagi bog'liqlik 3.9-rasmdagi grafikda tasvirlangan. Undan ko'rinadiki,  $B_0$  kriteriyasi qiymatining kamayishi bilan ideallikdan chetlanish oshib boradi, u qanchalik katta bo'lsa, reagentning mahsulotga aylanishi darajasi shunchalik yuqori bo'ladi. Bu holatni real quvurli reaktorni hisoblashda hisobga olish lozim.



3.9-rasm. Real siqib chiqarish reaktor hajmining ideal aralashtirish reaktor hajmiga nisbati holatidagi aylanish darajasiga bog'liqlik grafigi.

**O'tilgan mavzularga doir ba'zi masalalarni qarab chiqamiz:**

**Masala 3.2.1.** Ideal siqib chiqarish reaktoriga - ISCHR reaksiya aralashmani yetib kelish vaqti aniqlansin: bunda ikkinchi tartibli reaksiya borib, uning tezlik konstantasi qiymati  $k = 2,5 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{soat})$ ,  $C_{kir.}(A) = 4 \text{ kmol/m}^3$ ,  $\alpha X_A = 0,8$  ga teng.

**Yechish.** Hisoblashni (3.9<sup>1</sup>) formula orqali amalga oshiramiz:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{kir.}(A)(1 - X_A)} = \frac{1}{2,5} \frac{0,8}{4 \cdot (1 - 0,8)} = 0,4 \text{ soat}:$$

**Masala 3.2.2.** Ideal siqib chiqarish reaktorining mahsulot bo'yicha ishlab chiqarish quvvati  $\dot{m}_{y.k.v.}^r = 1000 \text{ kg/soat}$ , mahsulot chiqishi (u aylanish darajasiga  $X$  mos keladi) 60%, aralashma zichligi  $\rho_{aralash.} = 1100 \text{ kg/m}^3$ , uning qovushqoqligi  $\mu = 3 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ , yetib kelish vaqti 30 min bo'lsa, reaktorning hajmi  $V$  va uning asosiy o'lchamlarini (uzunligi  $L$  va diametri  $D$ ) aniqlang.

**Yechish.** Ideal siqib chiqarish reaktorining hajmini topish uchun hajm  $V$  ga nisbatan yozilgan (3.16) formuladan foydalanamiz:

$$V = \tau_{y.k.v.}(ISCHR) \cdot V_{ar.}^{\tau} = \tau_{y.k.v.}(ISCHR) \frac{m_{ar.}^{\tau}}{\rho_{ar.}} = \tau_{y.k.v.}(ISCHR) \frac{m_{y.k.v.}^{\tau}}{\rho_{ar.} X}$$

$$= \frac{30}{60} \cdot \frac{1000}{1100 \cdot 0,6} = 0,76 \text{ m}^3$$

Ideal siqib chiqarish reaktorida oqim turbulent rejimda harakatlanishi kerak. Apparatning diametrini hisoblash uchun

$$Re = \frac{w D \rho_{ar.}}{\mu} = 3000, \text{ deb qabul qilamiz, bundan } D = \frac{Re \mu}{w \rho_{ar.}}.$$

$w$  - tezlikni aniq kattaliklar orqali ifodalaymiz:

$$w = \frac{V_t}{0,78 D^2} = \frac{m_{y.k.v.}^{\tau}}{0,78 D^2 \rho_{ar.} X},$$

Tezlik uchun olingan bu ifodani  $D$  diametrning formulasiga qo'yamiz. O'zgartirishlar va qisqartirishlardan so'ng quyidagi hisoblash formulasiga ega bo'lamiz:

$$D = \frac{m_{y.k.v.}^{\tau}}{0,78 Re \cdot \mu \cdot X} = \frac{1000/3600}{0,78 \cdot 3000 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 0,6} = 0,066 \text{ m} = 66 \text{ mm}$$

Quvurli reaktorning uzunligi esa:

$$L = \frac{V}{0,78 D^2} = \frac{0,76}{0,78 \cdot 0,066^2} = 224 \text{ m teng bo'ladi.}$$

### 3.2.2. Uzlüksiz ishlovchi ideal aralashtirish reaktori U-IAR

U-IAR turdagi reaktorni hisoblashda quyidagicha taxmin qilamiz: ideal aralashtirish reaktoriga kirgan reagentlar reaktor butun hajmi bo'yicha bir zumda taqsimlanib, darhol oxirgi (chiqish) parametriga ega bo'ladi. Odatda, reaksiya tezligini konsentratsiyaning apparatdan chiqish joyidagi qiymati bo'yicha olinib, hisoblashlar soddalashtiriladi (uning o'rtacha qiymatlari e'tiborga olinmaydi). Bunda reagentning yetib kelish vaqtini masalan (3.17) ifoda yordamida va unga quyidagini kiritish orqali hisoblash mumkin:

$$\vartheta(A) = k \cdot C_{chiq.}(A)^f \quad (3.19)$$

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{\vartheta_{chiq.}(A)} = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{k \cdot C_{chiq.}(A)^f} \quad (3.20)$$

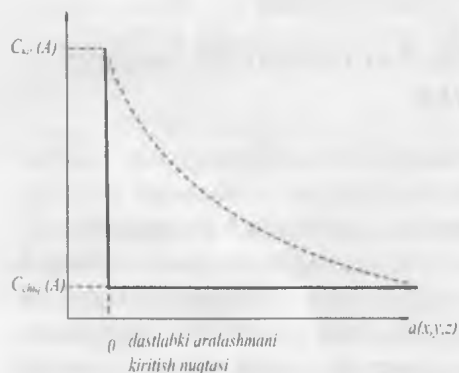
Birinchi tartibli reaksiya uchun  $f=1$  bo'lib, olingan munosabat quyidagicha yoziladi:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{k \cdot C_{chiq.}(A)^1} = \frac{X_A}{k(1 - X_A)} \quad (3.20')$$

va ikkinchi tartibli reaksiya uchun,  $f=2$ :

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{k \cdot C_{chiq.}(A)^2} = \frac{X_A}{k \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A)^2} \quad (3.20'')$$

Konsentratsiyaning grafik ko'rinishdagi bog'liqligi (aniqrog'i, uning mustaqilligi) koordinata nuqtasidan uzluksiz ideal aralashtirish reaktor hajmida pog'ona ko'rinishida aks etgan bo'lib, u 3.10-rasmda yaxlit butun chiziqlar orqali quyidagicha tasvirlanadi:



**3.10 - rasm. Ideal aralashtirish reaktori hajmida konsentratsiyaning  $a(x, y, z)$  nuqtalarda o'zgarish grafigi.**

## 3.1 jadval

## Uzluksiz ishlovchi ideal aralashtirish reaktori uchun hisoblash formulalari

| Reaksiya                               | Kinetik model $r(C)$                                      | Hisoblash formulalari                                                                                                                                                                                                                 |
|----------------------------------------|-----------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| $A \rightarrow R$                      | $kC_A$                                                    | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A} = \frac{x_A}{k(1 - x_A)}$ $C_A = \frac{C_{AO}}{1 + k\tau}; X_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau}$                                                                                                           |
| $A \rightarrow R$                      | $kC_A^n$<br>( $n \neq 1$ )                                | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A^n} = \frac{X_A}{kC_{AO}^{n-1}(1 - x_A)^n}$                                                                                                                                                           |
| $A + B \rightarrow R$                  | $kC_A C_B$<br>( $C_{BO}/C_{AO} = b, C_{AO} \neq C_{BO}$ ) | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A(C_{BO} + C_{AO} + C_A)}$ $\tau = \frac{x_A}{kC_{AO}(1 - x_A)(b - x_A)}$                                                                                                                              |
| $A \rightleftharpoons R$               | $kC_A - k' C_R$<br>( $C_{RO} = 0$ )                       | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A - k'(C_{AO} - C_A)}$ $\tau = \frac{x_A}{k - (k + k')x_A}$ $\tau = \frac{1}{1 + (k + k')\tau}$                                                                                                        |
| $A \rightarrow R \rightarrow S$        | $k_1 C_A$<br>$k_1 C_A - k_2 C_R$<br>$k_2 C_R$             | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{k_1 C_A} = \frac{x_A}{k(1 - x_A)}$ $C_A = \frac{C_{AO}}{1 + k\tau}; X_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau}$ $C_R = \frac{k_1 \tau C_{AO}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)}$ $\tau R_{max} = \frac{1}{\sqrt{k_1 k_2}}$ |
| $A \rightarrow R$<br>$A \rightarrow S$ | $(k_1 + k_2) C_A$                                         | $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{(k_1 + k_2) C_A} = \frac{x_A}{(k_1 + k_2)(1 - x_A)}$ $C_A = \frac{C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$                                                                                                           |

|  |  |                                                                                                                                                             |
|--|--|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
|  |  | $X_A = \frac{(k_1 + k_2)\tau}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ $C_R = \frac{k_1 \tau C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ $C_S = \frac{k_2 \tau C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ |
|--|--|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|

**Real sharoitlarda aralashtirish reaktorining ishi** -Real sharoitlarda reaktorga kiruvchi aralashma butun apparat hajmi bo'yicha o'sha zahotiyoyq aralashib ketmaydi: pog'ona tushayotgan egri chiziqqa aylanadi (punktr chizig'i). Shu bilan birga hajmdagi komponentlar konsentratsiyasi bir xil bo'lmay qoladi va *yetib kelish vaqti* esa o'sha aylanish darajaga yetishi uchun oshib boradi. Real sharoitda apparatni hisoblashga tuzatma kiritish, odatda xonachali "yacheyka" modelida olib boriladi.

**Masala 3.2.3.** 3.2.1 masala shartlaridan D-IAR davriy ideal aralashtirish reaktorida aralashmani yetib kelish vaqtini topib (reaksiyaning kinetik tenglamasini  $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$ ,  $C_{kir.}(A) = 4 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$ ,  $\alpha X_A = 0,8$  deb olib) uni ideal siqib chiqarish reaktori uchun, olingan kattaliklar bilan qiyoslang.

**Yechish.** Buning uchun (3.20<sup>II</sup>) tenglamani ikkinchi tartibli reaksiya uchun qo'llab quyidagini olamiz:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCHR) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{k \cdot C_{chiq.}(A)^2} = \frac{X_A}{k \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A)^2} = 2 \text{ soatni}$$

Qiyoslash shuni ko'rsatadiki, boshqa bir holatlarda IAR-U uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida *yetib kelish vaqti* 2- soatni tashkil etsa, davriy ideal siqib chiqarish reaktorida ISCHR *yetib kelish vaqti* 0,4 soat bo'lib, o'z navbatida bu ko'rsatgich besh marta kichikligini namoyon qiladi. (3.16) formulaga muvofiq, bir xil sarf ko'rsatgichlariga mos keladigan ideal siqib chiqarish reaktorining hajmi, ideal aralashtirish reaktori hajmidan kichik bo'ladi.

**Masala 3.2.4.** Reaksiya birinchi tartib bo'yicha borib  $k=0,45\text{min}^{-1}$ , A reagent sarfi 30 l/min. Hajmlari o'zaro bir xil 150 l

teng bo'lgan davriy ideal aralashtirish reaktori va ideal siqib chiqarish reaktorlarida reagentlarning mahsulotga aylanish darajalarini taqqoslang.

**Yechish.** IAR-D davriy ideal aralashtirish reaktorida reagentning mahsulotga aylanishini hisoblaymiz, (3.20<sup>II</sup>) formulani o'zgartirgan holda quyidagini olamiz:

$$X_A = \frac{\tau_{y.k.v.} k}{1 + \tau_{y.k.v.} k} = \frac{5 \cdot 0,45}{1 + 5 \cdot 0,45} = 0,69,$$

bu yerda  $\tau_{y.k.v.} = \tau_{y.k.v.}(IAR) = \tau_{y.k.v.}(ISCH) = \frac{V}{V_{ar.}^T} = \frac{150}{30} = 5 \text{ min}$

Ideal siqib chiqarish reaktorida  $X_A$  ni hisoblash uchun (3.7<sup>I</sup>) formuladan foydalanamiz:

$$\tau_{y.k.v.} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-X_A} \text{ bundan } X_A = 1 - \exp(-\tau_{y.k.v.} \cdot k) = 1 - e^{-2,25} = 0,89$$

Hisoblashlar shuni ko'rsatadiki, hajmlar bir xil bo'lganda ideal siqib chiqarish reaktorida, *aylanish darajasi* yuqori bo'lib, u shu ko'rsatgichi bilan anchagina afzalligini namoyon qiladi.

**Masala 3.2.5.** Davriy ideal aralashtirish reaktorida ko'rinish-dagi qaytar reaksiya o'tkaziladi, bunda to'g'ri va teskari reaksiyaning tezlik konstantalari mos ravishda  $k_1=31,4 \text{ l/(mol}\cdot\text{soat)}$  va  $k_2=2\text{soat}^{-1}$ . Reaktorga kirayotgan  $A$  reagentning konsentratsiyasi  $C_{kir.}(A)=0,6\text{mol/l}$ , bo'lsa, muvozanat konstantasi  $X_A=0,9$   $X_A^*$  bo'lganligidan aylanish darajasi 90% bo'ladi. Agar aralashma sarfi  $V_{ar.}^T = 2,89 \text{ m}^3/\text{soat}$  bo'lsa, reaktorni mahsulotga nisbatan unumdorligi  $n(R)$ ,  $\text{mol/soat}$  hisoblansin.

**Yechish.** Bu masala yechish algoritmi bo'yicha 3.1.4. masalaga o'xshashdir. Reaksiya tenglamasi bo'yicha fikr yuritsak, 1  $\text{mol } A$  reagentdan 0,5  $\text{mol}$  mahsulot  $R$  ni olinishini bilgan holda, quyidagi zanjirsimon bog'liqlikdagi tengliklarni yozishimiz mumkin:

$$n(R) = 0,5n(A) = 0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) V_{ar.} = 0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) V_{ar.}^T,$$

bu yerda faqat  $C_{chiq.}(A)$  noma'lum. Uni  $X_A$  orqali izlab topamiz:

$$C_{chiq.}(A) = C_{kir.}(A)(1 - X_A) = C_{kir.}(A)(1 - 0,9X_A^*)$$

Reagentlarni maksimal mahsulotga aylanish darajasini  $X_A^*$  topish, reagentning qoldiq muvozanat konsentratsiyasi  $[A]$  orqali aniqlanadi.

$$X_A^* = \frac{C_{kir.}(A) - [A]}{C_{kir.}(A)}$$

$[A]$  ni topish uchun aralashmaning muvozanat sharoitlarini qarab chiqamiz, bunday holatda  $\vartheta_1 = \vartheta_2$ , yoki massalarning ta'sirlashish qonuniga asosan  $k_1[A]^2 = k_2[R]$ , bundan

$$[R] = \frac{k_1}{k_2} [A]^2 = \frac{31,4}{2} [A]^2 = 15,7[A]^2$$

bo'ladi.

Reagentning muvozanat konsentratsiyasi boshlang'ichi bilan reaksiyaga kirishgan  $C(A)_r$  konsentratsiyali qismi bilan quyidagicha bog'langan:

$$[A] = C_{kir.}(A) - C(A)_r,$$

Mahsulotning muvozanat konsentratsiyasi esa shunga o'xshash dastlabki (bizda shart bo'yicha  $C_{kir.}(R)=0$  teng) hosil bo'lgan mahsulot konsentratsiyasi  $C(R)$  orqali quyidagicha bog'langan:

$$[R] = C_{kir.}(A) + C(R) = C(R),$$

Shunday qilib, reaksiya tengamasiga asosan 1 mol A reagentdan 0,5 mol R mahsulot olinishini bilgan holda, reaksiyaga kirishgan reagent miqdori bilan hosil bo'lgan mahsulot miqdorini o'zaro bog'laymiz:

$$C(R) = 0,5C(A)_r$$

$[A]$  ga nisbatan oxirgi to'rtta tenglamani yechsak, biz quyidagi ko'rinishdagi kvadrat tenglamani olamiz:

$$31,4[A]^2 + [A] - 0,6 = 0,$$

Bu kvadrat tenglamani yechimi izlanayotgan  $[A]$  kattalikning miqdorini beradi:

$$[A] = \frac{-1 + \sqrt{1^2 - 4 \cdot 31,4 \cdot (-0,6)}}{2 \cdot 31,4} = 0,12 \text{ mol/l}$$

So'ngra teskari tartibda formulalar zanjiri orqali quyidagini topamiz:

$$X_A^* = \frac{C_{kir.}(A) - [A]}{C_{kir.}(A)} = \frac{0,6 - 0,12}{0,6} = 0,8$$

$C_{chiq.}(A) = C_{kir.}(A)(1 - 0,9X_A^*) = 0,6(1 - 0,9 \cdot 0,8) = 0,17 \text{ mol/l}$ ,  
va yakuniy javobni olamiz:

$$n(R) = 0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) V_{ar.}^r = 0,5 \cdot (0,6 - 0,17) \cdot 2,89 = 0,62 \text{ kmol/soat}$$

**Masala 3.2.6.** Yuqoridagi 3.2.5. masala shartiga muvofiq reagent yetib kelish vaqti va reaktor hajmini toping.

**Yechish.** Reagentning yetib kelish vaqtini (3.20) formula orqali topamiz:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{\vartheta_{chiq.}(A)} = \frac{0,6 - 0,17}{0,48} = 0,9 \text{ soat} = 54 \text{ min}$$

bu yerda

$$(C(A)) = \vartheta_1 - \vartheta_2 = k_1 C_{chiq.}(A)^2 - \vartheta_2 C_{chiq.}(A) = k_1 C_{chiq.}(A)^2 - k_2 \cdot$$

$$0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) = 31,4 \cdot 0,17^2 - 2 \cdot 0,5 \cdot (0,6 - 0,17) = 0,48 \frac{\text{mol}}{\text{lsat}}.$$

$$\text{Reaktor hajmi: } V = V_{ar.}^r \cdot \tau_{y.k.v.}(IAR) = 2,89 \cdot 0,9 = 2,6 \text{ m}^3$$

**Masala 3.2.7.** 3.2.5 - masala shartiga asosan ideal siqib chiqarish reaktorida ISCHR yetib kelish vaqti va reaktor hajmi hisoblangin:

**Yechish:** Reagentning yetib kelish vaqtini (3.10) va (3.11) formulalarni ideal siqib chiqarish reaktoriga qo'llagan holda hisoblab topamiz:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCH) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{\vartheta_{o'r.}};$$

$$\vartheta_{o'r} = \frac{\int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} v(C(A))dC(A)}{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}$$

bu yerda  $\vartheta(C(A)) = \vartheta_1 - \vartheta_2 = k_1 C(A)^2 - k_2 C(R)$

Olingan funksiya analitik jihatdan integrallanadi:

$$\begin{aligned} \int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} \vartheta(C(A))dC(A) &= k_1 \int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} C(A)^2 dC(A) - k_2 \int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} C(R) dC(R) \\ &= \frac{k_1}{3} (C_{kir.}(A)^3 - C_{chiq.}(A)^3) - \frac{k_2}{2} (C_{chiq.}(R)^2 - C_{kir.}(R)^2) \end{aligned}$$

bu yerda o'zgartirish kiritib:

$$C_{chiq.}(R) = 0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) \text{ va } C_{bosh.}(R) = 0:$$

$$\int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} \vartheta(C(A))dC(A) = \frac{k_1}{3} (C_{kir.}(A)^3 - C_{chiq.}(A)^3) - \frac{k_2}{2} ((0,5(C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)))^2 - 0) = 31,43(0,63 - 0,173) - 2 \cdot 0,5220,6 - 0,172 = 2,17 \text{ mol/l}^2 \cdot \text{soat}$$

Natijada oxirgi:

$$\tau = \frac{(0,6 - 0,17)^2}{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A))dC(A)} = \frac{0,185}{2,17} = 0,085 \text{ soat} \approx 5 \text{ min};$$

olamiz.

Ideal siqib chiqarish reaktorining hajmi:

$$V = V_{ar}^{\tau} \cdot \tau_{y.k.v.}(ISCH) = 2,89 \cdot 0,085 = 0,25 m^3 \text{ ga teng bo'ladi.}$$

### 3.2.3. Kaskad reaktorlar

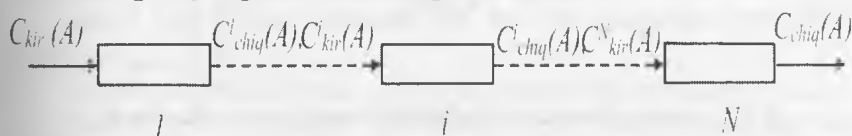
Ketma-ket ulangan reaktorlar kaskad hosil qiladi. Dastlab biz ideal siqib chiqarish kaskad reaktorlari ishini tahlil qilamiz.

**ISCHR-kaskadi.** Bir xil ish rejimida ishlayotgan yagona (birgina), alohida olingan ideal siqib chiqarish reaktori hajmi bilan bir necha ideal siqib chiqarish reaktorlar kaskadining summaviy  $\sum_1^N V_i$  hajmini taqqoslaymiz.

Yagona ideal siqib chiqarish reaktorining hajmini aniqlash (3.17) formuladagi  $\tau_{y.k.v.}$  qiymatini (3.16) formulaga qo'yish orqali topiladi:

$$V = V_{ar}^{\tau} \cdot \tau_{y.k.v.} = V_{ar}^{\tau} \int_{C_{kir}(A)}^{C_{chiq}(A)} -\frac{dC(A)}{d\theta} \quad (3.21)$$

Kaskad hajmini hisoblashni  $\sum_1^N V_i$  3.11-sxemada keltirilgan  $N$ -reaktorlarga tayangan holda amalga oshiramiz:



3.11 - rasm. Ketma-ket ulangan ISCH reaktorlar sxemasi.

$$\sum_1^N V_i = \sum_1^N V_{ar}^{\tau} \cdot \tau_{y.k.v.}^i = V_{ar}^{\tau} \cdot \sum_1^N \tau_{y.k.v.}^i \quad (3.22)$$

bu yerda  $V_i$   $i$ -reaktorning hajmi;

$\tau_{y.k.v.}^i$  reagentning  $i$ -reaktorga yetib kelish vaqti.

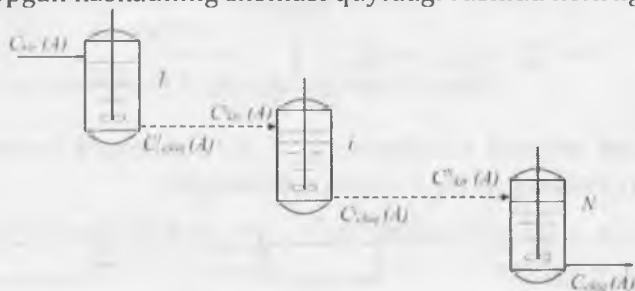
$\tau_{y.k.v.}^i$  qiymatini (3.17) orqali ifodalab va olingan qiymatlarni (3.22) tenlamaga qo'yamiz:

$$\sum_1^N V_i = V_{ar}^{\tau} \cdot \sum_1^N \int_{C_{kir}^i}^{C_{chiq}^i} -\frac{dC(A)}{d\theta} = V_{ar}^{\tau} \cdot \int_{C_{kir}(A)}^{C_{chiq}(A)} -\frac{dC(A)}{d\theta} \quad (3.23)$$

Ko'ryapmizki, olingan (3.21) va (3.23) ifodalar aynan bir-biriga o'xshash. Bundan quyidagicha xulosa kelib chiqadi: berilgan reagentni mahsulotga aylanish darajasi kaskad ideal siqib chiqarish reaktorlarining natijalovchi yig'indi hajmi qaralayotgan yagona (birgina) ideal siqib chiqarish reaktorining hajmi bilan o'zaro teng bo'ladi.

Ideal aralashtirish reaktorlardan tashkil topgan kaskad reaktorida boshqacha manzara kuzatiladi.

**Ideal aralashtirish reaktorlari (IAR) kaskadi.** Bu holatdagi hisoblashlarda har bir reaktorning chiqishidagi parametr kattaliklari hisobga olinadi (reagentlar konsentratsiyasi va reaksiya tezligi minimal qiymatlarga to'g'ri keladi).  $N$  sig'imli reaktorlardan tashkil topgan kaskadning sxemasi quyidagi rasmda keltilgan:



### 3.12 - rasm. Ideal aralashtirish reaktorlar kaskadi.

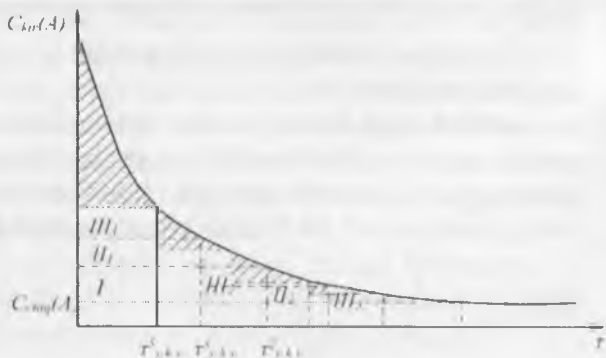
Bir qancha ideal aralashtirish reaktorlaridan tashkil topgan bir necha kaskad reaktorlari uchun konsentratsiyaning vaqt bo'yicha o'zgarish grafigini tuzamiz (3.13-rasm). Kaskad reaktorlarida reagentning yetib kelish vaqti tenglamasini nazarga olib quyidagiga ega bo'lamiz:

$$\tau_{y.k.v.}^1 = \tau_{y.k.v.}^2 = \dots = \tau_{y.k.v.}^i = \dots = \tau_{y.k.v.}^n \quad (3.24)$$

Bu holatda  $V_{ar}$  aralashma sarfi bir xil bo'lgan kaskad reaktorlari hajmi  $V_i$  (3.18) formulaga muvofiq bir xil bo'ladi:

$$V_1 = V_2 = \dots = V_i = \dots = V_n \quad (3.25)$$

**3.13 -rasm. Ideal aralashtirish oqimli reaktorda konsentratsiyaning vaqt bo'yicha o'zgarish grafigi.**



Grafikda tasvirlanganlar:

– birlik sig'imga ega bo'lgan reaktorda konsentratsiyaning  $C_{chiq}(A)$  chiqish vaqtiga qadar o'zgarishi  $\tau_{y.k.v.}^I$  yetib kelish vaqtiga mos ravishda bitta I – pog'onada orqali tasvirlanadi;

–  $N=2$ , ikki reaktordan tashkil topgan kaskadda konsentratsiyaning o'zgarishi ikki pog'onaga muvofiq keladi:  $II_1$  va  $II_2$ , bunda reagentni yetib kelish vaqti –  $\tau_{y.k.v.}^{II}$ ;

–  $N=3$ , pog'onalar soni – 3:  $III_1$ ,  $III_2$ ,  $III_3$ , reagentni yetib kelish vaqti –  $\tau_{y.k.v.}^{III}$ ;

–  $N=5$ , pog'onalar soni – 5 (3.13-rasmda shtrixlangan)  $\tau_{y.k.v.}^{IV}$ ;

Grafikdan ko'rinadiki, kaskadda ISCH reaktorlari qanchalik ko'p bo'lsa, kinetik nuqtasida singan chiziqlar shunchalik yaqinroq joylashgan bo'lib, o'z navbatida bu ISCHR ishini aks ettiradi. Bundan kelib chiqadigan xulosa: kaskadda IAR ideal aralashtirish reaktorlari soni oshishi bilan uning ishi ISCHR ideal siqib chiqarish reaktorining ishlash shartlariga yaqinlashadi, yig'indi hajmi esa kamayib ISCHRning hajmiga yetadi:

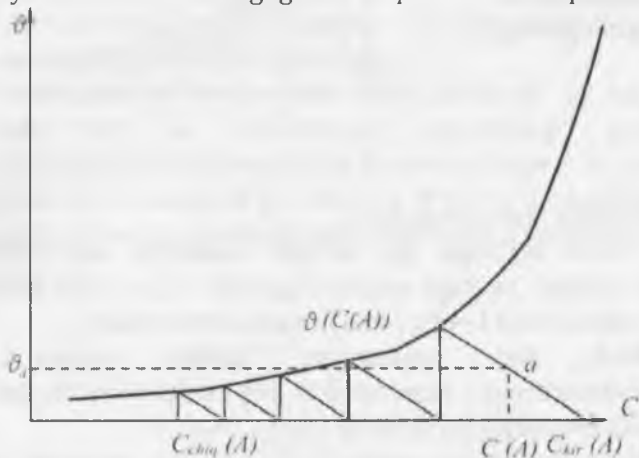
$$\lim_{n \rightarrow \infty} \sum_{i=1}^N V_i = N \cdot V_i = V_{ISCH} \quad (3.26)$$

IAR kaskadini hisoblash quyidagilarga olib keladi:

1 – berilgan  $V_i$  hajmdagi reagentlarning  $X$  aylanish darajasiga mos keladigan  $N$  reaktorlar sonini aniqlash;

2 - yoki reaktorning  $i$ -kaskadidan chiqishidagi aralashma tarkibini aniqlash.

**Grafik usul.** Bu usul ixtiyoriy holatni hisoblashga imkon berib, uning asosida odatda aniq jarayonlar uchun tajriba yo'li bilan olinadigan  $\vartheta(C)$  kinetik chiziqlarni qo'llash orqali amalga oshiriladi. Uning mohiyatini 3.14-rasmdagi grafik orqali ko'rib chiqamiz.



### 3.14 - rasm. Ideal aralashtirish reaktor kaskadini grafik usulda hisoblash.

$\vartheta(C)$  tajriba kattaliklari asosida tuziladi. Tuzish birinchi reaktordan boshlanadi. Absissa o'qi bo'yicha  $C_{kir.}(A)$  kattaligi qo'yiladi. So'ngra (3.24) tenglamadan fodalanib, uni  $\vartheta(A)$  ga nisbatan yozib quyidagini olamiz:

$$\vartheta^a(A) = \frac{C^a(A) - C_{kir.}(A)}{\tau_{y.k.v.i}} = -\frac{1}{\tau_{y.k.v.i}} (C^a(A) - C_{kir.}(A)) \quad (3.27)$$

Olingan ifoda og'ish burchak tangensi  $tg\alpha = -\frac{1}{\tau_{y.k.v.}}$  bo'lgan pasayuvchi to'g'ri chiziqni ifodalaydi.

Uni chizish uchun albatta birlik IAR uchun hisoblangan  $C(A) < C_{kir.}(A)$  va  $\tau_{y.k.v.i} = 0,1\tau_{y.k.v}$  shart berilgan bo'lishi lozim. Yordamchi  $a$  nuqtaning ordinatasi olinib, u orqali  $\vartheta(C(A))$  egrilikni kesishuviga qadar to'g'ri chiziq chiziladi. Kesishish nuqtasidan

absissa o'qiga perpendikulyar o'tkazib, shu burchak og'ishi bo'yicha chiziq o'tkaziladi ( $\tau_{y.k.v.}^{i} = \text{const}$ ) va uni yasash uchun esa oxirgi konsentratsiya  $C_{chiq.}(A)$  ga yetgunga qadar davom ettiriladi. Og'gan chiziqlar miqdori kaskaddagi IAR soni to'g'risida ma'lumot beradi. Bizning holatda ular beshtaga teng bo'lib, bevosita u zahirasi bilan olingan va beshinchi reaktordan keyingi reaktorda reagentning konsentratsiyasi berilganidan ham oz bo'ladi.

**Analitik usul.** Faraz qilaylik, reaksiya tezligi konstantasi  $k$  ma'lum va uning tartibi  $f=1$  bo'lsin. (3.20') tenglamani  $i$ -chi reaktorga nisbatan qo'llagan holda uni quyidagicha yozamiz:

$$C_{chiq.}^i(A) = \frac{C_{kir.}^i(A)}{1 + k\tau_{y.k.v.}^i}$$

Olingan ifodani 2 ta kaskaddan iborat ISCHR: I va II uchun qo'llaymiz, ularda reagentlarning yetib kelish vaqti  $\tau_{y.k.v.}^i$  aynan bir xil.

$$C_{chiq.}^I(A) = C_{chiq.}^{II}(A) = \frac{C_{kir.}^{II}(A)}{1 + k\tau_{y.k.v.}^I}; \quad C_{chiq.}^I(A) = \frac{C_{kir.}(A)}{1 + k\tau_{y.k.v.}^I}$$

Bu  $C_{chiq.}^I(A) = C_{kir.}^{II}(A)$  olingan qiymatlarni yuqoridagi ifodaga qo'yib biz quyidagiga ega bo'lamiz:

$$C_{chiq.}(A) = \frac{C_{kir.}(A)}{(1 + k\tau_{y.k.v.}^I)} = \frac{1}{(1 + k\tau_{y.k.v.}^I)} = \frac{C_{kir.}(A)}{(1 + k\tau_{y.k.v.}^I)^2};$$

So'ngra, induksiya usuliga tayanib, oxirgi tenglikni  $N$ -reaktor uchun yozamiz:

$$C_{chiq.}(A) = \frac{C_{kir.}(A)}{(1 + k\tau_{y.k.v.}^I)^N} \quad (3.28)$$

Bu ifodani logarifmlasak, bizga izlanayotgan reaktorlar sonini aniqlab beradi:

$$N = \frac{\ln(C_{kir.}(A)/C_{chiq.}(A))}{\ln(1 + k\tau_{y.k.v.}^I)} \quad (3.29)$$

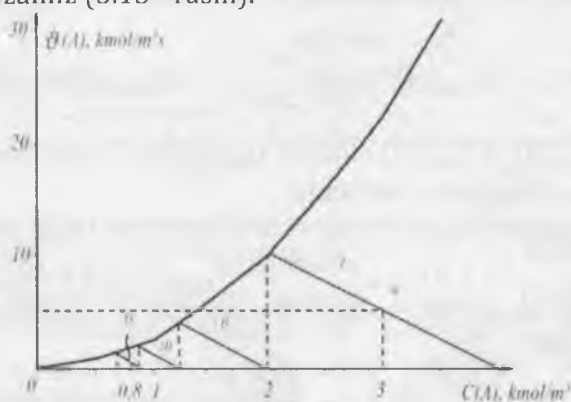
Keltirilgan senariy bo'yicha kaskadning ikkinchi tartibli reaksiyasini ham hisoblasa bo'ladi.

Agar kaskad IAR va ISCHR lardan tashkil topgan bo'lsa, unda hisoblashni ketma-ket ravishda, ya'ni apparatdan apparatgacha olib borilib, shunga muvofiq keluvchi formulalardan foydalaniladi.

**3.2.8-masala.** 3.2.1 va 3.2.3 masalalar shartiga (reaksiya tenglamasi  $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$ ,  $C_{kir-}(A) = 4 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$ ,  $X_A = 0,8$ ,  $V_{ar.}^{\tau} = 30 \text{ l/min}$ ) asosan uzluksiz ideal aralashtirish reaktori kaskadidagi reaktorlar soni va yig'indi hajmi (birlik IAR hajmi bilan taqqoslanib) aniqlansin.

Birlik IAR bilan qiyoslash orqali, hisoblangan kaskaddagi reagentning umumiy yetib kelish vaqti baholansin.

**Yechish.** Grafik usuldan fodalanamiz.  $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$  parabola grafigini va (3.27) tenglamaga asosan  $\vartheta(A) = -\frac{1}{\tau_{y.k.v.i}}(C^a(A) - C_{kir-}(A))$  to'g'ri chiziqni chizamiz (3.15 - rasm).



**3.15 - rasm. Ideal aralashtirish reaktori kaskadini amaliy jihatdan 3.2.8 masalani ishlashga qo'llash.**

Bitta kaskad reaktoriga reagentning yetib kelish vaqtini biz birlik U- IAR reaktoridagi reagent yetib kelish vaqtining o'ndan bir qismi sifatida olamiz ( $\tau_{y.k.v.} = 2 \text{ soat}$ ):  $\tau_{y.k.v.i} = 0,1$   $\tau_{y.k.v.} = 0,2 \text{ soat}$ .

So'ngra,  $C^a(A) < C_{kir-}(A)$  bo'lgan holatda masalan,  $C^a(A) = 3 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$  ga mos keluvchi  $\vartheta^a(A)$  ni topamiz:

$$\vartheta^a(A) = -\frac{1}{\tau_{y.k.v.i}}(C^a(A) - C_{kir}(A)) = -\frac{1}{0,2}(3 - 4) = 5 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{soat}}$$

Yordamchi  $a$  nuqta orqali olingan koordinatadagi ( $C^a(A) = 3 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$ ,  $\vartheta^a(A) = 5 \text{ kmol/m}^3 \text{soat}$ ) qiymatga va absissa o'qidagi nuqtaga muvofiq keluvchi  $C_{kir}(A) = 4 \text{ kmol/m}^3$  kattalikka parabola chizig'ini kesishish nuqtasiga qadar to'g'ri chiziq o'tkazamiz.

Kesishish nuqtasi birinchi reaktordan chiqishidagi aralashma konsentratsiyasining qiymatini beradi. Grafikni yasashni  $C_{chiq}(A) = 0,8 \text{ kmol/m}^3$  qiymatga yetgunga qadar qancha kerak bo'lsa, o'shanda og'ish bo'yicha to'g'ri chiziqqa ( $\tau_{y.k.v.} = \text{const}$ ) shuncha marta davom ettirish kerak bo'ladi. Kaskadda to'rtta reaktor mavjud va to'rtta og'ish chizig'ini hosil qiladi, biroq oxirgi reaktordan aralashma belgilanganiga nisbatan oz konsentratsiya bilan chiqadi, ya'ni bu kaskad ortig'i bilan ishlaydi.

Kaskaddagi IAR ning umumiy yig'indi hajmi:

$$\sum_1^4 V_i = 4V_{y.k.v.}^{\tau} \tau_{y.k.v.}^i = 4 \cdot 30 \cdot 0,2 \cdot 60 = 1440 \text{ l} = 1,44 \text{ m}^3$$

Birlik IAR ning hajmi:

$$V = V_{ar}^{\tau} \tau_{y.k.v.} = 30 \cdot 2 \cdot 60 = 3600 \text{ l} = 3,6 \text{ m}^3$$

Xuddi kutganimizga muvofiq holda:

$$\sum_1^4 V_i < V$$

Kaskadda umumiy yetib kelish vaqtini aniqlaymiz:

$$\sum_1^4 \tau_{y.k.v.}^i = 4 \cdot \tau_{y.k.v.i} = 4 \cdot 0,2 = 0,8 \text{ soat}$$

Uning kattaligi oraliq holatni egallaydi, ya'ni ISCHRda reagentni yetib kelish vaqti (0,4 soat) bilan birlik IAR-U (2 soat) o'rtasidagi holatga to'g'ri keladi.

### **3.3. Turli xildagi reaktorlarning konstruktiv xususiyatlari va ularni tavsiflab qiyoslash**

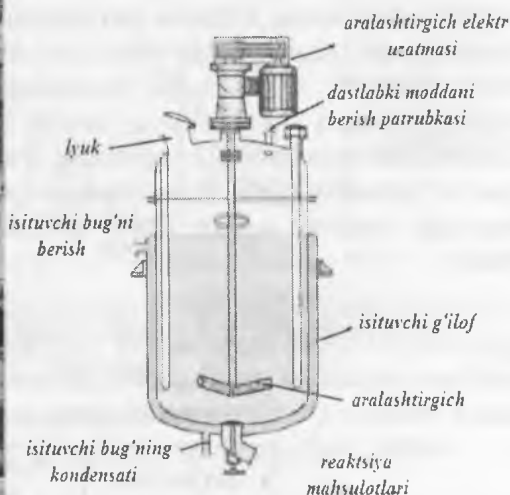
Turli xildagi reaktorlarni taqqoslashda dastlab ularning konstruksiyasini inobatga olgan holda bajaradigan ishlari, reaktor o'lchamlari, kimyoviy reaksiyada selektivligi, masalan oddiy qaytmas reaksiyada mahsulotning chiqishi kabi parametrlar orqali tavsiflanadi.

Reaksiyon apparatlarning konstruksiyasi quyidagi asosiy faktorlarga bog'liq bo'ladi:

– dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarning agregat holatiga;

- reaksiyon zonadagi harorat va bosimga;
- issiqlik effekti va issiqlik almashinishining jadalligiga;
- qayta ishlanadigan moddaning kimyoviy xossasiga;
- reaksiyaga kirishuvchi moddalarni aralashtirish jadalligiga;
- jarayon borishning davriyligiga yoki uzluksizligiga;
- uning fazaviy holatiga va katalizator ishtirok etishi bilan tavsiflanadi.

Yuqorida sanab o'tilgan faktorlarni hisobga olgan holda, kimyoviy jarayonlarni xilma-xil bo'lishini inobatga olib, bir necha turdagi reaktorlar konstruksiyasini ishlab chiqishni taqazo etdi. Hamma reaksiyon apparatlar ma'lum bir tur bo'yicha va nostandartlarga (turga ega emas) bo'linadi. Ma'lum bir tur bo'yicha bo'lingan apparatlar, kimyoviy jarayonlarda keng ko'lamda ishlatiladi va bunga dahldor bo'lganlari: reaksiyon kameralar (sig'imli reaktorlar) va aralashtirgichli apparatlar, quvurli apparatlar, kolonnali apparatlar va boshqalarni misol qilib olishimiz mumkin.



**3.16 - rasm. G'ilof payvandlangan ideal aralashtirish sig'imli reaktorning umumiy -(a) va uning (b)- sxematik ko'rinishlari.**

Nostandart turiga ko'pgina kimyoviy reaktorlar tegishli bo'lib: koks kubi, katalitik kreking va reforming reaktorlari hamda regeneratlarni va boshqalarni olishimiz mumkin.

Reaktorlarni qiyoslash va tanlashda reaktorning unumdorligiga, konsentratsiyaning, aniqrog'i jarayon harakatlantiruvchi kuchining ta'sirini o'rganishga e'tibor beriladi. Bunda shartli ravishda parametrlarni o'zgarmas qilib qabul qilinadi.

**1). Ideal siqib chiqaruvchi va to'liq aralashtirgichli reaktorlar.**

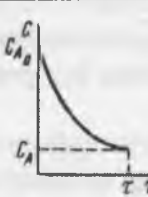
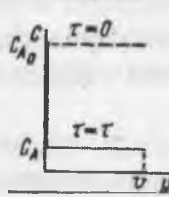
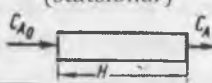
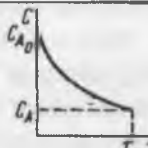
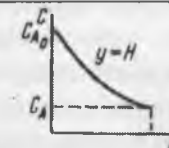
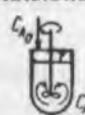
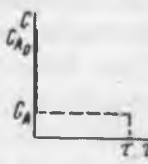
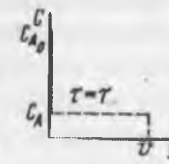
Ideal siqib chiqaruvchi reaktorlarda dastlabki reagentlarning konsentratsiyasi reaktor uzunligi (yoki balandligi) bo'yicha kamayib boradi. Natijada mos ravishda jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  ham kamayadi, boshqa parametrlar doimiy bo'lganda hajmi ham kamayib boradi. Bunday holat davriy ishlovchi reaktorda ham kuzatiladi. Dastlabki moddalarning o'rtacha konsentratsiyasi, ya'ni o'rtacha harakatlantiruvchi kuch davriy ishlovchi reaktorda ham quyidagi formuladan topiladi:

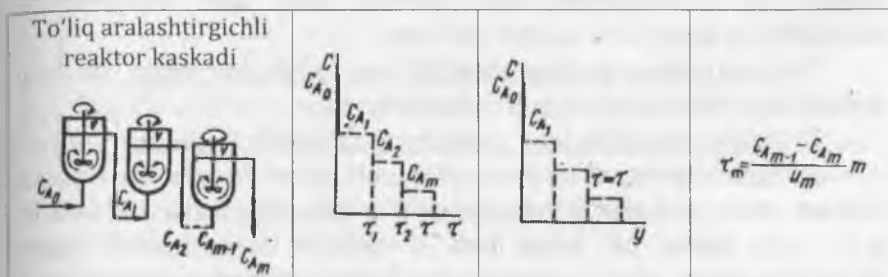
$$C_{or} = \frac{C_{Ab} - C_{AOX}}{2,3tg(C_{Ab}/C_{AOX})} \quad (3.30)$$

To'liq aralashtiruvchi reaktorlarda esa  $C_{Ab} = C_{Aox}$  bo'ladi. Natijada jarayonning o'rtacha harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  oqimli aralashtiruvchi reaktorlarda har doim ideal siqib chiqaruvchi va davriy ishlovchi reaktorlarga qaraganda past bo'ladi. Bu farq aylanish darajasi va reaksiya tartibi qanchalik yuqori bo'lsa, shunchalik katta bo'ladi. 3.2-jadvaldagi grafiklarni o'zaro solishtirish shuni ko'rsatadiki, ayrim sharoitlar bir xil bo'lganda kerakli aylanish darajasiga erishish uchun TAOR qo'llanilganda ko'p vaqt talab etiladi.

3.2-jadval

Turli reaktorlarda dastlabki modda konsentratsiyasining o'zgarishi.

| Reaktor                                                                                                                                      | Konsentratsiyaning taqsimlanishi                                                    |                                                                                     | Xarakteristik tenglama                         |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------|
|                                                                                                                                              | vaqt bo'yicha                                                                       | reaktor hajmi bo'yicha                                                              |                                                |
| Davriy ishlovchi to'liq aralashtirgichli (nostatsionar)<br> |    |    | $\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A}$ |
| Ideal siqib chiqaruvchi (statsionar)<br>                   |   |   | $\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A}$ |
| Oqimli to'liq aralashtirgichli (statsionar)<br>           |  |  | $\tau = \frac{C_{A0} x_A}{-r_A}$               |



Aslida esa unday emas, chunki izotermik rejimda ishlagani va diffuzion qarshilik yo'q bo'lgani uchun ideal siqib chiqaruvchiga qaraganda to'liq aralashtiruvchi reaktorlarda tezlik konstantasi k katta bo'ladi. Aralashtirilish natijasida geterogen sistemada fazalar ta'sirlashuv yuzasi (F) ham katta qiymatga ega bo'ladi.

$$\vartheta_A = \frac{dG}{d\tau} = kF\Delta C \quad (3.31)$$

Reaksiya tezligi formulasidan shuni ko'rish mumkinki, k va F aralashtirgichli reaktorlarda,  $\Delta C$  esa siqib chiqaruvchi reaktorlarda katta bo'lar ekan. Umuman reaktorlarni faqat tezligi bo'yicha solishtirish maqsadga muvofiq emasdir. Ishlab chiqarishda to'liq aralashtiruvchi reaktorlar ko'proq qulayliklarga egadir. „Bular: 1) Polimerizatsiya reaksiyalari olib borilganda konsentratsiyaning bir tekisda taqsimlanishi natijasida katta  $C_{ox}$  va X ga erishiladi. 2). Katalitik jarayonlar ham bu reaktorlarda oson va qulay olib boriladi. Masalan, metanol sintezi, yuqori spirtlarni olish (harorat 10-20°C dan oshganda qo'shimcha reaksiyalar borishi tezlashadi) past haroratda olib boriladi. 3). Aralashtirgichli reaktorlarda katta konsentratsiyadagi reagentlar bilan reaksiyalarni olib borish mumkin. 4). Yuqori issiqlik effektiga ega bo'lgan reaksiyalarni olib borish mumkin. 5) Issiqlik uzatilishi bir tekisda bo'ladi. 6) Issiqlik almashinuvchi apparatlarning kam miqdorda ishlatilishi.

**Kamchiligi:** 1). Qattiq reagentlarning maydalanib ketishini yuzaga keltirishi mumkin. 2). Apparatlar eroziyasi, korroziyasi kuchli kechadi. 3). Kerak bo'lmaydigan qattiq zarrachalar va suyuqlik tomchilarining reaktorlardan chiqarib yuborilishi qiyin

bo'ladi. 4). Energiyaning sarf bo'lishi ideal siqib chiqaruvchi reaktorlarga qaraganda ko'proq bo'ladi.

Shuning uchun reaktor modelini tanlashda har doim uni har tomonlama tahlil qilib, o'rganish lozimdir.

## 2) To'liq aralashtirgichli reaktor va reaktorlar kaskadi.

Jarayonning harakatlantiruvchi kuchi  $\Delta C$  reaktorlar kaskadida bittalik reaktorga qaraganda yuqori bo'ladi. Qanchalik kaskadlar soni ortib borsa  $\Delta C$  farqi ham shunchalik ortib boradi. Agar kaskadlar sonini cheksiz oshirsak, u holda reaktorlar kaskadining harakatlantiruvchi kuchi ideal siqib chiqaruvchi reaktorlarning harakatlantiruvchi kuchiga tenglashib qoladi. Kaskadlar soni kam bo'lganda jarayon kinetikasi quyidagi tenglama orqali ifodalanadi:

$$\vartheta = \frac{G}{\tau} = KV\Delta C_{ox}. \quad (3.32)$$

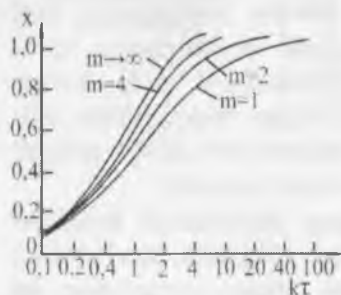
Kaskadlar soni ko'p bo'lganda:  $m > 4$

$$\vartheta = \frac{dG}{d\tau} = kmV\Delta C_{o'r}. \quad (3.33)$$

Bu yerda:  $V$  bitta bosqichning reaksiyon hajmi;  $\Delta C_{ox}$  berilgan bosqichdagi jarayonning oxirgi harakatlantiruvchi kuchi (aralashtirgichli reaktor modeli uchun);  $\Delta C_{o'r}$  barcha bosqichlardagi jarayonning o'rtacha harakatlantiruvchi kuchi (siqib chiqaruvchi reaktor modeli uchun);  $m$  - bosqichlar (reaktorlar) soni.

3.17-rasmda qaytmas jarayonlar uchun aylanish darajasining kaskaddagi reaktorlar soni uchun  $d\tau$  ga bog'liqligi ko'rsatilgan.

Rasmdan ko'rinib turibdiki, reaktorlar soni qanchalik ko'p bo'lsa, berilgan aylanish darajasida  $d\tau$  kattalik kichkina bo'ladi, ya'ni sistemaning reaksiyon hajmi ham kam bo'ladi.



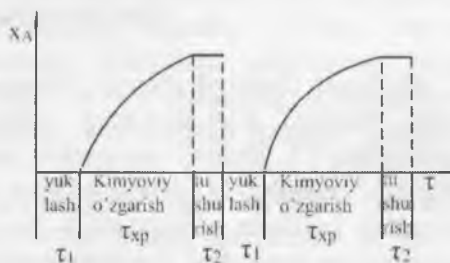
3.17-rasm. Aylanish darajasining reaktorlar kaskadi soniga bog'liqligi

### 3). Davriy (uzlukli va uzluksiz) ishlaydigan reaktorlar.

Davriy ishlovchi reaktorlarda har doim aralashtirish darajasiga bog'liq bo'lmagan holda vaqt bo'yicha reagentlar konsentratsiyasi, harorat, bosim va tezlik konstantasi o'zgarib turadi. Agar davriy ishlovchi reaktor to'liq aralashtirish rejimida ishlasa, u holda kerakli aylanish darajasiga erishish uchun kerak bo'ladigan vaqt ( $\tau$ ) karakteristik tenglamadan topiladi.

Chunki davriy reaktorda reagentlarni kiritish va chiqarish uchun vaqt sarfi katta. Yuklash – kimyoviy jarayon, mahsulot olish sikli davriy ishlovchi reaktorning ishlash rejimi hisoblanadi (3.18-rasm).

**3.18-rasm. Davriy ishlovchi reaktor ishining grafigi**



Davriy ishlovchi reaktorlarda unumdorlik jarayonning to'liq bajarilishiga bog'liq bo'ladi:

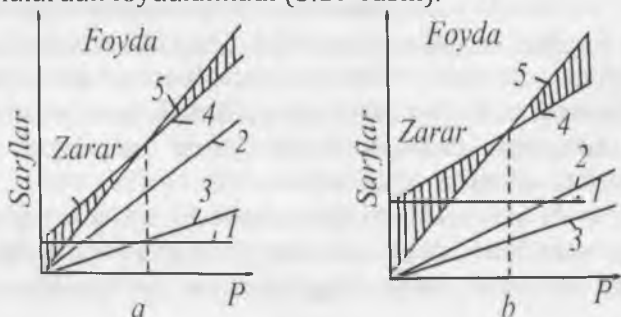
$$Y = \frac{G}{\tau} = \frac{G}{\tau_{kay.} + \tau_{qo'sh}} \quad (3.34)$$

Bu yerda:  $G$  – mahsulot massasi;  $\tau$  – siklning to'liq vaqti  $\tau_{qo'sh} = \tau_1 + \tau_2$  - qo'shimcha operatsiyalarning vaqti;  $\tau_{kay.}$  – kimyoviy aylanish vaqti;  $\tau_1$  - kiritish vaqti;  $\tau_2$  – chiqarish vaqti.

Davriy ishlovchi reaktorlar samaradorligini foydali ish ko'effitsienti orqali xarakterlash mumkin:

$$\eta = \tau_{k.ay.} / (\tau_{k.ay.} + \tau_{qo'sh}) \quad (3.35)$$

Uzluksiz va davriy reaktorlar solishtirilganda iqtisodiy diagrammalardan foydalaniladi (3.19-rasm).



**3.19-rasm. Davriy (a) va uzluksiz (b) jarayonlarning iqtisodiy diagrammasi.**

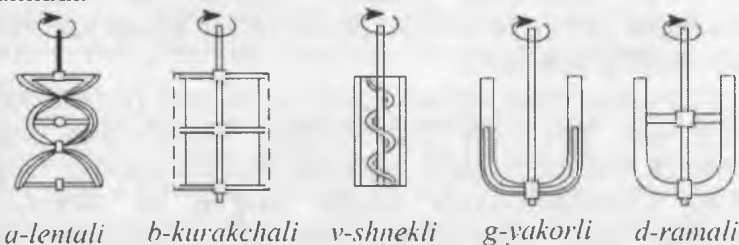
Mahsulot tannarxi doimiy, o'zgaruvchan va xom ashyo narxiga bog'liq bo'ladi. 3.19-rasmdagi iqtisodiy diagramma chiziqlari quyidagicha: 1). Doimiy xarajatlar (amortizatsiya, ekspluatatsiya, tekshiruv, maosh). U unumdorlikka bog'liq bo'lmaydi. Davriyga qaraganda uzluksiz jarayonlarda bir muncha yuqori bo'ladi. 2). O'zgaruvchan xarajatlar (elektroenergiya bug', suv) unumdorlikka to'g'ri proporsionaldir va davriy reaktorlarda yuqori bo'ladi. 3). Xom ashyoning narxi U unumdorlikka to'g'ri proporsionaldir va ikkala jarayon uchun bir xildir. 4). Ishlab chiqarishning umumiy xarajatlari – doimiy, o'zgaruvchan va xom ashyo narxining yig'indisiga teng. 5). Mahsulotning bahosi. Davriy va nodavriy jarayonlar uchun bir xil bo'ladi. Mahsulot bahosi bilan umumiy ishlab chiqarish xarajatlarining farqi bizga reaktor ishining foydasini yoki zararini ko'rsatadi. Demak, rasmdan ko'rinib turibdiki, davriy ishlovchi reaktorlarda unumdorlik qiymati kam bo'lar ekan. Shunday qilib, kam unumdorlikda davriy ishlovchi reaktorlar, yuqori unumdorlikda esa uzluksiz ishlovchi reaktorlar iqtisodiy jihatdan foydali bo'ladi. Davriy ishlovchi reaktorlar asosan kam miqdorda reaktiv ishlatiladigan ishlab chiqarishda qo'llaniladi. Masalan, katalitik jarayonlarda, dori vositalari va lok, bo'yoq materiallarni ishlab chiqarishda qo'llaniladi.

### 3.3.1. Aralashtirgichi mavjud sig'imli reaktorlar

Sig'imli reaktorlarda kimyoviy reaksiyalar sig'imning ishchi hajmida olib borilib, unga maxsus shtutser orqali xom ashyo yuklansa, to'kish shtutseri orqali esa mahsulot chiqarib olinadi. Sig'imli reaktorlarda gomogen reaksiyalar suyuq fazada olib boriladi. Sig'imli apparatlar – davriy va oqimli ravishda ishlovchi turlarga bo'linadi. Suyuq fazada ishlovchi reaktorlarning konstruksiyasi asosan muhitning qovushqoqligiga bog'liq bo'ladi va u turli xilda tayyorlangan aralashtirgichlarga qarab aniqlanadi.

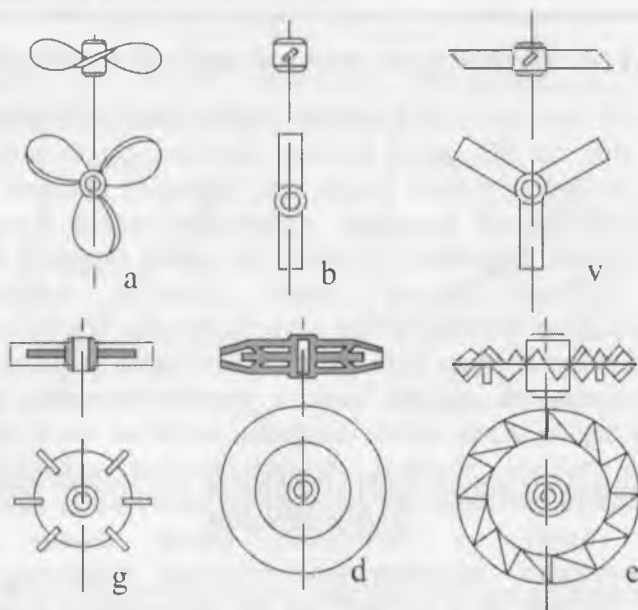
Aralashtirgichli apparat hajmi u yoki bu jarayonni o'tkazish sharoitiga bog'liq holda, kichik ulushidan tortib bir necha ming kub metrgacha bo'lishi mumkin. Aralashtirgichlar aylanish tezligi bo'yicha shartli ravishda ikki guruhga bo'linadi: sekin aylanadigan (yakorli, ramali va boshqalar, ularda aylana bo'ylab harakatlanayotgan parraklarning chetidagi nuqtaning tezligi taxminan 1m/sek teng bo'ladi) va tez aylanadigan (propellerli, turbinali va boshqalar, ularda aylana bo'ylab harakat tezligi 10 m/sek atrofida bo'ladi).

Masalan, yuqori qovushqoqlikka ega bo'lgan muhitning laminar rejimda aralashtirish uchun lentali, kurakchali va shnekli aralashtirgichlardan foydalaniladi (3.20 - rasm). Nisbatan uncha yuqori bo'lmagan qovushqoqlikka ega suyuqliklarni aralashtirish uchun esa sekin harakatlanuvchi yakorli va ramali aralashtirgichlar qo'llaniladi.



**3.20 - rasm. Sekin harakatlanuvchi aralashtirgichlar konstruksiyalari.**

Tez harakatlanuvchi parrakli, trubinali, propellerli aralashtirgichlar (3.21 - rasm) o'q bo'ylab sirkulyatsion oqim hosil qilish qobiliyati bilan farq qiladi.



**3.21 - rasm. Tez harakatlanuvchi aralashtirgichlar:** *a - propellerli, b - ikki parrakli, v - uch parrakli, g - ochiq trubinali, d - yopiq trubinali, e - frezerli.*

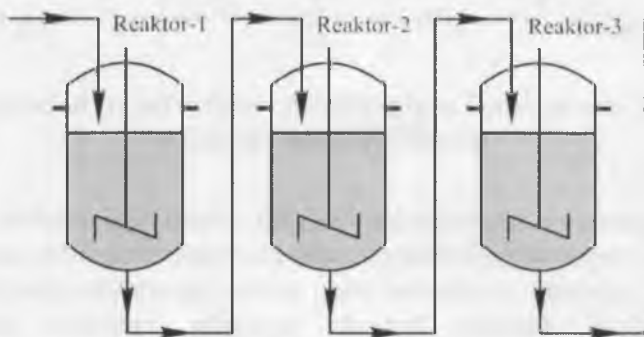
Aralashtirgichi mavjud bo'lgan qozonda davriy reaksiyalar, odatda atrof-muhit sharoitida yoki mo'tadil yuqori bosim va 250 °C harorat oralig'ida sodir bo'ladi. Ishlab chiqarish talablariga bog'liq holda kimyo sanoatidagi o'xshash idishlar legirlangan<sup>3</sup> yoki legirlanmagan po'latlardan tayyorlanadi, ba'zan emalli yoki rezinali qoplama bilan ta'minlanadi.

Ishlab chiqarishda sig'imli reaktorlar uzluksiz rejimda ishlaydi va ko'pincha ketma-ket joylashtiriladi. Reaktorlarni bunday joylashtirish reaktorlar kaskadini hosil qiladi. Kaskadda reaksiyon hajmning kichiklashishidan hamda turg'un va sirkulyatsiya zonalarining salbiy ta'sirlari pasayishidan aralashtirish sezilarli darajada aktivlashadi. Natijada dastlabki moddalarning aylanish

<sup>3</sup> Ko'pincha oziq-ovqat va kimyo sanoatining asosiy qurilma, jihozlarning ichki yuzasi karroziyaga chidamli bo'lgan metallar orqali ishlov berilib maxsus qoplama qilinadi.

darajasi va mahsulotlarning chiqishi yuqori ko'rsatgichga erishishga olib keladi.

Uzluksiz ishlaydigan bir necha pog'onali kampanovkalangan reaktorlar o'zaro ketma-ket tartibda joylashtirilgan bo'ladi (3.22 - rasm). Shu bilan birga 1-reaktorning oxirgi mahsuloti 2-reaktorning dastlabki xom ashyosi, ikkinchi reaktorning oxirgi mahsuloti esa 3-reaktorning dastlabki xom ashyosiga aylanib shu tarzda davom etaveradi.



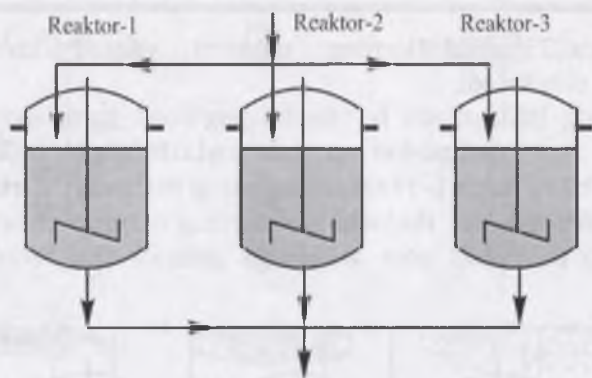
**3.22 - rasm. Ideal aralashtirish reaktorlarini pog'onali (ketma-ket tartibda) ulash sxemasi.**

Shunday qilib, bu yerda kimyoviy reaksiya bir nechta reaksiya idishlarga taqsimlanadi. Alohida olingan katta idishlardagi reaksiya massaning konsentratsiyasi pog'ona bo'yicha reaksiya mahsulotining konsentratsiyasi darajasiga erishgunga qadar o'zgarib boradi. Shunday pog'onali sxemadan quyidagi holatlarda foydalaniladi.

Qachonki, kuchli ekzotermik reaksiyalar bilan ish ko'rilsa, u vaqtda alohida olingan reaktorlarda (turli darajadagi issiqlik olib chiqib ketilishi hisobiga) turlicha harorat va shunga muvofiq holda turlicha reaksiya tezligiga ega bo'lishidan aniq bir me'yoriy rejim o'rnatish talab qilinadi.

Ba'zan reaksiyaning borishi vaqtida istalmagan oraliq qo'shimcha mahsulotlarni reaktordan tushirishga to'g'ri keladi.

Bir necha aralashtirgich batareyalari kompanovkasini ishlab chiqarish jarayoniga parallel ulanadi (3.23 - rasm).



**3.23 - rasm. Ideal aralashtirish reaktorlarini batareyali (parallel) ulash sxemasi.**

Bu parallel sxemalardan ba'zida ishlab chiqarishda yuzaga keladigan regulyar uzilishlarda, yoki qurilmalarni ishdan chiqishida masalan, alohida reaktorlarning ayrim qismlarini ifloslanishida foydalaniladi. Bunday holatda muvofiq ravishda qurilmani jarayondan chiqarib (uni to'xtatib tartibga solish kerak bo'ladi), jarayonni ikkita boshqa reaktorlarda amalga oshirish mumkin bo'ladi.

### 3.3.2. Reaktor o'lchamlari

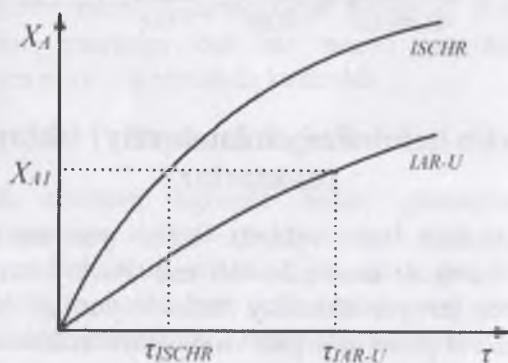
Jarayonlarda reaktor o'lchamlari to'g'ri tanlansa, unda reaktor berilgan aylanish darajasini (qaralayotgan reaksiya turi bo'yicha) ta'minlay oladi va o'z navbatida, mahsulotning chiqishi ham shunga bog'liq bo'ladi. Ideal siqib chiqarish va ideal aralashtirish reaktorlarida reagentlarni mahsulotga aylanish darajasining bir xil bo'lishiga erishish uchun kerak bo'ladigan vaqtni topamiz. Ideal siqib chiqarish reaktorida reagentlar konsentratsiyasining o'zgarishi reaktor uzunligi bo'yicha asta-sekin sodir bo'lsa, uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida esa reagentlar konsentratsiyasining oxirgi qiymatigacha keskin kamayib ketishi o'ziga xosdir. Umumiy holda reaksiyaning kinetik tenglamasi:  $-r_A = kC_A^n$  ko'rinishda yoziladi. Bu tenglama  $n=0$  reaksiya uchun quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:  $-r_A = k$ . Bu holatda jarayon tezligi va reaktor hajmi reagent

konsentratsiyasiga bog'liq bo'lmaydi.  $n > 0$  bo'lgan holatdagi reaksiyalar uchun esa reaktorning turi ahamiyatga ega bo'lib, bir xil aylanish darajasiga erishishi uchun, uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida, ideal siqib chiqarish reaktoriga nisbatan ko'p vaqt talab etiladi.

Ixtiyoriy tartibdagi reaksiyani o'tkazish va reaktorlarni qiyoslash uchun grafik usuldan foydalaniladi (3.24 - rasm):

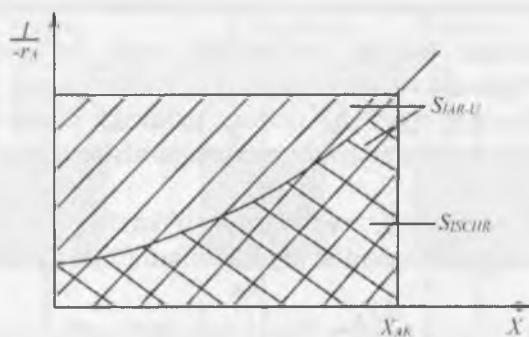
$$\tau_{ISCH} = C_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = C_{AO} \int_0^{X_A} \frac{1}{-r_A} dX_A = C_{AO} \cdot S_{ISCH}$$

$$\tau_{IAR} = S_{AO} \cdot \frac{X_A}{-r_A} = C_{AO} \left( \frac{1}{-r_A} \right) X_A = S_{AO} \cdot S_{IAR}$$



3.24 - rasm. ISCHR va IAR-U larida aylanish darajasining vaqtga bog'liqlik grafigi.

$S_{i.s.ch.r}$  belgi o'zining mohiyati bo'yicha – integral ya'ni, egrilik ostidgi maydon,  $S_{i.a.r}$  belgi esa – ko'paytma  $\left( \frac{1}{-r_A} \cdot X_A \right)$  bo'lib, tomonlari  $\frac{1}{r_A}$  va  $X_A$  bo'lgan to'g'ri to'rtburchakdir (3.25 - rasm).



3.25 - rasm. ISCHR va IAR-U larni qiyoslash.

Boshqa tomondan

$$\frac{\tau_{ISCH}}{\tau_{IAR}} = \frac{C_{Ao} \cdot S_{ISCH}}{C_{Ao} \cdot S_{IAR}} = \frac{S_{ISCH}}{S_{IAR}} = \frac{V_{ISCH}}{V_{IAR}} \text{ o'rinli bo'ladi.}$$

### 3.4. Yarim uzluksiz (yarim davriy) ishlaydigan reaktorlar

Yarim uzluksiz jarayonlarda bitta yordamchi operatsiya uzluksiz olib borilsa, boshqalarida esa davriy tarzda kechadi. Gazogeneratorda jarayon shunday kechadi: yoqilg'i (shixta) davriy ravishda yuklanadi, generator gazi va reaksiya mahsulotlari uzluksiz chiqarib turiladi.

Yarim uzluksiz jarayonlarning borishi asosan mikrobiologiya sanoat ishlab chiqarishida qo'llaniladigan bioreaktorlar – fermenterlarda kuzatiladi. Masalan, aerob mikroorganizmlar o'stirish yoki uni yetiltirish uchun uzluksiz ravishda havo yoki kislorod reaktorga yuklangan substratdan o'tkazib turiladi.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, ushbu bobda davriy ishlaydigan ideal aralashtirish sig'imli reaktorlarni tavsifi, tuzilishi, ularda reagentlarning hajm va vaqt bo'yicha o'zgarish grafiklari, uzluksiz ishlovchi reaktorlar tavsifi hamda ideal siqib chiqarish reaktori uzunligida reagent konsentratsiyasining va aylanish darajasining o'zgarishi grafiklar asosida yoritib berildi. Real sharoitda quvur

reaktorning ishini yoritib berishda suyuqliklarning harakati laminar yoki turbulent oqim bo'lishiga qarab yacheykali va diffuzion strukturali oqim modelidan foydalangan holda tushintirib berildi.

Uzluksiz ishlovchi ideal aralashtirish reaktori hajmida konsentratsiyaning  $a(x, y, z)$  nuqtalarda o'zgarish grafigi ham keltirilgan. Bundan tashqari, ushbu qaralayotgan bobda real sharoitlarda aralashtirish reaktori ishining qisqacha tavsifi keltirilgan bo'lib, ideal siqib chiqarish kaskad reaktorlari hamda ideal aralashtirish reaktorlarini grafik usulda hisoblash bo'yicha ham ma'lumotlar keltirildi.

Turli xildagi reaktorlarning konstruktiv xususiyatlari va ularni tavsiflab, qiyoslash hamda aralashtirgichi mavjud sig'imli reaktorlarni aralashtirish mexanizmlarining kontstruktsiyalari ham keltirilgandir. Ideal aralashtirish reaktorlari batareyasini ketma-ket va parallel ulash sxemasi tushintirib berilgan. Jumladan ushbu bobda har bir mavzuga oid bir necha masalalarni yechish namunalari ham muvofiq ravishda keltirildi.

## Tayanch iboralar

Izotermik reaktor, agregat holat, gomogen, geterogen, mikrobiologik jarayon, sig'imli reaktor, ideal aralashtirish, boypas, qovushqoqlik, radial oqim, aylanish darajasi, nol' tartib, birinchi tartib, ikkinchi tartib, xomashyo, yetib kelish vaqti, porshen, quvurli reaktor, Reynolds kriteriyasi, laminar, turbulent, tezlik profili, yacheyka, diffuziya, model, reaktor kaskadi, uzluksiz, konstruksiya, issiqlik effekti, generator gazi, substrat, fermenter, bioreaktor.

## O'z-o'zini nazorat qilish savollari

1. Davriy ishlaydigan reaktor, sxemasi, ishlash printsipli, yutuq va kamchiliklari, qo'llanish sohasi.

2. Uzluksiz ishlaydigan reaktorlar U-IAR, qurilmasi, ishlash printsipli, yutuq va kamchiliklari, qo'llanish sohasi.

3. Ideal aralashtirish reaktorlari, tavsifi va tassavurlar. IAR-U asosiy ish vaqtini hisoblashda undan foydalanish: a)  $f=1$  teng holat va  $k$  aniq bo'lganda; b)  $f=2$  teng bo'lgan holat va  $k$  aniq bo'lganda; v)  $v=f(C)$  – oshkor funksiya egriligida hisoblash tartibi.

4. IAR-D reaktorlarning diametri va balandligi qanday hisoblanadi? Reaktor sxemasini chizib bering.

5. IAR-U reaktorlarning unumdorligini hisoblash tartibi. Reaktor sxemasini chizib bering.

6. Ideal siqib chiqarish reaktori, tavsifi va tasavurlar. ISCH ning ish vaqtini hisoblashda undan foydalanish. ISCHR ning yetib kelish vaqti  $\tau_{y.k.v.}$  davriy ideal aralashtirish reaktorining asosiy ish vaqtiga teng ekanligini ko'rsatib bering.

7. Ideal siqib chiqarish rejimiga erishib bo'lmasligining sabablari. ISCHR noidealligi (nomukkamllik) qanday hisobga olinadi. Yacheykali va diffuzion modellarida oqim strukturasi (tuzilishining) mohiyati.

8. ISCHR qurilmasining sxemasi. Uning balandligi va diametrini hisoblash.

9. IAR-U qurilmasining sxemasi. Yetib kelish vaqtini hamda balandligi va diametrini hisoblash.

10. ISCHR kaskadi. Birlik ISCHRning hajmi va ISCHR kaskadining hajmi bir xil ish rejimi sharoitida ularning hajmlarining bir-biriga mos kelishini ko'rsating.

11. IAR-U kaskadi va uning sxemasi.  $k$  – oshkor bo'lgan hol uchun va  $f=1$ , bo'lganda reaktorlar sonini hisoblash tenglamasini keltirib chiqaring.

12. Reaktorlar sonini grafik usulda hisoblash.

13. ISCHR, IAR-U va kaskadli uzluksiz ideal aralashtirish reaktorlarini  $\tau_{y.k.v.}$  va  $V$  bo'yicha qiyoslash, hamda ularning qo'llanish sohasi bo'yicha asoslab bering.

14. Reaktorda izotermik jarayonni hisoblash asoslari. Turli xildagi – ideal aralashtirish va ideal siqib chiqarish modellari bilan yoziladigan reaktorlarni ishlash unumdorligini (samaradorlik) qiyoslash.

## Mustaqil yechish uchun masalalar

**3.1-masala.** Ideal siqib chiqarish reaktorida suyuq fazada gomogen  $A+B \rightarrow R+S$  tartibli reaksiya kechmoqda. Agar ushbu kattaliklar:

- reaksiya tezligi konstantasi,  $K = 4,8 \cdot 10^{-2} \frac{m^3}{kmol \cdot sek}$ ,

- moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi

$$C_{A,0} = C_{B,0} = 7 \cdot 10^{-2} \frac{kmol}{m^3}, \quad \text{reaktordan chiqishdagi } A$$

moddaning konsentratsiyasi  $4 \cdot 10^{-2} \frac{kmol}{m^3}$ , ga teng,

- reaktor hajmi  $V_r = 0,2 m^3$  berilgan bo'lsa, reaktorning samaradorligi  $\eta_r$  topilsin.

**3.2-masala.** 3.1 masalani shartini ideal aralashtirish oqimli reaktori uchun yechilsin.

**3.3-masala.** Suyuq fazali qaytar reaksiya  $A + B \rightleftharpoons 2R$  IAR va ISCHR da kechayotgan bo'lsin. Bunda quyidagi kattaliklar:

- to'g'ri va teskari reaksiyalar tezligi muvofiq ravishda:
- A moddaning hajmiy burilish tezligi  $0,008 m^3/sek$ ,
- A moddaning oqimdagi boshlang'ich konsentratsiyasi

$$C_{A,0(ber)} = 0,12 \frac{kmol}{m^3}.$$

- V moddani berilish tezligi  $0,006 m^3/sek$ ,  $C_{A,0(ber)} = 0,15 \frac{kmol}{m^3}$ .

- Aylanish darajasi  $X_B=0,30$
- dastlabki eritmada mahsulot mavjud emas.

Reaksiyon aralashmaning zichligini doimiy deb qabul qilib, dastlabki moddalarni alohida kiritishda V modda bo'yicha aylanish darajasi 30% ga erishishi uchun reaktorning hajmi hisoblansin.

**3.4-masala.** 8% li kislorod oqimida grafitni to'liq yonishi uchun kerak bo'ladigan  $\tau$  vaqt hisoblab topilsin. Zarracha radiusi 3

## Kimyoviy reaktorlar

mm, grafitning zichligi  $\rho = 2,2 \text{ g/sm}^3$ , jarayonning harorati  $900^\circ\text{C}$ , yonish reaksiya tezlik konstantasi  $20 \text{ sm/sek}$ .

**3.5-masala.**  $A + 2B \rightleftharpoons 2R + S$  ko'rinishidagi teskari reaksiya kechmoqda. Bunda moddalarning boshlang'ich miqdori:  $N_{AO} = 10$ ,  $N_{BO} = 25$ ,  $N_R = 12 \text{ kmol}$ . Muvozanat aralashmasi  $N_A = 2,5 \text{ kmol}$  bo'lsa, A komponent bo'yicha mahsulot chiqishini – R ni hisoblang.

**3.6-masala.** Suyuq fazada kechuvchi  $A + 2V = 2R$  reaksiya uchun aylanish darajasi  $X_B$  va  $X_A = 0,45$  va: 1)  $C_{AO} = 1$ ,  $C_{BO} = 2$ ; 2)  $C_{AO} = 1$ ,  $C_{BO} = 1 \text{ kmol/m}$  hol uchun reaksiyon aralashmaning tarkibini ( $S_A$ ,  $S_B$ ,  $S_R$ ) aniqlang.

**3.7-masala.** Agar reaksiya suyuq fazada  $A + 3B = 2R$ , tartibda borayotgan bo'lsa, reaksiya oxirida ushbu kattaliklarga 1)  $x_A = 0,2$ ;  $x_B = 0,2$ ; 3)  $C_{BO} = 5 \text{ kmol/m}^3$  asosan reaksiyon aralashmaning tarkibi aniqlansin.

**3.8-masala.**  $A = 3R$  tartibda reaksiya kechmoqda. Agar A reagentning boshlang'ich kotsentratsiyasi  $C_A = 1 \text{ kmol/m}^3$  va aylanish darajasi  $X_A = 0,5$  bo'lsa, reaksiyon tarkibni aniqlang. Bunda reaksiyon hajm o'zgarmas deb olinsin.

**3.9-masala.**  $A + B \rightleftharpoons 2R$  tartibli reaksiya uchun quyidagilar hisoblab topilsin:

- 1)  $573 \text{ K}$  haroratda muvozanat vaqtidagi konstantasi;
- 2) muvozanat vaqtidagi aylanish darajasi- $X_A$ ;
- 3) suyuq fazada aralashma tarkibining muvozanat vaqtidagi konstantasi.

Bunda  $\Delta H_{573}^\circ = -24,5 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$ ,  $\Delta S_{573}^\circ = -58 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{grad})$ ,  $C_{AO} = 2 \text{ kmol/m}^3$ , hamda  $C_{BO} = 2 \text{ mol/m}^3$ ,  $C_{RO} = 0$  deb olinsin.

**3.10-masala.** Reaksiya tartibi  $A + 2B \rightleftharpoons 3R$ , bo'lgan holat uchun:

- 1) komponentaning muvozanat vaqtidagi konstantasi;
- 2) A-komponentaning muvozanat aylanish darajasi;

3) reaksiya aralashmaning muvozanat vaqtidagi tarkibi aniqlansin.

Bunda:

$$\Delta G_{373}^0 = -11,2 \text{ kJ/mol},$$

$$C_{AO} = 1 \text{ kmol/m}^3, C_{BO} = 2 \text{ kmol/m}^3 \quad T = 373 \text{ K}.$$

**3.11-masala.** Qaytar reaksiya  $A + B \rightleftharpoons 2R$  tartibda kechmoqda. Bunda harorat 298 K bo'lib, solishtirma entropiyasining o'zgarishi esa  $\Delta S_{298}^0 = -80 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{K)}$ . Agar dastlabki reagentlarning nisbati  $C_{AO}:C_{BO}$  tartibda bo'lib va uning qiymati 0,5 dan to 0,25 gacha o'zgarsa reagentlarning muvozanat vaqtidagi aylanish darajasi necha marta o'zgarishi topilsin.

**3.12-masala.** Qaytar  $A \rightleftharpoons 2R$  tartibdagi reaksiya tezligini aylanish darajasining funksiyasi sifatida ifodalang. Ushbu reaksiya o'zgarmas bosimda gaz fazada kechmoqda deb oling.

**3.13-masala.** Davriy ishlaydigan reaktorda reaksiya o'tkazish vaqtida quyidagi kattaliklar olindi:

|         |     |     |     |     |     |
|---------|-----|-----|-----|-----|-----|
| Vaqt, s | 20  | 40  | 80  | 120 | 180 |
| $x_A$   | 0,1 | 0,2 | 0,4 | 0,6 | 0,9 |

bu olingan natijalardan foydalanib ideal siqib chiqarish reaktori va uzluksiz aralashtirish reaktorida aylanish darajasi 0,8 ga teng bo'lgan holat uchun samaradorliklarini taqqoslang.

## IV BOB. TURLI HARORAT REJIMIGA EGA BO'LGAN REAKTORLAR

Real sharoitlarda reaktorlarni hisoblashda ko'pincha jarayon kechuviga haroratning ta'sirni hisobga olishga to'g'ri keladi: reaksiya (endo- yoki ekzotermik) issiqlik effekti orqali kechadi. Bundan tashqari, reaksiyaning optimal haroratini saqlab turish uchun aralashmani isitish yoki aksincha, sovutib turish kerak bo'ladi. Shunga muvofiq ravishda reaksiya tezligi o'zgaradi, chunki o'z navbatda haroratning qiymati tezlik konstantasiga ta'sir ko'rsatishi bilan birga fizik-kimyoviy konstantasiga ham ta'sir ko'rsatadi (qovushqoqlik, issiqlik o'tkazuvchanlik, gaz zichligi va h. k. lar). Arrenius tenglamasiga asosan:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right), \quad (4.1)$$

Bundan ko'rinadiki, harorat  $T$  oshishi tezlik konstantasi  $k$  ning oshishiga olib keladi va shunga muvofiq ravishda reaksiyani tezlashtiradi.

### 4.1. Issiqlik rejim turlari

Har bir turdagi reaktor uchun harorat ta'sirini inobatga olish aniq issiqlik balansi tenglamasini chiqarishga imkon beradi. Umumiy holda issiqlik balansi, reaktorga kelgan issiqlik miqdori  $Q_{kir}$  reaktordan chiqib ketgan, ya'ni sarflangan  $Q_{sarf}$  issiqlik miqdoriga teng ekanligini ko'rsatadi:

$$Q_{kir} = Q_{sarf} \quad (4.2)$$

Reaktorga kelgan issiqlik miqdori  $Q_{kir}$ , reaktorga kirayotgan dastlabki aralashma komponentasining issiqligi  $Q_{reagent}$  va kimyoviy reaksiya issiqligi  $Q_{k.r.}$  yig'indisidan iborat bo'ladi, agar u ekzotermik reaksiya bo'lsa (ekzotermik reaksiya holatida  $Q_{k.r.}$  -oldidagi "+" ishorani "-" ga almashtirish kerak).  $Q_{sarf}$  - bu reaksiyaga kirishgan aralashma komponentalari hosil qilgan mahsulot  $Q_{mahsulot}$  va

sovutuvchi issiqlik tashuvchi tomonidan olib ketilgan  $Q_{m.s.}$  issiqlik miqdorlarining (reaksion aralashmani isitishda "+" ishora bizning yozuvda "-" ga o'zgaradi) yig'indisidan tashkil topgan bo'ladi. Bundan tashqari uchinchi sarf deb nomlanadigan issiqlik yo'qotilishi  $Q_{yo'q.}$  mavjudki, u ko'pincha e'tiborga olinmaydi va sarf qilingan issiqlikning ulushi sifatida:  $Q_{yo'q.} = (0,05-0,01) Q_{sarf.}$  deb hisobga olinadi.

Shunday qilib, ekzotermik reaksiya holatida va reaktorda aralashmani sovutishda (4.2) tenglama quyidagi ko'rinishni oladi:

$$Q_{reagent} + Q_{k.r.} = Q_{mahsulot} + Q_{m.s.} \quad (4.3)$$

$Q_{k.r.}$  va  $Q_{m.s.}$  kattaliklarning munosabatiga bog'liq holda issiqlik rejimlarining uchta varianti vujudga keladi:

1)  $Q_{k.r.} = Q_{m.s.}$ , u holdada (4.3) tenglama soddalashadi:  $Q_{reagent} = Q_{mahsulot}$  yoki fizika kursidan ma'lum bo'lgan  $Q = m \cdot c_p \cdot T$  formulaga asosan:

$$m \cdot c_{p.reag.} \cdot T_{reag.} = m_{mah.} \cdot c_{p.mah.} \cdot T_{mah.}$$

Suyuq fazali jarayonlarda aralashmaning massasi o'zgarmas bo'lib, issiqlik sig'imining o'zgarishi unchalik sezilarli darajada o'zgarmaydi. Shuning uchun uni qisqartirgandan so'ng quyidagini olamiz:

$$Q_{reagent} = Q_{mahsulot}$$

Jarayon kechishi vaqtida reaktorda reaksiyalar aralashma harorati o'zgarmagan holatdagi ish varianti **izotermik rejim** deb yuritiladi.

2)  $Q_{m.s.} = 0$ , ya'ni atrof muhit bilan issiqlik almashinish sodir bo'lmaydi va bunday sharoitda (4.3) tenglama soddalashadi:  $Q_{k.r.} = Q_{mahsulot} - Q_{reag.}$  bu holatda reaksiy jarayonida ajralib chiqadigan barcha issiqlik aralashmani isitishga sarf bo'ladi. Bunday rejim **adiabatik rejim** deyiladi

1)  $Q_{k.r.} \neq Q_{m.s.}$ , bunday holat eng murakkab rejim bo'lib, u **politropik rejim** deb ataladi. Boshqa ikkitasini uning xususiy holi deb qarash mumkin.

Misol tariqasida (4.3) issiqlik balansi tenglamasining qo'llanilishiga doir masalalar yechamiz.

**4.1.1-masala.** Uzlüksiz tartibda ishlovchi reaktorda, ekzotermik  $A \rightarrow R$  reaksiya o'tkazilmoqda, uning solishtirma issiqlik effekti  $\Delta H = -190 \text{ kJ/kmol} \cdot A$  ga teng. Reaktorga kirayotgan aralashma miqdori  $n = n(A) = 0,2 \text{ kmol/c}$  ga teng bo'lib, u  $T_{kir.} = 15^\circ\text{C}$  harorat bilan kirib,  $T_{chiq.} = 49^\circ\text{C}$  harorat bilan chiqadi. Aralashmaning molyar issiqlik sig'imi  $c_p^1 = 16,7 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{K)}$ , aylanish darajasi  $X_A = 0,8$ . Aralashma va issiqlik tashuvchi orasidagi o'rtacha harorat farqi  $\Delta t_{o'r.} = 40^\circ\text{C}$ , issiqlik uzatish koeffitsienti  $K = 419 \text{ Vt/m}^2 \cdot \text{K}$ . Reaktorga olib kirilayotgan yoki olib ketilayotgan issiqlik miqdorini va issiqlik almashinish yuzasini hisoblang.

**Yechish.** Faraz qilaylik, reaktorda aralashma sovutilmoqda, bunda (4.3) issiqlik balansi tenglamasi quyidagi ko'rinishni oladi:

$$n_{ar.}^r \cdot c_p^1 \cdot T_{kir.} + \Delta H n^r(A) X_A = n_{ar.}^r \cdot c_p^1 \cdot T_{chiq.} + Q_{m.s}$$

bundan

$$\begin{aligned} Q_{m.s} &= \Delta H n^r(A) X_A - n_{ar.}^r c_p^1 (T_{chiq.} - T_{kir.}) = 190 \cdot 0,2 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 16,7(49 - 15) \\ &= 30,4 - 113,6 = -83,2 \text{ kVt} \end{aligned}$$

bu yerda "–"ishora issiqlik reaktorga olib kirilayotganligidan darak beradi.

Yuzani issiqlik uzatishning asosiy tenglamasi orqali hisoblab topamiz:

$$F = \frac{Q_{m.s}}{K \Delta t_{o'r.}} = \frac{83,2 \cdot 10^{-3}}{419 \cdot 40} = 4,96 = 5 \text{ m}^2$$

Endi biz bu bo'limning eng asosiy savoliga kelamiz: mazkur turdagi reaktorning noizotermik xarakterdagi ishini qanday qilib hisobga olamiz? Biz bunga javobni oldingi bo'limlarda ko'rib o'tilganidek reaktorlarni ketma-ketligi bo'yicha qarab chiqamiz.

## 4.2. Davriy ishlaydigan reaktorlar. Davriy ideal aralashtirish reaktori

### 4.2.1. Politropik rejim

Faraz qilaylik, sovutuvchi reaktorda ekzotermik reaksiya borayotgan bo'lsin. (4.3) tenglamani  $Q_{k.r.}$  ga nisbatan yozamiz:

$$Q_{k.r.} = (Q_{maxsulot} - Q_{reagent}) + Q_{m.s.} \quad (4.3')$$

Ko'rib turibmizki, kimyoviy reaksiya issiqligining bir qismi reaksion aralashmani isitish uchun sarflansa, boshqa qismi esa sovutuvchi agent orqali olib chiqib ketiladi. Olingan ifodaning barcha a'zolarini reaktorning ishlash vaqtining davomiyligi- $d\tau$  va shunga mos keluvchi aralashma hajmiga- $V_{ar.}$  qo'llagan holda yozib chiqamiz.

$$dQ_{k.r.} = \vartheta(A)\Delta H V_{ar.} d\tau; \quad (4.3'')$$

bu yerda  $\Delta H$ - 1-mol reagent-  $A$ , ga to'g'ri keladigan reaksiyaning issiqlik effekti,

$$d(Q_{maxsulot} - Q_{reagent}) = m \cdot c_p \cdot dT = \rho V_{ar.} \cdot c_p \cdot dT \quad (4.3''')$$

bu yerda  $m$ ,  $c_p$ ,  $\rho$ -massa, massaviy issiklik sig'imi va suyuq aralashmaning zichligi, ular doimiy deb qabul qilinadi;

$dT$  - oraliq  $d\tau$  vaqt davomida reaktorda aralashma haroratini o'zgarishi.

$Q_{m.s.}$ -kattalikni issiqlikni uzatishning asosiy tenglamasidan aniqlaymiz:

$$dQ_{m.s.} = K \cdot F \cdot \Delta t_{o'r.} d\tau = K \cdot F \cdot (T - t_{sov.agent}) d\tau; \quad (4.4)$$

bu yerda  $K$  va  $F$ - koeffitsient va issiqlik uzatish yuzasi;

$\Delta t_{o'r.}$ - reaksion aralashma va sovutuvchi agent o'rtasidagi o'rtacha harorat farqi, vaqt momenti- $d\tau$  uchun u aralashma harorati- $T$  va sovutuvchi agent  $t_{sov.agent}$  haroratlari farqiga teng.

Oligan qiymatlarni (4.3) tenglamaga qo'yamiz:

$$\vartheta(A)\Delta H V_{ar} d\tau = \rho V \cdot c_p \cdot dT + K \cdot F \cdot (T - t_{sov.agent}) d\tau$$

va  $dT/d\tau$  nisbatan shaklini qayta o'zgartirib:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} = \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar}} \quad (4.5)$$

yoki, bu yerga reaksiya tezligi ifodasini qo'yib:

$$\vartheta(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = -\frac{d(C_{bosh.}(A) - C(A))}{d\tau} = \frac{C_{bosh.}(A) \cdot dX_A}{d\tau}$$

Tenglama (4.5) variantlari yozuvini olamiz:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dC(A)}{d\tau} = \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar}} \quad (4.5')$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} = \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar}} \quad (4.5'')$$

Shunday qilib biz, issiqlik balans tenglamasini tuzib, nostasionar politrop rejimda davriy ideal aralashtirish reaktorini D-IAR hisoblash tenglamasini oldik. Uning yechimi, vaqt bo'yicha berilgan aylanish darajasida  $-X$ , va harorat  $T=f(\tau)$ , bilan konsentratsiya  $C=f(\tau)$  o'rtasidagi bog'liqlikni turini aniqlash imkonini beradi. Ammo, buni bajarish juda murakkabdir, modomiki, konsentratsiya haroratga bog'liq ekan u ham o'z navbatida haroratga bog'liq bo'ladi, qaysikim u tezlik konstantasiga kiradi (Arrenius tenglamasi (4.1)). Bunday masalalar iteratsion (ketma-ket yaqinlashish) usuli yordamida yechiladi. Uning mohiyatini keyingi misolda muhokama qilamiz.

**Misol 4.2.1.** D-IAR politrop rejimda ishlash jarayonida aralashma haroratini va aylanish darajasini o'zgarishini  $X_A=f(\tau)$  va

$T=f(\tau)$ , aniqlang. Agar quyidagilar aniq bo'lsa:  $V_{ar}=1\text{ m}^3$ ,  $F=3\text{ m}^2$ ,  $\rho=1110\text{ kg/m}^3$ ,  $c_p=3,4\text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$ ,  $T_{bos}=300\text{ K}$ ;  $C_{bos}(A)=2\text{ kmol/m}^3$ ,  $K=2500\text{ kJ/(m}^2\cdot\text{soat}\cdot\text{K)}$ , reaksiyaning issiqlik effekti  $\Delta H=-165000\text{ kJ/kmol A}$ , sovutuvchi agentning o'rtacha harorati  $t_{sov.agent}=300\text{ K}$ . Birinchi tartibli reaksiya kechadi, uning kinetik tenglamasi:

$$v(A) = kC(A) = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} C(A), \frac{\text{kmol}}{\text{soat}\cdot\text{m}^3}, \text{ bo'ladi.}$$

Agar  $X_A=0,97$  bo'lsa, reaktorni asosiy ishlash vaqtini- $\tau$  aniqlang.

**Yechish.** Biz bu masalani tavsiya qilingan misol shartidagi kinetik tenglama va tenglama (4.5<sup>II</sup>)ni birgalikda yechish asosida javobini olamiz. Ularni qo'yilgan masala ostida aniqlashtiramiz. Dastlab kinetik tenglamadan boshlab, uni qidirilayotgan aylanish darajasi  $X_A$  ga nisbatan o'zgartiramiz

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} C(A) = \frac{dX_A}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{\frac{-50000}{RT}} (1-X_A)$$

$$\text{bundan: } \frac{dX_A}{d\tau} = (1-X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right).$$

Tenglama (4.5<sup>II</sup>) quyidagi ko'rinishga keladi:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bos}(A)}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{KF(T-t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p V_{ar}} = \frac{165000 \cdot 2}{1110 \cdot 3,4} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{2500 \cdot 3(T-t_{sov.agent})}{1110 \cdot 3,4 \cdot 1}$$

$$\text{yoki } \frac{dT}{d\tau} = 87,4 \frac{dX_A}{d\tau} - 1,99(T-300).$$

Biz ikkita noma'lumga ega bo'lgan ikkita differentsial tenglama sistemasini oldik, qaysikim uni analitik usulda yechishni imkoni yo'q. Uni yechish uchun taqriban sonli yaqinlashish usulidan yani qadamlash - *iteratsiyadan*<sup>4</sup> foydalanamiz. Bu usulning mohiyati quyidagichadir.

Qayta o'zgartirilgan tenglama differentsiallari oxirgi o'suvchi hadlar bilan almashtiriladi:

<sup>4</sup> Ketma-ket, qadam va qadam takrorlanadigan degan ma'noni anglatadi.

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} = (1 - X_A) \exp \left( 19,34 - \frac{6014}{T} \right) \quad (a)$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta \tau} = 87,4 \frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} - 1,99(T - 300) \quad (b)$$

- bizda reaksiya vaqti-  $\tau$  izlanayotgan funksiyaning mustaqil argumenti bo'lib hisoblanadi va u *qadam-kesimida bo'linadi*. Qadam uzunligini  $\Delta \tau = 0,1$  soat deb olamiz.

-Har bir  $i$ - qadamda, birinchisidan boshlab  $\Delta X_A$  va  $\Delta T$ -lar ixtiyoriy ravishda berilib, so'ngra ular hisoblangan tenglama (a)-dagi  $\Delta X_A^{his}$  va tenglama (b)-dagi  $\Delta T^{his}$  bilan solishtiriladi.  $\Delta X_A^{his}$ -ni hisoblash uchun xuddi oldingi qadamda hisoblangan  $X_A^{i-1}$  aylanish darajalarining yig'indisi va hisoblanayotgan qadamdagi o'rtacha qiymati (a) tenglamaga  $X_A$  kattaliklari qo'yiladi.

$$X_A = X_A^{i-1} + \Delta X_A / 2$$

$\Delta T^{his}$  -ni hisoblashni amalga oshirish (b) tenlamaga oldingi qadamdagi harorat yig'indisini va uni o'rtacha qiymatini  $T = T^{i-1} + \Delta T / 2$  qo'yish orqali amalga oshiriladi.

- Qabul qilingan va hisoblangan  $\Delta X_A$ , va  $\Delta X_A^{his}$ ,  $\Delta T$  va  $\Delta T^{his}$  kattaliklarni o'zaro bir - biridan chetlanishi baholanadi.

Agar u behad katta bo'lsa, unda hisoblashni yetarlicha (iteratsiya) marta qaytadan bajarib istalayotgan farqlanishni olgunga qadar amalga oshiriladi. Keyingi iteratsiyaning qiymati, oldingi hisoblangan iteratsiyaning qiymatini beradi:

$$\Delta X_A = \Delta X_A^{his}, \quad \Delta T = \Delta T^{his}.$$

- Istalayotgan bir xildagi qiymatlarni olishga erishish uchun so'ngi  $\Delta X_A$  va  $\Delta T$  -lar qiymatlari, qaralayotgan  $i$ - qadam uchun aylanish darajasi va harorat kattaliklarini oxirgi hisoblashi sifatida olinadi:

$$X_A^i = X_A^{i-1} + \Delta X_A, \quad T^i = T^{i-1} + \Delta T$$

-keltirilgan bu ketma -ketlik keyingi qadamni hisoblashda qo'llaniladi, bunda qadamlar soni berilgan kattalikka erishgandan so'ng (bizlarda  $X_A=0,97ga$  teng) aniqlanadi.

Qadamlarni taklif qilingan usul orqali hisoblaymiz:

**Birinchi qadam:** reaksiya boshlanishidanoq o'tgan vaqt  $\tau_1 = 0 + \Delta\tau = 0,1$  soat.

**1) Birinchi yaqinlashish.**  $X_A = 0,1, \Delta T = 10K$ , deb

$$X_A = X_A^{i-1} + \frac{\Delta X_A}{2X_A} = 0 + \frac{0,1}{2} = 0,05.$$

$$T = T^{i-1} + \frac{\Delta T}{2} = 300 + \frac{10}{2} = 305 K$$

Ularini tekshiramiz. Dastlab,  $\Delta X_A^{his}$ , qiymatlarini (a) tenglama bo'yicha hisoblaymiz:

$$\Delta X_A^{his} = (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \Delta\tau = (1 - 0,05) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{305}\right) 0,1 = 0,065$$

Agar absalyut farqi  $\Delta X_A^{his} - \Delta X_A$   $1 < 0,001$ , bo'lsa, unda hisoblashni aniqligini yetarli darajada deb qabul qilamiz. Olingan kattalikni tekshiramiz:

$$|\Delta X_A^{his} - \Delta X_A| = |0,065 - 0,11| = 0,035 > 0,001$$

Aylanish darajasini hisoblash bo'yicha istalayotgan aniqlikka erishish amalga oshmadi.

Endi (b) tenglama bo'yicha  $\Delta T^{his}$  -ni hisoblaymiz.

$$\Delta T^{his} = 87,4\Delta X_A - 1,99(T - 300)\Delta\tau = 87,4 \cdot 0,1 - 1,99(305 - 300)0,1 = 7,74K$$

Hisoblashni aniqligini qoniqarli darajada bo'lishini ta'minlash uchun biz absalyut kattalikni qiymatini berilgan va hisoblangan kattaliklarning ayirmasi  $|\Delta T^{his} - \Delta T| < 0,3K$ . deb qabul qilamiz. Bizning qarayatgan holatimiz uchun:

$$|\Delta T^{his} - \Delta T| = |17,74 - 10| = 7,74 > 0,3 K$$

Hisoblash berilgan aniqlikgacha erishishga qoniqarsiz bo'ldi. Shuning uchun keyingi, ikkinchi yaqinlashishni amalga oshiramiz.

2) Ikkinchi yaqinlashish.  $\Delta X_A = \Delta X_A^{his.} = 0,065$ ,  $\Delta T^{his.} = 7,74K$ , deb qabul qilamiz.

$$X_A = X_A^{i-1} + \frac{\Delta X_A}{2} = 0 + \frac{0,065}{2} = 0,032,$$

$$T = T^{i-1} + \frac{\Delta T}{2} = 300 + \frac{7,74}{2} = 303,9 K$$

$\Delta X_A^{his.}$ -ni qiymatini (a)- tenglama bo'yicha hisoblaymiz:  
Olingan kattalikni chetlanishini tekshiramiz:

$$|\Delta X_A^{his.} - \Delta X_A| = |0,065 - 0,1| = 0,035 > 0,001$$

Aylanish darajasini hisoblashda talab qilingan aniqlikka erishilmadi.

Endi (b) -tenglama orqali  $\Delta T^{his.}$  -ni hisoblaymiz.

$$\Delta T^{his.} = 87,4\Delta X_A - 1,99(T - 300)\Delta\tau = 87,4 \cdot 0,065 - 1,99(303,9 - 300)0,1 = 4,91K,$$

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |4,91 - 7,74| = 2,83 > 0,3 K$$

Bu hisoblash ham berilgan aniqlikgacha aniqlash imkonini bermadi. Endi uchinchi yaqinlashishni amalga oshiramiz.

## 2) Uchinchi yaqinlashish.

$\Delta X_A = \Delta X_A^{his.} = 0,062$ ,  $\Delta T = \Delta T^{his.} = 4,91K$ , deb qabul qilamiz. Olib borilgan hisoblashlardan ko'rinadiki, bu holatda ham biz istalayotgan natijani olishga erishmaymiz. Faqat **beshinchi** yaqinlashishdan so'ng hisoblangan-  $\Delta X_A = 0,056$  va  $\Delta T = 4,46 K$  qiymatlarlarga hisoblash bo'yicha istalayotgan darajadagi aniq natijani berib va uni aniqlikgidan qoniqqan holda, hisoblashni birinchi qadamidayoq shu oxirgisi ekanligini anglaymiz. Shunday qilib, birinchi qadamdan keyin ya'ni,  $\tau = 0,1$  soat o'tgandan so'ng, quyidagiga ega bo'lamiz.

$$X_A^1 = 0 + \Delta X_A = 0 + 0,056 = 0,056 \text{ va } T^1 = T_{bosh.} + \Delta T = 300 + 4,46 = 304,5K$$

**Ikkinchi qadam:** reaksiya boshlangandan so'ng o'tgan vaqt

$$\tau_2 = \tau_1 + \Delta\tau = 0,1 + 0,1 = 0,2 \text{ soat.}$$

**1). Birinchi yaqinlashish.** Yana qaytadan  $\Delta X_A = 0,1$ ,  $\Delta T = 10K$ , deb olamiz va quyidagini ifodalaymiz:

$$X_A = X_A^1 + \frac{\Delta X_A}{2X_A} = 0,056 + \frac{10}{2} = 0,106,$$

$$T = T^1 + \frac{\Delta T}{2} = 304,5 + \frac{10}{2} = 309,5K.$$

So'ngra birinchi qadamga o'xshagan tartibda hisoblashni olib boramiz. Isitalayotgan bir xildagi o'xshashlikni to'rtinchi yaqinlashishdan so'ng  $\Delta T = 4,89K$ ,  $\Delta X_A = 0,071$ . bo'lganda olamiz.

Jami ikkinchi qadamda:  $\tau=2$  soat o'tgandan so'ng biz  $X_A^2 = X_A^1 + \Delta X_A = 0,056 + 0,071 = 0,127$  va  $T^2 = T^1 + \Delta T = 304,5 + 4,89 = 309,4K$ .

Uchinchi marta bajarishni davom etamiz, to'rtinchi va keyingi qadamlar misoldagi aylanishlar darajasi  $X_A = 0,97$  yetgunga qadar yaqinlashgan holda jiplashib istalayotgan darajaga yetadi. Buning uchun 12 -qadamni hisoblashga to'g'ri keldi. Olingan hisoblash natijalari 4.1- jadvalda keltirilgan:

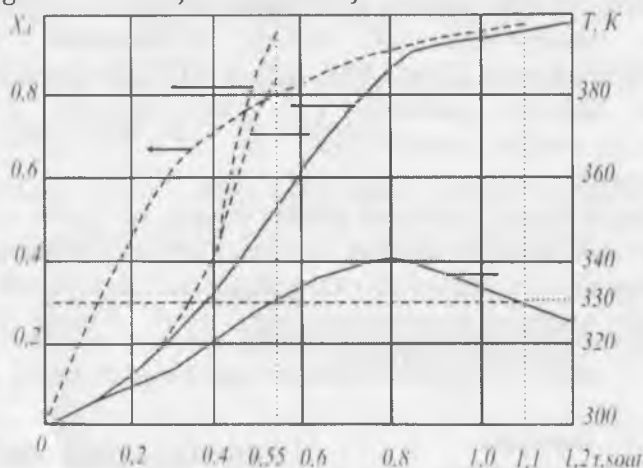
**4.1-jadval.**

| Qadam | Reaksiya boshlangandan so'ng o'tgan vaqt $\tau$ , soat | $\Delta X_A$ | $\Delta T$ , K | $X_A$ reaksiya boshlanganda n so'ng | T, K  |
|-------|--------------------------------------------------------|--------------|----------------|-------------------------------------|-------|
| 1     | 0,1                                                    | 0,056        | 4,46           | 0,056                               | 304,5 |
| 2     | 0,2                                                    | 0,071        | 4,89           | 0,127                               | 309,4 |
| 3     | 0,3                                                    | 0,089        | 5,27           | 0,216                               | 314,7 |
| 4     | 0,4                                                    | 0,110        | 6,07           | 0,327                               | 320,8 |
| 5     | 0,5                                                    | 0,113        | 6,85           | 0,460                               | 327,6 |
| 6     | 0,6                                                    | 0,150        | 7,02           | 0,610                               | 334,6 |
| 7     | 0,7                                                    | 0,143        | 5,10           | 0,753                               | 339,7 |

|    |     |       |       |       |       |
|----|-----|-------|-------|-------|-------|
| 8  | 0,8 | 0,103 | 0,99  | 0,856 | 340,7 |
| 9  | 0,9 | 0,058 | -2,75 | 0,914 | 337,9 |
| 10 | 1,0 | 0,030 | -4,56 | 0,944 | 333,3 |
| 11 | 1,1 | 0,015 | -4,74 | 0,959 | 328,6 |
| 12 | 1,2 | 0,009 | -4,46 | 0,968 | 324,1 |

Jadvalning o'n ikkinchi oxirgi satr kattaliklaridan ko'rinadiki,  $X_A=0,97$  ga erishish uchun reaksiya vaqti  $\tau=1,2$  soatga teng bo'lib, reaksiyon aralashmaning oxirgi harorati esa  $T_{\text{oxir}}=324 \text{ K}$  ga teng bo'ldi. Jadvalning kattaliklariga asosan quyidagi rasmda yaxlit tutash (muttasil) chiziqlar orqali  $X_A = f(\tau)$  va  $T = f(\tau)$  larning bog'liqlik grafigi tuzilgan.

(Punktr chiziqlar quyidagi qaralayotgan 4.2.2 misolning adiabatik rejimi uchun bo'lsa, shtrix punktr chiziqlar esa 4.2.3. misolning izotermik rejimi uchundir).



**4.1 - rasm. Adiabatik va izotermik rejimlarda konsentratsiyaning harorat bo'yicha vaqtga bog'liq holda o'zgarish grafigi.**

4.2.1 misolning hisoblash natijalaridan ko'rinadiki hattoki, birinchi tartibli oddiy reaksiyalarning politrop rejim sharoitida egri chiziqlar murakkab xarakterga ega bo'lib: funksiya-  $X_A=f(\tau) \rightarrow S$ -ko'rinishdagi formaga ega bo'lsa,  $T=f(\tau)$  esa harorat bo'yicha maksimum ( $\sim 341 \text{ K}$ )dan o'tadi. Haroratning ko'tarilishi shu orqali tushuntiriladiki, reaksiyaning borishi (birinchi 0,8 soatida) ajralib

chiqadigan issiqlik miqdori sovutuvchi agent bilan olib chiqib ketayotganidan ortiq  $Q_{k.r.} > Q_{m.s.}$  bo'ladi. Maksimumdan o'ng tomonda esa aksincha teskari holat:  $Q_{k.r.} < Q_{m.s.}$  bo'ladi.

#### 4.2.2. Adiabatik rejim

Ushbu rejimda tashqi muhit bilan issiqlik almashinish sodir bo'lmaydi (reaktor issiqlikdan izolatsiyalangan)- tenglama (4.5) ni o'ng tomondagi oxirgi a'zosi nolga teng bo'ladi va tenglamani soddalashtirish mumkin:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p}; \quad (4.6)$$

va (4.5') va (4.5'') -larning o'xshashligidan biz quyidagini yozamiz:

$$\frac{dT}{d\tau} = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dC(A)}{d\tau}, \text{ yoki } dT = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} dC(A) \quad (4.6')$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau}, \text{ yoki } dT = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} dC X_A \quad (4.6'')$$

Bu tenglamalar oson integrallanadi. Masalan, (4.6'') tenglamadan tangens burchak og'ishi bilan to'g'ri chiziq tenglamasiga aylanadi:

$$\int_{T_{bosh.}}^T dT = \frac{\Delta H C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} \int_0^{X_A} dX_A; \quad T = T_{bosh.} + \frac{\Delta H C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (4.7)$$

$$tg \propto \frac{\Delta H C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p}$$

**Misol 4.2.2.** Qiyoslash uchun 4.2.1 misolni adiabatik rejim sharoitida yechamiz va o'sha savollarga javob beramiz:  $X_A=0,97$ -uchun reaktorning asosiy ishlash vaqti  $\tau$  va aylanish darajasining siljishini o'zgarishi va aralashma harorati  $X_A = f(\tau)$  va  $T = f(\tau)$  ko'rinishda bo'ladi.

**Yechish.** Dastlab oxirgi maksimal  $T_{oxir.}$  - haroratni reaksiya yakunida (4.7) formula orqali topamiz:

$$T_{oxir.} = T_{bosh.} + \frac{\Delta H C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_r} X_A = 300 + \frac{165000 \cdot 2}{1110 \cdot 3,4} \cdot 0,97 = 384,8 = 385K$$

Funksiyani topish uchun 4.2.1 misolida allaqachon qayta o'zgartirilgan kinetik tenglama (a) va tenglama (b) ni adiabatik rejim uchun soddalashtirib, o'ng qismdagi oxirgi a'zosisiz yozib:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} = (1 - X_A) \exp \left( 19,34 - \frac{6014}{T} \right) \quad (a)$$

$$\Delta T = 87,4 \Delta X_A \quad (b)$$

o'sha qayd qilingan iteratsion sxemani tadbiq qilish orqali topamiz. Uni boshidan boshlaymiz.

**Birinchi qadam:** reaksiya boshlagandan keyin o'tgan vaqt  $\tau_1 = 0 + \Delta \tau = 0,1 \text{ soat}$

**1) Birinchi yaqinlashish.**  $\Delta X_A = 0,1$ ,  $\Delta T = 10K$ , ushbu qiymatlarni bergan holda quyidagini olamiz:

$$X_A = X_A^{1-1} + \Delta X_A / 2 X_A = 0 + 10/2 = 0,05,$$

$$T = T^{1-1} + \Delta T / 2 = 300 + 10/2 = 305 K$$

va shunday qilib hisoblashni to yettinchi qadamga yetgunga qadar davom ettirsak, shunda u  $X_A = 0,97$  qiymatiga erishgan bo'ladi. Hisoblashlar 4.2- jadvalda keltirilgan:

**4.2-jadval.**

| Qadam | Reaksiya boshlangandan so'ng o'tgan vaqt $\tau, \text{ soat}$ | $\Delta X_A$ | $\Delta T, K$ | $X_A$ reaksiya boshlangandan so'ng | $T, K$ |
|-------|---------------------------------------------------------------|--------------|---------------|------------------------------------|--------|
| 1     | 0,1                                                           | 0,057        | 4,98          | 0,057                              | 305,0  |
| 2     | 0,2                                                           | 0,077        | 6,73          | 0,134                              | 311,7  |
| 3     | 0,3                                                           | 0,115        | 10,05         | 0,249                              | 322,0  |
| 4     | 0,4                                                           | 0,214        | 18,70         | 0,463                              | 340,9  |

|   |      |       |       |       |       |
|---|------|-------|-------|-------|-------|
| 5 | 0,45 | 0,183 | 15,95 | 0,646 | 356,8 |
| 6 | 0,5  | 0,228 | 19,88 | 0,874 | 376,7 |
| 7 | 0,55 | 0,109 | 12,57 | 0,983 | 386,3 |

Jadval kattaliklariga asosan izlanayotgan funksiyaning grafigi tuzilgan bo'lib, taqqoslash qulay bo'lsin uchun 4.2.1 misolning grafigida joylashtirilgandir. (punktr chiziqlar).

4.2.1 va 4.2.2 misollar grafiklarini tahlili shuni ko'rsatadiki, adiabatik rejimda harorat egri chizig'i, birinchidan o'sib boruvchi xarakterga ega bo'lib, politrop rejimiga nisbatan (reaksiyaning hamma issiqligi reaktorda qoladi) yuqori ko'rsatgichlarga erishadi. Ikkinchidan, reaksiya juda qisqa vaqt mobaynida (1,2 soat o'rnida 0,55 soatda) bo'lib o'tadi. Shuning uchun adiabatik rejimda ekzotermik reaksiyani o'tkazish chog'ida, e'tiborni reaksiyani so'nggi (oxirgi) haroratiga qaratish kerak. Agar u eng maqbulidan "optimal" oshadigan bo'lsa, qo'shimcha keraksiz reaksiyalarni aktivlashtiradi. Bu o'z navbatida mahsulot sifatini yomonlashtirib, hattoki yanada jiddiyoq oqibatlariga ya'ni qurilmani ishdan chiqish holatlarigacha olib kelishi mumkin.

Shuni aytish joizki, amaliyotda bunday holdagi masalalar o'z yechimini topadi, qoidaga muvofiq, aniq tajribaviy kinetik bog'liqlikni  $C = f(\tau)$  yoki  $\vartheta = f(S)$  qo'llash orqali amalga oshirish mumkin bo'ladi.

### 4.2.3. Izotermik rejim

Bu holatda  $T=const$ ,  $dT/d\tau=0$  va (4.5) tenglama soddalashadi:

$$\frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} = \frac{KF\Delta t_{o'r.}}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar.}}, \text{ yoki } \vartheta(A)\Delta H V_{ar.} = KF\Delta t_{o'r.} \quad (4.8)$$

Ikkinchi bobda bu rejimni biz batavsil ko'rib o'tdik, biroq hozircha aylanish darajasi vaqt bo'yicha qanday o'zgarishini bilmaymiz. Buning uchun misol 4.2.1 izotermik rejim sharoitida yechamiz.

**Misol 4.2.3.** Misol 4.2.1 sharoitida reaktorni ishlash vaqti  $-\tau$  va  $X_A = f(\tau)$  ko'rinishdagi bog'liqlikni aralashma harorat  $T=330$  K bo'lgan paytda toki  $X_A=0,97$ ni olgunga qadar aniqlang.

**Yechish.** Biz bu misolni yechish uchun faqat kinetik tenglamandan foydalanamiz, reaktorni turlicha vaqt davomiyligida ishlashiga qarab yechamiz. Formula (3.7)ni aylanish darajasiga nisbatan yozamiz:

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A}; \quad X_A = 1 - e^{-k\tau} = 1 - e^{-3,05\tau}$$

bu yerda  $k = 2,5 \cdot 10^8 \cdot e^{-\frac{50000}{RT}} = 2,5 \cdot 10^8 \cdot e^{-\frac{50000}{8,314 \cdot 330}} = 3,05$ . ga teng.  $X_A$  -ni reaktorni har 0,1 soat ishlash vaqti uchun hisoblaymiz va olingan natijalarni 4.3-jadvalga kiritamiz:

4.3-jadval

| $\tau, \text{soat}$ | 0,1   | 0,2   | 0,3   | 0,4   | 0,5   | 0,6   | 0,7   | 0,8   | 0,9   | 1,0   | 1,1   |
|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $X_A$               | 0,259 | 0,457 | 0,602 | 0,705 | 0,781 | 0,840 | 0,882 | 0,913 | 0,935 | 0,953 | 0,965 |

Istalayotgan 0,97 aylanish darajasiga erishish uchun taxminan  $\sim 1,1$ - soat kerak bo'ladi. Jadvalning kattaliklarini misol 3.2.1 grafida shtrix-punktr chiziqlar orqali tasvirlaymiz. Bu bog'liqlik ko'rinishini xuddi o'sayotgan va eksponensialga yaqin kabi tavsiflash mumkin.

Davriy reaktorda ekzotermik reaksiyani izotermik rejimda o'tkazish uchun issiqlikni olib chiqib ketish vaqt bo'yicha o'zgarmog'i (kamayadi) zarur, qaysikim aniq hisoblashlar orqali uni inobatga olish anchagina murakkabdir. Odatda amaliyotda soddaroq va qulayroq yo'l tutiladi, ya'ni jarayonning boshlanishida sovutuvchi suvning maksimal sarfini hisoblash orqali amalga oshirsa bo'ladi. Reaksiya borishi mobaynida u qo'l yordamida kamaytiriladi, biroq bunda reaktordagi harorat doimiyligini kuzatib bormoq kerak. Ushbu usulda hisoblashni ko'rib chiqamiz.

Izotermik jarayonda ekzotermik reaksiya issiqligi to'laligicha sovutuvchi agent orqali olib chiqib ketilishi zarur:  $Q_{k.r} = Q_{o.ch.k.}$  ( $o.ch.k.$  = olib chiqib ketish) Reaktorning dastlabki maksimal issiqlik

yuklamasi  $Q_{bosh.}^r$ ,  $Vm$ , boshlang'ich ishlash davri bo'yicha hisoblanadi. Bunday holatda reaksiya maksimal tezlikka ega bo'lib, shunga muvofiq, issiqlik ajralib chiqishi ham maksimal qiymatga erishgan bo'ladi. Odatda, boshlang'ich davr uchun quyidagi munosabat qabul qilinadi:

$$\tau_{bosh.} = 0.05\tau, \text{ unda } Q_{bosh.}^r = \frac{Q_{k.r.}^{bosh.}}{\Delta\tau_{bosh.}}$$

$Q_{k.r.}^r$ -ni tenglama (4.3<sup>II</sup>), orqali yozib, quyidagini olamiz:

$$Q_{bosh.}^r = \frac{V_{bosh.}(A)\Delta H \cdot V_{ar.}\Delta\tau_{bosh.}}{\Delta\tau_{bosh.}} = \vartheta_{bosh.}(A)\Delta H \cdot V_{ar.} = \frac{C_{bosh.}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{bosh.}}\Delta H \cdot V_{ar.} \quad (4.9)$$

bu yerda  $C_{\Delta\tau}(A) - \Delta\tau$  vaqt o'tgandan so'ng  $A$  reagent konsentratsiyasi.

Bu issiqlik miqdori suv oqimi orqali olingan bo'lishi zarur. Uning uchun issiqlik balansi tenglamasini yozamiz:

$$Q_{bosh.}^r = m_s^r C_s (t_{chiq.} - t_{kir.}) \quad (4.10)$$

bu yerda  $m_s^r$ -suvning massaviy sarfi  $kg/s$ ;

$C_{suv}=4,19 \text{ kJ}/(kg \cdot K)$ -suvning massaviy issiqlik sig'imi;

$t_{kir.}$  va  $t_{chiq.}$  -reaktor g'ilofidan (rubashka<sup>5</sup>) kirishdagi va chiqishdagi sovutuvchi suvning harorati.

Tenglama- (4.10)ni izlanayotgan suv sarfiga nisbatan yozamiz:

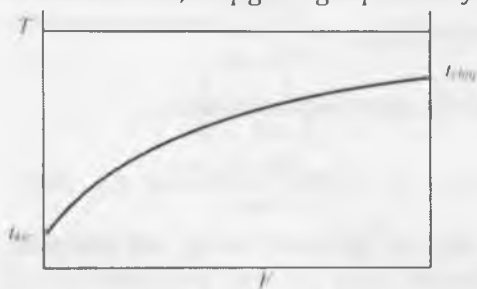
$$m_s^r = \frac{Q_{bosh.}^r}{C_s(t_{chiq.} - t_{kir.})} \quad (4.11)$$

Issiqlik almashinish yuzasini, asosiy issiqlik uzatish tenglamasi -(3.4) orqali qo'shimcha tarzda hisoblaymiz:

$$F = \frac{Q_{bosh.}^r}{K\Delta t_{o'r.}}$$

<sup>5</sup> Rubashkaning o'zbekcha tarjimai ko'yak ekanligini hammamiz yaxshi bilamiz, biroq "reaktorni ko'ylagi" degan tushuncha g'ayritabiiy ma'noni anglatgani uchun biz uni shartli ravishda g'ilof deb atadik.

Tejamkorlik, yoki bo'lmasa, yuqori samaradorlikka erishish maqsadida jarayon doimiy haroratda-  $t_{kir.}$  va  $t_{chiq.}$  olib boriladi, bu esa oson, ya'ni suvni berilishini ventil orqali yopish (reaksiya borishi mobaynida issiqlik yuklamasi kamayadi) bilan erishiladi. Shu bilan birga  $\Delta t_{o'r.}$  - ni hisoblash uchun termogrammaning ko'rinishi soddalashadi, vaqtga bog'liq bo'lmay mustaqil bo'lib qoladi:



**4.2 - rasm. Issiqlik almashinish yuzasi bo'ylab issiqlik tashuvchilarning harorat o'zgarishini tavsiflovchi termogramma.**

(Termogramma issiqlik tashuvchilarni issiqlik almashinuv yuzasi bo'ylab haroratini o'zgarishini aks

ettirishini esga olamiz). Jarayonlar va apparatlar kursidan tanish bo'lgan issiqlik tashuvchilarning o'rtacha harorat farqini aniqlash formulasidan foydalanamiz.

$$\Delta t_{o'r.} = \frac{\Delta t_{ka.} - \Delta t_{ki.}}{\ln \left( \frac{\Delta t_{ka.}}{\Delta t_{ki.}} \right)} = \frac{t_{chiq.} - t_{kir.}}{\ln \left( \frac{\Delta t_{ka.}}{\Delta t_{ki.}} \right)} \quad (4.12)$$

bu yerda termogrammaga muvofiq:  $\Delta t_{ka.} = T - t_{kir.}$ ;  $\Delta t_{ki.} = T - t_{chiq.}$ . Olingan ma'lumotlarni keyingi ikkta masalani yechishga qo'llaymiz.

**Masala 4.2.1.** Davriy ideal aralashtirish reaktorining - D-IAR maksimal issiqlik yuklamasi qanday bo'ladi? Agar reaksiya  $A \rightarrow R$  kechishi bo'yicha birinchi tartibli, aylanish darajasi esa  $X_A=0,95$ ; aralashma hajmi  $V_{ar.}=3,2 \text{ m}^3$ , reaksiyaning solishtirma issiqlik effekti  $\Delta H=-85050 \text{ kJ/kmol A}$ , reaksiyaning kechish vaqti  $\tau=2 \text{ soat}$ ,

$$C_{bosh.}(A) = 1 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

**Yechish.** (4.9) formuladan foydalanamiz:

$$Q_{bosh.}^{\tau} = \frac{C_{bosh.}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{bosh.}} \Delta H \cdot V_{ar.}$$

Bu formulaga kiruvchi hamma kattaliklarni hisoblaymiz.  
 $C_{\Delta\tau}(A)$ , -ni aniqlaymiz va (3.7) formulani o'zgartirib:

$$\frac{C_{bosh.}(A)}{C_{\Delta\tau}(A)} = \exp(k \cdot \Delta\tau_{bosh.});$$

$$C_{\Delta\tau}(A) = \frac{C_{bosh.}(A)}{\exp(k \cdot \Delta\tau_{bosh.})};$$

Bu yerda  $\Delta\tau_{bosh.} = 0,05\tau = 0,05 \cdot 2 = 0,1$  soat, hamda noaniq  $k$  - kattalikni o'sha (3.7) formula orqali berilgan aylanish darajasini hisoblaymiz:

$$k = \frac{1}{\tau} \ln \frac{1}{1 - X_A} = \frac{1}{2} \ln \frac{1}{1 - 0,95} = 1,5 \frac{1}{soat}$$

Natijada quyidagini olamiz:

$$C_{\Delta\tau}(A) = \frac{1}{\exp(1,5 \cdot 0,1)} = 0,75 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Yakuniy javob: } Q_{bosh.}^{\tau} = \frac{1-0,75}{0,1 \cdot 3600} \cdot 85050 \cdot 3,2 = 189 \text{ kVt}$$

**Masala 4.2.2.** masala 4.2.1. ma'lumotlariga binoan sovutish uchun maksimal suvning sarfi  $m_2^{max}$  hisoblansin, agar reaksiya harorati  $T=383 \text{ K}$ , issiqlik uzatish koeffitsienti  $K=325 \text{ Vt/(m}^2\text{K)}$ , g'ilofdan kirishda va chiqishda suvning harorati  $t_{2 \text{ kir.}} = 293 \text{ K}$  yoki  $t_{2 \text{ chiq.}} = 318 \text{ K}$ , bo'lsa reaktorning issiqlik almashinish yuzasi  $F$ -ga ishonch hosil qilinsin,

**Yechish.** Reaktorning dastlabki ishlash davri uchun joriy etilgan issiqlik balans tenglamasidan quyidagiga ega bo'lamiz:

$$m_2^{max.} = \frac{Q_{bosh.}^{\tau}}{S_s(t_{2 \text{ chiq.}} - t_{2 \text{ kir.}})} = \frac{189}{4,19(318 - 293)} = 1,804 \text{ kg/s} = 6,5 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Reaktor issiqlik almashinish yuzasi  $-F$ -ga ishonch hosil qilmoq deganini shunday xulosa qilishimiz kerakki, bunda haqiqiy (fakticheski)  $F_f$ -yuzani, hisoblab topilgan  $F$ - bilan taqqoslash ko'zda tutilgan bo'ladi.

Yuza  $F_f$ -ni aniqlash. (3.14) formula yordamida reaktor hajmini hisoblaymiz:

$$V = \frac{V_{ar.}}{\psi} = \frac{3,2}{0,8} = 4,0 m^3,$$

Ilova qilingan 4.4-jadvaldan quydagilarni olamiz: normallashtirilgan IV RN -turdagi reaktor hajmi  $V=4,0 m^3$ , balandligi  $H=1,4 m$  diametri  $D=1,6 m$  va qopoqining yuzasi  $F_{qop}=2,90 m^2$

$$F_f = \pi DH\psi + F_{qop.} = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 1,4 \cdot 0,8 + 2,90 = 8,36 m^2$$

Yuza  $F$ - aniqlash Issiqlik uzatishning asosiy tenglamasidan foydalanamiz:

$$F = \frac{Q_{bosh.}^{\tau}}{K\Delta t_{or.}} = \frac{189 \cdot 10^3}{325 \cdot 76,9} = 7,56 m^2$$

Bundan (4.12) fomulaga muvofiq:

$$\Delta t_{or.} = \frac{318 - 293}{\ln ((383 - 293)/(383 - 318))} = 76,9 K$$

Biz  $F_f > F$  tengsizlikni oldik, shunga muvofiq holda reaktorning ishlashi uchun mos keladi.

### Aralashtirgichi mavjud vertikal po'latdan yasalgan qurilma va apparatlar

4.4-jadval

| Apparatning qo'llanilishi                                                                                | Sig'im | Ichki diametri | Silindr qismining balandligi | Tubining ichki yuzasi |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|----------------|------------------------------|-----------------------|
| Turi I II QR: g'ilof va quvuri mavjud apparat, ostki qismi siqiluvchan, tubi esa sferik ko'rinishga ega. | 1,0    | 1,0            | 1,10                         | 1,16                  |
|                                                                                                          | 1,6    | 1,2            | 1,25                         | 1,66                  |
|                                                                                                          | 2,5    | 1,4            | 1,40                         | 2,24                  |
|                                                                                                          | 3,2    | 1,4            | 1,80                         | 2,24                  |

|                                                                                                                                         |      |     |      |      |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|-----|------|------|
| Turi IV NR:<br>g'ilofi mavjud apparat,<br>ostki qismidan<br>mahsulotni tushiradigan<br>joyi bo'lib, tubi esa sferik<br>ko'rinishga ega. | 4,0  | 1,6 | 1,40 | 2,90 |
|                                                                                                                                         | 5,0  | 1,8 | 1,40 | 3,74 |
|                                                                                                                                         | 6,3  | 1,8 | 1,80 | 3,74 |
|                                                                                                                                         | 8,0  | 2,0 | 1,80 | 4,60 |
|                                                                                                                                         | 10,0 | 2,2 | 1,80 | 5,53 |
|                                                                                                                                         | 12,5 | 2,2 | 2,25 | 5,53 |
|                                                                                                                                         | 16,0 | 2,4 | 2,65 | 6,56 |
|                                                                                                                                         | 20,0 | 2,4 | 3,40 | 6,56 |
|                                                                                                                                         | 25,0 | 2,6 | 4,00 | 7,67 |

### 4.3. Uzlaksiz ishlovchi reaktor ISCHR

**Politropli rejim.** Bu yerda ham yuqoridagidek davriy ishlaydigan reaktorni (4.5) - tenglamasini chiqarishda yuritilgan mulohazalardek yo'l tutiladi. Ammo ISCHRda haroratni o'zgarishi vaqt bo'yicha emas, balki apparatning uzunligi bo'yicha sodir bo'ladi. Yuqoriga aytilganlarni inobatga olib, (4.5) tenglamani qayta o'zgartirib, ya'ni tenglamadagi  $d\tau$  -vaqtni yo'l uzunligi-  $dl$  elementiga almashtirib, (3.17) formula orqali:

$$\frac{wdT}{dl} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V}; \text{ yoki} \quad (4.13)$$

$$\frac{dT}{dl} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c \cdot w} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c \cdot V \cdot w} = \frac{1}{\rho \cdot c \cdot w} \left( \vartheta(A)\Delta H - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{V} \right)$$

tenglamani hosil qilamiz.

Bu olingan tenglama variantiga konsentratsiya orqali ifodalangan tezlik qiymatini qo'yib yozamiz:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{1}{\rho \cdot c_p \cdot w} \left( \Delta H \cdot w \frac{dC(A)}{dl} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{V} \right), \quad (4.13')$$

va aylanish darajasi orqali yozsak:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{1}{\rho \cdot c_p w} \left( \Delta H C_{kir.(A)} w \frac{dX_A}{dl} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{V} \right) \quad (4.13'')$$

Shunday qilib, biz politrop rejim uchun ISCH reaktor uzunligi bo'yicha haroratning o'zgarish tenglamasini oldik. Qayd qildikki, strukturasi bo'yicha u D-IAR uchun yozilgan (4.5) tenglamaga mos

keladi va u ham reaksiya tezligi  $\vartheta(A)$  hamda harorat  $T$  o'rtasidagi o'zaro-bog'liqlik mavjudligidan aniq ochiqchasiga yechib bo'lmaydi.

Illyustratsiya sifatida keyingi misolni yechamiz.

**Misol 4.3.1.** Ideal siqib chiqarish reaktorida politrop rejimda ikkinchi tartibli  $A+B \rightarrow R+S$  ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda. Aniqlangan kattaliklar:  $C_{kir.}(A) = C_{kir.}(B) = 2,4 \text{ kmol/m}^3$  reaksiya tezligi konstantasi  $k = 6,52 \cdot 10^5 \exp\left(-5,1 \cdot \frac{10^3}{T}\right), \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{s})$  reaktorga kirishdagi aralashma harorati  $T_{kir.}=293 \text{ K}$ , reaksiyaning issiqlik effekti  $\Delta H = -50000 \text{ kJ/kmolA}$ , aralashma zichligi  $\rho = 1100 \text{ kg/m}^3$  uning massaviy issiqlik sig'imi  $c_p = 3,0 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$ , issiqlik uzatish koeffitsienti  $K = 250 \text{ Wm/(m}^2\text{K)}$ , issiqlik uzatish yuzasi  $F = 1 \text{ m}^2$ , reaktor hajmi

$1 \text{ m}^3$ . Aylanish darajasi  $X_A=0,83$  erishishi uchun reaktor uzunligi bo'yicha aralashma haroratini  $X_A=f(l)$  va  $T=f(l)$  va aylanish darajasining o'zgarish pog'onasini aniqlang.

**Yechish.** 4.2.1 misolda keltirilgan qadamlab iteratsiyalash usulidagi algoritmlashdan muvofiq holda foydalanib javobini olamiz. Buning uchun dastlab kinetik tenglamani qayd etilgan misolga  $\tau_{y.k.v.}$  va  $X_A$  kiritish orqali yozamiz:

$$\vartheta(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau_{y.k.v.}} = 6,52 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{5100}{T}\right)(A)^2 = \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} = 6,25 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{5100}{T}\right)(1-X_A)^2,$$

bundan:

$$\frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} = (1-X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right),$$

yoki oxirgi o'sishini:

$$\Delta X_A = (1-X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta \tau_{y.k.v.} \quad (a')$$

Issiqlik balansi-(4.13) tenglamasini o'zgartirib, ya'ni unga teskarisiga  $dl$  -ni  $d\tau_{y.k.v.}$  almashtirish qilib quyidagini olamiz:

$$\frac{dT}{dt} w = \frac{dT}{d\tau_{y.k.v.}} \left( \Delta H C_{kir.}(A) \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} - \frac{KF(T - t_{soy. agent})}{V} \right) = \frac{1}{1100 \cdot 3,0} \left( 50000 \cdot 2,4 \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} - \right.$$

$$\left. 250 \cdot 1 \cdot T - 2931 = 36,4 dX_A d\tau_{y.k.v.} - 0,076(T - 293) \right)$$

yoki oxirgi o'sishini:

$$\Delta T = 36,4 \Delta X_A - 0,076(T - 293) \Delta \tau_{y.k.v.} \quad (b^1)$$

Bog'liqliklarni izlash uchun reaktor uzunligi bo'yicha uni bo'laklab o'rganish bizga qulay bo'lmaganligidan (biz bunday qila olmaymiz, chunki reaktor ichidagi oqimning tezligini  $w$ -ni bilmayiz), biz unga proporsional bo'lgan reaktorga yetib kelish vaqtini bo'laklab o'rganimiz afzalroqdir.

Shunday qilib, faraz qilamizki  $\Delta \tau_{y.k.v.} = 10 \text{ sek}$  bo'lsin.

**Birinchi qadam:** reaktorning  $\Delta l$  -uzunlikdagi birinchi maydonchasida (uchaskasida) yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}^I = 0 + \Delta \tau_{y.k.v.} = 10 \text{ sek.}$$

1). *Birinchi yaqinlashish.*  $\Delta X_A = 0,1$ ,  $\Delta T = 5 \text{ K}$ , deb qabul qilamiz, unda

$$X_A = X_A^{1-1} + \Delta X_A / 2 = 0 + 0,1 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{1-1} + \Delta T / 2 = 293 + 5 / 2 = 295,5 \text{ K.}$$

ularni tekshiramiz. Dastlab (a<sup>1</sup>)- tenglama bo'yicha  $\Delta X_A^{is.}$  - ifodani qiymatini hisoblaymiz:

$$\Delta X_A^{his.} = (1 - 0,05)^2 \exp \left( 13,39 - \frac{5100}{T} \right) 10 = 0,188$$

$$|\Delta X_A^{his.} - \Delta X_A| = |0,188 - 0,1| = 0,088 > 0,001$$

Aylanish darajasi bo'yicha istalayotgan hisoblash aniqligiga erishilmadi.

Endi (b<sup>1</sup>) -tenglama bo'yicha  $\Delta T^{his.}$  -ni hisoblaymiz:

$$\Delta T^{his} = 36,4 \cdot 0,1 - 0,076(295,5 - 293)10 = 1,74 K$$

$$|\Delta T^{his} - \Delta T| = |1,74 - 5| = 3,26 > 0,3K$$

Bu hisoblash ham talab qilinayotgan aniqlikgacha olishni imkonini bermadi.

Navbatdagi ikkinchi yaqinlashishni bajaramiz.

2) *Ikkinchi yaqinlashish.*  $\Delta X_A = \Delta X_A^{his} = 0,188$ ,  $\Delta T = \Delta T^{his} = 1,74K$  deb qabul qilamiz va xuddi shunday davom ettiraveramiz. Bir xildagi o'xshashlikni 14-chi yaqinlashishdan so'ng quyidagi natijalari bilan olamiz:  $\Delta X_A = 0,172$ ,  $\Delta T = 4,56 K$ . Ular hisoblashlarni birinchi qadamdayoq oxirgisi bo'lib qoladi. Shunday qilib, birinchi qadamdan so'ng, ya'ni  $\tau_{y.k.v.}^I = 10 s$  uchun biz quyidagiga ega bo'lamiz:

$$X_A^1 = 0 + \Delta X_A = 0,172 \text{ va } T^1 = T_{kir.} + \Delta T = 293 + 4,56 = 297,6K$$

**Ikkinchi qadam:** reaktor uzunligi  $2\Delta l$ -bo'yicha birinchi ikkita uchastkasiga yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}^2 = 10 + \Delta \tau_{y.k.v.} = 10 + 10 = 20 s.$$

1). *Birinchi yaqinlashish.* Yana yangidan kiritsak;  $\Delta X_A = 0,1$ ,  $\Delta T = 5 K$ . va quyidagilarni olamiz:

$$X_A = X_A^1 + \frac{\Delta X_A}{2} = 0,172 + \frac{0,1}{2} = 0,222,$$

$$T = T^1 + \Delta T/2 = 297,6 + 5/2 = 300,1K.$$

So'ngra hisoblashlarni anologik tarzda xuddi birinchi qadamda hisoblangandagidek bajaramiz. Iсталayotgan yaqin-o'xshashlikni sakkizinchi yaqinlashishdan so'ng -  $\Delta X_A = 0,138$  va  $\Delta T = 1,30 K$  teng bo'lgan sharoitda olamiz.

Jami ikkinchi qadamda:

$$\tau_{y.k.v.}^2 = 20 \text{ s. } X_A^1 + \Delta X_A = 0,172 + 0,138 = 0,310 \text{ va } T^2 = T^1 + \Delta T = 297,6 + 1,30 = 298,9K.$$

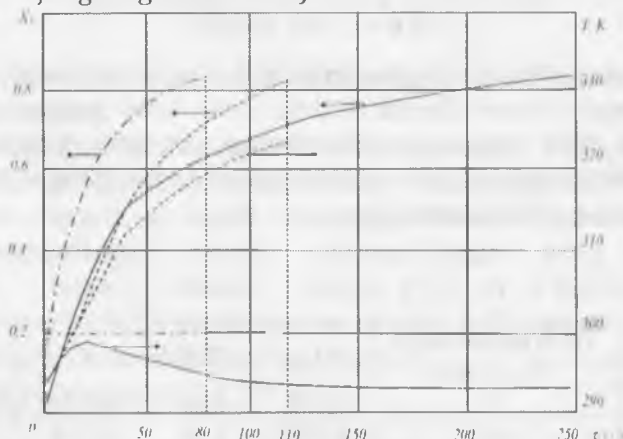
Shu tarzda bajarishni davom etib, uchinchi, to'rtinchi va undan keyingi bajarishlarni davom ettirib, toki talab etilgan aylanish darajasi  $X_A=0,83$  yetguniga qadar davom ettiramiz. Buning uchun hisoblashni 16-qadamgacha davom ettirish kerak. Olingan hisoblash natijalari 4.5-jadvalda keltirilgan:

4.5-jadval.

| Qadam | Yetib kelish vaqti<br>$\tau_{y.k.v.}, \text{sek}$ | $\Delta X_A$ | $\Delta T, K$ | $X_A^i$ | $T^i, K$ |
|-------|---------------------------------------------------|--------------|---------------|---------|----------|
| 1     | 10                                                | 0,172        | 4,56          | 0,172   | 297,6    |
| 2     | 20                                                | 0,138        | 1,30          | 0,310   | 298,9    |
| 3     | 30                                                | 0,103        | -0,62         | 0,410   | 298,4    |
| 4     | 40                                                | 0,075        | -1,33         | 0,490   | 297,1    |
| 5     | 50                                                | 0,052        | -0,91         | 0,540   | 296,2    |
| 6     | 60                                                | 0,041        | -0,55         | 0,580   | 295,6    |
| 7     | 70                                                | 0,032        | 0,00          | 0,610   | 295,6    |
| 8     | 90                                                | 0,054        | -1,40         | 0,660   | 294,2    |
| 9     | 110                                               | 0,040        | -0,73         | 0,700   | 293,5    |
| 10    | 130                                               | 0,031        | -0,46         | 0,730   | 293,0    |
| 11    | 150                                               | 0,024        | 1,06          | 0,750   | 293,0    |
| 12    | 170                                               | 0,021        | 0,00          | 0,770   | 293,0    |
| 13    | 190                                               | 0,018        | 0,08          | 0,790   | 293,0    |
| 14    | 210                                               | 0,015        | 0,33          | 0,810   | 293,0    |
| 15    | 230                                               | 0,012        | 0,73          | 0,820   | 293,0    |
| 16    | 250                                               | 0,011        | -0,01         | 0,830   | 293,0    |

Oxirgi o'n oltinchi satrning kattaliklaridan ko'rinadiki, aylanish darajasi  $X_A=0,83$  yetishishiga erishish uchun  $\tau_{y.k.v.}=250 \text{ s} = 4,2 \text{ min}$  vaqt kerak bo'ladi, reaktorda aralashma harorati maksimum ko'tarilib  $T=298,9K$  erishganda, bunga muvofiq ravishda  $\tau_{y.k.v.} = 20 \text{ s}$  vaqt kerak bo'ladi va  $293K$  haroratda stabillashadi. Quyidagi rasmda jadval kattaliklariga asosan yaxlit tutash chiziqlar orqali  $X_A = f(\tau_{y.k.v.})$  va  $T = f(\tau_{y.k.v.})$  -ning bog'lanish grafigi keltirilgan. (Punktr chiziqlar quyida 4.3.2 - misolda keltirilgan adiabatik rejimga

tegishli bo'lsa, shtrix-punktr chiziqlari esa 4.3.3- misolda keltirilgan izotermik rejimda tegishli bo'ladi):



4.3 - rasm. Adiabatik rejimda aralashma harorati va aylanish darajasining reaktor uzunligi bo'yicha o'zgarish grafigi

**Adiabatik rejim.** Bu rejimda atrof muhit bilan issiqlik almashinish sodir bo'lmaydi deb nazarda tutiladi va (4.13) tenglamani o'ng tomondagi oxirgi hadi nolga aylanadi:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p w}, \quad (4.13')$$

4.3.1-misolni adiabatik rejim sharoitida ko'rib chiqamiz.

**Misol 4.3.2.** 4.3.1- misolning shartiga asosan, aylanish darajasi  $X_A = 0,83$  ga erishishi uchun adiabatik rejimda reaktor uzunligi bo'yicha aralashma haroratining o'zgarishini-  $X_A = f(l)$  va  $T = f(l)$  va aylanish darajasining o'zgarishi aniqlansin.

**Yechish.** Dastlab, davriy reaktor bilan o'xshashligini aniqlab, (4.7) -formuladan berilgan aylanish darajasi  $X_A=0,83$  yetganda reaktordan chiqish vaqtidagi  $T_{chiq.}$ -haroratni aniqlaymiz:

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H C_{kir.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 293 + \frac{50000 \cdot 2,4}{1100 \cdot 3,0} 0,83 = 293 + 36,4 \cdot 0,83 = 323 K$$

Xuddi 4.3.1 misoldagidek qadamlab iteratsiyalab topish usulidan foydalanamiz. Hisoblashlar qulay bo'lishi uchun foydalaniladigan tenglamalardagi reaktor maydoni (uchastkasi) uzunligi  $\Delta l$ -ni unga proporsional bo'lgan yetib kelish vaqti  $\Delta\tau_{y.k.v.}$ -ga almashtiramiz.

Tavsiya etilgan (a<sup>I</sup>) va (b<sup>I</sup>)- kinetik tenglamani birgalikda qayta o'zgartirilgan sharoitda ushbu tenglamani o'ng tomonidagi oxirgi a'zosi bo'lmagan holda yechamiz:

$$\Delta X_A = (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta\tau_{y.k.v.} \quad (a^I)$$

$$\Delta T = 36,4 \Delta X_A \quad (b^{II})$$

Yana boshqadan qadam uzunligini  $\Delta\tau_{y.k.v.} = 10$  sek deb olamiz.

**Birinchi qadam:**  $\Delta l$ -uzunlik bo'yicha reaktorning birinchi uchastkasidagi yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}^I = 0 + \Delta\tau_{y.k.v.} = 10s.$$

1) *Birinchi yaqinlashish.*  $\Delta X_A = 0,1$ ,  $\Delta T = 5$  K, deb qabul qilamiz. Unda

$$X_A = X_A^{1-1} + \frac{\Delta X_A}{2} = 0 + \frac{0,1}{2} = 0,05,$$

$$T = T^{1-1} + \frac{\Delta T}{2} = 293 + \frac{5}{2} = 295,5K.$$

Ularni to'g'ri ekanligiga ishonch hosil qilamiz. Dastlab  $\Delta X_A^{1s.}$  ifodani qiymatini (a<sup>I</sup>) -tenglama orqali hisoblaymiz.

$$\Delta X_A^{his} = (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta\tau_{y.k.v.} = (1 - 0,05)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{295,5}\right) 10 = 0,188$$

$$|\Delta X_A^{his.} - \Delta X_A| = |0,188 - 0,1| = 0,088 > 0,001$$

Aylanish darajasi bo'yicha kutilayotgan hisoblash aniqligiga erishilmadi. Endi (b<sup>II</sup>)-tenglama orqali  $\Delta T^{his.}$ -ni hisoblaymiz:

$$\Delta T^{his.} = 36,4 \cdot 0,1 = 3,64 K$$

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |3,64 - 5| = 1,36 > 0,3 \text{ K}$$

Hisoblash kutilayotgan qiymatni olish uchun bizni qoniqtirmadi. *Navbatdagi ikkinchi yaqinlashish amalga oshiramiz:*

2). *Ikkinchi yaqinlashish.*  $\Delta X_A = \Delta X^{his.} = 0,188$ ,  $\Delta T = \Delta T^{his.} = 3,64 \text{ K}$  deb qabul qilamiz va hisoblashni davom ettiramiz. O'xshashlikni o'n birinchi yaqinlashishdan so'ng quyidagi natijalar bilan olamiz:

$\Delta X_A = 0,138$ ,  $\Delta T = 5,02 \text{ K}$  bu qiymatlar birinchi qadamni hisoblashimizdanoq hisoblashning oxirigisi ekanligini namoyon etadi.

Shunday qilib, birinchi qadamdan so'ng, ya'ni,  $\Delta \tau_{y.k.v.}^1 = 10 \text{ sek}$  uchun  $X_A^I = 0 + \Delta X_A = 0,138$ -ga ega bo'lamiz va  $T^I = T_{kir.} + \Delta T = 293 + 5,02 = 298 \text{ K}$ . Hisoblashning ikkinchi qadamiga o'tamiz.

**Ikkinchi qadam:** umumiy yetib kelish vaqti  $\tau_{y.k.v.}^2 = \tau_{y.k.v.}^1 + \Delta \tau_{y.k.v.} = 10 + 10 = 20 \text{ s.}$  teng. Birinchi qadamda bajargan amallarimizni shu ketma- ketlikda davom ettirib, uni uchinchi va to'rtinchi va h.z qadamlardagi hisoblashlarda ham qo'llaymiz. Hisoblashlarni sonini kutilayotgan aylanish darajasiga erishgudek bo'lsak, shu orqali chegaralanishini anglamog'imiz lozim. Aylanish darajasi  $-X_A=0,83$  erishish uchun 11-qadamni hisoblashga to'g'ri keldi. Hisoblash kattaliklarining natijalari 4.6- jadvalda keltirilgan:

4.6-jadval

| Qadam | Yetib<br>kelish<br>vaqti<br>$\tau_{y.k.v.}, \text{ s}$ | $\Delta X_A$ | $\Delta T, \text{ K}$ | $X_A$ reaksiya<br>boshlangandan<br>so'ng | T, K  |
|-------|--------------------------------------------------------|--------------|-----------------------|------------------------------------------|-------|
| 1     | 10                                                     | 0,138        | 5,02                  | 0,138                                    | 298,0 |
| 2     | 20                                                     | 0,134        | 4,88                  | 0,277                                    | 302,9 |
| 3     | 30                                                     | 0,123        | 4,48                  | 0,395                                    | 307,4 |
| 4     | 40                                                     | 0,109        | 3,97                  | 0,504                                    | 311,4 |
| 5     | 50                                                     | 0,087        | 3,17                  | 0,591                                    | 314,6 |
| 6     | 60                                                     | 0,069        | 2,52                  | 0,660                                    | 317,1 |
| 7     | 70                                                     | 0,054        | 1,97                  | 0,714                                    | 319,0 |
| 8     | 80                                                     | 0,042        | 1,53                  | 0,756                                    | 320,5 |
| 9     | 90                                                     | 0,033        | 1,20                  | 0,789                                    | 321,7 |

|    |     |       |      |       |       |
|----|-----|-------|------|-------|-------|
| 10 | 100 | 0,027 | 0,98 | 0,816 | 322,7 |
| 11 | 110 | 0,021 | 0,77 | 0,817 | 323,5 |

Olingan kattaliklardan ko'rinadiki, yetib kelish vaqti  $X_A=0,83$ ga erishishi uchun  $\Delta\tau'_{y.k.v.}=100$  sek kerak bo'lar ekan, reaksiyon aralashmaning  $T$  - oxirgi harorati  $-325,5$  K, teng bo'lib, u yuqoridagi (4.7) – formula bilan hisoblangan miqdorga mos keladi.

Biz yana yangidan mulohazalab, politropoli adiabatik rejimga nisbatan qiyoslaganda reaktorda yuqori harorat mavjud bo'lganligi sababli ko'zda tutilgan aylanish darajasiga ancha tezroq vaqtda erishiladi.

Yuqorida keltirilgan rasmda jadvaldagi kattaliklarga asosan  $X_A = f(\tau_{y.k.v.})$  va  $T = f(\tau_{y.k.v.})$  - funksiyalarning bog'liqlik grafigi keltirilgan bo'lib, u punktr chiziqlar orqali tasvirlangan.

**Izotermik rejim.** Bu holat uchun  $dT/dl=0$  teng va (4.13) tenglama yozuvi reaktor uzunligi  $dl$  elementi uchun soddalashadi:

$$\vartheta(A)\Delta HV = KF(T - t_{sov.agent}) \quad (4.13'')$$

Xuddi davriy jarayon holatidagidek kimyoviy reaksiya natijasida ajralib chiqayotgan issiqlik miqdori, sovutgich (xladoagent) orqali olib chiqib ketilayotgan miqdorga teng bo'ladi.

4.3.1 –misolni izotermik rejim sharoitida yechamiz.

**Misol 4.3.3.** Misol -4.3.1 shartiga binoan harorati  $T=300$ K va aylanish darajasi  $X_A=0,83$ ni olgunga qadar ISCH reaktorida  $X_A = f(\tau_{y.k.v.})$  -funksiyaning bog'liqligining ko'rinishini aniqlang.

**Yechish.** Kinetik tenglamani turlicha yetib kelish vaqtiga nisbatan yechib javobini tolamiz. Buning uchun aylanish darajasiga nisbatan qayta o'zgartirilgan ikkinchi tartibli reaksiya uchun, (3.9')- formuladan foydalanadi:

$$\tau_{y.k.v.}(ISCH) = \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{kir}(A)(1 - X_A)} = \frac{1}{0,027 \cdot 2,4(1 - X_A)} = 15,4 \frac{X_A}{1 - X_A};$$

$$X_A = \frac{\tau_{y.k.v.}}{\tau_{y.k.v.} + 15,4}$$

bu yerda  $k = 6,52 \cdot 10^5 e^{\frac{5100}{T}} = 6,52 \cdot 10^5 e^{\frac{5100}{300}} = 0,027 \frac{m^3}{kmol \cdot s}$  ifodani olamiz.

Yetib kelish vaqtini  $X_A$ -ni har 10-sekundda, hisoblab, olingan natijalarni 4.7-jadvalga kiritamiz:

4.7-jadval

| $\tau_{y.k.v.}, s$ | 10    | 20    | 30    | 40    | 50    | 60    | 70    | 80    |
|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $X_A$              | 0,394 | 0,565 | 0,661 | 0,772 | 0,764 | 0,796 | 0,820 | 0,838 |

Kutilayotgan aylanish darajasi 0,83ga erishish uchun 80sek  $\approx 1,3 \text{ min}$  vaqt kerak bo'ladi. Jadvalning ma'lumotlari shtrix-punktr chiziqlar orqali 4.3.1 misolning grafidida tasvirlangan.

#### 4.4. Uzlüksiz ishlovchi reaktor IAR-U

**Polittrop rejim.** Bu reaktor uchun vaqt va hajm bo'yicha parametrlarining gradientlari yo'qligi xarakterlidir. Shuning uchun (4.5) tenglamani davriy ideal aralashtiruvchi reaktorga qo'llagan holda chap tomonini reaktordan chiqish va kirishdagi harorat farqiga,  $T_{chiq}$  -ga nisbatan yozsak:

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{V_{chiq.}(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF\Delta t_{o'r.}}{\rho \cdot c_p V} \quad (4.14)$$

**Masala 4.4.1.** Hajmi  $2m^3$  bo'lgan uchta uzluksiz ideal aralashtirish reaktorini kaskadining har birida birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  ekzotermik reaksiya o'tkazillmoqda, tezlik konstantasi esa  $k=2,7 \cdot 10^8 \exp(-7900/T)$ ,  $s^{-1}$  va issiqlik effekti  $\Delta H=-6,5 \cdot 10^4 \text{ kJ/kmol } A$ , teng. Reagent konsentratsiyasi  $C_{chiq.}(A)=0,5 \text{ kmol/m}^3$ , aralashma zichligi  $\rho=729 \text{ kg/m}^3$ , issiqlik sig'imi  $c_p=2,4 \text{ kJ/(kg} \cdot K)$ . Aralashma reaktorlar kaskadiga  $T_{kir.}=50^\circ C$  haroratda va  $V_t=2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/s$  hajmiy sarfda berilmoqda.

Har bir reaktorda, agar ularda harorat  $T^I=15^\circ$ ,  $T^{II}=25^\circ$  va  $T^{III}=35^\circ$  saqlab turilsa, olib kiriluvchi yoki undan chiqariluvchi issiqlik miqdori aniqlansin.

**Yechish.** Masalani yechishda issiqlik taqqoslanishini inobatga olib, qaysiki, reaksiyon massaning issiqlik miqdori:

$$Q_{isitish} = m_{\tau} c_p \Delta T = V_{\tau} c_p \Delta T = 2 \cdot 10^{-3} \cdot 729 \cdot 2,4 \Delta T = 3,5 \Delta T, kVm$$

$$Q_{k.r} = \Delta H n_{\tau}(A) \cdot X_A = \Delta H C_{kir.}(A) V_{\tau} X_A = 6,5 \cdot 10^4 \cdot 0,5 \cdot 2 \cdot 10^{-3} X_A = 65 X_A, kVm$$

Endi har bir reaktor uchun  $\Delta T$  va  $X_A$  hisoblaymiz.

**I reaktor.**

$$\Delta T^I = T^I - T_{kir.} = 15 - 5 = 10K, \quad Q_{chiq.}^I = 3,5 \cdot 10 = 35,0 kVm$$

$X_A$ -kattalikni kinetik tenglama orqali topamiz:

$$\begin{aligned} \vartheta(A)^I &= k C_{chiq.}^I(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{7900}{T_{chiq.}^I}\right) \cdot 0,5(1 - X_A^I) \\ &= \exp\left(19,41 - \frac{7900}{273 + 15}\right) \cdot 0,5(1 - X_A^I) = 1,7 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^I). \end{aligned}$$

Boshqa tomondan:

$$\vartheta(A)^I = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}^I(A)}{\tau_{y.k.v.}} = \frac{C_{kir.}(A) X_A^I \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{0,5 X_A^I \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 5,0 \cdot 10^{-4} X_A^I$$

Olingan ifodani tenglashtiramiz:

$$1,7 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^I) = 5,0 \cdot 10^{-4} X_A^I,$$

bundan quyidagini olamiz:

$$X_A^I = 1,7 \cdot 10^{-4} / (1,7 \cdot 10^{-4} + 5,0 \cdot 10^{-4}) = 0,254$$

$Q_{k.r}^I$ -ifoda uchun bu qiymatni qo'ysak:

$$Q_{k.r}^I = 65 X_A^I = 65 \cdot 0,254 = 16,5 kVm.$$

Birinchi reaktorda issiqlik kirishi va chiqishini baholaymiz:

$$Q^I = Q_{k.r}^I - Q_{isitish}^I = 16,5 - 35 = -18,5 kVm.$$

“—” Ishora birinchi reaktorni zaruriyat tug'ilganda isitilishini ko'rsatadi.

## II reaktor.

$$\Delta T^{II} = T^{II} - T_{kir}^{II} = 25 - 15 = 10 \text{ K}, \quad Q_{chiq}^{II} = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ kVm}$$

$X_A$ -ni hisoblaymiz:

$$\vartheta(A)^{II} = kC_{chiq}^{II}(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{7900}{T_{chiq}^{II}}\right) 0,373(1 - X_A^{II}) = \\ \exp\left(19,41 - \frac{7900}{273+25}\right) 0,373(1 - X_A^{II}) = 3,08 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{II})$$

$$\vartheta(A)^{II} = \frac{C_{kir}^{II}(A) - C_{chiq}^{II}(A)}{\tau_{y.k.v.}} = \frac{C_{kir}^{II}(A)X_A^{II} \cdot V_{\tau}}{V} = \frac{0,373X_A^{II} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 3,73 \cdot 10^{-4} X_A^{II}$$

bu yerda

$$C_{chiq}^I(A) = C_{kir}^{II}(A) = C_{kir}^I(A)(1 - X_A^I) = 0,5(1 - 0,254) \\ = 0,373 \text{ kmol/m}^3$$

Bu ikkita olingan ifodalarni tenglashtiramiz:

$$3,08 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{II}) = 3,73 \cdot 10^{-4} X_A^{II}$$

bundan

$$X_A^{II} = 3,08 \cdot \frac{10^{-4}}{3,08 \cdot 10^{-4} + 3,73 \cdot 10^{-4}} = 0,452: \\ Q_{k.r}^{II} = 65 \cdot X_A^{II} = 65 \cdot 0,452 = 29,4 \text{ kVm.}$$

Ikkinchi reaktorda issiqlikni kirishi va chiqish sarfi:

$$Q^{II} = Q_{k.r}^{II} - Q_{isitish}^{II} = 29,4 - 35,0 = -5,6 \text{ kVm.}$$

“ — ” Ishora ikkinchi reaktorni zaruriyat tug‘ilganda isitilishini ko‘rsatadi.

## III reaktor.

$$\Delta T^{III} = T^{III} - T_{kir}^{III} = 35 - 25 = 10 \text{ K}, \quad Q_{chiq}^{III} = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ kVm}$$

$X_A^{III}$ -ni hisoblaymiz:

$$\vartheta(A)^{III} = k C_{chiq.}^{III}(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{7900}{T_{chiq.}^{III}}\right) \cdot 0,204(1 - X_A^{III})$$

$$= \exp(19,41 - 7900/(273 + 35)) \cdot 0,204(1 - X_A^{III}) = 3,98 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{III})$$

$$\vartheta(A)^{III} = \frac{C_{kir.}^{III}(A) - C_{chiq.}^{III}(A)}{\tau_{y.k.v.}} = \frac{C_{kir.}^{III}(A) X_A^{III} V_r}{V} = \frac{0,204 X_A^{III} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

bu yerda

$$C_{chiq.}^{II}(A) = C_{kir.}^{III}(A) = C_{kir.}^I(A)(1 - X_A^{II}) = 0,373(1 - 0,452) = 0,204 \text{ kmol/m}^3$$

Bu olingan ikki ifodalarni tenglashtiramiz:

$$3,98 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{III}) = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

bundan

$$X_A^{III} = 3,98 \cdot \frac{10^{-4}}{3,98 \cdot 10^{-4} + 2,04 \cdot 10^{-4}} = 0,661:$$

$$Q_{k.r}^{III} = 65 \cdot X_A^{III} = 65 \cdot 0,661 = 43,0 \text{ kV}m.$$

Uchinchi reaktorga issiqlikni kirishi va chiqish sarfi:

$$Q^{III} = Q_{k.r}^{III} - Q_{issiq.}^{II} = 43,0 - 35,0 = +8,0 \text{ kV}m$$

Uchinchi reaktor sovutishga moyildir.

### Adiabatik ish rejimi

Bu rejimda (4.14) tenglama soddalashadi:

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{V_{chiq.}(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p}, \text{ yoki} \quad (4.14')$$

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H \cdot C_{kir.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (4.14'')$$

**Misol 4.4.2.** Hajmi 0,05 bo'lgan -UIARda adiabatik rejimda birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  reaksiya o'tkazilmoqda. Hajmi  $2,29 \text{ kmol/m}^3$  bo'lgan reagentning oqim sarfi  $1,75 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{sek}$ , teng. Reaktorga kirishidagi harorati  $T_{kir.} = 295 \text{ K}$ , reaksiya tezligi konstantasi

$k=1,3 \cdot 10^{13} \exp(-10260/T)$ , issiqlik effekti  $\Delta H = -2,80 \cdot 10^4$  kJ/kmol·A, aralashma zichligi  $\rho = 729$  kg/m<sup>3</sup>, issiqlik sig'imi esa  $c_p = 2,4$  kJ/(kg·K) tengdir. Aylanish darajasi  $X_A$  -ni va reaksiyani o'tkazish harorati -  $T_{chiq.}$  aniqlansin.

**Yechish.** Bu masalani xuddi odatiy holdagidek yechmoq kerak. Bunda kinetik tenglamani issiqlik balansi tenglamasi bilan birgalikda yechamiz, bizning holatda bu tenglama (4.14'') :

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H \cdot C_{kir.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 295 + \frac{2,8 \cdot 10^4 \cdot 2,29}{729 \cdot 2,4} X_A = 295 + 36,6 X_A \quad (*)$$

Bizning qaralayotgan holat uchun kinetik tenglamani aniqlashtirsak (konkretlashtirsak):

$$\vartheta(A) = \frac{C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)}{\tau_{y.k.v.}} = \frac{C_{kir.}(A) X_A V_\tau}{V} = \frac{2,29 X_A \cdot 1,75 \cdot 10^{-3}}{0,05} = 0,080 X_A,$$

boshqa tomondan

$$\begin{aligned} \vartheta(A) &= k C_{chiq.}(A) = 1,3 \cdot 10^{13} \exp(-10260/T_{chiq.}) \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A) \\ &= \exp(30,2 - 10260/T_{chiq.}) \cdot 2,29(1 - X_A) \end{aligned}$$

Oxirgi ikkita ifodani tenglashtirib va soddalashtirib so'ngra  $\frac{X_A}{1-X_A}$  -ga nisbatan yozamiz:

$$\frac{X_A}{1 - X_A} = 28,6 \exp(30,2 - 10260/T_{chiq.}) = \exp(33,7 - 10260/T_{chiq.}),$$

Bu tenglamaga (\*) ifodani qo'yib,  $T_{chiq.}$  uchun quyidagini olamiz:

$$\frac{X_A}{1 - X_A} = \exp(33,7 - 10260/(295 + 36,6 X_A))$$

Biz bitta noma'lumga ega bo'lmagan tenglamani oldik, biroq bu tenglamani oshkor holda yechib bo'lmaydi (ya'ni u transcendent tenglama). Bu tenglamani grafik usulida, yoki bo'lmasa, oddiy iteratsiya usulini qo'llash orqali hisoblasa bo'ladi. Yaxshisi iteratsiya usulidan foydalanganimiz qulayroqdir. Bizning vazifamiz: berilgan  $X_A$  -da tenglamaning o'ng va chap tomoni tengligini belgilangan farqlanishiga erishish:

$$\delta = \frac{b - a}{c},$$

bu yerda

$b = \exp(33,7 - 10260/(295 + 36,6X_A))$  - tenglamaning o'ng tomon qismi;

$a = \frac{X_A}{1 - X_A}$  uning chap tomon qismi;

bunda-  $c$ , xuddi  $b$  va  $a$  dan kattadek deb olinadi.

Chetlanishni  $\delta \leq 0,5\%$  deb olamiz.

1) *Birinchi yaqinlashish.* Aytaylik  $X_A=0,8$  bo'lsin, unda  $b=6,78$ ,  $a=4$ ,  $\delta=(6,78-4)100/6,78=41\%$ . Biz katta uzoqlashishni oldik.

2) *Ikkinchi yaqinlashish.* Biz aylanish darajasini katta qiymatini  $X_A=0,9$  beramiz. Oldingi bosqichlarda biz uni  $X_A=0,8$  deb olgan bo'lsak, maksimal qiymati esa 1,0 teng bo'lgani uchun, unda o'rtacha qiymat-0,9 ga bo'lib hisoblanadi. Bu bosqichda uzoqlashish:  $\delta=(9,65-9)100/9,65=6,7\%$ . tashkil etadi. Xatolik hali juda kattadir.

3) *Uchinchi yaqinlashish.* Yuqoridagi bosqichdagidek mulohaza yuritib, o'rtacha qiymatni  $X_A=0,95$  deb olamiz (ya'ni 0,9 va 1,0 o'rtachasi). Xatolik  $\delta=(11,48-9)100/9,65=-40\%$  teng bo'ldi. Xatolik oshdi, " - " ishora iteratsiya harakat yo'nalishini o'zgarartirishning zaruriyati namoyon bo'lganligini ko'rsatadi.

4) *To'rtinchi yaqinlashish.* Kichikroq qiymatni  $X_A=0,92$  berib ko'ramiz, bu qiymat ham yuqoridagi ikki bosqichdagidek tartibda (0,9 va 0,95-ga nisbatan olganda) o'rtacha qiymat bo'lib hisoblanadi. Bu holda uzoqlashish  $\delta= -11\%$ ni tashkil etdi. Iteratsiyalash usulini shu tartibda davom ettirib sakkiz marta yaqinlashishdan so'ng, aylanish darajasining qiymati  $X_A=0,909$  bo'lgan vaqtdagi uzoqlashishning xatoligini  $\delta=0,2\% < 0,5\%$  -tartibda olamiz. Bu topilgan aylanish darajasini qiymatidan navbatdagi hisoblashda ya'ni, reaktordan chiqishdagi aralashma haroratini (\*) tenglama bilan aniqlashda foydalanamiz:

$$T_{chiq.} = 295 + 36,6X_A = 295 + 36,6 \cdot 0,909 = 328K = 55^{\circ}.$$

Yana bitta masalani yechamiz.

**Masala 4.4.3.** Hajmi  $0,3 \text{ m}^3$  bo'lgan, adiabatik rejimda ishlovchi ideal aralashtirish reaktorida ushbu kattaliklarga:  $\Delta H =$

$-9637 \text{ kJ/kmol}$  va tezlik konstantasi  $k = 10^3 \exp(-20000/RT)$ ,  $\text{min}^{-1}$  teng bo'lgan birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda. Aralashma zichligi  $\rho = 420 \text{ kg/m}^3$ , solishtirma issiqlik sig'imi  $c_p = 3,98 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$  teng. Aralashma sarfi  $V_\tau = 0,6 \text{ m}^3/\text{soat}$ , reagent-A boshlang'ich konsentratsiyasi  $C_{kir.}(A) = 6 \text{ kmol/m}^3$  -ga teng.

Agar reaksiya harorati  $T_{chiq.} = 60^\circ\text{C}$  -dan oshmasa, reaktorga kirishdagi aralashmaning harorati aniqlansin.

**Yechish.** Tenglamani yechish uchun (4.14) tenglamadan foydalanamiz, uni  $T_{kir.}$  nisbatan yozib:

$$T_{kir.} = T_{chiq.} - \frac{C_{kir.}(A) \cdot \Delta H}{p \cdot c_p} X_A \text{ olamiz.}$$

(3.20<sup>1</sup>) tenglamadan foydalanib, tenglama tarkibiga kiruvchi  $X_A$  kattalikni hisoblaymiz:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}.$$

Uni  $X_A$ -ga nisbatan yozib va oldindan tezlik konstantasini  $T_{chiq.} = 273 + 60 = 333\text{K}$  bo'lgan paytidagi qiymatini topamiz:

$$k = 10^3 \exp\left(-\frac{20000}{(8,314 \cdot 333)}\right) = 10^3 \exp(-7,22) = 0,732 \text{ min}^{-1},$$

va yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{V}{V_\tau} = \frac{0,3}{0,6} = 0,5 \text{ soat} = 30 \text{ min. Bundan quyidagiga ega bo'lamiz:}$$

$$X_A = k\tau_{y.k.v.}/(1 + k\tau_{y.k.v.}) = 0,732 \cdot 30/(1 + 0,732 \cdot 30) = 0,956$$

Shunday qilib, oxirgi ifodani olamiz:

$$T_{kir.} = 333 - \frac{6 \cdot 9637}{420 \cdot 3,98} \cdot 0,956 = 333 - 33,1 = 300\text{K} = 27^\circ\text{C}$$

**Izotermik rejim.** U (4.13<sup>II</sup>) tenglamaga o'xshash tenglama orqali yoziladi.

Uni to'liq reaktor uchun yozsak:

$$\vartheta(A)_{chiq.} \Delta H \cdot V = KF \Delta t_{o'r.} \quad (4.15)$$

o'rinli bo'ladi.

#### 4.5. Berilgan harorat rejimida reaktor ishining turg'unligi

Agar sistemaga qandaydir "salbiy ta'sir"<sup>6</sup> yuzaga kelsada biroq, shunga qaramasdan u o'zining dastlabki holatiga o'z-o'zidan qaytsa, biz bu sistemani turg'un sistema deb hisoblaymiz.

Uzluksiz rejimda ishlovchi ideal aralashtirish reaktorini ishlash mobaynida harorat rejimining tebranish ta'sirini kuzatib boramiz. Bu reaktorda **adiabatik** rejimda birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  qaytmas ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda deb faraz qilamiz.

Reaktorga kirgan aralashma, reaksiya natijasida hosil bo'ladigan issiqlikdan  $T_{kir.}$  va ishchi harorati, ya'ni  $T_{chiq.}$  -gacha isitilishidan quyidagi tenglik munosabati hosil bo'ladi:

$$Q_{k,r} = Q_{issiq.} \quad (*)$$

Bu tenglamani o'ng va chap tomonini alohida yozib, uning har biriga harorat ta'sirini qarab chiqamiz.

Chap qism:  $Q_{k,r} = \Delta H n_{kir.}^{\tau}(A) X_A$ , (3.20<sup>I</sup>)-tenglama bo'yicha  $X_A$ -ni almashtiramiz:

$$Q_{k,r} = \Delta H \frac{\tau_{y.k.v.} k}{1 + \tau_{y.k.v.} k} = \frac{\Delta H n_{kir.}^{\tau}(A)}{\frac{1}{\tau_{y.k.v.} k} + 1}$$

Olingan ifodani haroratni o'zgarishiga qarab tahlil qilamiz. Harorat oshishi bilan (kamaydi, masalan, aralashma sarfi) Arrenius (4.1) tenglamasiga muvofiq tezlik konstantasi oshadi: maxraj esa birga intiladi. U vaqtda  $Q_{k,r}$  -kimyoviy reaksiya issiqligi  $\Delta H = const$  intiladi. Haroratni kamayishi maxrajning qiymatini oshishiga olib keladi: Kimyoviy reaksiya issiqligi  $Q_{k,r}$  -nolga intiladi.

O'ng qism. Tenglamaning o'ng qism kattaliklarini tenglama - (4.3<sup>III</sup>) foydalanib yozib chiqamiz:

\* Reaktorda borayotgan reagentlarning reaktsiyasi vaqtida turli xil omillar natijasida rejimning o'zgarishi kuzatiladi: jumladan harorat va bosimning o'zgarishi bunga yaqqol misol bo'lishi mumkin.

$$Q_{issiq.} = m^{\tau} c_p (T_{chiq.} - T_{ktr.})$$

Bu yozilgan ifodadan ko'rinadiki, reaktorda haroratni oshishi reaktor ichidagi aralashmaning issiqligini -  $Q_{issiq.}$  oshishiga olib kelsa, uning pasayishi esa kamayishiga olib keladi.

Bir qancha intilishlar (tendentsiya) orqali topilganlarni quyida keltirilgan koordinata -  $Q_{k.r.}, Q_{issiq.} = f(T)$  grafigida tasvirlaymiz. Bu grafikdan seziladiki, egrilikning shakli  $-X_A = f(T)$  to'la aniqligigacha  $S$  - ko'rinishdagi bog'liqlikni takrorlaydi  $X_A = f(T)$ , va  $Q_{issiq.} = f(T)$  - bu o'suvchi to'g'ri chiziqdir.

Grafigdagi tasvirga muvofiq, to'g'ri chiziqni joylashishi bo'lishi mumkin bo'lgan uch varianda:

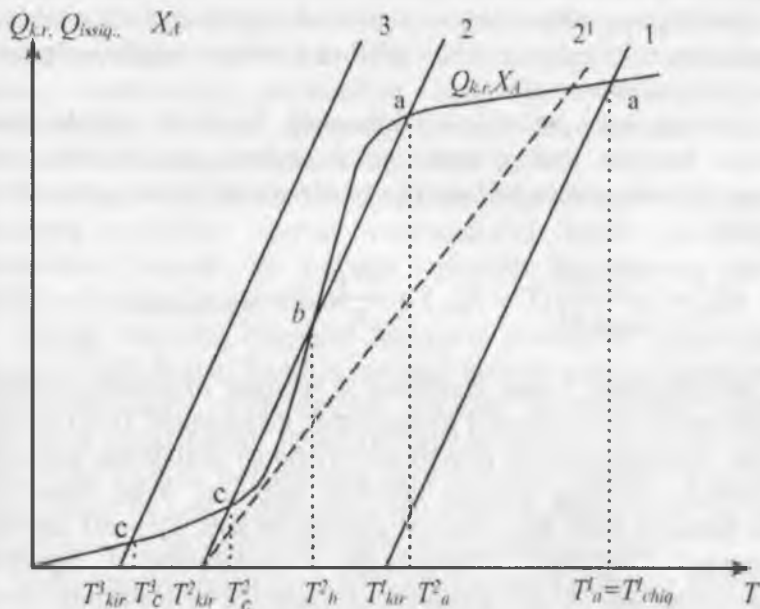
1-kesishish nuqtasi  $a$ , u grafik usulda tenglama- (\*)ni yechimi bo'lib hisoblanadi va u yuqori aylanish darajasi-  $X_A$  holati davriga muvofiq ravishda,  $T_a = T_{chiq.}$  bo'lgan ishchi haroratiga mos keladi. Bu, o'z navbatida, reaktorning eng foydali ish varianti bo'lib hisoblanadi. Uni turg'un holatida tahlil qilamiz:

Agar harorat tushsa,  $T_{chiq.} < T_a$ , grafikka qarab mulohaza yuritib,  $Q_{k.r.} > Q_{issiq.}$  ekanligiga ishonch hosil qilamiz. Oxirgi tengsizlik shu to'g'rida ma'lumot beradiki, sistemadagi salbiy ta'sir etish omili olib tashlansa, (asosan bu holat haroratni kamayishi yoki oshishi sodir bo'lganda kuzatiladi) aralashma reaksiya natijasida ajralib chiqadigan issiqlik bilan isitiladi va u o'zining dastlabki  $a$ -nuqta holatiga qaytadi. Bordi-yu, salbiy ta'sir haroratni oshishini keltirib chiqarsa, unda  $T_{chiq.} > T_a$ , unda  $Q_{k.r.} < Q_{issiq.}$  o'rinli bo'ladi. Ya'ni, reaksiya issiqligi sistemani yangi holatini saqlab turish uchun yetarli bo'lmasa: bunday holatda salbiy ta'sir olib tashlangandan so'ng u yana dastlabki -  $a$  nuqta holatiga qaytadi.

Xulosa: reaktor turg'un rejimda ishlaydi. Uning belgilari: kesishish nuqtasi yaqinida to'g'ri chiziqning og'ishi egri chiziq og'ishidan katta bo'ladi.

2- bu holatda issiqlik muvozanati uchta nuqtada amalga oshadi:  $a, b$  va  $c$  nuqtalardir. Shu bilan birga  $c$ - nuqtada va xuddi shunday  $a$ -nuqtada reaktorning turg'un ishlash holatini kuzatsak, biroq,  $b$ -nuqtada esa noturg'un ishlash holatini kuzatamiz. Haqiqatda esa,  $T_{c\ iq.} > T_b^2$ ,  $Q_{k.r.} > Q_{issiq}$  bo'lgan holatda aralashma jipslashib,  $a$ -nuqta holatiga etgunga qadar isib ketadi.  $T_{chiq.} = T_b^2$

holatda  $Q_{k.r} < Q_{issiq.}$  -tengsizlik hosil bo'lib va sistema  $c$ -nuqtaga muvofiq keluvchi holatga o'tadi. Bu variant reaktorning noturg'un ishlash holatini aks ettiradi.



**4.4 - rasm. Reaktorda issiqlikni ajralishi va uning chiqish tezligining haroratga bog'liqligi**

3-xuddi birinchi holatdagidek turg'un holat amalga oshadi ( $c$  - nuqta sohasida to'g'ri chiziqning og'ishi, egri chiziq og'ishiga qaraganda katta bo'ladi), ammo, amaliyotda  $X_A$  -ozligidan  $c$  -nuqtada u amalga oshmaydi.

Grafikda keltirilgan bog'liqliklarning tahlili ko'rsatadiki, jarayonni turg'un holatga keltirish mumkin, masalan, haroratni kirish joyidan -  $T_{kir}$  oshirib, (parallel siljitish orqali joyini almashtirib to'g'ri o'ngga: 2 holatdan -1 holatga), yoki bo'lmasa, o'sha to'g'ri chiziqning og'ish burchagi tangensini kamaytirish orqali (ifoda dastlabki 1-mol reagent  $-A$  miqdoriga nisbatan yozilgan):

$$tg\alpha = \frac{m^r \cdot c_p}{n_{kir.}(A)} = \frac{c_p \cdot V_r \cdot \rho}{n_{kir.}(A)} = \frac{c_p \cdot \rho}{C_{kir.}(A)}$$

kirishda reagent-  $A$  konsentratsiyasi oshishi bilan (to'g'ri og'ish egriligi kamayadi: 2 holat -2' holat).

Keltirilgan grafik usulda, uzluksiz ideal aralashtirish reaktorini ishlashining turg'unligini tahlil qilishni boshqa issiqlik rejimlarida ham foydalanish mumkin.

Politrop rejim holatida biz bilamizki, faqat bir qism kimyoviy reaksiya issiqligi aralashmani isitish uchun sarf bo'ladi, uning boshqa qismi sovutuvchi-agent (xladoagent) bilan olib chiqib ketiladi:

$$Q_{k.r} = \frac{c_p \cdot \rho}{C_{kir.}(A)} (T - T_{kir.}) + \frac{F \cdot K}{V_\tau} (T - \tau_{sov.agent}) \quad (4.16)$$

Bu tenglama 1-mol dastlabki  $A$  reagent miqdoriga nisbatan tuzilgan bo'lib, u ham to'g'ri chiziq orqali ifodalanadi. To'g'ri chiziqli parallel siljishini nafaqat reaktorga kirishdagi aralashma haroratini o'zgartirish hisobiga amalga oshirish mumkin, balki sovutuvchi agent harorati bilan ham amalga oshirsa bo'ladi. Birinchi navbatda chiziqning og'ishi, kirishdagi sovutuvchi agentning konsentratsiyaga, issiqlik almashinish yuzasiga va aralashma sarfiga bog'liq.

Izotermik ishlash rejimi vaqtida (4.16) tenglama soddalashadi:

$$Q_{k.r} = \frac{F \cdot K}{V_\tau} (T - t_{sov.agent}) \quad (4.16')$$

Turg'un holatda ishlashi uchun sozlash, odatda, yoki aralashma sarfi  $V_\tau$  ni o'zgartirish, yoxud sovutuvchi agent harorati  $t_{s.a}$  ni o'zgartirish orqali amalga oshiriladi.

#### 4.6. Reaktor ishlashida sezuvchanlik

Reaktor ishining turg'unligini baholashda uning **sezuvchanligi** ya'ni, u yoki bu faktorga ta'siri ham e'tiborga olinadi. Reaktorda ba'zi bir ko'rsatiladigan salbiy ta'sirlar reaktor parametrlarini qanchalik keskin o'zgartirsa, u shunchalik bu salbiy ta'sirlarni sezuvchan bo'ladi. Buning mohiyatini tushunish uchun biz yana

$X_A=f(T)$  grafigiga murojaat qilamiz. Ko'ramizki, bu grafikda egilish nuqtasining yaqinida, hattoki, uncha katta bo'lmagan haroratning o'zgarishlarida ham  $X_A$  shiddatli o'zgaradi va reaktor shu sohada haroratning o'zgarishiga juda sezuvchan bo'lib qoladi, shunga muvofiq ravishda, bu sohada reaktor ishlamagani ma'qulroqdir. Odatda, reaktorning parametrik sezgirligi oshgan sohasida ishlatmaslikka harakat qilinadi, chunki, bu sohada reaktor parametrlarini boshqarish ancha mushkul ishdir.

Keltirilgan mulohazalar qaytmas ekzotermik reaksiyalar uchungina to'g'ridir. Qaytar reaksiyalarni tahlil qilish juda murakkabdir, chunki bu holatda aylanish darajasining egriligi  $X_A=f(T)$  maksimum orqali o'tadi.

Shunga muvofiq ravishda, kimyoviy reaktorlar jarayonlarda turg'un bo'lishi lozim. Turg'un sistema bo'lishi uchun, tashqaridan berilayotgan ta'sir to'xtatilganda sistema boshlang'ich holatiga qaytib kela olishi kerak. Apparat ishining turg'un holatida barcha parametrlar vaqt va apparatning fazoviy holati bo'yicha o'zgarmas bo'lib qoladi. Reaktor ishining turg'unligini uning u yoki bu holat parametrlariga nisbatan sezgirligi bilan baholash mumkin.

Noturg'un holatda texnologik jarayonning qandaydir parametri (harorat, bosim, konsentratsiya) biroz o'zgarsa, reaktordagi turg'un holat ham o'zgaradi, bu o'zgarishlar vaqt o'tishi bilan chuqurlashib boradi va o'zgartiruvchi kuchlarning ta'siri to'xtasa ham reaktorlardagi sharoit o'z holatiga qaytib kelmaydi.

Turg'un ishlaydigan reaktorni tahlil qilib chiqamiz. Masalan: adiabatik sharoitda uzluksiz ideal aralashtiruvchi reaktorning ishini ko'rib chiqamiz.

Agar bunday reaktorda oddiy qaytmas  $A \rightarrow R + Q$  reaksiya borsa, uning issiqlik balansi tenglamasi reaktorning turg'un sharoitida:

$$Q_{k.r.} = Q_{konv.} \quad (4.17)$$

$$Q_{k.r.} = \Delta X H_A \quad (4.18)$$

$$Q_{konv.} = C_p(T - T_0) \quad (4.19)$$

ga teng bo'ladi.

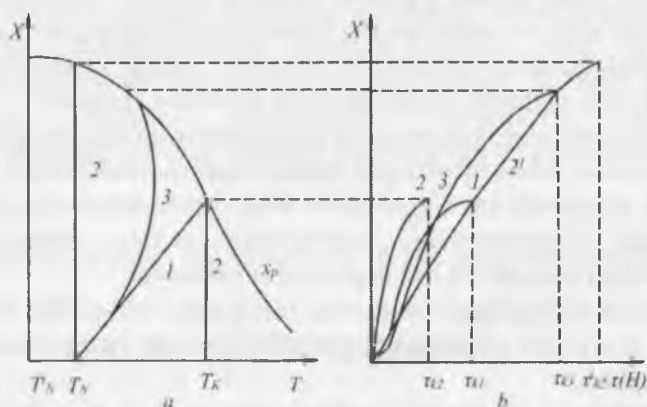
Uzluksiz ishlaydigan ideal aralashtiruvchi reaktordagi o'zgarish darajasi quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$X_A = \frac{e^{\frac{1}{E/RT}}}{\tau k_0} + 1 \quad (4.20)$$

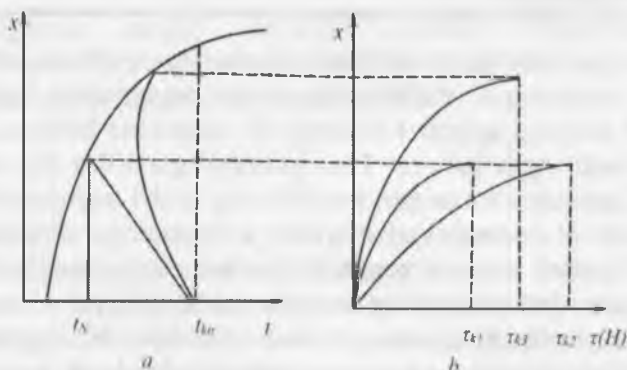
$X_A$  ning qiymatini yuqoridagi tenglamaga qo'yib, kimyoviy reaksiyaning issiqligi uchun quyidagi tenglamani olamiz:

$$Q_{k.r} = \frac{e^{\frac{\Delta H}{E/RT}}}{\tau k_0} + 1 \quad (4.21)$$

Bu tenglamadan ko'rinadiki, harorat ko'tarilganda  $Q_{k.r}$  kimyoviy reaksiyaning issiqligi  $\Delta H$  ning doimiy bo'lgan qiymatiga intiladi. Harorat pasayganda esa  $Q_{k.r}$  nolga intiladi (4.5 - 4.6 - rasmlar).



**4.5 - rasm. Qaytar ekzotermik reaksiya uchun aylanish darajasining xaroratga (a) va vaqtga (b) bog'liqligi**  
 1-Siqib chiqaruvchi adiabatik reaktor; 2, 2' - Aralashtirish sharoitidagi izotermik reaktor. 3 - Siqib chiqaruvchi politermik reaktor.



**4.6 - rasm. Qaytar endotermik reaksiya uchun aylanish darajasining haro-ratga (a) va vaqtga (b) bog'liqligi**

*1-Siqib chiqaruvchi adiabatik reaktor; 2, 2' - Aralashtirish sharoitidagi izotermik reaktor. 3 - Siqib chiqaruvchi politermik reaktor.*

4.5 - 4.6 - rasmlarda berilgan chizmalardagi egri va to'g'ri chiziqlar kesishgan nuqtalar issiqlik muvozanatini belgilaydi: kiritilgan issiqlikning tezligi sarflangan issiqlikning tezligiga teng. Lekin chizmada ko'rsatilgan barcha sharoitlarni sanoat ihlab chiqarilishiga tavsiya qilish mumkin, emas. Masalan: (a) chizmadagi  $K$  nuqta, yuqori darajali o'zgarish sharoitini belgilaydi va sanoatga tavsiya qilish mumkin, chunki bu nuqtada sistema turg'unlikka ega. Agar haroratni  $T_k$  dan  $T_1$  gacha pasaytirsak, unda  $Q_{kr}$  va  $\Delta Q_{konv.}$  haroratning o'zgarishiga sabab bo'lgan kuchlar ta'siri yo'qolgach, jarayon o'z holatiga, ya'ni  $K$  nuqtaga qaytadi. Bu holat issiqlik kelishining sarflanishidan ko'proqligi bilan tushintiriladi. Agar harorat  $T_2$  gacha ko'tarilsa, unda  $Q_{kr}$  va  $\Delta Q_{konv.}$  jarayon yana muvozanat holatiga,  $K$  nuqtaga qaytadi, chunki bu sharoitda issiqlikning sarflanishi kelishidan ko'proq. (b) chizmadagi  $L$  nuqta past o'zgarish darajasini belgilaydigan holat bo'lib amalda samarasiz hisoblanadi. (v) chizmada issiqlik muvozanati uchta nuqta  $K, M, L$  larda erishiladi, ammo bu nuqtalardagi sharoitlar ham amaliyotda samarasiz deb hisoblanadi:  $L$ - nuqtada past o'zgarish darajasi;  $M$  nuqtada - noturg'un sharoit. Haroratni ko'tarib yoki pasaytirib bo'lgandan so'ng jarayon  $M$  nuqtaga qaytib kelmaydi. Masalan: agar

haroratni  $T_{\text{oxir}}$  dan  $T_1$  gacha pasaytirsak,  $Q_{k,r}$  va  $\Delta Q_{\text{konv}}$  bo'ladi va haroratni pasaytirgan kuchlarning ta'siri tugagandan keyin ham jarayon  $M$  nuqtaga qaytib kelmaydi. U statsionar holatga, ya'ni  $L$  nuqtaga o'tadi. Agar harorat  $T_{\text{oxir}}$  gacha o'zgartirilsa  $Q_{k,r}$  va  $\Delta Q_{\text{konv}}$  bo'ladi va haroratni ko'targan kuchlarning ta'siri tugagandan keyin ham jarayon  $M$  nuqtaga qaytmaydi – u  $K$  nuqtaga o'tib ketadi.  $K$  nuqtada o'zgarish darajasi yuqori bo'lsa ham, uning turg'unligi juda kam va jarayon juda tez noturg'un tomonga siljiydi, ya'ni  $L$  nuqtaga.

Shunday qilib, jarayonni optimal sharoitda olib borish uchun (bu  $a$  grafikda  $K$  nuqtaga to'g'ri keladi) texnologik jarayonning parametrlarini o'zgartirish kerak va shuning bilan egri va to'g'ri chiziqlarni bir-biriga bo'lgan joylashishi ham o'zgaradi. Masalan ( $b$ ) grafikdagi sharoitlarni saqlab qolib, lekin reagentlarni reaktorda bo'lish vaqti  $\tau$  ni ko'paytirsak, unda kimyoviy reaksiya natijasida chiqqan issiqlik  $Q_{k,r}$  ko'payadi va  $S$  shaklidagi egri chiziq hosil bo'ladi: to'g'ri va egri chiziqlar  $K$  nuqtada kesishadi. Odatda yuqori darajali o'zgarish tomonga jarayonni siljitish uchun reaksiyon aralashmaning haroratini reaktorga kirish paytida  $T_0$  dan  $T$  gacha ko'tarish kerak yoki harorat  $T_0$  teng bo'lganda qiyalik burchagini  $\Delta$  ni kamaytirish kerak.

Umuman olganda, har bir holatning o'ziga xos optimal sharoiti bor. Bu optimal sharoit har bir faktorni inobatga olib, texnologik jarayonning bir-biriga mos kelgan parametrlarini hisoblashdan so'ng optimal sharoit aniqlanadi.

**Parametrik sezuvchanlik.** Jarayonning boshlang'ich ko'rsatkichlari o'zgarsa, reaktorga kirayotgan va reaktordan chiqayotgan parametrlarning ko'rsatkichlari ham o'zgaradi. Tajriba va sinovlar shuni ko'rsatadiki, ma'lum bir sharoitda reaktorning ish rejimi parametrik sezuvchanlikka ega bo'ladi.

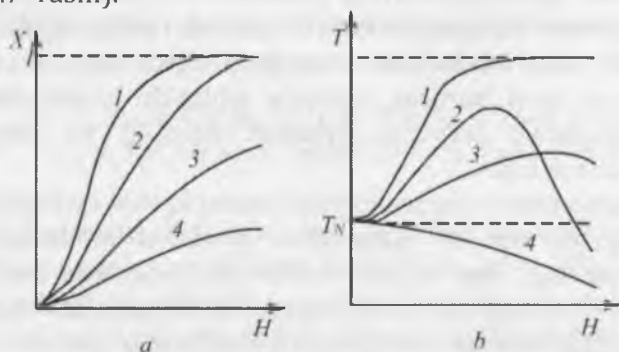
Jarayonga tegishli qaysidir parametrining boshlang'ich miqdorini o'zgartirib, shu jarayonning qaysidir parametrlari oxirgi miqdorining o'zgartirishiga olib kelgan kattalik *parametrik sezuvchanlik* deb ataladi. Kimyoviy jarayonlarini hisoblaganda bu ko'rsatkich katta ahamiyatga ega.

Reaktor ishini baholashda uning tashqi ta'sirga sezgirligi, barqarorligi qanday darajada ekanligi hisobga olinadi. Shuning uchun reaktor ishining turg'unligi  $u$  yoki bu parametr

o'zgartirilganda uning sezgirligi qanday o'zgarishi bilan xarakterlanadi. Parametrik sezuvchanlik –  $P$  dastlabki ta'sirning ( $y$ ) oxirgi parametrlar ( $x$ ) ga nisbati orqali topiladi:

$$P = \frac{dy}{dx} \quad (4.22)$$

Dastlabki ta'sir bu haroratning, reagentlar konsentratsiyasining, oqim tezligining o'zgarishi bo'lishi mumkin. Parametrik sezuvchanlik dastlabki parametrlarning oxirgi parametrlarga ta'sirini ko'rsatadi.  $P$  qanchalik yuqori bo'lsa, reaktor ishining turg'unligi shunchalik past bo'ladi. Masalan, ideal siqib chiqaruvchi reaktorlar uchun harorat bo'yicha parametrik sezuvchanligi (bunda birinchi tartibli ekzotermik reaksiya ketadi) issiqlik chiqarish tezligi bilan issiqlik uzatish tezligi nisbati orqali aniqlanadi. Bunda harorat o'zgarishi  $\Delta t$  va reaktor balandligi bo'yicha aylanish darajasi reaktorning harorat rejimiga bog'liq bo'ladi (4.7-rasm).



**4.7 - rasm. Ideal siqib chiqaruvchi reaktorning parametrik sezuvchanligi.**

*a) X ning reaktor balandligi bo'yicha o'zgarishi; b) jarayon haroratining H ga bog'liqligi. X ning reaktor balandligi bo'yicha o'zgarishi. 1 – adiabatik rejimi;  
2 – qisman issiqlik uzatish*

Adiabatik rejimda yupqa qatlamda aylanish darajasi muvozanat holatdagiga yaqinlashadi (4.7-rasm. 1-egri chiziq), harorat esa oxirgi qiymatga erishadi. Kuchsiz issiqlik uzatishda, masalan trubkali reaktorda aylanish darajasi reaksiya tezligi

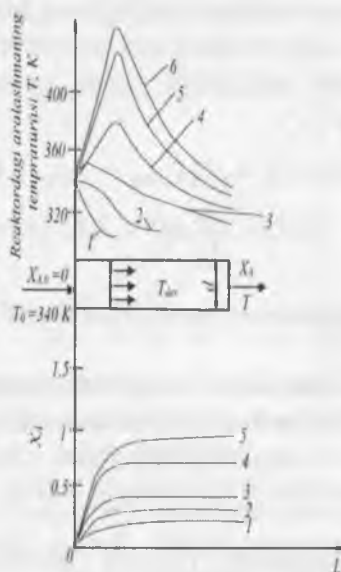
pasayishi bilan kamayib boradi. Faqat reaktor bo'shlig'ining balandligi katta bo'lganda  $X$  muvozanat ortadi (4.7-rasm. 2-egri chiziq). Aylanish darajasini oshirib jarayon tezligi pasayganda, issiqlik uzatish issiqlik chiqishdan orta boshlaydi va reaktor balandligi bo'yicha harorat kamayadi. Natijada harorat egri chizig'i ekstremal holatga keladi. Bunday holda reaktorda "issiq nuqta"  $t_{is}$  hosil bo'ladi. Bu reaktorning maksimal harorati hisoblanib, ko'pincha ko'ngilsiz holatlarni yuzaga keltiradi. "Issiq nuqta" natijasida reaksiyon massaning xossasi buziladi, pishib qolish holati kuzatiladi. Dastlabki yoki oxirgi mahsulot termik parchalanib ketishi mumkin. Devorlarning kuyishi yuzaga keladi. Natijada bularning hammasi turg'un holatining buzilishiga olib keladi. Haroratning o'sishi tezlik konstantasining eksperimental ortib borishiga, reaksiya umumiy tezligining oshib borishiga olib keladi. Ekzotermik reaksiyada issiqlik chiqishi reaksiya tezligiga to'g'ri proporsionaldir.

Shunday qilib, egzotermik jarayonlarda reaktorning harorat rejimi turg'un bo'lishi uchun issiqlik uzatish tezligi issiqlik ajralish tezligidan yuqori bo'lishi kerak. 4.8-rasmda egzotermik reaksiyalarda turli harorat rejimida ishlovchi reaktorlar uchun reaktor balandligi bo'yicha aylanish darajasi va haroratning o'zgarishi ko'rsatilgan.

Adiabatik jarayonda reaktorda harorat keskin ko'tariladi (6) va reaktorning ma'lum  $\Delta L$  uzunligida dastlabki moddalar yuqori o'zgarish darajaga ega bo'ladi. Politermik reaktorda issiqlik turli tezlik bilan chetlantiriladi va shunga munosib ravishda reaktorning uzunligi bo'ylab harorat va o'zgarish daraja ham o'zgaradi.

Reaksiyon aralashmani biroz sovutsak (5), reaktorning yuqori qismida harorat ko'tariladi.  $Q_{k,r}$  va  $\Delta Q$  sarf bo'lgani uchun reaksiyaning tezligi pasaygani sababli aylanish darajasi o'sib boradi.

Natijada shunday holat o'rnatiladiki, bunda reaktorning devorlaridan beriladigan issiqlik tezligi ajralib chiqadigan issiqlik tezligidan yuqori bo'ladi va reaktorning uzunligi bo'ylab harorat pasaya boshlaydi. Shunday qilib, haroratning egri chizig'i ekstremal xarakterga ega bo'lib, reaktorning "issiq nuqtasi" reaktorning maksimal haroratiga to'g'ri keladi.



4.8-rasm. Reaktor uzunligi bo'yicha devor harorati va aylanish darajasi ta'sirining parametrik sezuvchanligi.

1.  $T_{dev}=270\text{ K}$ ; 2.  $T_{dev}=280\text{ K}$ ; 3.  $T_{dev}=290\text{ K}$ ;  
4.  $T_{dev}=0\text{ K}$ ; 5.  $T_{dev}=310\text{ K}$ ; 6.  $T_{dev}=320\text{ K}$ ;

**4.5.1-masala.** Uzlusiz ideal aralashtirish reaktorida qaytar ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda:  $A+V \leftrightarrow R$ ,  $\Delta H = -472,5\text{ kJ/mol}\cdot A$ .

Maksimal  $X_A$  aylanish darajasiga erishishni ta'minlash uchun kiritiladigan yoki olib chiqib ketiladigan issiqlik miqdori aniqlansin.  $X_A$  ning haroratga bog'liqligi 4.8- jadvalda keltirilgan.

4.8-jadval

| $T, ^\circ\text{C}$ | 15   | 25   | 35   | 40   | 42   | 45   | 55   |
|---------------------|------|------|------|------|------|------|------|
| $X_A$               | 0,31 | 0,46 | 0,56 | 0,58 | 0,60 | 0,59 | 0,49 |

Berilganlar: reagentning mollarda o'lchanadigan ulushi va reaktorga kirishdagi aralashma harorati:  $x(A) = 0,2\text{ kmolA/kmol}$  va  $T_{kir.}=15^\circ\text{C}$ , uning molyar issiqlik sig'imi  $c'_p=3,2\text{ kJ/(kmol}\cdot\text{K)}$ .

**Yechish.** Kimyoviy reaksiya issiqligining bir qismi aralashmani isitishga sarf bo'ladi, qolgan qismi esa sovutuvchi agent orqali olib ketiladi deb hisoblab politropik rejim uchun issiqlik balansi tenglamasini tuzamiz:

$$x_{kir.}(A)\Delta H X_A = c_p^I(T_{chiq.} - T_{kir.}) + Q_{m.s}$$

bundan  $0,2 \cdot 472,5 \cdot 0,60 = 2,1 \cdot (42 - 15)$ , bu yerda  $X_A(A)_{max.} = 0,6$ ,

Jadval bo'yicha mulohaza yuritib, harorat  $T=42^\circ\text{C}$  mos kelishini aniqlaymiz.

Olingan tenglik asosida so'z yuritish mumkinki, reaktorning berilgan sharoitda ishlashini ta'minlash uchun uzluksiz ideal aralashtirish reaktoridan issiqlikni olib chiqib ketish ko'zda tutilmaydi va u adiabatik rejimda ishlashi lozim.

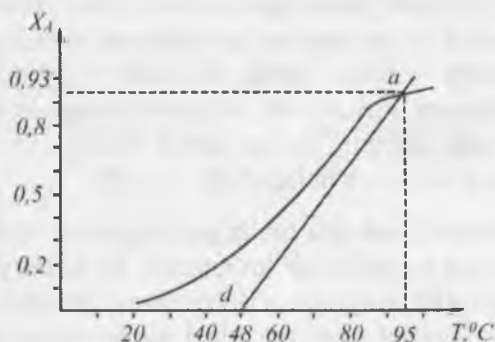
**4.5.2-masala.** Adiabatik rejimda ishlovchi uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  ekzotermik reaksiya amalga oshirilmoqda. Quyidagi berilgan ma'lumotlardan foydalanib, aralashmaning reaktorga kirishidagi  $T_{kir.}$  va undan chiqishidagi  $T_{chiq.}$  haroratlarni aniqlang:  $\Delta H = -160 \cdot 10^3 \text{ kJ/kmolA}$ ;  $C_{kir.}(A) = 0,7 \text{ kmol/m}^3$ ,  $c_p = 3,0 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$   $\rho = 750 \text{ kg/m}^3$ ,  $X_A = 0,93$  va  $X_A = f(T)$  bog'liqlikning tajribadan topilgan qiymatlari 4.9-jadvalda keltirilgan.

4.9-jadval

| T, °C | 20   | 40   | 50   | 60   | 70   | 80   | 90   | 100  |
|-------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $X_A$ | 0,02 | 0,12 | 0,24 | 0,37 | 0,58 | 0,82 | 0,92 | 0,95 |

Bu olingan natijalar reaktorning turg'un rejimda ishlashiga javob bera oladimi?

**Yechish.** Bu masalani grafik usulda yechamiz. Dastlab biz chap (jadval kattaliklariga asosan) qismini grafik orqali ifodalaymiz :



**4.9 - rasm. Adiabatik rejimda ishlovchi uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida aylanish darajasining haroratga bog'liqlik grafigi.**

Grafik bo'yicha  $T_{chiq.} = 95^{\circ}\text{C}$  ekanligini aniqlaymiz, u berilgan  $X_A = 0,93$  qiymatga javob beradi. Kirish qismidagi haroratni topish uchun unga nisbatan (4.14<sup>II</sup>) tenglamani qayta yozamiz:

$$T_{kir.} = T_{chiq.} - \frac{\Delta H \cdot C_{kir.}(A)}{p \cdot c_p} X_A = 95 - \frac{160 \cdot 10^3 \cdot 0,7}{750 \cdot 3,0} \cdot 0,93 = 48^{\circ}$$

Ishchi rejimning turg'unligini tekshirish uchun koordinatasi  $X_A = 0,93$  va  $T_{chiq.} = 95^{\circ}\text{C}$  bo'lgan  $a$  nuqta orqali va kordinatasi  $X_A = 0$  va  $T_{chiq.} = 48^{\circ}\text{C}$  bo'lgan  $d$  nuqtadan to'g'ri chiziq o'tkazamiz. Grafikning yuqori qismidan to'g'ri va egri chiziqlari kesishadigan hosil bo'lgan yagona nuqtaning yuqori qismi reaktor ishlashining turg'unligi to'g'risida guvohlik beradi: to'g'ri chiziqning qiyaligi, egri chiziqning qiyaligidan katta bo'ladi.

**4.7. Reaktor turini issiqlik rejimini hisobga olgan holda tanlash**

Odatda, ishlab chiqaruvchi reaktorda jarayonni mumkin qadar katta tezlikda amalga oshirishga intiladi. Ammo, birinchi navbatda bu tezlikning kattaligi komponentalar konsentratsiyasi va reaksiyon aralashma haroratiga bog'liq bo'ladi.

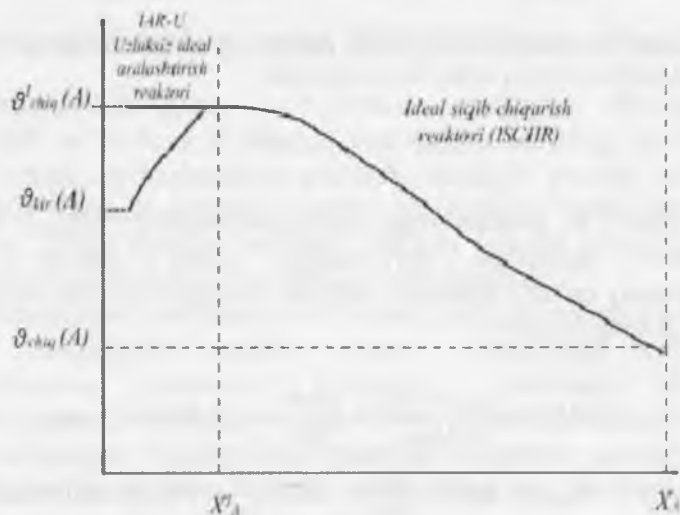
Adiabatik rejimda boradigan ekzotermik reaksiyani ko'rib chiqamiz. Bu yerda bir tomondan aralashmani qizdirilishi hisobiga jarayonning tezligi oshadi. Biroq, ikkinchi tomondan kimyoviy jarayonda reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning konsentratsiyasi kamayishi hisobiga jarayon tezligi so'nib boradi. Shunga muvofiq holda reaktorning ikkita ish holati kelib chiqadi.

**Birinch holat.** Reaksiya tezligiga reagentlar konsentratsiyasi emas, balki harorat kuchli ta'sir ko'rsatadi. Bu holat yuqori issiqlik effekti bilan boruvchi jarayonni o'tkazishning dastlabki bosqichida kuzatiladi. Agar bunday reaksiya ideal siqib chiqarish reaktorida o'tkazilsa, unda uning tezligi maksimumdan o'tadi.

Quyida keltirilgan 4.10-rasmdan ko'rinadiki, reaktorning boshlang'ich uchastkasida aylanish darajasi  $X'_A$  ga, etguncha jarayonni uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida olib borish afzalroqdir, chunki bu holatda reaksiya tezligi maksimal darajada bo'ladi.

$$\vartheta^I(A) = \vartheta_{chiq.}(A) = \vartheta_{mak.}(A).$$

$X^I - X_A$  sohada ideal siqib chiqarish reaktorini olish ma'qullroqdir, uning reaksiya tezligi  $\vartheta_{o'r.}(A)$  shu vaqtdagi uzluksiz ideal aralashtirish reaktorining  $\vartheta_{chiq.}(A)$  tezligiga nisbatan katta bo'ladi. Bu holat uchun ham masala yechamiz.



**4.10 - rasm. Ideal aralashtirish va ideal siqib chiqarish reaktorlarida  $I(A)$  reagentlar reaksiya tezligining aylanish darajasiga bog'liqlik grafigi.**

**4.7.1-masala.** Hajmlari  $0,4m^3$  bo'lgan ketma-ket ulangan IAR-U va ISCHQ reaktorlarida ikkinchi tartibli  $2A \rightarrow R$  reaksiya borayotgan bo'lsa, qurilmaning mahsulot bo'yicha maksimal ishlab chiqarish quvvatini  $n^*(R)$ ,  $kmol/soat$  o'lchov birliklarida aniqlang. Berilganlar: dastlabki reagentning konsentratsiyasi  $C_{dast}(A) = 7,0 \text{ kmol}/m^2$ ,  $X_A = 0,90$  va tajribaviy  $I(A) = f(X_A)$  bog'liqlik 4.10-jadvalda keltirilgan.

**4.10-jadval**

| $X_A$                                     | 0,1<br>0 | 0,2<br>0 | 0,2<br>1 | 0,2<br>3 | 0,2<br>5 | 0,2<br>7 | 0,2<br>8 | 0,3<br>0 | 0,3<br>5 | 0,4<br>0 | 0,5<br>0 | 0,7<br>0 | 0,9<br>0 |
|-------------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| $I(A), 10^{-2}$<br>$kmol/(m^3 \cdot min)$ | 3,8      | 7,0      | 7,5      | 8,3      | 9,3      | 10,3     | 10,6     | 10,8     | 11,0     | 10,6     | 9,0      | 3,5      | 3,0      |

Bizning holat uchun tuzilgan moddiy balans tenglamasidan ko'rinadiki, qurilmaning maksimal ishlab chiqarish quvvati aralashma sarfi orqali aniqlanadi:

$$n^{\tau}(R)_{mak.} = 0,5n^{\tau}(A) = 0,5C_{chik.}(A)X_A V_{mak.}^{\tau}$$

U ham o'z navbatida, IAR-U uchun yozilgan aralashmaning reaktorga yetib kelish vaqti orqali topiladi:

$$V_{mak.}^{\tau} = V/\tau_{y.k.v.}(IAR)$$

$\tau_{y.k.v.}(IAR)$  ni reaksiyaning maksimal tezligi  $\vartheta(A)_{max.}$  orqali ifodalaymiz. Jadvaldan ko'rinadiki, uning qiymati  $0,11 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{min})$  bo'lib, aylanish darajasi shunga muvofiq ravishda  $X'_A=0,35$  ga teng bo'ladi:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{C_{chik.}(A) \cdot X'_A}{\vartheta(A)_{mak.}} = \frac{7 \cdot 0,35}{0,11} = 22,3 \text{ min, unda}$$

$$V_{mak.}^{\tau} = V/\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{0,4}{22,3} = 0,018 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} = 1,08 \text{ m}^3/\text{soat.}$$

va nihoyat yakunlab quyidagini olamiz:

$$n^{\tau}(R)_{mak.} = 0,5C_{chik.}(A)X_A V_{mak.}^{\tau} = 0,5 \cdot 7 \cdot 0,90 \cdot 1,08 = 3,4 \text{ kmol/soat.}$$

**Ikkichi holat.** Harorat bilan qiyoslaganda, reagentlar konsentratsiyasi ham reaksiya tezligiga kuchli ta'sir ko'rsatadi. Bu holatda butun jarayon mobaynida reaksiya tezligining kamayishi kuzatiladi, biroq izotermik reaksiyalarga nisbatan anchagina sekinlik bilan borishi kuzatiladi. Bunday holat issiqlik effekti uncha katta bo'lmagan reaksiyalarda ham kuzatiladi. Bu yerda ISCHRning ishi maqbulroqdir.

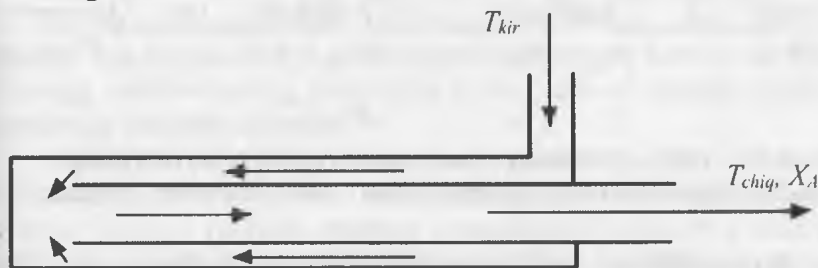
Qaytar va murakkab reaksiyalarni o'tkazish uchun reaktorlarni tanlashda yana qo'shimcha talablar yuzaga keladi. Bunday talablar sifatida yuqori selektivlikni va maqsadli tayyor mahsulot chiqishini ta'minlash kabilarni aytish mumkin bo'ladi. Bu borada haroratning optimal qiymatini saqlab turish o'ta muhim hisoblanadi.

#### 4.8. Reaktorlarda optimal issiqlik rejimini ta'minlash

Harorat reaksiya yo'nalishini aniqlaydi. Reaktorlarda politropik va izotermik rejimni boshqarish ularning atrof muhit bilan issiqlik almashinishni rostdash hisobiga amalga oshiriladi. Adiabatik rejimda bunday issiqlik almashinish sodir bo'lmaydi, shuning uchun bunday hollarda orasida issiqlik almashlagichlar joylashtirilgan reaktorlar guruhidan foydalaniladi.

Ekzotermik reaksiyalarni o'tkazish paytida, reaksiya natijasida ajralib chiqadigan issiqlik miqdori, reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning dastlabki haroratini, reaksiyaga kirishish haroratigacha ko'tarishga yetarli bo'lsa, bunda dastlab reaktorga kirib kelayotgan reagentlarni, reaksiya natijasida ajralib chiqqan issiqlik miqdori bilan isitish maqsadida issiqlik almashinish sharoitini tashkil etish ko'zda tutiladi.

Bunday ish rejimi **avtotermik** ish rejimi deb ataladi. Tashkil qilingan avtotermik rejimning variantlaridan biri quyidagi rasmda ko'rsatilgan:

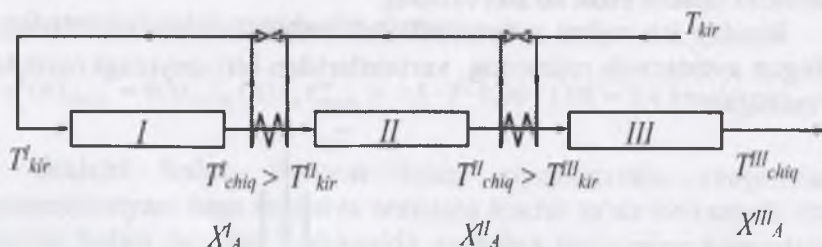


4.11 - rasm. Ideal siqib chiqarish quvurli reaktorida issiqlikni uzluksiz olib chiqishning sxematik tasviri

Qaytmas egzotermik reaksiyalarni o'tkazish vaqtida,  $X_A = f(T)$  funksiyaning haroratga bog'liq ravishda o'sishi tufayli, jarayon ma'lum bir aniq haroratda olib boriladi. Qaytar egzotermik reaksiyalarni o'tkazish uchun aniq bir harorat rejimini tashkil etish murakkab ishdir, chunki  $X_A = f(T)$  funksiya egriligi maksimumdan o'tadi. Bundan tashqari, ishchi maydon sohasi qoidaga muvofiq uning o'ng tomonida, ya'ni pasayayotgan shoxchasi tomonda bo'ladi. Ayniqsa bunday holat adiabatik reaktorlarning ish jarayonida

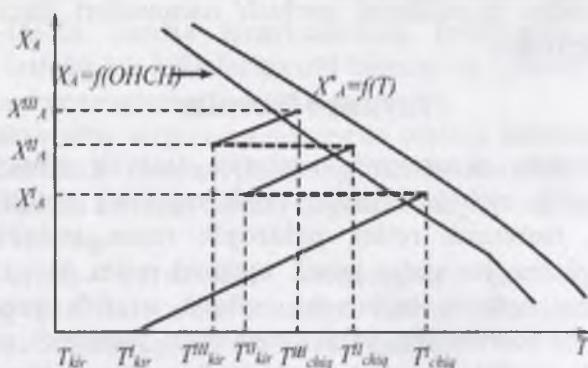
namoyon bo'ladi: reaksiya borayotgan vaqtda aralashma harorati oshib boradi, aylanish darajasi esa kamayib boradi, bu o'z navbatida, mahsulot chiqishini kamaytiradi. Bunday sharoitda kaskad reaktorlardan foydalanishga to'g'ri kelib, ular orasiga haroratni tushirish uchun issiqlik almashlagichlar qo'yiladi va shunga muvofiq ravishda aylanish darajasi oshiriladi. Buning natijasida jarayonni olib borishda nafaqat bitta harorat qiymatini saqlab turish balki, haroratning bir necha qiymatlaridan foydalanishga to'g'ri keladi. Reaksiya paytida, reaktorda haroratni bunday ketma-ketlikda o'zgartirish *optimal harorat chizig'i (OHCH)* deb ataladi. Odatda jarayonni yuqori haroratda boshlab, so'ngra yuqori aylanish darajasi  $X_A$  ga erishish uchun harorat pasaytiriladi.

Variantlardan birortasini tasvirlash orqali, dastlabki aralashmani oraliq sovutgan holda, jarayonni tashkillashtirish uchun uchta reaktorlar kaskadining ish jarayonini ko'rib chiqamiz.



**4.12 - rasm. Qaytmas ekzotermik reaksiyalarni amalga oshirishda dastlabki aralashmani oraliq sovutish sxemasi.**

Bu jarayonning  $X_A=f(T)$  grafikda ko'rinishi quyidagicha bo'ladi:



**4.13 - rasm. Qaytar ekzotermik reaksiyalarda aylanish darajasining haroratga bog'liqlik grafigi**

Gorizontal chiziqlar issiqlik almashlagichlarda reaktorlar orasidagi issiqlik almashishini aks ettirsa, egrilari esa shu reaktorlardagi aralashmani isishini tasvirlaydi. Haqiqiy harorat rejimi *optimal harorat chizig'iga (OHCH)* yaqinlashadi, kaskadda pog'onalar soni qanchalik ko'p bo'lsa, u shunchalik yaqinroq bo'ladi. Shu tariqa avtotermik jarayongacha erishish ehtimoldan xoli emas.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, ushbu bobda turli harorat rejimiga ega bo'lgan davriy ishlaydigan reaktorlarni hamda uzluksiz ishlovchi reaktorlarning politropik rejimi uchun issiqlik balansi tenglamasi keltirib chiqarildi.

Adiabatik rejimda aralashma haroratini va aylanish darajasining reaktor uzunligi bo'yicha o'zgarish tafsilotlari hamda berilgan harorat rejimida reaktor ishining turg'unligi to'g'risidagi ma'lumotlar keltirilgan. Reaktorda issiqlikning ajralishi va uning chiqish tezligini haroratga bog'liqligini tegishli grafiklar asosida yoritib berildi.

Reaktor ishlashida uning sezuvchanligini yoritib berish jarayoniga ta'sir etuvchi turli omillar izohlab berildi. Qaytar ekzotermik reaksiyalar uchun aylanish darajasining haroratga (a) va vaqtga (b) bog'liqligi grafiklar asosida yoritib berildi. Reaktor turini tanlashda issiqlik rejimini hisobga olgan holda tanlash hamda reaktorlarda optimal issiqlik rejimini o'rnatish afzalliklari to'g'risida ham ma'lumotlar keltirildi. Jumladan, ushbu bobda har bir mavzuga

oid bir necha masalalarni yechish namunalari ham muvofiq ravishda keltirilgan.

### **Tayanch iboralar**

Endotermik, ekzotermik, reaksiya, issiqlik effekti, issiqlik o'tkazuvchanlik, zichlik, rejim, issiqlik miqdori, issiqlik balansi, komponent, izotermik rejim, politropik rejim, issiqlik uzatish, kinetik tenglama, iteratsiya usuli, optimal rejim, issiqlik sig'imi, termogramma, issiqlik tashuvchi, issiqlik uzatish yuzasi, g'ilof, issiqlik uzatish koeffitsienti, yetib kelish vaqti, sovutgich, parametrik sezuvchanlik, reaksiya tezligi, avtotermik rejim, optimal harorat chizig'i.

### **O'z-o'zini nazorat qilish savollari**

1. Issiqlik rejimlari turlarining tavsiflab bering.
2. Politropik rejimda D-IARning ishini tushuntirib bering. Jarayon haroratining reaksiya vaqtiga bog'liqlik tenglamasini keltirib chiqaring. Adiabatik rejim uchun tenglamaning ko'rinishi qanday bo'ladi?
3. D-IARda birinchi tartibli ekzotermik reaksiya o'tkazishda harorat va aylanish darajasining bog'liqligini iteratsion usulda hisoblashning bosqichlarini tushuntirib bering.
4. Politropik va adiabatik rejimda D-IARda harorat va aylanish darajasi o'rtasidagi bog'liqlik egriligini taqqoslab va tahlil qilib bering.
5. D-IARda izotermik rejimda ekzotermik reaksiya o'tkazish vaqtida sovutuvchi agentning sarfini hisoblash usulini tushintirib bering.
6. Politropik rejimda ISCHRning ishi. Kimyoviy jarayonda haroratning reaktor uzunligiga bog'liqlik tenglamasini keltirib chiqaring.
7. IARda birinchi tartibli tenglamalari ekzotermik reaksiya o'tkazishda harorat va aylanish darajasining bog'liqligini a) politropik rejim, b) adiabatik rejim uchun hisoblashda iteratsion usulidan qanday foydalaniladi?

8. U-IARda barcha jarayonlarning (politropik, adiabatik, izotermik) issiqlik ish rejimlariga oid harorat va aylanish darajasini hisoblashga doir tenglamani keltirib chiqaring.

9. Reaktorning turg'un va noturg'un ishlash holatlari. Uzluksiz ideal aralashtirish reaktori ishining namunalaridan foydalanib, adiabatik rejimda birinchi tartibli qaytmas ekzotermik reaksiyalarni grafikda ko'rsating.

10. Grafik yordamida haroratning qaysi rejimlarida reaktorning ishi noturg'un zonasiga tushish ehtimoli yaqinroq, qaysisida esa bunday tahdid mavjud bo'lmaydi?

11. Reaktorning turli xildagi issiqlik rejimlarida ishining turg'unligini tartibga solish usullari. Parametrik sezgirlik haqida tushuncha tushuncha bering.

12. Issiqlik rejimini hisobga olgan holda reaktor turini tanlash. Misollarda uni ko'rsating.

13. Reaktorning avtotermik ish rejimi nimalardan iborat? Avtotermik rejimda ishlovchi reaktor sxemasining variantini ko'rsating.

14. Qaytar ekzotermik reaksiyalarda *optimal harorat chizig'i (OHCH)* to'g'risida tushuncha. Uchta kaskad reaktori misolida ko'rsatib bering.

## Mustaqil yechish uchun masalalar

4.1. Qaytar reaksiya  $A + B \rightleftharpoons R + S$  tartibda bo'lib, u quyidagi termodinamik parametrlar orqali xarakterlanadi:  $\Delta H_{330}^0 = -59500 \text{ kJ/kmol}$ ,  $\Delta S_{330}^0 = -175,5 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{K)}$ . Agar jarayonning kechishida harorat  $T=330 \text{ K}$  va konsentratsiya  $C_{AO} = C_{BO} = 1,5 \cdot 10^{-2} \text{ kmol/m}^3$  bo'lsa, muvozanat vaqtidagi reaksiya tarkib aniqlansin.

4.2. Qaytar reaksiya tartibi  $2A \rightleftharpoons R + S$  va solishtirma entropiyasining o'zgarishi esa  $\Delta G_{298}^0 = -5620 \text{ kJ/kmol}$  ga teng. Agar  $C_{AO} = 0,2 \text{ kmol/m}^3$ ,  $C_{RO} = C_{SO} = 0$  bo'lsa  $297 \text{ K}$  haroratda muvozanat vaqtidagi aralashma tarkibi topilsin.

4.3. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,025 \text{ s}^{-1}$  ga teng. Reagentning dastlabki konsentratsiyasi  $1 \text{ kmol/m}^3$ . Yopiq hajmda vaqtning har 10, 20, 30, 40, 50 sekundida kechayotgan reaksiya tezligi topilsin.

**4.4.** Agar reaksiyaning harorati 723K dan 773K haroratga o'zgarganda uning tezligi 2,77 marta oshgan bo'lsa, aktivatsiya energiyasi hisoblab topilsin.

**4.5.** Reaksiya tezlik konstantasi 748K haroratda  $3,2 \cdot 10$  soat<sup>-1</sup> teng. 793 K haroratda aktivatsiya energiyasi 87,9 kJ/mol teng bo'lsa, reaksiya tezlik konstantasi shu holat uchun topilsin.

**4.6.** Ikkinchi tartibli  $2A \rightarrow R + S$  reaksiya uchun aylanish darajasi va har 10, 30 hamda 50 sekunddan keyin reaksiya tezliklari hisoblab topilsin. Bunda tezlik konstantasi  $0,02 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{s})^{-1}$  va A-moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi  $2 \text{ kmol/m}^3$  ga teng.

**4.7.** "Reagent  $A \rightarrow R$  reaksiya mahsulotlari" reaksiyasi uchun ikkita tajriba o'tkazildi va quyidagi kattaliklar olindi:

Tajriba 1:  $C_{AO} = 2000 \text{ mol/m}^3$ , bo'lganda  $t_{0,5} = \frac{1}{8}$  soat  $C_A = C_{AO}/2$ .

Tajriba 2:  $C_{AO} = 1000 \text{ mol/m}^3$ , bo'lganda  $t_{0,5} = \frac{1}{2}$  soat  $C_A = C_{AO}/2$ .

Bu yerdagi  $t_{0,5}$  vaqt mobaynida A komponentaning konsentratsiyasi yarmiga kamayadi. Bu kattaliklarga asosan reaksiya tartibi aniqlansin.

**4.8.** Birinchi tartibli uchta parallel reaksiyalar uchun

$A \xrightarrow{k_1} R$ ;  $A \xrightarrow{k_2} S$ ;  $A \xrightarrow{k_3} D$   $C_i(t)$  ga bog'liqlik grafiklari chizilsin.

**4.9.** Qaytar  $A \rightleftharpoons R$  reaksiya uchun vaqtning boshlang'ich momentida A reagentning bosimi  $1,275 \cdot 10^3 \text{ Pa}$  teng, biroq  $R = 0$  ga teng. 10 minutdan keyin esa A reagentning parsial bosimi  $5,2 \cdot 10^3 \text{ Pa}$  ga,  $R = -7,55410^3 \text{ Pa}$  ga teng bo'ldi. Agar nisbat  $k_1/k_{-1} = 3$  ga teng bo'lsa reagentning 20 minut va 40 minutdan keyin parsial bosimi hisoblab topilsin.

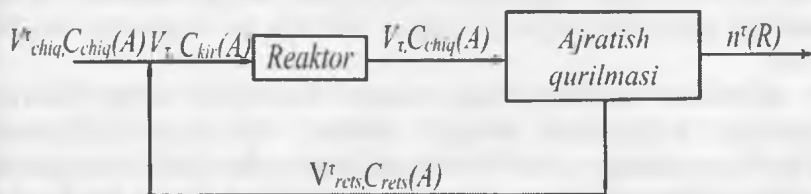
**4.10.** Birinchi tartibli izma-iz  $A \rightarrow R \rightarrow S$  reaksiyalar kechmoqda. Oraliq mahsulot konsentratsiyasi 170 minutdan keyin maksimum qiymatga erishadi. Agar A moddaning aylanish darajasi  $X_A = 0,4$  ga teng bo'lsa bu reaksiyalarning tezlik konstantalarini hisoblang.

**4.11.** Agar: 1)  $k_1 \gg k_2$ ; 2)  $k_1 = k_2$ ; 3)  $k_1 \ll k_2$  bo'lsa, birinchi tartibli  $A \rightarrow R \rightarrow S$  izma-iz borayotgan reaksiyalar uchun  $C_{Rmax}$ , ni hisoblang.

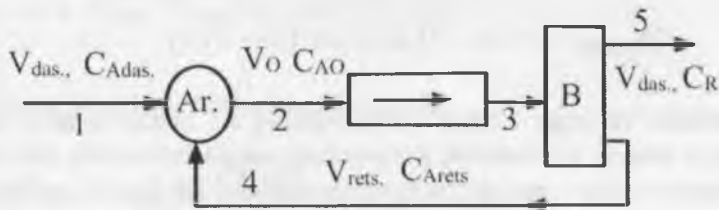
## V-BOB. REAKTORNING OPTIMAL HAJMINI VA UNING ISHINING TANNARXINI HISOBLASH

Reagenti resirkulyatsiyalanadigan holatga muvofiq keladigan reaktorning eng optimal hajmini va uning ishining tannarxini hisoblashning namunaviy usulini keltiramiz.

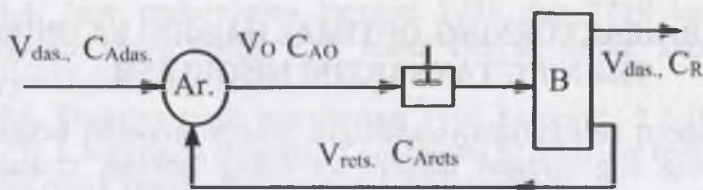
Aytaylik, ideal siqib chiqarish reaktorida, tezlik konstantasi  $k$  aniq bo'lgan qaytmas  $2A \rightarrow K$  turdagi reaksiya bormoqda. Mahsulot  $R$  bo'yicha ishlab chiqarish quvvatini  $n^r(R)$  ga teng deb olamiz.  $A$  reagentning konsentratsiyasi dastlabki oqimda  $C_{kir}(A)$ . Reaktorga xizmat ko'rsatish narxining qiymatini  $H_s$  deb belgilaymiz. Reaktordan keyin aralashma mahsulotga va reaksiyaga kirishmagan  $C_{rets}(A)$  konsentratsiyali reagent  $A$  ga ajraladi. Ajratish jarayonining narxi jarayonga qaytarilgan  $A$  reagentning narxi orqali ifodalanadi va tabiiyki, uning narxi dastlabki  $H_s(A)$  reagent narxidan kichik bo'lgan holda  $H_{rets}(A)$  ni tashkil etadi.



5.1 - rasm. Mahsulot ishlab chiqarishda reaktor tannarxini hisobga olish omilining sxematik tavsifi



5.2 - rasm. Siqib chiqarish reaktorida fraksiyalovchi retsiki bo'yicha reaksiyon uzeli sxemasi



**5.3 –rasm. Aralashtirish reaktorida fraksiyalovchi retsiki bo'yicha reaksiyon uzeli sxemasi**

Mahsulotning tannarxining va reaktor hajmining eng minimal qiymatlarida reagentning optimal aylanish darajasi  $X_A$  ni topish talab etiladi.

Mahsulot tannarxi  $R$  ni hisoblashda uchta asosiy tashkil etuvchilar qatnashadi: berilgan miqdordagi kerakli mahsulot  $n^r(R)$  ni olish uchun reagentning narxi –  $Tn_{.dast.}$ , reaktor va unga xizmat ko'rsatish narxi  $Tn_{.r}$  hamda mahsulot va dastlabki reagentni ajratish uchun ishlatiladigan qurilma narxi  $Tn_{.rets.}$ . O'z navbatida,  $Tn_{.rets.}$  jarayonga qaytarilayotgan  $A$  reagent narxiga va miqdoriga bog'liq bo'ladi.

Dastlabki reagent  $Tn_{.dast.}$  narxini hisoblash, uning narxini miqdoriga ko'paytirish orqali topiladi. Reaksiya tenglamasi to'g'risida mulohaza yuritib,  $A$  reagent to'liq mahsulotga aylanganda, ya'ni  $X_A=1$  bo'lganda bir  $kmol$  mahsulot  $R$  ni olish uchun ikki  $kmol$   $A$  reagentning sarf bo'lishini inobatga olib, reagentga qilinadigan xarajatlarini olinadigan mahsulot miqdori orqali ifodalash mumkin:

$$Tn_{.dast.} = n^r(A) \cdot H(A) = 2n^r(R) \cdot H(A) \quad (5.1)$$

Reaktor va unga xizmat ko'rsatishning  $H_r$  narxi, reaktor hajmi bilan unga xizmat ko'rsatishni ko'paytmasi orqali baholanib, shu bilan birga reaktor hajmi reagentni mahsulotga aylanish darajasi  $X_A$  ga bog'liq bo'ladi. Ikkinchi tartibli reaksiya uchun siqib chiqarish reaktori hajmi quyidagi formula bilan hisoblanishi mumkin (3.16):

$$V = \tau_{y.k.v.} \cdot V_r = \frac{X \quad 2n^r(R)}{kC_{kir.}(A)(1 - X_A)C_{kir.}(A)X_A} = \frac{2n^r(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1 - X_A)}; \quad (5.2)$$

bu yerda, ideal siqib chiqarish reaktorining ikkinchi tartibli reaksiyasi uchun yetib kelish vaqti (3.9') tenglamadan topiladi:

$$\tau_{y.k.v.} = \frac{X_A}{k \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A)};$$

reagentning mahsulotga aylanmagan qismini hisobga olgan holda aralashmaning hajmiy sarfini quyidagicha ifodalash mumkin:

$$V_r = \frac{n^r(A)}{C_{kir.}(A)} = \frac{2n^r(R)}{C_{kir.}(A)X_A}$$

Oxirgi natijada reaktor narxi va uni ishlatish xarajatlari quyidagicha ifodalanadi:

$$Tn_{reak.} = \frac{2n^r(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1 - X_A)} H_{reak.}; \quad (5.3)$$

Uchinchi tashkil etuvchi - ajratuvchi qurilma narxi bo'lib, biz uni reaksiyaga kirishmay qolgan va yana jarayonga qaytariluvchi aralashma miqdorni  $H_{rets.}(A)$  qaytarilish narxiga  $H_{rets.}(A)$  ko'paytirish orqali aniqlanib, uni ajratish qurilmasi uchun tuzilgan moddiy balans tenglamasidan topamiz:

$$n_{rets.}(A) = V_{rets.}^r \cdot C_{rets.}(A) = V_r \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A) = \frac{2n^r(R)}{X_A} (1 - X_A)$$

Resiklning narxi quyidagini tashkil etadi:

$$Tn_{rets.} = \frac{2n^r(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A) \quad (5.4)$$

Shunday qilib,  $n^r(R)$  kmol mahsulot-R ni olish sarf xarajatlari (5.1, 5.3, va 5.4) ifodalarni summaloovchi quyidagi formula orqali ifodalanadi:

$$Tn. = Tn_{dast.} + Tn_{reak.} + Tn_{rets.} = 2n^r(R)H(A) + \frac{2n^r(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1-X_A)} H_{reak.} + \frac{2n^r(R)}{X_A} (1-X_A) \cdot H_{rets.}(A) \quad (5.5)$$

Mahsulotning minimal tannarxini baholash uchun reagentning aylanish darajasi bo'yicha olingan ifodadan birinchi tartibli hosila olib va uni nolga tenglashtirib:

$$\frac{dTn.}{dX_A} = \frac{2n^r(R)kC_{kir.}(A)}{(kC_{kir.}(A)^2(1-X_A))^2} H_{reak.} - \frac{2n^r(R)}{X_A^2} \cdot H_{rets.}(A) = 0, \quad (5.6)$$

ifodani olamiz.

Bu yerdan reagentni optimal darajada mahsulotga aylanish darajasini hisoblash mumkin:

$$X_{A \text{ opt.}} = \frac{\sqrt{\frac{kC_{kir.}(A)^3 H_{reak.}(A)}{N_{reak}}}}{1 + \sqrt{\frac{kH_{kir.}(A)^3 H_{reak.}(A)}{H_{reak.}}}} \quad (5.7)$$

$X(A)$  ning optimal qiymatini bilgan holda mahsulotning minimal narxini hisoblash uchun (5.5) formulaga qaytamiz. Quyidagi berilgan kattaliklarga muvofiq misolni miqdoran qismlarga bo'lingan holda yechamiz:

$$\begin{aligned} k &= 1,21/(\text{mol} \cdot \text{s}), & n^r(R) &= 1 \text{ mol/s}, \\ C_{kir.}(A) &= C_{reak.}(A) = 0,5 \text{ mol/l}, & H_{reak.narxi}(A) &= 16800 \text{ so 'm/kmol}, \\ H_{reak.} &= 11,2 \text{ so 'm/(m}^3 \cdot \text{s)} & H_{rets.}(A) &= 10500 \text{ so 'm/kmol}. \end{aligned}$$

Reagentning mahsulotga aylanish optimal darajasini hisoblash uchun (5.7) formula o'rinli bo'ladi:

$$X_{A \text{ opt.}} = \frac{\sqrt{\frac{kC_{kir.}(A)^3 H_{rets.}(A)}{H_{reak.}}}}{1 + \sqrt{\frac{kC_{kir.}(A)^3 H_{rets.}(A)}{H_{reak.}}}} = \frac{\sqrt{\frac{1,20,5^3 \cdot 75}{0,08}}}{1 + \sqrt{\frac{0,5^3 1,2 \cdot 75}{0,08}}} = \frac{11,86}{1 + 11,86} = 0,92$$

1 kmol mahsulotning minimal narxini (5.5) formuladan foydalanib topamiz:

$$Tn_{\text{min.solish.}} = \frac{Tn}{n^r(R)} = 2H(A) + \frac{2}{kC_{kir.}(A)^2 \cdot (1-X_A)} H_{reak.} + \frac{2}{X_A} (1-X_A) \cdot H_{rets.}(A) = 2 \cdot 120 + \frac{2}{1,2(1-0,92) \cdot 0,5^2} 0,08 + \frac{2}{0,92} (1-0,92) \cdot 36359 \text{ so'm/kmolR}$$

1 kmol mahsulotni olish uchun reaktorning optimal hajmini (5.2) formula orqali hisoblaymiz:

$$V_{\text{solish.}} = \frac{V}{n^r(R)} = \frac{2}{kC_{kir.}(A)^2 (1-X_A)} = \frac{2}{1,2(1-0,92)0,5^2} = 83,31/\text{kmolR} = 0,083 \text{ m}^3/\text{kmolR}$$

Optimalashtirishga doir yana bitta masalani ko'rib chiqamiz:

**5.1-masala.** U-IARda xizmat ko'rsatish narxi  $H_{reak.}=0,035 \times 144$  so'm/(m<sup>3</sup>·s) bo'lib,  $n^r(R) = 4,2 \cdot 10^{-3}$  kmol/sek miqdorda mahsulot olinadi. Bunda reaksiya  $A \rightarrow R$  bo'yicha borib, tezlik konstantasi esa  $k=0,008 \text{ s}^{-1}$  ni tashkil qiladi. A reagentning narxi va konsentratsiyasi  $H(A)=450 \cdot 144=64800$  so'm/kmol va  $C_{kir.}(A)=4$  kmol/l. Reaksiyaga kirishmay qolgan A reagent to'laligicha mahsulotdan ajratilib, xuddi shunday  $C_{rets.}(A)=C_{kir.}(A)$  konsentratsiya bilan reaktorga qaytariladi. Mahsulot va reagentni ajratuvchi qurilmaga ko'rsatiladigan xizmat reaktorga qaytarilayotgan A reagent narxi orqali ifodalanib,  $H_{rets.}(A)=210 \cdot 144=30240$  so'mni tashkil etadi.

1 kmol olinadigan mahsulotning narxi hamda optimal aylanish darajasiga muvofiq keluvchi reaktor hajmi topilsin.

**Yechish.** Yuqoridagi misolda foydalanilgandek yo'l tutamiz. Reagentning mahsulotga aylanish optimal darajasini (5.5) formula

## Kimyoviy reaktorlar

orqali hisoblab, so'ngra uni qo'yilgan masala shartiga asosan shaklini o'zgartiramiz:

$$Tn. = Tn_{.dast.} + Tn_{.reak.} + Tn_{.rets.}$$

Reaksiya tenglamasi bo'yicha mulohaza yuritsak, A reagent to'liq mahsulotga aylanganda  $X_A = 1$  bo'lib, 0,5 kmol A reagentdan bir kmol mahsulot R olinadi:

$$Tn_{.dast.} = n^r(A) \cdot H(A) = 0,5n^r(R) \cdot H(A)$$

Reaktor va unga xizmat ko'rsatish narxlarini hisoblaymiz:

$$Tn_{.reak.} = V \cdot H_{reak.} = (\tau_{y.k.v.}(IAR) \cdot V_r) H_{reak.}$$

Bu ifodadagi aralashtirish reaktorida reagentning yetib kelish vaqti birinchi tartibli reaksiya uchun o'rinli bo'lgan (3.20') formuladan aniqlangan:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}$$

Reagentning mahsulotga aylanishi to'liq bo'lmagan holatni hisobga olgan holda aralashmaning hajmiy sarfi:

$$V_r = \frac{n^r(A)}{C_{kir.}(A)} = \frac{0,5 \cdot n^r(R)}{C_{kir.}(A) \cdot X_A}$$

Natija oxirida reaktorni va uni ishlatishning narxi quyidagicha ifodalanadi:

$$Tn_{.reak.} = \frac{X_A}{k \cdot (1 - X_A)} \cdot \frac{0,5n^r(R)}{C_{kir.}(A)X_A} \cdot H_{reak.} = \frac{0,5n^r(R)}{k \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A)};$$

Resiklni narxini (5.4) formula bilan aniqlaymiz:

$$Tn_{.rets.} = \frac{0,5n^r(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A).$$

Olingan ifodalarni jamlasak:

$$Tn. = Tn_{.dast.} + Tn_{.reak.} + Tn_{.rets.} = 0,5n^r(R) \cdot H(A) + \frac{0,5n^r(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1-X_A)} + \frac{0,5n^r(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A), \quad (5.5')$$

So'ralgan minimal xarajatni hisoblash uchun bu ifodadan  $X_A$  bo'yicha hosila olib, uni nolga tenglashtiramiz:

$$\frac{dTn.}{dX_A} = \frac{0,5n^r(R)kC_{kir.}(A)}{(kC_{kir.}(A)^2(1-X_A))^2} H_{reak.} - \frac{0,5n^r(R)}{X_A^2} \cdot H_{rets.}(A) = 0,$$

bundan

$$X_{A\text{opt.}} = \frac{\frac{\sqrt{H_{rets.}(A) \cdot k \cdot C_{kir.}(A)}}{H_{reak.}}}{1 + \frac{\sqrt{H_{rets.}(A) \cdot k \cdot C_{kir.}(A)}}{H_{reak.}}} = \frac{\frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}}{1 + \frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}} = 0,93$$

Reaktorning kerak bo'ladigan minimal hajmini (3.16) formula asosida hisoblaymiz:

$$V = \tau_{y.k.v.} \cdot V_r = \frac{X_A}{k(1-X_A)} \cdot \frac{0,5n^r(R)}{C_{kir.}(A)X_A} = \frac{0,5 \cdot 4,2 \cdot 10^{-3}}{0,008(1-0,93) \cdot 4} = 0,94 \text{ m}^3$$

Oxirgi savolga javob berish uchun, ya'ni 1 kmol olinadigan mahsulotning narxini hisoblash uchun (5.5) ifodadan foydalanamiz:

$$Tn_{\text{min.solish.}} = \frac{Tn}{n^r(R)} = 0,5H(A) + \frac{0,5}{kC_{kir.}(A)(1-X_A)} + \frac{0,5(1-X_A)H_{rets.}(A)}{X_A} = 0,5 \cdot 450 + \frac{0,5}{0,008 \cdot 4(1-0,93)} + \frac{0,5(1-0,93)210}{0,93} = 225 + 223,2 + 7,9 = 456,1 \frac{\text{rub}}{\text{kmol}} = 68871,1 \frac{\text{som}}{\text{kmol}}$$

Bu keltirilgan usul mahsulot ishlab chiqarish xarajatlarini baholash imkoniyatlarini beradi va regeneratsiyalovchi qurilmani ishlatganimizda uni narx-navoga ta'sir qilishini ham hisobga oladi. Bunday qurilma rolini rektifikatsion kolonna, ekstraktor yoki resiklni amalga oshirish uchun boshqa biror-bir apparat ham bajarishi mumkin.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, ushbu bobda reaktorda mahsulot ishlab chiqarishda kelib chiqadigan barcha sarf-xarajatlar to'g'risida batafsil ma'lumotlar keltirilgan. Reaktorning mahsulot ishlab chiqarishida tannarxni hisobga olish omilini sxematik tavsifi ham

ifodalangan. Jumladan, ushbu bobda har bir mavzuga oid bir necha masalalarni yechish namunalari ham muvofiq ravishda o'rin olgan.

### **Tayanch iboralar**

Sarf-xarajat, reagent, retsikl, optimal rejim, qaytmas reaksiya, mahsulot, oqim, konsentratsiya, tannarx, reaktor, aylanish darajasi.

### **O'z-o'zini nazorat qilish savollari**

1. Mahsulotning narx-navosini uchta asosiy tashkil etuvchilari va ularni hisoblash qanday amalga oshiriladi?
2. Mahsulotning minimal narx-navosi qanday hisoblanadi?
3. Kimyoviy sanoat ishlab chiqarishida sarf-xarajatlarni hisoblashning qanday usullari mavjud?
4. Mahsulot tannarxining normativ kalkulyatsiyasi qanday aniqlanadi?
5. Ishlab chiqarish normativ koeffitsienti bo'yicha xarajatlarni hisoblash qanday qilib qiyoslanadi?
6. Ishlab chiqarishda mahsulotni ekologik jihatdan muvofiq ravishda guruhlariga bo'lishda nimalar e'tiborga olinadi?
7. Kimyo sanoatida ishlab chiqarish xarajatlarini baholashda regeneratsiyalovchi qurilma ishlatilganda mahsulot tannarxiga qanday ta'sir ko'rsatadi?
8. Ishlab-chiqarishda natijalovchi oxirigi reaktorning (retsiklni hisobga olgan holda) narxi qanday hisoblanadi?

## Mustaqil yechish uchun masalalar

**5.1.** Reaktorda suyuq fazali birinchi tartibli  $2A \rightarrow R$  reaksiya kechmoqda. Reaksiyaning tezlik konstantasi  $0,45 \text{ min}^{-1}$  ga teng. Reagentning hajmiy sarfi  $30 \text{ l/min}$ . Har birining hajmi  $150 \text{ l}$  bo'lgan davriy aralashtirish va ideal siqib chiqarish reaktorlarida  $A$  moddaning aylanish darajalari topilsin.

**5.2.** Hajmi  $2,6 \text{ m}^3$  bo'lgan davriy IAR da suyuq fazali  $2A \leftrightarrow R$  tartibdagi qaytar reaksiya kechmoqda. To'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi  $k_1 = 31,4 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{min})$ , teskari reaksiya tezlik konstantasi esa  $k_2 = 2 \text{ min}^{-1}$ . Dastlabki moddaning kontsentatsiyasi  $0,6 \text{ m}^3/\text{l}$ . Talab qilinadigan aylanish darajasi  $X_A = 0,8$ .  $R$  mahsulotga nisbatan reaktorning ishlab chiqarish quvvati aniqlansin.

**5.3.** Reaktorda reaksiya tezlik konstantasi  $2,8 \cdot 10^{-3} \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{s})$  bo'lgan ikkinchi tartibli  $2A \rightarrow R$  reaksiya kechmoqda. Reaktorga kirishdagi  $A$  moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi  $0,85 \text{ mol/l}$ , aylanish darajasi esa  $X_A = 0,9$  ga teng. Hajmi  $2 \text{ m}^3$  bo'lgan IARda va hajmi  $0,6 \text{ m}^3$  ISCHRda qancha miqdordagi  $A$  moddani ishlab chiqarish mumkin?

**5.4.** Hajmi  $40 \text{ l}$  bo'lgan ideal aralashtirish reaktorida ikkinchi tartibli  $A + V = R + S$  suyuq fazali qaytar reaksiya kechmoqda. To'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi  $k_1 = 1,8 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{min})$ , teskari reaksiya tezlik konstantasi esa  $k_2 = 0,8 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{min})$  teng.  $A$  va  $B$  moddalar stexiometrik nisbatda alohida-alohida beriladi. Individual oqimlarda moddalarning konsentratsiyalari  $0,5 \text{ mol/l}$ . Agar  $A$  moddaning aylanish darajasi  $X_A = 0,85$  teng bo'lsa  $1$  soat mobaynida qancha miqdordagi  $A$  va  $B$  modda qayta ishlanadi?

**5.5.** Reaktorda suyuq fazali jarayonda ikkinchi tartibli  $2A \rightarrow R$  reaksiya kechmoqda. Reaksiya tezlik konstantasi  $2,3 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{min})$  teng. Dastlabki reagent aralashmasining konsentratsiya hajmiy sarfi  $C_A = 0,5 \text{ kmol/m}^3$  bo'lib u  $3,6 \text{ m}^3/\text{soat}$  ga teng bo'ladi.  $R$  mahsulotga nisbatan hajmi  $0,4 \text{ m}^3$  bo'lgan ideal aralashtirish reaktorning ishlab chiqarish quvvati aniqlansin.

**5.6.** Ideal aralashish reaktorida yetib kelish vaqti  $360 \text{ s}$  bo'lgan birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  reaksiya suyuq fazali jarayonda kechmoqda. Dastlabki moddaning hajmiy sarfi  $4 \text{ m}^3/\text{soat}$ .  $A$  moddaning konsentratsiyasi  $C_{A0} = 2 \text{ kmol/m}^3$ . Bu davriy ishlaydigan reaktorda

120 sekund davomida dastlabki moddaning 40% mahsulotga aylanasa, unda R mahsulot bo'yicha reaktorning ishlab chiqarish quvvati aniqlansin.

**5.7.** Ideal aralashtirish reaktorida  $A \rightarrow R$  turdagi reaksiya jarayoni (5.3-rasmga qarang) qurilmada amalga oshiriladi. R mahsulotni ishlab chiqarish bo'yicha ko'rsatgich  $10 \text{ kmol/soat}$  ga teng. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,06 \text{ s}^{-1}$ . Reaktorda aylanish darajasi 0,8 teng, reaktorning aralashtirish hajmi  $0,2 \text{ m}^3$ , dastlabki oqimdagi A moddaning konsentratsiyasi  $0,4 \text{ kmol/m}^3$ . Retsikl hajmi va retsiklda A moddaning konsentratsiyasi aniqlansin.

**5.8.** Hajmi 10 litr bo'lgan ideal siqib chiqarish reaktorida  $A \rightarrow R$  turdagi reaksiya jarayoni (5.2-rasmga qarang) amalga oshirilmoqda. R mahsulotni ishlab chiqarish bo'yicha ko'rsatgich  $10 \text{ kmol/soat}$  ga teng. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,04 \text{ s}^{-1}$ , reaktorda aylanish darajasi 0,6, A moddaning dastlabki oqimdagi konsentratsiyasi  $2,5 \text{ kmol/m}^3$ . Retsikl hajmi va retsiklda A moddaning konsentratsiyasi aniqlansin.

**5.9.** Ideal siqib chiqarish reaktorida  $A \rightarrow R$  turdagi reaksiya jarayoni (5.2-rasmga qarang) amalga oshirilmoqda. R mahsulotni ishlab chiqarish bo'yicha ko'rsatgich  $1,8 \text{ kmol/soat}$  teng. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,02 \text{ s}^{-1}$ . Dastlabki oqimdagi A moddaning konsentratsiyasi  $2,5 \text{ kmol/m}^3$ , reaktordan chiqishda esa  $1,05 \text{ kmol/m}^3$  teng. Retsikl hajmi va retsiklda A moddaning konsentratsiyasi hamda reaktor hajmi aniqlansin.

**5.10.** Ideal siqib chiqarish reaktorida  $A \rightarrow R$  turdagi reaksiya jarayoni (5.2-rasmga qarang) amalga oshirilmoqda. R mahsulotni ishlab chiqarish bo'yicha ko'rsatgich  $2,4 \text{ kmol/soat}$  teng. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,03 \text{ s}^{-1}$ , reaktorda aylanish darajasi 0,6 teng, A moddaning konsentratsiyasi dastlabki oqimda va retsiklda  $1,6 \text{ kmol/m}^3$  ni tashkil etadi, reaktordan chiqishda esa  $0,64 \text{ kmol/m}^3$  teng. Retsikl va reaktor hajmi topilsin.

**5.11.** Jarayonda  $A \rightarrow 1,5R$  turdagi reaksiya kechmoqda. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,025 \text{ s}^{-1}$ , A moddaning konsentratsiyasi dastlabki oqimda va retsiklda  $1,8 \text{ kmol/m}^3$  ni tashkil etadi, reaktordan chiqishda esa  $0,9 \text{ kmol/m}^3$  ga teng. Bu jarayon hajmi 140 l bo'lgan ideal siqib chiqarish reaktorida amalga oshiriladi (5.2-rasmga qarang). Retsikl hajmi va qurilmaning dastlabki moddaga nisbatan ishlab chiqarish quvvati topilsin.

**5.12.** Hajmi 150 l bo'lgan ideal siqib chiqarish reaktorida (5.2-rasmga qarang)  $A \rightarrow 2R$  turdagi reaksiya kechmoqda. Reaksiya vaqtidagi tezlik konstantasi  $0,015 \text{ s}^{-1}$ , reaktordagi aylanish darajasi  $0,8 \text{ kmol/m}^3$ , reaktordan chiqishda esa  $0,36 \text{ kmol/m}^3$  ga teng. Retsikl hajmi va retsikldagi A moddaning konsentratsiyasi, hamda dastlabki moddaga nisbatan qurilmaning ishlab chiqarish quvvati topilsin.

**5.13.** Jarayon  $A \rightarrow 2R$  turdagi reaksiya orqali ifodalanib aralashtiruvchi  $A_{ar.}$  reaktor va bo'luvchi B qurilmalardan tashkil topgan (5.2-rasmga qarang). Reaksiya tezligi konstantasi  $0,025 \text{ s}^{-1}$ . Reaktordan chiqishdagi A moddaning konsentratsiyasi  $0,36 \text{ mol/l}$  ga teng bo'lib, u reaktorda 0,4 aylanish darajasiga muvofiq keladi. Siqib chiqarish reaktorining hajmi 75 l. A moddaning konsentratsiyasi dastlabki oqimda va retsiklda  $0,8 \text{ kmol/m}^3$  ni tashkil etadi. Retsikl hajmi va R mahsulotni ishlab chiqarish quvvati aniqlansin.

**5.14.** Aralashtirgichi va bo'luvchi qurilmasi mavjud bo'lgan ideal siqib chiqaruvchi reaktorda (5.2-rasmga qarang)  $2A \rightarrow R$  tartibli tezlik konstantasi  $2.4 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{m}^3)$  bo'lgan reaksiya amalga oshmoqda. Dastlabki A moddaning narxi  $4620 \text{ so'm/mol}$  ni, reaktorga xizmat ko'rsatish sarf-xarajatlari esa  $2772 \text{ so'm}/(\text{min} \cdot \text{m}^3)$  ni tashkil etadi. Bo'luvchining tannarxi va unga xizmat ko'rsatish esa jarayonga qaytayotgan A moddaning narxi orqali ifodalanib, u  $1848 \text{ so'm/mol}$  ni tashkil etadi. R mahsulot bo'yicha qurilmaning ishlab chiqarish quvvati  $15 \text{ kmol/soat}$  teng. Dastlabki A modda eritmasining konsentratsiyasi  $1,8 \text{ mol}$ . Siqib chiqarish reaktorining optimal hajmi, aylanish darajasi va R mahsulotning tannarxi hisoblansin.

**5.15.** Tezlik konstantasi  $7,9 \cdot 10^{-3}$  bo'lgan  $A \rightarrow 2R$  tartibli reaksiyada R mahsulotni  $4.2 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/sek}$  miqdorda olish talab etiladi. A moddaning oqimdagi konsentratsiyasi  $4 \text{ kmol/m}^3$ . Dastlabki A moddaning tannarxi  $69300 \text{ so'm/kmol}$ . Ushbu jarayon oqimli aralashtirish reaktorida amalga oshirilib, unga xizmat ko'rsatish  $5,39 \text{ so'm}/(\text{m}^3 \cdot \text{sek})$  ni tashkil etadi. Optimal aylanish darajasi, reaktorning optimal hajmi va A modda oqimining hajmi topilsin.

**5.16.** Reaksiya turi  $2A \rightarrow R$  tartib bo'yicha, tezlik konstantasi esa  $1,2 \text{ mol/l}$  bo'lgan (5.2-rasmga qarang) qurilmada R mahsulotni  $3,6$

kmol/soat da ishlab chiqarilmoqda. Dastlabki oqimdagi A moddaning konsentratsiyasi 1,2 mol/l va dastlabki A moddaning narxi 26180 so'm/kmol ni tashkil etadi. Jarayon siqib chiqarish reaktorida amalga oshirilib, unga xizmat ko'rsatish sarf-xarajatlari 12,32 so'm/(m<sup>3</sup>·sek) deb baholandi. Aralashma reaktordan chiqqandan keyin mahsulotga va konsentratsiyasi 1,2 mol/l bo'lgan dastlabki A moddaga ajratilgan holda reaktorga qaytariladi. Ajratish jarayonining narxi jarayonga qaytarilayotgan A moddaning narxi orqali ifodalanib u 13860 so'm/kmol teng bo'ladi. Reaktorda A moddaning optimal aylanish darajasi, siqib chiqarish reaktorining optimal hajmi va R mahsulotning tannarxi hisoblansin.

**5.17** Reaksiya turi  $A \rightarrow R$  tartib bo'yicha, tezlik konstantasi esa  $2,8 \cdot 10^{-3} \text{ s}^{-1}$  bo'lgan (5.3-rasmga qarang) qurilmasida R mahsulotni  $3,5 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/sek}$  quvvat bilan ishlab chiqarmoqda. Dastlabki oqimdagi A moddaning konsentratsiyasi 0,2 mol/l. Dastlabki A moddaning narxi 46200 so'm/kmol ni tashkil etadi. Jarayon ideal aralashtirish reaktorida amalga oshirilib, unga xizmat ko'rsatish sarf-xarajatlari 0,539 so'm/(m<sup>3</sup>·sek) deb baholandi. Aralashma reaktordan chiqqandan keyin mahsulotga va konsentratsiyasi 0,5 mol/l bo'lgan dastlabki A moddaga ajratilgan holda reaktorga qaytariladi. Ajratish jarayonining narxi jarayonga qaytarilayotgan A moddaning narxi orqali ifodalanib u 11550 so'm/kmol teng bo'ladi. Reaktorda A moddaning optimal aylanish darajasi, ideal aralashtirish reaktorining optimal hajmi va R mahsulotning tannarxi hisoblansin.

## VI-BOB. REAKTORLAR KONSTRUKSIYASI

Bizga ma'lumki, reaktor sanoat ishlab chiqarish miqyosida kimyoviy reaksiyalar o'tkaziladigan qurilmadir. Bunday kimyoviy reaksiyalarning soni judayam ko'p qilib, ko'pincha kimyoviy reaksiyalarni amalga oshirishda o'ziga xos bo'lgan sharoitlarni talab qiluvchi bilan birga ko'p hollarda maxsus apparaturalarni loyihalashtirishni taqazo etadi.

Oldingi boblarda biz faqat suyuq fazali reaksiyalar o'tkazilgan reaktorlarning ishini o'rgandik. Bu bo'limda juda keng spektrdagi kimyoviy jarayonlarni: gomogenli (gazlarni o'z ichiga olgan), geterogenli va geterogen-katalitikli o'tkazish uchun kerak bo'ladigan reaktor qurilmalarini ko'rib chiqamiz. Bunda biz qurilma konstruksiyasiga, gidrodinamik rejim hamda issiqlik sharoitlari qay tarzda hisobga olinishiga o'z e'tiborimizni qaratmog'imiz lozim. Xuddi ilgariidek, ekzotermik reaksiyalarni qarab chiqamiz, bunda shu narsani yodda tutamizki barcha ko'rib chiqilgan qonuniyatlar endotermik reaksiyalar uchun ham o'rinalidir.

### 6.1. Gomogen reaksiyalar uchun reaktorlar

Ikkinchi bo'limda biz shunday apparatlarning asosiy konstruksiyasi bilan tanishib chiqqan edik. Ular asosan ikkita – IAR va ISCHR.

**Sig'imli turdagi IAR apparati.** Bu turdagi reaktorlarni nafaqat asosiy davriy jarayonlarning suyuq fazasidagi reaksiyalarini o'tkazish uchun, balki uzluksiz, ya'ni ko'pincha kaskad reaktorlarida ishlatiladi.

Biz ikkinchi bo'limda IAR – ideal aralashtirish reaktorlari qurilma va jihozlarining ishlash printsiplarini muhokama qilgan edik. Uning yutuqlarini yana bir marta ta'kidlab, universal holda qo'llash mumkinligi bilan bir qatorda quyidagi imkoniyatlari ham mavjud:

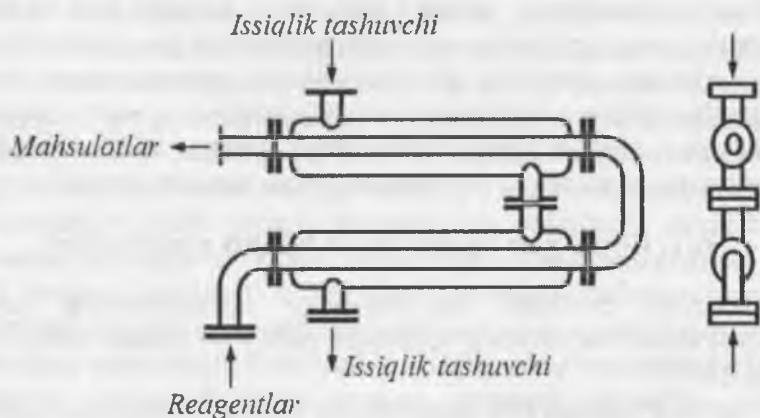
- ham davriy, ham uzluksiz jarayonlarni amalga oshirish imkoniyatining mavjudligi;
- ham ko'p tonnali, ham kam tonnali ishlab chiqarishni amalga oshirish mumkinligi;

– ishlab chiqarish muammolarini yechish bilan bir qatorda, ilmiy tadqiqot ishlarini ham olib borish mumkinligini aytish joizdir.

Shu bilan birga kamchiliklari ham mavjud bo'lib, ularning asosiylari reaktorning davriy ish rejimiga tegishli:

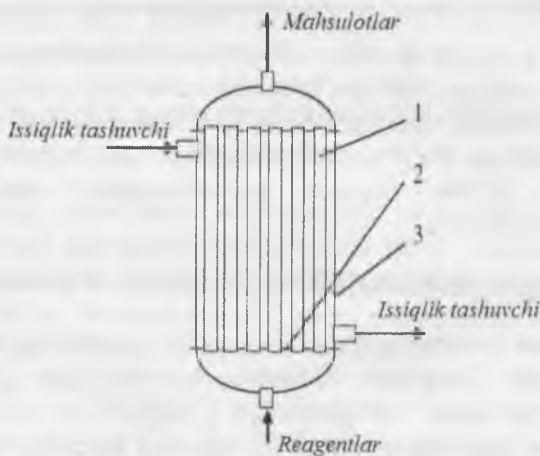
- qo'shimcha (yordamchi) operatsiyalarning mavjud bo'lishi;
- gaz sistemalari bilan ishlashning murakkabligidan iborat bo'ladi. O'rmonchilik sanoatida esa asosan davriy ishlaydigan kompleks sig'imli reaktorlar ishlatiladi.

**Quvurli IAR.** Bu turdagi reaktorlar faqat uzluksiz jarayonlarda ishlatiladi. Ularni zmeevik ko'rinishda yasalib, uzunligi bir necha yuz metrgacha yetishi mumkin (6.1-rasm).



**6.1 - rasm. Quvur ichida quvur tipidagi reaktor sxemasi**

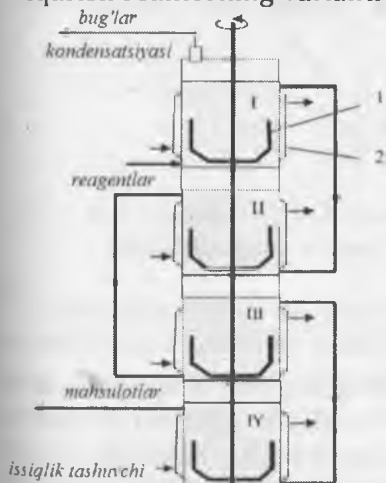
Bunday reaktorlar odatda tashqi tomonidan issiqlik almashinuvchi g'ilof bilan qoplangan bo'lib, xuddi ikki quvurli issiqlik almashlagichga o'xshaydi. Bunday turdagi reaktorlarning ikkinchi variantda tayyorlangani esa – *kojuxquvurli issiqlik almashlagichdir* (6.2-rasm).



6.2 - rasm. Quvurli reaktor

Reagentlar 1 quvurlar ichiga uzatiladi, ular 2 quvurlar to'riga mustahkam qilib o'rnatilgan bo'lib, 1 quvurlar to'plami 3 korpus bilan quvurlararo fazo (bo'shliq) hosil qiladi. Bu bo'shliqqa zarurat bo'lganda issiqlik tashuvchi kirgiziladi.

Sanoat ishlab chiqarishda kolonna ko'rinishidagi siqib chiqarish reaktorning varianti keng tarqalgandir. Fenolli smolalarni ishlab chiqarishda xuddi shunday sektsiyali kolonnalar ishlatiladi va uning sxemasi quyidagi 6.3-rasmda keltirilgan.



6.3 - rasm. Kimyo sanoatida qo'llaniladigan kolonnali siqib chiqarish reaktor varianti - sektsiyali kolonna

U ketma-ket joylashtirilgan to'rtta sig'imli reaktorlar kaskadidan iborat bo'ladi. Bunday kolonna quyidagicha ishlaydi. Dastlabki aralashma ketma-ket ravishda har bir sektsiyaning ostki qismiga berilib,

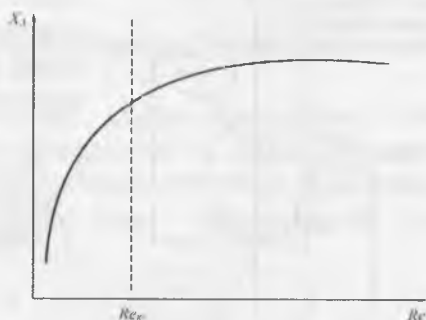
mahsulot uning yuqori qismidan chiqariladi. Aralashmani aralashtirish bu holda bitta valga o'rnatilgan yakorli 1 aralashtirgichlar orqali amalga oshiriladi. Isitishga zarurat tug'lsa, issiqlik almashinish uchun 2 ko'ylak ham ko'zda tutilgan. To'rtta sektsiyaning ham bug' fazosi o'zaro bir-biri bilan tutash bo'lib, (rasmda ko'rsatilmagan) ular sovutgich-kondensatorga ulangan.

### 6.2. Geterogen nokatalitik reaksiyalar uchun reaktorlar

Geterogen jarayonlarda modda aylanish darajasining umumiy tezligi nafaqat kimyoviy reaksiya tezligiga  $\vartheta_{k.r.} = f(C, T)$ , balki, fazalarning bo'linish chegarasidan chegaraviy qatlam orqali diffuziyani inobatga olgan holda moddaning ko'chib o'tish tezligiga ham bog'liqdir. Istalgan holatda ham massa almashinuvning bu tezligiga aralashtirish va fazalarning kontakt yuzasini oshirish ijobiy ta'sir ko'rsatadi  $V_{m.a} = (Re, F)$ . Tezlikni tashkil etuvchilaridan qay biri – kimyoviysimi yoki massa almashinuv tezligimi to'laligicha moddani mahsulotga aylanish umumiy jarayonini limitlovchisi ekanligini bilib qo'ymoq foydalidir. Buning uchun aylanish darajasini aralashtirish intensivligiga bog'liqligi tadqiq qilinadi.

Agar aylanish darajasi  $X_A$  aralashtirishning intensivligiga bog'liq bo'lsa, bu grafikda egrilikning boshlang'ich maydoni bo'lib to  $Re_{egr.}$  gacha davom etgan holda modda almashinish jarayonining limitlovchisi bo'lib hisoblanadi.

**6.4 - rasm. Aylanish darajasi ( $X_A$ ) ning aralashtirish intensivligiga bog'liqlik grafigi**

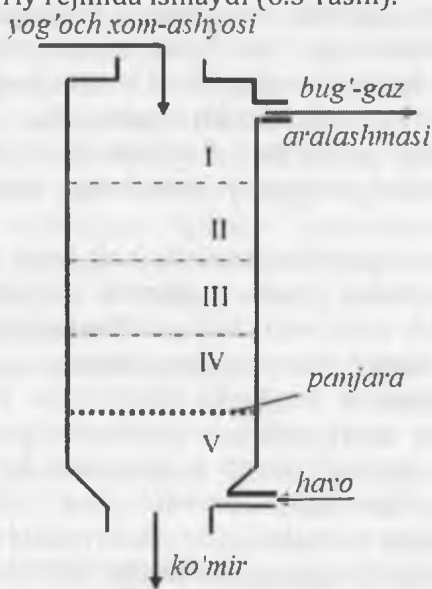


So'ngra bu egrilik grafikda to'yinish chizig'idan chiqib jarayonni xususiy kimyoviy reaksiya limitlay boshlaydi (jarayon diffuzion sohadan kinetik sohaga o'tadi). Shunga muvofiq holda qattiq va suyuq fazalar qatnashgan reaksiyalarni o'tkazishda e'tiborga molik

tomonlari yuzaga kelib, bunda reaktorlar konstruksiyasi o'ziga xos xususiyatlarga ega bo'ladi.

### 6.2.1. Qattiq modda-gaz reaksiyalarini o'tkazish uchun reaktorlar

Bu turdagi reaktorlar o'rmonchilik sanoatida ko'mirni va yog'ochni termik parchalab piroliz qilish jarayonlarida ishlatiladi. Umuman olganda, bu reaktor o'zining tashqi ko'rinishi bo'yicha kolonnaga o'xshab, **retorta** yoki ko'mirni yondiruvchi pech bo'lib, u uzluksiz yoki davriy rejimda ishlaydi (6.5-rasm).



6.5 - rasm. Yog'och xom ashyosidan ko'mir olishda ishlatiladigan retort (kolonna) turidagi reaktor

Uzluksiz jarayonda reagentlar qarama-qarshi oqim bilan (havo pastdan yuqoriga qarab, qattiq xom ashyo esa og'irlik kuchi ta'sirida yuqoridan pastga qarab) siqib chiqarish rejimida harakat qiladi. Xom ashyoni qisman yoqish uchun jarayonga minimal ravishda havo oqimini kiritiladi. Bu esa, o'z navbatida, qattiq (ko'mir), suyuq uglevodorodlar hamda gazsimon mahsulotlarni hosil qilish uchun

ishchi haroratni ta'minlashga xizmat qiladi. Jarayonni o'rganish uchun uni shartli ravishda beshta zonaga bo'laklash mumkin:

I – xom ashyoni quritish;

II – ekzotermik reaksiya boshlangunga qadar qizdirish, 270-450 °C haroratda parchalanish va "vozgonka"<sup>7</sup> hisobiga shiddatli ravishda gazlarni ajralish;

III – 550-600 °C haroratda piroliz qilish va toblantirish;

IV– oraliq zona;

V– olingan ko'mirni sovutish zonasi.

Hosil bo'lgan bug'-gaz aralashmasi kondensatlanganda esa undan yonilg'i gazlari va "jijka"<sup>8</sup> deb nomlanuvchi mahsulotlar olinadi. Jijka, sirka kislota, metil spirti va boshqa mahsulotlarni olish uchun qimmatbaho xom ashyo bo'lib hisoblanadi.

Bunday reaktor yarim-davriy rejimda ham ishlashi mumkin. Yog'ochni reaktor panjarasiga yuklab uning ustidan issiq havo o'tqaziladi.

Piroliz varianti yog'ochni kuyindi (zol) hosil bo'lgunga qadar to'liq kuydirib, undan faqat yonuvchi uglevodorod gazlari aralashmasini olish yoki yog'ochni **gazifikatsiyalash** jarayonidir. Aralashmasining asosiy yonuvchi komponenti – qizib toblangan ko'mir bilan cheklangan miqdorda kiritiladigan havo tarkibidagi kislorodning o'zaro ta'siri natijasida hosil bo'ladigan uglerod oksidi CO (is gazi ham deyiladi) bo'lib hisoblanadi. Ba'zan konversiya natijasida yuqori kaloriyali vodorodni olish uchun qo'shimcha tarzda suv bug'i ham purkaladi. Gazifikatsiyalash jarayoni amalga oshirilayotgan reaktorlar **gazogeneratorlar** deb ham ataladi. O'tgan asrning o'rtalarigacha, tabiiy gaz va neft mahsulotlarini to'ldiruvchisi sifatida generator gazlaridan bug' va elektr energiyasini olishda hamda aholi uy-joylarini, ishlab chiqarish korxonalari binolarini isitish uchun ishlatilar edi. Gaz generatorlarini yuk tashuvchi avtomobillarga o'rnatila boshlandi. Oxirgi vaqtlarda esa alternativ energiya ishlab chiqaruvchi sifatida unga yanada ko'proq qiziqish ortib bordi.

---

<sup>7</sup> Siyraklashtirilgan atmosfera bosimi ostida biror-bir gazsimon moddani haydash jarayoni tushuniladi. Ushbu jarayon sanoatda keng ko'lamda turli xil sharoitlarda qo'llanilib asosan metall va metalmaslarni hamda radioaktiv modda chiqindilarini tozalashda foydalaniladi.

<sup>8</sup> Yog'ochni piroliz qilish jarayonida hosil bo'ladigan suyuq uglevodorodli moddalar.

Qarab chiqilgan siqib chiqarish reaktorlarining kamchiligiga uzluksiz jarayon holida qattiq fazaning bir oz aralashishini yoki fazalararo yuzada yangilanishning bo'lmashligini e'tirof etish mumkin.

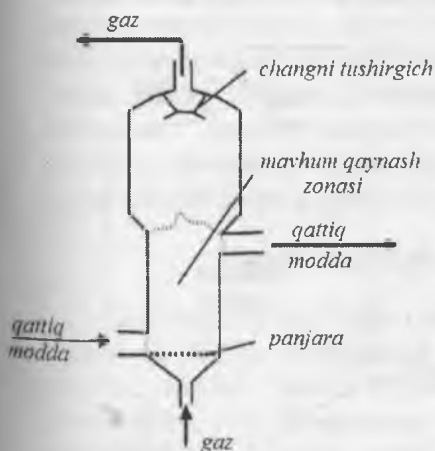
Bunday reaktorlarni jarayonlari diffuziyalanib limitlashadigan sohada ishlatish maqsadga muvofiq emasdir. Bunday maqsadlar uchun qattiq moddani faol aralashtiradigan reaktorlar yaxshi samara beradi. Gazifikatsiyalash jarayonida ham ishlatiladigan ikkita konstruksiyani ko'rib chiqamiz.

**Qattiq fazanu purkab beradigan reaktor.** Bu reaktor konstruksiyasining asosi purkab beruvchi forsunka bo'lib, u orqali yondirish kamerasiga changsimon xom ashyo purkab beriladi. Aktiv aralashtirish va g'oyat katta fazalararo yuzaga ega bo'lganligi uchun jarayon kimyoviy reaksiya orqali limitlanadi.

Issiqlik elektr stantsiyalarning (IES) bug' qozonlarida ko'mir shu usulda yoqiladi va u asosan yoqilg'ining shu turida ishlaydi. Qabul qilinib olinadigan ko'mir sharsimon tegirmonlarda tortilgandan so'ng u yoqishga yuboriladi (bizga ma'lumki, o'rtacha quvvatli IES, bir kunda o'rtacha bir temir yo'l eshaloniga ortilgan ko'mirni iste'mol qiladi).

**Mavhum qaynovchi qatlamli reaktorlar.** Bu reaktorlarda

gazni jadal (intensiv) aralashtirish pastdan yuqoriga qarab, panjara ustida turgan, o'lchami 2-10 mm bo'lgan qattiq modda bo'laklari orqali o'tkazish amalga oshiriladi.



**6.6 - rasm. Geterogen-katalitik jarayonlari uchun mavhum qaynovchi qatlamli reaktorning sxemasi**

Gaz sarfi shunday tanlab olinadiki, bunda zarrachalar suzib yurgandek harakat qilgani uchun qatlam go'yo

qaynayotgandek tuyuladi. Gaz fazasida diffuzion qarshilik o'n, hattoki yuz martalab qisqaradi.

Bunday apparatlar asosan kuchli ekzotermik reaksiyalarni o'tkazish uchun juda afzal hisoblanadi, chunki mavhum qaynashda issiqlikni olib chiqish judayam samarali bo'ladi.

### 6.2.2. Qattiq modda-suyuqlik reaksiyalarini o'tkazish reaktorlari

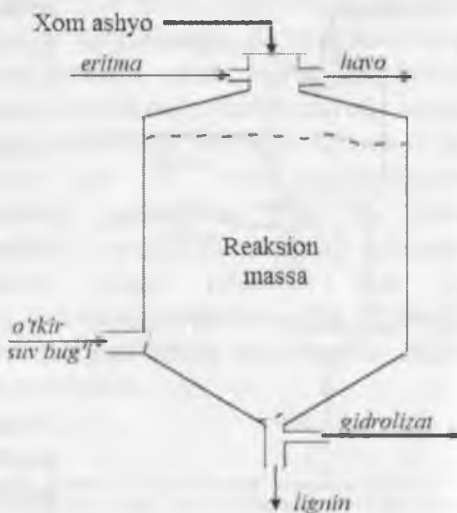
Bunday turdagi reaktorlardan o'rmonchilik sanoatida yog'ochni gidroliz qilishda, spirtlar va biologik aчитqichlarni ishlab chiqarishda hamda sellyuloza olishda ishlatishadi.

#### Gidrolizli ishlab chiqarish

Gidrolizli ishlab chiqarishda ishlatiladigan reaktorlar **gidroliz apparatlari** deb atalib, ularning hajmi –  $18 \text{ m}^3$  dan  $160 \text{ m}^3$  gacha bo'ladi. Ularda yog'ochning monosaxaridlaridan polisaxaridlarini olish maqsadida yog'ochning chuqur gidroliz jarayoni amalga oshiriladi. Undan ko'zda tutilgan maqsad etanol spirtini va ozuqa bij'ituvchilarini mahsulotlarni olishda asosiy xom ashyo yaratish bo'lib hisoblanadi. Uning sxemasi quyidagi 6.7-rasmda keltirilgan.

6.7 - rasm.  
Gidrolizlash reaktori

Dastlabki xom ashyo (igna bargli daraxt tilimchalari, yog'och qipiqdari, mayda tarashachalar) yuqoridagi solish bo'shlig'idan yuklanadi. Apparat zich yopiladi, ya'ni germetiklanib undan keyin esa xomashyoni ishchi  $150 - 170 \text{ }^{\circ}\text{C}$  haroratgacha isitish uchun o'tkir suv bug'i beriladi.



Yuklangan massadan siqib chiqarilgan havo yuqorida o'rnatilgan patrubbkadan orqali so'rib olinadi. Keraklicha isitib bo'lingandan so'ng apparatning yuqorisidan ishchi haroratigacha qizdirilgan 0,5 % li sulfat kislota eritmasi beriladi. Uning berilish tartibi uzluksiz ravishda bo'lib, butun piroliz jarayoni (1 - 3soat) davomida amalga oshiriladi. Bunda 1 tonna yuklangan xomashyoga 16 m<sup>3</sup> eritma sarflanadi. Eritma yuqoridan pastga harakatlanib reaktorga yuklangan xomashyodan o'tish orqali filtrlanib, yog'och komponentalarini ishqorlab, odatda, uni qisman monosaxarid va polisaxaridlarga aylantirib qo'yadi. (Adsorbent qatlamida suyuqlikni filtrlash usuli **perkolyatsiyalash** deb ataladi, shuning uchun gidrolizning bu usuli **perkolyatsiyali** deb yuritiladi).

Hosil bo'ladigan gidrolizat uzluksiz ravishda apparatning ostki qismidan chiqarilib turiladi. Filtr orqali o'tadigan gidrolizat eritmasi, yog'och siqilmasi "suslo" deb nomlanadigan komponent etanol spirti va biologik bijg'itgichlarni olishga yuborilsa, lignin moddasi esa alohida idishda yig'iladi.

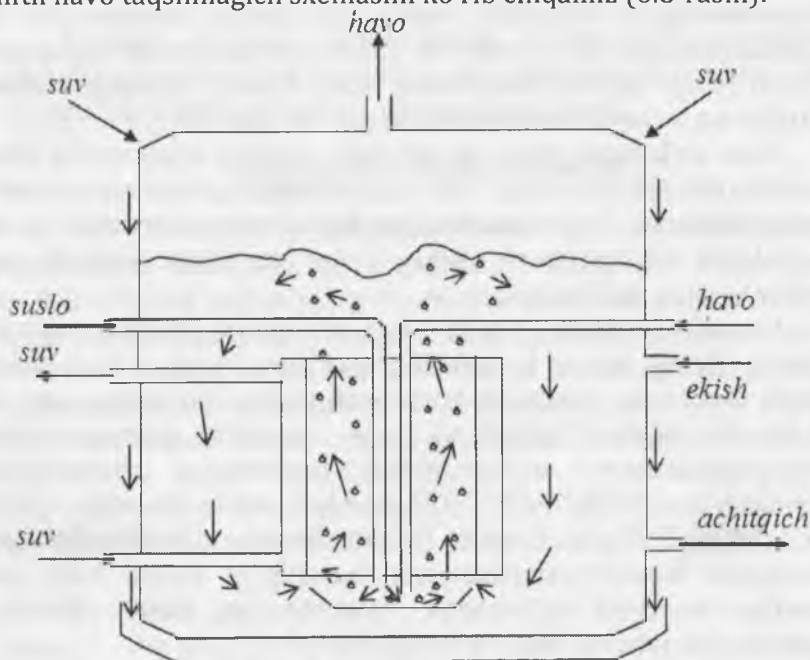
Umuman olganda, gidroliz apparati yarim uzluksiz rejimda ishlaydi. Uning asosiy kamchiliklaridan biri shuki, ish siklining oxirida reaktorga dastlabki yuklangan massa hajmining qariyib uchdan biri to'planib qoladi, bu massa zichlashib qolgani sababli perkolyatsiyalanishni qiyinlashtiradi. Jarayonning uzluksizligini ta'minlash maqsadida ilmiy tadqiqot ishlari olib borilmoqda. Aytish joizki, oxirgi yillarda Rossiya Federatsiyasida gidroliz qiladigan zavodlarda negativ tendentsiyalar kuzatilgani uchun ba'zi bir zavodlar demontaj qilinmoqda, ya'ni buning sababi ularning samaradorlik salmog'i pasayib ketganidir.

### **Spirit-bijg'itgich ishlab chiqarish**

Spirit-bijg'itgichi ishlab chiqarishda xom ashyo manbai sifatida sellyuloza ishlab chiqarishda gidroliz-apparatdan chiqadigan va ishqor suvidan hosil bo'ladigan gidrolizatlar hizmat qiladi. **Bioreaktor** yoki **fermenter** deb nomlanuvchi reaktorda ularni maxsus tanlab olingan o'stiruvchi mikroorganizmlar yordamida achitiladi.

Ozuqa bijg'itgichlari ishlab chiqarishda aerobli bijg'itish usuli qo'llaniladi: mikroorganizmlarning mo'tadil hayot faoliyati uchun

bijg'itilayotgan komponentni havo bilan barbotaj qilinadi. Amaliyotda bijg'itishni uzluksiz rejimda 35-38 °C haroratda har birining hajmi 300 m<sup>3</sup> bo'lgan masalan, uchta fermenter qurilmalarini ishlatilish orqali amalga oshiriladi. Shulardan birinchi ikkitasi paralel holatda ishlaydi va ularga uzluksiz tarzda suslo (biz susloni yog'och siqilmasi deb nomlagan edik) va bijg'itish suspenziyasi berilib turiladi. Uchinchisi esa dumi ham deb yuritiladi va u bijg'itish uchun xizmat qiladi. Fermenterni ishlash printsipli va erliftli havo taqsimlagich sxemasini ko'rib chiqamiz (6.8-rasm):



**6.8 - rasm. Bioreaktor (fermenter)**

Havo barbotaj qilinganda o'zi bilan birga ko'pik ko'rinishidagi yog'och siqilmasini ushlab olgan holda po'latdan yasalgan ikkita devorli – stakan-diffuzorda ko'tariladi, ular orasida sovutuvchi suv sirkulyatsiyalanadi, chunki bijg'itqilarni o'sishi issiqlik ajralishi bilan borgan uchun uni sovutish kerak bo'ladi. Qo'shimcha tarzda suv bilan apparat devorining tashqi qobig'i sovutiladi. Zarurat

tug'ilganda fermenterga o'stiradigan achitqich va ammiakli suv ko'rinishidagi to'yintiradigan eritma beriladi.

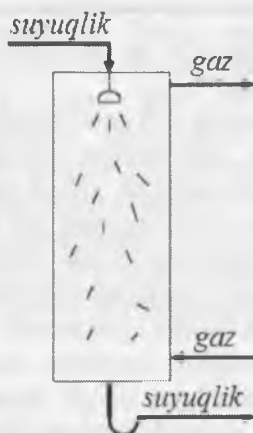
Bijg'itqilar apparatning ko'pikli qatlamida 3-5 soat mobaynida o'sadi. So'ngra, bijg'itgichli suspenziya apparatdan chiqarilib, konsentratsiyalanadi va 80 °C harorat bilan quritish uchun purkab quritgichga yuboriladi. Bunday turdagi qurilma kuniga 10 tonna ozuqa bijg'itgichlarini (drojja ham deb yuritiladi) ishlab chiqaradi. Shunday qilib, ko'rib chiqilgan fermenter konstruksiyasidadagi reaksiyada uchala ya'ni gaz, suyuq va qattiq fazalar qatnashadi.

Etil spirtini havo kislorodi kirmaydigan muhitda anaerob bijg'itish usulida olinadi. Xomashyo sifatida igna bargli daraxtlar, o'simliklarning gidrolizati (yapaloq bargli o'simliklarga nisbatan igna bargli jinslar tarkibida geksozali selluloza anchagina ko'p va undan glyukoza olinadi) va lignindan tozalangan sulfitli ishqor xizmat qiladi.

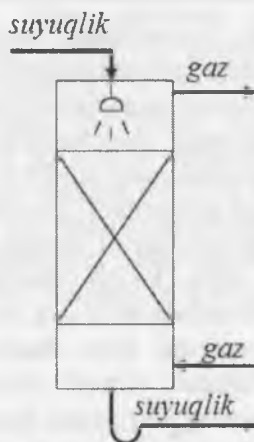
Bijg'itish katta hajmdagi yopiq yog'och tog'orada (chan) amalga oshirilib, unga yog'och atalasi bilan birga ammiakli suv va achitqichlar solinadi. Hosil bo'ladigan "zimaza" glyukozani etanol va karbonat angridigacha parchalaydi. Bu jarayon 25-30 °C haroratda 6-10 soatgacha davom ettiriladi. Shunday qilib, achitilgan mahsulotda 1-2% gacha spirt mavjud bo'lib, u rektifikatsiyaga yuboriladi.

### **6.2.3. Gaz-suyuqlik va suyuqlik-suyuqlik reaksiyalari uchun reaktorlar**

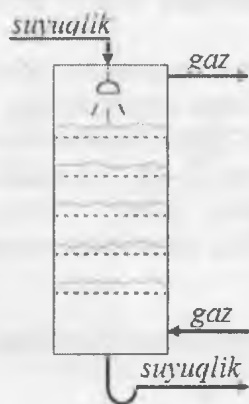
Bunday reaktorlar ko'pincha uzluksiz ishlaydigan absorberlar printsipiga asosan yasaliib, kamdan-kam hollarda davriy ishlaydigan reaktorlar (asosan suyuqlik-suyuqlik sistemalari uchun) ko'rinishida yasaladi. Absorberlar konstruksiyasi jarayonlar va apparatlar kursida o'rganiladi. Ichi bo'sh bo'lgan va nasadkali kolonnalarning printsipial sxemalarini (6.9-rasm) eslaymiz (nasadka -fazalarning kontakt yuzasini rivojlantirish uchun xizmat qiladi).



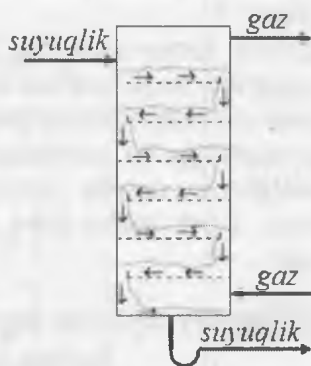
Bo'sh kolonna



Nasadkali kolonna



To'siq tarelkali kolonna



Quyilish qurilmalari mavjud bo'lgan tarelkali kolonna

## 6.9 - rasm. Uzlüksiz ideal siqib chiqarish rejimida ishlovchi absorberlar

Kolonna siqib chiqarish rejimida ishlaydi. Uning asosiy yutuqlari: konstruksiyasi bo'yicha oddiy, vakuum sharoitida ishlashda muhim ahamiyatga ega bo'lgan kichik gidravlik qarshilikka ega, xizmat ko'rsatish va ta'mirlash oddiy va qulay. Jiddiy kamchiligi – o'lchamlari juda katta va kichik intensivlikka egaligidir.

Shuningdek, ishlab chiqarishda barbotaj kolonnalar ham ishlatiladi. Bunday kolonnalarga misol sifatida to'siq tarelkali va biridan ikkinchisiga quyiladigan sxemalarini ko'rsatish mumkin (6.9-rasm).

Bunday kolonnalar xuddi kaskad aralashtirish kolonnalaridek ishlaydi. Hidravlik qarshiligi kattaligiga qaramasdan ular yuqori darajadagi ishlab chiqarish quvvatiga ega, shuning uchun sanoat ishlab chiqarishda keng tarqalgandir.

Qimmatbaho yoki kam tonnali mahsulotlar ishlab chiqarishda oddiy aralashtirgichlari mavjud bo'lgan baklarni ham uchratish mumkin, biroq, ular nisbatan murakkab bo'lishi bilan birga kam ishlab chiqarish quvvatiga ega.

### 6.3. Geterogen – katalitik jarayonlar uchun reaktorlar

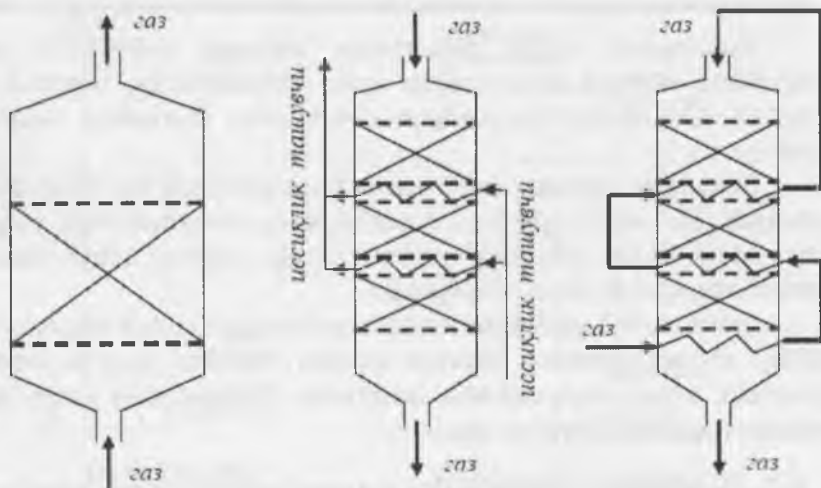
Katalitik reaksiyalar olib boriladigan reaktorlar **kontakt apparatlari** yoki **konvertorlar** deb ataladi. Ko'pincha konvertorlarlardagi katalizatorlarning holatiga qarab ularni uch guruhga bo'ladilar:

- katalizator qatlami qo'zg'almas;
- qatlami psevdoyoqaynovchi katalizator;
- katalizatorning qatlami harakatlanuvchi.

Kontakt apparatlarning birinchi guruhida gazlarning harakati ideal siqib chiqarish rejimiga yaqinlashadi. Ular konstruksiyasining ba'zi bir variantlarini ko'rib chiqamiz.

**Bir pog'onali konvertor.** Talab etilgan aylanish darajasiga erishish uchun katalizatorning butun to'liq hajmi apparatning bitta panjarasida joylashtiriladi. Bu faqat reaksiyaning issiqlik effekti uncha katta bo'lmagan holatdagina mumkindir.

**Ko'p pog'onali konvertorlar.** Bu turdagi konvertorlar qoidaga muvofiq issiqlik effekti musbat va ancha yuqori bo'lgan reaksiyalarni o'tkazish uchun ishlatiladi. Bunda reaksiya issiqligi begona issiqlik tashuvchilar orqali yoki shu gaz-reagentning o'zi bilan olib chiqib ketiladi. Bu apparatlarning sxemasi quyidagi 6.10-rasmda keltirilgan.

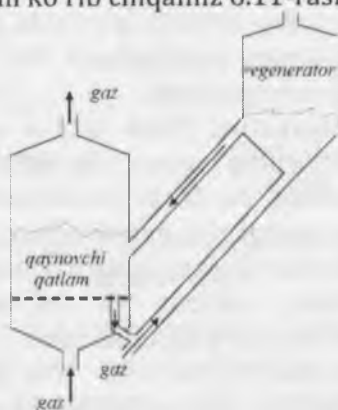


Бир погонали конвертор

Қўп погонали конверторлар

## 6.10 - rasm. Getrogen-katalitik jarayonlar uchun reaktorlar

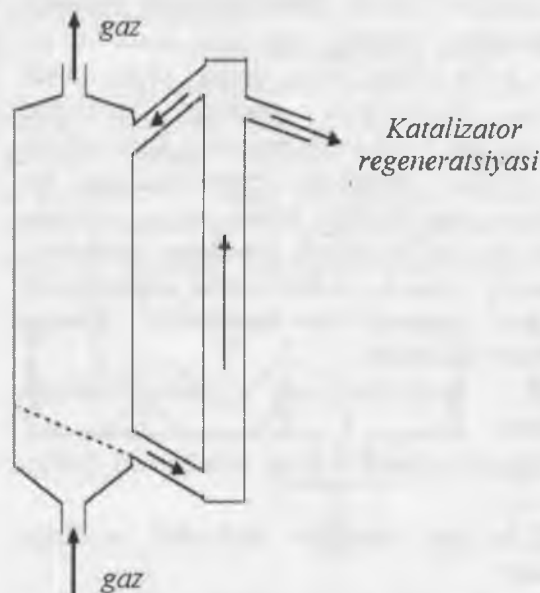
Ikkinchi guruh reaktorlarda gazlarning harakati ideal aralashtirish rejimiga yaqinlashadi. Konstruksiya bo'yicha ular bir va ko'p pog'onali bo'lishi mumkin. Qaynovchi qatlamli va qisman katalizatori regeneratsiyalanadigan bir pog'onali konvertorning tipik konstruksiyasini ko'rib chiqamiz 6.11-rasm).



6.11 - rasm. Mavhum qaynovchi katalitik jarayon reaktori

Bunday reaktorlarda bir qism katalizator uzluksiz ravishda pnevmotransportyor bilan regeneratorga olib boriladi, regeneratsiyalangandan so'ng yana kontakt apparatga qaytariladi.

Reaktorlarni uchinchi guruhi – harakatlanuvchi qatlam katalizatorlari quyidagi sxemada tasvirlangan (6.12-rasm).



6.12 - rasm.

**Qo'zg'aluvchan  
qatlamli katalitik  
jarayon reaktori**

Bu turdagi reaktorlarga gaz apparat ostidan kiritiladi, qarama-qarshi yo'nalishda harakatlanuvchi granular ko'rinishdagi katalizator apparat yuqorisidan yuboriladi. U apparat ostida to'planadi, so'ngra yana ko'targich orqali apparatning yuqori qismiga uzatiladi.

Shunday sxema bo'yicha neftni qayta ishlash apparatlari ham ishlaydi.

Endi ko'rib chiqilgan kontakt apparatlarining uchta guruhini taqqoslaymiz, ularning yutuq va kamchiliklarini baholaymiz.

Qo'zg'almas qatlami bilan bir pog'onali konvertor nafaqat o'zining oddiyligi bilan o'ziga e'tiborni jalb qiladi, balki apparat siqib chiqarish rejimida ishlab katta reaksiya tezligiga ega bo'ladi. Biroq u reaksiya tezligi katta bo'lgan, ayniqsa ekzotermik effect bilan boradigan jarayonlar uchun yaroqsizdir: qatlamda haroratning keskin sakrash bilan o'zgarishi tufayli qatlamning pishib qolish xavfi mavjud bo'lib, undan keyingi ishlash qobilyatini yo'qotadi. Qo'zg'almas qatlamli reaktorlarda maydalangan donador zarrachali materiallarni ishlatish maqsadga muvofiq emas – chunki bunday

kichik zarrachalarda kogeziya va adgeziya (o'zaro yopishib yoki birikib qolish) hodisalari kuzatilib gidravlik qarshilikni oshirib yuboradi.

Qo'zg'almas qatlamli konverterlarga alternativ sifatida qaynovchi qatlamli kontakt apparatlarini olish mumkin. Katalizator donachalarining gaz oqimida suzib yurishi, ayniqsa jarayon diffuzion sohada kechsa jarayonni keskin aktivlashtiradi. Intensiv ravishda aralashtirish konvertor ishining intensiv aralashtirish rejimini aniqlab beradi. Bu holat uning ishiga ijobiy ta'sir qiladi. Masalan, reaksiya uchun beriladigan gazning haroratini katalizatorni yoqish (reaksiyaning boshlanish harorati) haroratidan past haroratda ham berish mumkin: reaktorga kirgan sovuq gaz bir lahzada oxirgi parametrlarga ega bo'lishi bilan birga reaksiya aralashma haroratiga ham ega bo'lib qoladi. Mavhum qaynovchi qatlamli konvertorning asosiy yutuqi – katalizatorni almashtirish uchun uni to'xtatish shart emas, ish jarayonida qisman regeneratsiyani amalga oshirish mumkin.

Qaynovchi qatlamli reaktorlarining kamchiliklariga quydagilarni keltirish mumkin:

- ishqalanish natijasida katalizatorlarning yemirilishi (yiliga qariyb 10% gacha);
- yemirilishdan hosil bo'lgan changlar mahsulot tarkibiga tushib qolib uni ifloslantiradi;
- mavhum qaynash qatlamini hosil qilish uchun katta miqdordagi gazni sarf etish kerak bo'ladi, bunda haddan tashqari ko'p miqdorda energiya sarflanishini talab etadi;
- apparat aralashtirish rejimida ishlaydi, shuning uchun bir xil sharoitda qo'zg'almas qatlamli konvertorga nisbatan ancha ko'p hajmdagi katalizator sarfini talab qiladi.

Katalizatorlar qatlami qo'zg'aluvchan kontakt apparatlari, qo'zg'almas va qaynovchi qatlam konvertorlariga nisbatan oraliq holatni egallaydi.

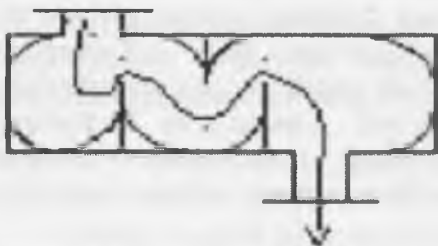
Shunday qilib, reaktorlarning ishini tahlil qilib, shunga amin bo'ldikki, ularning ishiga ta'sir etuvchi ikkita asosiy faktor – reaksiya muhitda **aralashtirish** va **issiqlik almashinish jarayonini** bo'lib hisoblanadi. O'quv kursining yakunlash bo'limida biz bu ikki faktor to'g'risida yana to'xtalib o'tamiz.

## 6.4. Real kimyoviy reaktorlar

Ideal modellar bilan real modelli reaktorlar o'rtasidagi farq shundaki, real modellarda ideal strukturali oqim mavjud bo'lmay, bunda teskari bo'ylama aralashtirish natijasida matematik modelni tuzish vaqtida inobatga olmasa bo'ladigan faktlarni bevosita buzilishi kuzatiladi.

*Real reaktorlarning ideal bo'lmashlik sabablari:*

1. Real reaktorlarda konstruktiv kamchiliklarning kelib chiqish sababi shundaki, reaktorlarda reagentlarni bir joyda harakatsiz to'xtab qolish holatlari yuz berganligi sababli, reaksiyon aralashmaning hajmiy elementlari reaktorda turlicha vaqt oralig'ida bo'lib qolishadi va bu holatda apparatning turli nuqtalarida turlicha reaksiya tezliklari namoyon bo'ladi (6.13-rasm).



6.13 - rasm. Harakatsiz to'xtab qolish zonalar.

2. Aralashmaning bir qismi reaksiya borayotgan joylarda baypaslar (sakrab o'tish) mavjudligi sababli reaksiyaga kirishishga

qatnasha olmaydi.

3. Reaksiyon aralashmaning harakatlanish vaqtida reagentlar ishqalanishi tufayli sodir bo'lishi mumkin.

4. Reaktorda bir joyda harakatsiz to'xtab qolish zonasi bilan birga sirkulyatsiya zonasining namoyon bo'lishi oqibatida ro'y berishi mumkin.

Real reaktorining yaqinlashish kriteriyasiga ideal reaktorining u yoki bu modeli uchun Bodenshteyn kriteriyasi – konvektiv oqim bilan ko'chirilayotgan moddaning ko'ndalang diffuziya yordamida ko'chirilayotgan modda miqdoriga nisbati orqali o'lchanadigan kattalik xizmat qiladi:

$$B_0 = \frac{\bar{\partial}L}{D} \quad (6.1)$$

Agar  $B_0$  cheksizlikka intilsa, unda reaktor ISCHR ga tegishli bo'ladi va aksincha,  $B_0$  nolga intilsa unda reaktor IAR bo'ladi. Amaliy jihatdan ushbu kriteriyadagi chegaraviy kattalik 10 ga teng bo'ladi: agar u 10 dan kichik bo'lsa IAR, 10 dan yuqori bo'lsa ISCHR hisoblanadi.

### 6.5. Real kimyoviy reaktorlarni masshtablash

Kimyoviy ishlab chiqarishni loyihalash paytida jarayonning makro- va mikrokinetikasi o'rganilib, kelgusida kimyoviy reaktor turini tanlagandan so'ng bu ma'lumotlarni sanoat apparatlarini loyihalashda qo'llashning zaruriyati tug'iladi, ya'ni modelda olingan ma'lumotlar naturaga (sanoat ishlab chiqarishiga) ko'chiriladi va u masshtablash deb ataladi.

Buning mohiyati shundaki, dastlab e'tibor jarayonning muqobil shart-sharoitlarini saralab topishga qaratiladi, so'ngra ma'lum bir sistemada olingan tajriba ma'lumotlarni bitta masshtabdan boshqasiga, ya'ni model qurilmasidan ishlab chiqarish masshtabiga ko'chirish imkoniyati paydo bo'ladi. Apparatlarda kechadigan fizikaviy va kimyoviy jarayonlarni masshtablash fizikaviy modellashtirish printsiplarini qo'llash asosida amalga oshirilishi mumkin.

Fizikaviy modellashtirishda geometrik, fizikaviy va kimyoviy o'xshashlik kriteriyalari qo'llaniladi. Bu asosan qaralayotgan jarayonni muvofiq ravishda tavsiflab beruvchi differentsial tenglamalardan yoki shu jarayonning borishini aniqlab beruvchi o'lchamlarini tahlil qilish asosida amalga oshiriladi. Loyihalash uchun kerak bo'ladigan ma'lumotlar yarim sanoat ishlab chiqarish va sinov qurilmalarida tadqiqot o'tkazish orqali topiladi. Xuddi shunday reaktorda kechadigan qat'iy matematik jarayonlarni tavsiflash uchun differentsial tenglamalar sistemasini yechish zarurati tug'iladi.

Fikaviy modellashtirishni qo'llashdan maqsad - kichik masshtabda olingan optimal sharoitni katta masshtabga o'tkazishdan iboratdir.

Reaktorda reagentlarni mahsulotga aylanishiga ta'sir ko'rsatadiganlar: moddiy oqimlar harakati, massa ko'chirish jarayonlari, issiqlik va xususiy sistema issiqligi, kimyoviy reaksiya.

Shuning uchun model va naturada to'liq o'xshashlikka erishish uchun quyidagilarga rioya etmoq zarur:

1. Geometrik o'xshashlik. Geometrik o'xshashlik simpleks orqali ifodalanadi (apparat uzunligi nisbatning xarakterli bo'lgan chiziqli o'lchamiga nisbati  $- l/d$  dan iborat bo'ladi).

2. Gidrodinamik o'xshashlik. Bu holatning kriteriyasi sifatida Reynolds kriteriyasi (inertsia kuchlarining qovushqoqlik ishqalanish kuchlariga nisbatini xarakterlaydi), Eyler kriteriyasi (tashqi bosim kuchining inertsia kuchiga nisbatini xarakterlaydi), Gragof kriteriyasi (erkin konveksiyalanishda issiqlik tashuvchining harakat rejimini xarakterlaydi) olish mumkin:

$$Re = \frac{\bar{V} d \rho}{\mu} \quad (6.2)$$

3. Issiqlik uzatish jarayonlaridagi o'xshashliklar. Bu holat uchun Nusselt kriteriyasi ishlatiladi (devor-oqim chegarasida issiqlik uzatish jarayonlarining o'xshashligini tavsiflaydi):

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (6.3)$$

4. Massa uzatish jarayonlarining o'xshashligi. Bu jarayonning kriteriyasi sifatida Nusselt kriteriyasi qabul qilingan (oqib o'tadigan oqimning diffuzion oqimga nisbati):

$$Nu = \frac{\beta \cdot l}{D} \quad (6.4)$$

**Kimyoviy o'xshashlik.** Kimyoviy o'xshashlik kriteriyasi sistemaning umumiy massaviy va issiqlik balansi tenglamalaridan topilishi mumkin, chunki unda yana qo'shimcha kimyoviy reaksiya sodir bo'lib, bunday hol uchun o'xshashlik kriteriyasi Damkeler tenglamasi orqali topiladi.

$$\text{div}[C_i \cdot \bar{V}] - \text{div}[\bar{A}_i \text{grad} C_i] + \beta \cdot \omega \cdot \Delta C_i + \tau_i \bar{\omega}_R = - \frac{dC_i}{d\tau} \quad (6.5)$$

$$\left| \bar{V}_x \frac{dC}{dx} + \bar{V}_y \frac{dC}{dy} + \bar{V}_z \frac{dC}{dz} \right| = V \text{grad} C = \bar{V} \frac{C}{l} \quad (6.6)$$

$$\operatorname{div}[\ddot{A} \operatorname{grad} C_i] \ddot{A} \left| \frac{d^2 C}{dx^2} + \frac{d^2 C}{dy^2} + \frac{d^2 C}{dz^2} \right| = \frac{\ddot{A} \cdot C}{l^2} \quad (6.7)$$

$$\frac{\gamma_i \cdot \overline{\omega_R} \cdot l}{\bar{V} \cdot C} = \frac{\gamma_i \cdot \overline{\omega_R} \cdot \vartheta_R}{B \cdot C} = \ddot{A} a_1 \quad (6.8)$$

Fizik ma'nosi: kimyoviy reaksiya natijasida hosil bo'ladigan komponentga oqimining konvektiv oqim komponentasiga nisbatini xarakterlaydi.

$$\frac{\gamma_i \cdot \overline{\omega_R} \cdot l^2}{\bar{A} \cdot C} = \Delta a_2 \quad (6.9)$$

Fizik ma'nosi: kimyoviy reaksiya natijasida hosil bo'ladigan komponenta oqimining diffuziyali oqim komponentasiga nisbatini xarakterlaydi.  $\Delta a_1$  va  $\Delta a_2$  lar kimyoviy reaksiya natijasida o'xshash massa uzatilishini ta'minlaydi

$$\frac{\gamma_i \cdot \omega_R \cdot \Delta H \cdot l}{V \cdot T \cdot \rho \cdot C_p} = \Delta a_3 \quad (6.10)$$

Fizik ma'nosi: kimyoviy reaksiya natijasida hosil bo'ladigan issiqlik oqimining konvektiv issiqlik oqimiga nisbatini tavsiflaydi.

$$\frac{\gamma_i \cdot \omega_R \cdot \Delta H \cdot l^2}{\lambda \cdot T} = \Delta a_4 \quad (6.11)$$

Fizik ma'nosi: kimyoviy reaksiya natijasida hosil bo'ladigan issiqlik oqimining diffuzion oqimning issiqligiga nisbatini tavsiflaydi.

Model va naturada sodir bo'ladigan fizikaviy va kimyoviy jarayonlarning to'liq o'xshashlik kriteriyalarini olishga erishish uchun, muhitning o'xshash nuqtalarida, fizikaviy va kimyoviy kriteriyalar kattaligining o'xshashligi teng va yetarli darajada bo'lishi kerak.

**Asosiy turdagi reaktorlar konstruktiv tuzilishi bo'yicha quyidagicha guruhlanadi:**

1. Quvurli (issiqlik almashinish turlari bo'yicha).
2. Kolonnali (qo'zg'almas va qo'zg'aluvchan qatlamli apparatlarni o'z ichiga olgan holda).

3. Aralashtirgichli va aralashtirgichi mavjud bo'lmagan kamerali reaksiyon tipidagi reaktorlar.

4. Ayrim pechlar (kimyo sanoatida turlicha konstruksiyali pechlar mavjud).

Geterogen reaksiyalarni o'tkazish uchun reaktor konstruksiyasining turlari:

- G/S, G/S/Q reaksiyalari uchun (barbotajli kolonnalar, nasadkali kolonnalar);

- S/Q reaksiyalari uchun (qo'zg'almas qatlamli apparatlar va muallaq qatlamli hamda aralashtirgichli apparatlar);

- G/Q reaksiyalari uchun (muallaq qaynovchi qatlam apparatlari, qatlami filtrlovchi apparatlar, qattiq qatlamli harakatlanuvchan apparatlar).

Umuman olganda, reaktorlarni masshtablash – jarayonlarni o'tkazish uchun olingan tajriba qurilmasidagi tadqiqot natijalarini sanoat ishlab chiqarish reaktorlari hamda qurilmalarining o'lchamiga mos holda ko'chirishdir.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, bu bobda keng ko'lamdagi kimyoviy jarayonlarni o'tkazish uchun reaktor qurilmalari ko'rib chiqildi. Kimyo sanoatida qo'llaniladigan turli konstruksiyali reaktorlardan:

- siqib chiqarish reaktori variantidagi sektsiyali kolonnalar;
- sig'imli reaktorlar kaskadi;
- qattiq modda-gaz reaksiyalarni o'tkazish uchun reaktorlar;
- qattiq fazani purkab beradigan reaktor;
- mavhum qaynovchi qatlam reaktori;
- gaz-suyuqlik va suyuqlik-suyuqlik reaksiyalari uchun reaktorlar;
- qattiq modda-suyuqlik reaksiyalari uchun reaktor;
- geterogen-katalitik jarayonlar uchun reaktorlar;
- real kimyoviy reaktorlarining tuzilishi va ularning ishlash printsiplari hamda unda kechadigan kimyoviy reaksiyalarning kinetik qonuniyalari yoritib berilgan.

### ***Tayanch iboralar.***

Apparat, konstruksiya, gidrodinamik rejim, geterogen-katalitik, gomogen reaksiya, sig'imli apparat, quvurli reaktor, siqib chiqarish reaktori, qattiq modda-gaz reaksiyalari, retort, jikka, changlashtirilib beradigan reaktor, mavhum qaynash, gidroliz, monosaxarid, polisaxarid, spirt, etanol, lignin moddasi, bijg'itgich, suslo, fermenter, barbotaj, regenerator, masshtablash, diffuziya.

### ***O'z-o'zini nazorat qilish savollari***

1. Gomogen kimyoviy reaksiyalar uchun quyidagi reaktorlar konstruktsiyalari sxemasida asosiy elementlarini ko'rsatgan holda ularning ishlash printsiplari va qo'llanish sohasini tavsiflab bering:

- a) zmeevikli ideal siqib chiqarish reaktori;
- b) qobiq-quvurli ideal siqib chiqarish reaktori;
- c) to'rt sektsiyali siqib chiqarish kolonnasi.

2. Gomogen kimyoviy reaksiyalar uchun quyidagi reaktorning yutuq va kamchiliklarini tavsiflab bering:

- a) zmeevikli ideal siqib chiqarish reaktori;
- b) qobiq-quvurli ideal siqib chiqarish reaktori;
- c) to'rt sektsiyali siqib chiqarish kolonnasi.

3. Apparatning ishlayotgan sohasi (diffuzion yoki kinetik) qanday qilib aniqlanadi?

4. Reaktorlarni konstruktsiyalash vaqtida nimalarga e'tibor qaratiladi?

5. Geterogen kimyoviy reaksiyalar uchun quyidagi reaktorlar konstruktsiyalari sxemasida asosiy elementlarini ko'rsatgan holda ularning ishlash printsiplari va qo'llanish sohasini tavsiflab bering:

- ko'mirni kuydirish pechi;
- qo'zg'almas qatlamli gaz generatori;
- mavhum qaynovchi qatlam gaz generatori;
- gidroliz apparati;
- sulfatli sellyulozani qaynatish uchun davriy ravishda ishlaydigan qozon;
- sulfatli sellyulozani qaynatish uchun uzluksiz ravishda ishlaydigan qozon;

- sulfatli selliyulozani tezda qaynatish uchun quvurli reaktor.

6. Geterogen kimyoviy reaksiyalar uchun quyidagi reaktorning yutuq va kamchiliklarini tavsiflab bering:

- ozuqa achitqilarini (drojja) olish uchun erlift turidagi fermenter;

- bo'sh, nasadkali va tarekali absorberlar;

- bir pog'onali kontakt apparati;

- ko'p pog'onali konvertorlar;

- qaynovchi qatlam va qisman regeneratsiyalanuvchi bir pog'onali konvertor;

- katalizator qatlami qo'zg'aluvchi konvertor.

7.O'xshashlik nazariyasidagi kriterial tenglamalarni qo'llashdan maqsad nima?

8. Kimyoviy hamda fizikaviy o'xshashliklarlarda nimalar ifoda etilgan?

## VII BOB. REAKTORLARDA ARALASHTIRISH USULLARI

Aralashtirishda birinchidan, diffuzion qarshilik kamayishi hisobiga massa va issiqlik uzatishning tezligi oshishiga imkon tug'ilib, shu yo'sinda reaktorning ishlab chiqarish quvvati oshadi. Ikkinchidan, reaksiyon aralashma zonasida bir jinslilikni ta'minlashga ko'maklashib, lokal qizib ketishlarning oldini oladi va mahsulot sifatining yaxshilanishiga olib keladi. Aralashtirishning kamchiligi: istalgan turdagi aralashtirish jarayonning yurituvchi kuchini pasaytiradi va qo'shimcha energetik xarajatlarni talab qiladi.

Uchta asosiy aralashtirish turini ko'rib chiqamiz (mexanik, qaynovchi qatlamda aralashtirish, barbotaj) va har birini o'tkazish uchun kerak bo'ladigan energiya sarfini aniqlaymiz.

### 7.1. Mexanik aralashtirish

O'qida aralashtirgich o'rnatilib mustahkamlangan elektr dvigateli (uzatma)ning quvvati quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi:

$$N_{dvig.} = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} N = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} \cdot K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5, \quad (7.1)$$

bu yerda  $\beta_1$  – dvigatelni ishlatib yuborish momentida vujudga keladigan ortiqcha yuklanishni hisobga oluvchi koeffitsient, odatda  $\beta_1 = 2$ ;

$\beta_2$  – quvvatning zaxira koeffitsienti, odatda  $\beta_2 = 1,2$ ;

$\eta$  – uzatmaning foydali ish koeffitsienti, odatda  $\eta = 0,95$ ;

$N$  – dvigatelning foydali ish koeffitsienti,  $Vt$ ;

$K_N$  – quvvat kriteriyasi;

$\rho$  – aralashtiriluvchi muhit zichligi,  $kg/m^3$ ;

$n$  – aylanish chastotasi,  $s^{-1}$  va  $d$  – aralashtirgich diametri,  $m$ .

(7.1) tenglamaga kiruvchi  $K_N$  – quvvat kriteriyasi kriterial tenglamalar bo'yicha hisoblanib, uning ko'rinishi aralashtirish shart-sharoitlariga va aralashtirgichning konstruksiyasiga bog'liq. Umumiy ko'rinishda u tenglama quyidagi ko'rishda yoziladi:

$$K_N = \frac{c}{Re_M^m} \quad (7.2)$$

bu yerda

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \rho}{\mu} \quad (7.3)$$

(7.3) modifikatsiyalangan Reynolds kriteriyasi, unga asosan eng yaxshi aralashtirish  $Re_M > 30-100$  qiymatga muvofiq keladigan turbulent rejimda sodir bo'ladi.  $c$  va  $m$  - o'zgarmas kattaliklar bo'lib, aniq bir turdagi aralashtirgichlarni va ularning ish rejimini tavsiflaydi.  $c$  va  $m$  ning qiymatlari ba'zi bir holatlar uchun 7.1-jadvalda keltirilgan:

7.1-jadval

| Aralashtirgich turlari                                                 | Geometrik xarakteristikalar |          |          | O'zgarmas kattaliklar qiymati |      | Izoh                                                         |
|------------------------------------------------------------------------|-----------------------------|----------|----------|-------------------------------|------|--------------------------------------------------------------|
|                                                                        | $H_{1/d}$                   | $D/d$    | $b/d$    | $c$                           | $m$  |                                                              |
| Ikki parrakli                                                          | 2                           | 2        | 0,3<br>6 | 111,<br>0                     | 1,0  | $R < 20$<br>$10^2 < Re < 5 \cdot 10^4$<br>$R > 5 \cdot 10^4$ |
| Ikki parrakli                                                          | 2                           | 2        | 0,3<br>3 | 14,3<br>5                     | 0,31 |                                                              |
| Ikki parrakli                                                          | 3                           | 3        | 0,3<br>3 | 6,8                           | 0,2  |                                                              |
| Ikki parrakli                                                          | 3                           | 3        | 0,3<br>3 | 4,05                          | 0,2  |                                                              |
| Parrakli 45° burchak ostida                                            | 3                           | 3        | 0,3<br>3 | 8,52                          | 0,2  |                                                              |
| To'rt parrakli                                                         | 3                           | 3        | 0,3<br>3 | 5,05                          | 0,2  |                                                              |
| Xuddi shunday                                                          | 1,1<br>1                    | 1,1<br>1 | 0,1<br>1 | 6,2                           | 0,25 |                                                              |
| Parrakli 45° burchak ostida                                            | 1,1<br>1                    | 1,1<br>1 | 0,1<br>1 | 6,0                           | 0,25 |                                                              |
| Ikki parrakli yakorli                                                  | 3                           | 3        | 0,3<br>3 | 0,98<br>5                     | 0,15 |                                                              |
| Og'ish burchagi 22.5° bo'lgan ikki parrakli propellerli aralashtirgich | 3,5                         | 3,8      | 1        | 230                           | 1,67 |                                                              |
| Propellerli uch parrakli                                               | 3,5                         | 3,8      | 1        | 230                           | 1,67 | $Re < 30$                                                    |

## Kimyoviy reaktorlar

|                                                       |          |     |          |      |      |                                 |
|-------------------------------------------------------|----------|-----|----------|------|------|---------------------------------|
| Xuddi shunday                                         | 3.5      | 3.8 | 1        | 4.63 | 0.35 | $30 < Re < 3000$<br>$Re > 3000$ |
| Xuddi shunday                                         | 3.5      | 3.8 | 1        | 1.19 | 0.15 |                                 |
| Turbinali uch parrakli                                | 3        | 3   | 0.3<br>3 | 3.90 | 0.2  |                                 |
| Turbinali olti parrakli yo 'naltiruvchi apparat bilan | 1.7<br>8 | 2.4 | 0.2<br>5 | 5.98 | 0.15 |                                 |

\* Jadvalda keltirilgan kattaliklar:  $H_j$ -suyuqlik bilan to'ldirilgan qatlamning balandligi  $m$ ,  $d$ -aralashtirigich diametri  $m$ ,  $b$ -aralashtirigich parrakining kengligi  $m$ .

Ancha ko'p tarqalgan mexanik aralashtirgichlar, ularning ko'rinish 7.1-, 7.2-rasmlarda keltirilgan.



(a)



(b)



(c)

**7.1 - rasm. Parrakli aralashtirgichlar:**

*a - vertikal joylashgan parraklar; b -, c -qiya joylashgan parraklar.*



(a)



(b)

**7.2 - rasm. Propellerli uch parrakli (a) va trubinali (b) aralashtirgichlar**

**7.1-masala.** Suyuqlik zichligi  $\rho=1600 \text{ kg/m}^3$ , qovushqoqligi  $\mu=20 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ , diametri  $D=1,2 \text{ m}$  va balandligi  $H=1,5 \text{ m}$  bo'lgan reaktorning 0,75% hajmini to'ldirilib aralashtiriladi. Bunda aylanish chastotasi  $n=3,5 \text{ ayl/s}$  bo'lgan ikki parakkli propellerli aralashtirigich ishlatilib uning diametri  $d=0,4 \text{ m}$ . Elektr dvigateli talab qiladigan quvvat aniqlansin.

**Yechish.** Aralashtirish rejimini (7.3) formula orqali aniqlaymiz:

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \rho}{\mu} = \frac{3,5 \cdot 0,4^2 \cdot 1600}{20 \cdot 10^{-3}} = 44800,$$

Demak, aralashtirish rejimi turbulentdir.

Quvvat kriteriyasini (7.2) formula orqali hisoblab, jadvaldan unga mos keladigan ikki parrakli propellerli aralashtirigich uchun quyidagilarni olamiz;  $c=0,985$  va  $m=0,15$  ( $H/d=0,5$ ;  $H/d=0,75$ ;  $1,5/0,4=2,8 \approx 3$ ;  $D/d=1,2/0,4=3$ )

$$K_N = \frac{c}{Re_M^m} = \frac{0,985}{44800^{0,15}} = 0,198$$

Oxirida (7.1) formula orqali talab qilinadigan dvigatelning quvvatini topamiz:

$$N_{dvig.} = \frac{\beta_1 \cdot \beta_2}{\eta} \cdot K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = \frac{2 \cdot 1,2}{0,95} \cdot 0,198 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 \approx 0,3 \text{ kVt}$$

## 7.2. Mavhum qaynashli aralashtirish

Agar gaz yoki suyuqlik pastdan yuqoriga qarab sochiluvchan material qatlami orqali berilsa, ma'lum bir berilish tezligida qatlam bo'kadi va o'zini xuddi suyuqlikdek tutib oqa boshlaydi. Bunda mavhum qaynash rejimi boshlanadi. Buning uchun kerak bo'ladigan gaz purkagichning yoki nasosning  $N$  - foydali quvvatini quyidagi formula orqali hisoblaymiz:

$$N = \Delta p_{qat.} \cdot V^{\tau} = \Delta p_{qat.} \cdot W_{m.q} \cdot S \quad (7.4)$$

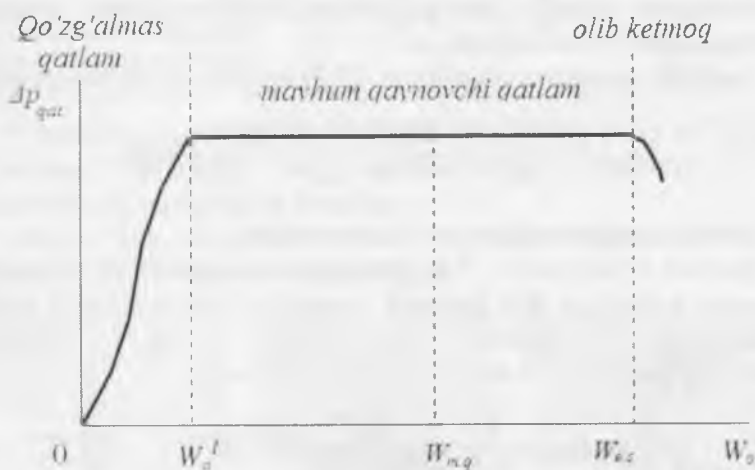
bu yerda  $\Delta p_{qat.}$  - qatlamning gidravlik qarshiligi,  $\text{Pa}$ ;

$V^{\tau}$  - gaz yoki suyuqlik sarfi,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$W_{m.q}$  - mavhum qaynash tezligi,  $\text{m/s}$ ;

$S$ -reaktorning ko'ndalang kesimi maydoni,  $m^2$ ;

$\Delta p_{qat}$  – qatlam gidravlik qarshiligining gaz oqimi tezligi  $W_0$  ga bog'liqligi 7.3-rasmdagi grafikda tasvirlangan:



**7.3 - rasm. Mavhum qaynash tezligining qatlam qarshiligiga bog'liqlik grafigi**

Oqim tezligi  $W_0$  ga etganda qo'zg'almas qatlam mavhum qaynash holatiga o'tadi, shuning uchun bu tezlikni *mavhum qaynash tezligini boshlanishi* deb aytiladi. Mavhum qaynashning yuqori chegarasi erkin suzish  $W_{e.s.}$  tezligini aniqlab, uning oshishi zarachalarni qatlamdan chiqib ketishga undaydi (sanoatda qurilmadan chiqib ketish rejimi, sochilgan moddalarni pnevmotransport yordamida aralashtirish uchun foydalaniladi). Odatda,  $W_0$  kattaligi  $W_{e.s}$  dan deyarli bir tartibda kichikdir.

Mavhum qaynashning ishchi tezligini  $W_0$  kattaligi bo'yicha hisoblanadi:

$$W_{m,q} = k_w \cdot W_0^d \quad (7.5)$$

bu yerda  $k_w = 2-2,5$  – mavhum qaynash soni

Mavhum qaynash boshlang'ich tezligini hisoblashni bir-biriga yaqin bo'lgan cho'ktirish jarayonlarida ishlatiladigan odatdagi zanjirli usulda olib boriladi. U uchta bosqichdan tashkil topadi: Arximed kriteriyasini hisoblash  $Ar$ , undan modifikatsiyalangan

Reynolds  $Re_M$  kriteriyasini aniqlash va nihoyat boshlang'ich mavhum qaynash tezligini aniqlash.

Arximed kriteriyasi quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$Ar = \frac{d_{zar.}^3 \cdot \rho^2 \cdot g(\rho_{zar.} - \rho)}{\mu^2 \cdot \rho} \quad (7.6)$$

gaz-qattiq jism sistemasi uchun ( $\rho_{zar.} \gg \rho$ ) bu tenglama soddaroq ko'rinishni oladi:

$$Ar = \frac{d_{zar.}^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \rho_{zar.}}{\mu^2} \quad (7.6')$$

Reynolds va Arximed kriteriyasi o'rtasidagi bog'liqlik quyidagi ko'rinishga ega:

$$Re_M = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (7.7)$$

Reynolds kriteriyasi kattaligi bo'yicha boshlang'ich mavhum qaynash tezligi topiladi:

$$W_0^I = \frac{Re_M \cdot \mu}{\rho \cdot d_{zar.}} \quad (7.8)$$

Keltirilgan formulalardagi belgilangan kattaliklar:

qatlam zarrachalarining  $d_{zar.}$  - o'rtach diametri  $m$  va  $\rho$  - o'rtacha zichligi,  $kg/m^3$ ;

$g=9,8 m/s^2$  - erkin tushish tezlanishi.

Bularni bilgan holda (6.5) formula bo'yicha mavhum qaynash tezligi aniqlanadi.

Olib chiqib ketish tezligining qiymatini (erkin aylanib chiqish) 7.6-7.8 zanjirsimon bog'liqlikdagi formulalar orqali aniqlanadi. Biroq bunda ikki narsa hisobga olinishi lozim. Birinchidan, formulalarda diametrning o'rtachasini emas, balki, eng kichik zarrachaning diametri olinadi (ular birinchi bo'lib uchib chiqadi), ikkinchidan (7.7) ifodadagi koeffitsientlar quyidagicha almashtiriladi:

$$Re_M^I = \frac{Ar}{18 + 0,6\sqrt{Ar}} \quad (7.7')$$

Mavhum qaynovchi qatlamning gidravlik qarshiligi 7.3-rasmdagi grafikdan ko'rinadiki, oqim tezligiga bog'liq emas. U qatlam zarrachalarining og'irligiga bog'liq bo'lib quyidagi ifodadan hisoblanadi:

$$\Delta p_{qat.} = H_{qat.} (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_{zar.} - \rho) g, \quad (7.9)$$

bu yerda  $H_{qat.}$  – balandlik,  $m$ , va  $\varepsilon$  – qo'zg'almas qatlamning g'ovakligi (bo'shliq ulushi).

**7.2-masala.** Diametri  $0,5 \text{ m}$  bo'lgan apparatda, atmosfera bosimi ostida  $150 \text{ }^{\circ}\text{C}$  haroratda slikagelning mavhum qaynash qatlamida havoni quritish harayoni olib borilmoqda. Buday sharoitda havoning zichligi  $0,84 \text{ kg/m}^3$ , qovushqoqligi  $0,024 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . Zarrachalarining diametri  $0,37$  dan boshlab  $1,7 \text{ mm}$  gacha oraliqda bo'lib, o'rtachasi  $1 \text{ mm}$  teng bo'lgan qo'zg'almas sharsimon zarrachalardan tashkil topgan qatlam balandligi  $192 \text{ mm}$  ni tashkil qiladi. G'ovakligi esa  $0,4$  ga teng. Zarrachalar zichligi  $1100 \text{ kg/m}^3$ . Mavhum qaynash soni  $k = 2,5$ .

Gaz purkashdagi sarf qilinadigan minimal quvvat aniqlansin.

**Yechish.** Dastlab boshlang'ich mavhum qaynash tezligini hisoblaymiz. Arximed kriteriyasi kattaligini (7.6<sup>1</sup>) formuladan hisoblaymiz:

$$Ar = \frac{d_{zar.}^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \rho_{zar.}}{\mu^2} = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,84 \cdot 9,81 \cdot 1100}{(0,024 \cdot 10^{-3})^2} = 15700$$

Reynolds sonini (7.7) formula orqali hisoblaymiz:

$$Re_M = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{15700}{1400 + 5,22\sqrt{15700}} = 7,6$$

Boshlang'ich mavhum qaynash tezligi kattaligini (7.8) formula orqali olamiz:

$$W_0^I = \frac{Re_M \cdot \mu}{\rho \cdot d_{zar.}} = \frac{7,6 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{0,84 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 0,22 \text{ m/s}.$$

Mavhum qaynash tezligi (7.5) formulaga asosan quyidagiga teng bo'ladi:

$$W_{m.q.t} = k_w W_0^I = 2,5 \cdot 0,22 = 0,55 \text{ m/s}$$

Zarrachalarni minimal 0,37 mm o'lchamiga muvofiq keluvchi  $Ar$  va  $Re$  kiriteriyalarini oldindan hisoblagan holda olib ketilish tezligini qiyoslash uchun hisoblaymiz:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \rho_{zar.}}{\mu^2} = \frac{(0,37 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,84 \cdot 9,81 \cdot 1100}{(0,024 \cdot 10^{-3})^2} = 790$$

$$Re_M = \frac{Ar}{18 + 0,6\sqrt{Ar}} = \frac{790}{1400 + 5,22\sqrt{790}} = 22,4$$

Boshlang'ich olib ketish tezligi (5.8) formula bo'yicha quyidagiga teng ekanligini ko'rsadadi:

$$W_{b.o.k.t} = \frac{Re_M \cdot \mu}{\rho \cdot d_{zar.}} = \frac{22,4 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{0,84 \cdot 0,37 \cdot 10^{-3}} = 1,75 \text{ m/s}$$

Endi qatlamning gidravlik qarshiligini (7.9) formula orqali hisoblab topamiz:

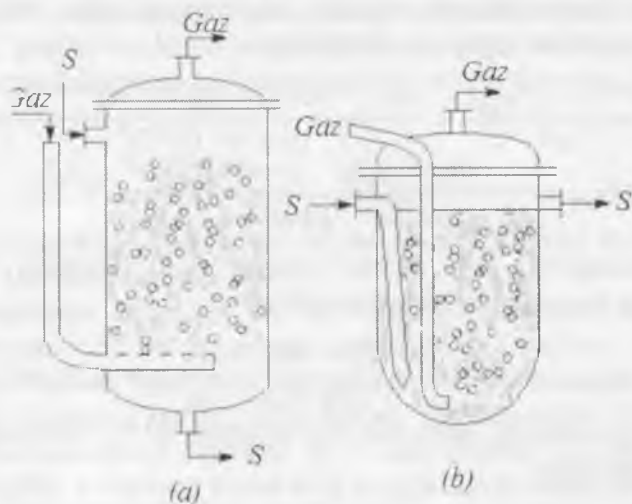
$$\Delta p_{qat.} = H_{qat.} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_{zar.} - \rho)g = 0,192(1 - 0,4)(1100 - 0,84)9,81 = 1240 \text{ Pa}$$

Gaz purkagichning oxirgi foydali quvvati (7.4) formula bo'yicha hisoblanganda:

$$N = \Delta p_{qat.} \cdot W_{m.q.t} \cdot S = \Delta p_{qat.} \cdot W_{m.q.t} \cdot \pi D^2 / 4 = 1240 \cdot 1,75 \cdot 3,14 \cdot 0,5^2 / 4 = 426 \text{ Vt} \approx 0,5 \text{ kVt}$$

### 7.3. Barbotaj

Barbotaj – pnevmatik ko'rinishdagi aralashtirish hisoblanib, jarayon fermenterlarda juda kichik mayda zarrachalar holatiga keltirilgan o'simliklar suyuqligini havo yordamida purkab berishda ishlatishadi. Reaktor tubida perforatsiyalangan trubkalar – **barbotyorlar** o'rnatilib ular orqali gaz pufakchalar ko'rinishida barbotajlanadi (7.4 - rasm). Pnevmatik ravishda aralashtirishni hisoblash, berilayotgan gaz bosimini aniqlash va u orqali gazning sarfini hisoblash demakdir. Ta'kidlash lozimki, bunday aralashtirish mexanik tarzda aralashtirishga nisbatan kuchsiz bo'lib, ko'p miqdordagi energiyani talab qiladi.



#### 7.4 - rasm. Suyuqlik va gazning o'zaro ta'siri – suyuqlik orqali barbotajlash

Davriy jarayon uchun (a) va uzluksiz jarayon uchun mo'ljallangan (b) variantlar.

Gazning bosimi  $p$  ni hisoblashda barbotyorga kirish joyidagi gidravlik qarshilikni hisobga olishda barbotyorning o'zining gidravlik qarshiligi ham inobatga olinadi va barbotyor ustidagi suyuqlik qatlami balandligi ham e'tiborga olinishi lozim. Kerakli sharoitga mos hisoblashlar uchun ko'rinishi o'zgartirilgan Paskal qonunidan foydalanamiz:

$$p = 1,2 \cdot \rho_{\text{suyuq}} \cdot g \cdot H_{\text{suyuq}} + p_0, \quad (7.10)$$

bu yerda 1,2 quvurlarda bosimning yo'qotilishini hisobga oluvchi koeffitsient;

$\rho_{\text{suyuq}}$ ,  $H_{\text{suyuq}}$  – zichlik,  $\text{kg/m}^3$ , va barbotaj qilinadigan suyuqlik qatlamining balandligi;  $p_0$  – apparatdagi suyuqlik yuzasidagi bosim, Pa.

Keltirilgan 1atm bosimga nisbatan gazning hajmiy sarfi,  $V_r$ ,  $\text{m}^3/\text{soat}$ , empirik formula orqali hisoblanadi:

$$V' = k \cdot S \cdot p, \quad (7.11)$$

bu yerda  $S$  – apparatdagi tinch holda turgan suyuqlik yuzasi,  $m^2$ ;  
 $p$  – barbotyorga kirishdagi gazning bosimi,  $atm$ ;

$k = 24-30$  kuchsiz aralashtirish vaqtida;

$k = 35-45$  unchalik jadallashtirilmagan aralashtirishda;

$k = 45-60$  kuchli aralashtirishda hisobga olinadigan koeffitsient.

**7.3-masala..** Atmosfera bosimida ishlovchi diametri  $1\text{ m}$  bo'lgan fermentyorda zichligi  $\rho=1000\text{ kg/m}^3$  bo'lgan yog'och qipig'i atalasi – "susloni" barbotaj qilishda gaz puflash qurilmasining ishlab chiqarish unumdorligini va uning minimal quvvat sarfi aniqlansin. Suyuqlik qatlamining qalinligi  $1\text{ m}$ .

**Yechish.** Dastlabki barbotyorga kiruvchi gazning bosimini (7.10) formula orqali topamiz:

$$p = 1,2 \cdot \rho_{\text{suyuq}} \cdot g \cdot H_{\text{suyuq}} + p_0 = 1,2 \cdot 1000 \cdot 9,81 \cdot 1 + 10^5 = 112000\text{ Pa} = 1,12\text{ atm}$$

Birinchi savolga javob berish uchun (7.11) formuladan foydalanamiz, bunda jadal ravishda aralashtirish rejimi uchun  $k=50$  deb olamiz:

$$V^r = k \cdot S \cdot p = k \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot p = 50 \cdot \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} \cdot 1,12 = 44\text{ m}^3/\text{soat}$$

Jadal ravishda  $1,0\text{ m}^3/\text{min}$  tezlikda aralashtirishda solishtirma ishlab chiqarish unumdorligi orqali taxminiy hisoblashlar bizga quyidagini beradi:

$$V^r = 1,0 \frac{\pi D^2}{4} = 1,0 \cdot \frac{3,14 \cdot 1^2}{4} = 0,785\text{ m}^3/\text{min} = 47,1\text{ m}^3/\text{soat}$$

Gaz puflagichning quvvatini hisoblab topish uchun barbotyor uchlaridagi bosimlar farqini hisoblash kerak bo'ladi va u quyidagiga teng:

$$\Delta p = p - p_0 = 112000 - 100000 = 12000\text{ Pa}$$

Endi (7.4) formulaga o'xshash bo'lgan formula yordamida, katta miqdordagi gza sarfini inobatga olgan holda gaz puflagichning quvvatini hisoblaymiz:

$$N = \Delta p \cdot V^r = 12000 \cdot 47,1/3600 = 160\text{Vt} \approx 0,2\text{ kVt}.$$

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, ushbu bobda reaktorlarda aralashtirish usullari to'g'risidagi nazariy va amaliy bilimlar yoritib berildi. Mexanik aralashtirishda qo'llaniladigan aralashtirgich turlari, ularning geometrik xarakteristikalar, mavhum qaynash jarayonini tashkil etish, mavhum qaynash tezligining qatlam qarshiligiga bog'liqligini tahlil qilish masalalar ko'rib chiqildi. Bundan tashqari ushbu bobda barbotajlash, ya'ni pnevmatik ko'rinishdagi aralashtirish to'g'risida ham ma'lumotlar berilgan. Jumladan, ushbu bobda har bir mavzuga oid bir necha masalalarni yechish namunalari keltirilgan.

### ***Tayanch iboralar***

Aralashtirish, diffuzion qarshilik, mexanik aralashtirish, qaynovchi qatlamda aralashtirish, barbotaj, propellerli aralashtirgich, turbinali aralashtirgich, parrakli aralashtirgich, mavhum qaynash tezligi, qatlam qarshiligi, kriterial tenglama, pnevmatik usul, barbotyor.

### ***O'z-o'zini nazorat qilish savollari***

1. Reaktorlar ishlashida aralashtirishning roli, aralashtirish turlari, aralashtirishni harayoning harakatlantiruvchi kuchiga ta'siri to'g'risidagi tushunchalarni yoritib bering.

2. Mexanik aralashtirgichlarning turlari. Aralashtirgich dvigatelining quvvat kriteriyasi orqali quvvati qanday hisoblanadi?

3. Quyidagi: a) parrakli, b) propellerli, c) yakorli, d) trubinali aralashtirgich qurilmalarining sxemasini izohlab bering, ishlash printsiplarini tushuntirib bering, qo'llanish sohasi, yutug'i va kamchiliklarini aytib bering.

4. Mavhum qaynash orqali aralashtirish. Gaz puflagichning quvvatini hisoblash tartibini yozing.

5. Barbotaj qaysi vaqtda qo'llaniladi?

6. Barbotaj jarayonida gaz sarfini hisoblash tartibi va gaz puflagichning quvvati qanday hisoblanadi?

7. Kimyoviy reaktorlarda qanday aralashtirish usullari qo'llaniladi? Ko'ndalang va bo'ylama aralashtirish qaysi jarayonlarda qo'llaniladi?

8. Reagentlarni aralashtirish kimyoviy jarayon kinetikasiga qanday ta'sir qiladi?

### ***Mustaqil yechish uchun masalalar***

**7.1.** Mexanik aralashtirgich va qaytargich to'sig'i bo'lgan kimyoviy reaktor qarab chiqilmoqda (apparat hajmi  $V=2 \text{ m}^3$ , balandligi  $N=1,475 \text{ m}$ , diametri  $D=1,4\text{m}$ ). Aralashtirgich sifatida diametri  $d_a=0,4 \text{ m}$ ,  $n=200 \text{ min}^{-1}$  ( $3,33 \text{ sek}^{-1}$ ) bo'lgan ochiq trubinali aralashtirgichdan foydalanilmoqda. Ushbu reaktor uzluksiz holda ishlab, xomashyo yuqori qismidan berilib, mahsulot ostki qismdan chiqariladi. Apparat orqali moddaning sarf hajmi  $\vartheta_0 = 1,11 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ . Tizimning ishchi muhiti qattiq modda(katalizator)-suyuqlik bo'lib hisoblanadi. Ishchi muhitning tavsifi: suyuq fazaning zichligi  $\rho_s = 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ , qattiq fazaning cho'kish tezligi  $\omega_c \text{ o'k} = 0,1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . Muhitning dinamik qovushqoqlik koeffitsienti  $\mu = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ .

Reaksiya to'liq kechishi uchun eritma hajmida qattiq moddaning o'rtacha yetib kelish vaqti 0,4 soatdan kam bo'lmasligi kerak.

Ushbu apparat berilgan texnologik talabni qondirishligi tekshirilsin.

Turbulent modda o'tkazish koeffitsienti:

$$D_T = 0,102 \left[ \frac{1,61 N}{\rho_s \left( \frac{\mu}{\rho_s} \right)^{0,25} D^{1,75}} \right]^{\frac{1}{2,75}} \quad D = 0,102 \left[ \frac{1,61 \cdot 1674}{10^3 \left( \frac{10^{-3}}{10^3} \right)^{0,25} 1,4^{1,75}} \right]^{\frac{1}{2,75}} \quad 1,4 = 0,775 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

Ushbu oqimli apparat sxemasidagi katalizatorning o'rtacha nisbiy konsentratsiyasi:

$$C_T = \frac{Pe'}{\exp(Pe') - 1} = \frac{0,191}{\exp 0,191 - 1} = 0,91$$

Apparat hajmida qattiq modda fazasining o'rtacha yetib kelish vaqti  $\tau_T$ , suyuq fazaning o'rtacha yetib kelish vaqti  $\tau_s$  orqali topiladi:

$$\tau_T = C_T \tau_s = C_T \frac{V_a}{\vartheta_0} = 0,91 \frac{2}{1,11 \cdot 10^{-3}} = 1635 \text{ s}, 0,455 \text{ soat}.$$

7.2. Katalizatorning ichki yuzasidan foydalanish darajasi 0,7 teng. Yassi donador katalizator parchasining o'lchami 6 mm teng. Tezlik konstantasi  $0,12 \text{ s}^{-1}$  bo'lgan  $A \rightarrow R$  turdagi katalitik reaksiyani o'tkazishda effektiv diffuziya koeffitsientini va jarayonning kechish sohasini toping.

7.3. O'lchami 3 mm bo'lgan yassi donador katalizatorlar parchasida  $A \rightarrow R$  turdagi katalitik reaksiya kechmoqda. Tezlik konstantasi  $0,185 \text{ s}^{-1}$  teng. Effektiv diffuziya koeffitsienti  $0,06 \text{ sm}^2/\text{sek}$ . Katalizatorning ichki yuzasidan foydalanish darajasini va jarayonning kechish sohasini toping.

7.4. Agar haroratni 560K dan 500K gacha kamaytirsak, o'lchami  $2R_0=5\text{mm}$  bo'lgan yassi g'ovak donador katalizatorning ichki yuzasidan foydalanish darajasi va katalitik jarayon tezligi qanday o'zgaradi? Birinchi tartibli reaksiyaning tezlik konstantasi  $\text{sek}^{-1}$ ,  $k=3,5 \cdot 10^6 \exp(-7600/T)$  tenglama bilan aniqlanadi. Effektiv diffuziya koeffitsienti o'zgarmas bo'lib  $0,7 \text{ sm}^2/\text{sek}$  ga teng.

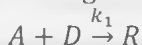
7.5. Qalinligi 4 mm bo'lgan yassi g'ovak donador katalizatorlar parchasida birinchi tartibli reaksiya kechmoqda. Reaksiya tezlik konstantasi  $0,3 \text{ s}^{-1}$ . Effektiv diffuziya koeffitsienti  $0,5 \text{ sm}^2/\text{sek}$  ni tashkil etadi. Agar yassi g'ovak donador katalizatorlar parchasining qalinlik o'lchamini 6 mm qilib olsak jarayonning kuzatiladigan tezligi va katalizatorning ichki yuzasidan foydalanish darajasi qanday o'zgaradi?

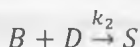
7.6. Birinchi tartibli ketma-ket  $A \xrightarrow{k_1} R \xrightarrow{k_2} S$  tartibli reaksiya berilgan: bu yerda R – mahsulot. Vaqtning dastlabki momentida  $C_{R0} = C_{S0} = 0$ .

1. Ikkita hajmi aynan bir xil bo'lgan va o'zaro ketma-ket joylashgan ideal aralashtirish reaktorlarida maksimal miqdorda mahsulot chiqish reaksiyasi uchun yetib kelish vaqtining tenglamasini  $k_2 \neq k_1$  holat uchun keltirib chiqaring.

2. Ikkita hajmi aynan bir xil bo'lgan va ketma-ket joylashtirilgan ideal aralashtirish hamda ideal siqib chiqarish reaktorlarida, maksimal miqdorda mahsulot chiqish reaksiyalari bo'yicha nisbatlarini hisoblab toping.

7.7 Quyidagi reaksiyalar berilgan:





bu yerda R-mahsulot. Tezlikning reaksiya tenglamasi:

$$r_R = k_1 C_A C_D$$

$$r_S = k_2 C_B C_D$$

1. Bitta apparatda mos holda, mahsulot bo'yicha maksimal tanlanuvchanlikka erishishni ko'rsating:

a) Agar  $k_2/k_1 > 1$  tengsizlik o'rinli bo'lsa, ideal aralashtiruvchi oqimli reaktoridan foydalanib, jarayondagi reagentlarni yuqori aylanish darajasida o'tkazish;

b) Agar  $k_2/k_1 < 1$  tengsizlik o'rinli bo'lsa, ideal siqib chiqarish reaktoridan foydalanib reagentlarni past aylanish darajasi bo'yicha reaksiyani amalga oshirish.

2. Agar  $k_2/k_1 > 1$  tengsizlik o'rinli bo'lsa, u holda aralashtirish reaktorining tanlanuvchanligi hamma vaqt ideal siqib chiqarish reaktori tanlanuvchanligidan katta bo'lishini ko'rsating.

3. Agar  $k_2/k_1 < 1$  tengsizlik o'rinli bo'lsa, unda ideal siqib chiqarish reaktorining tanlanuvchanligi, aralashtirish reaktori tanlanuvchanligidan hamma vaqt katta bo'lishini ko'rsating.

4. Agar  $k_2 = k_1$  tenglik o'rinli bo'lsa, mahsulot bo'yicha tanlanuvchanlik apparat turiga va aylanish darajasiga bog'liq bo'lmasligini ko'rsating.

**7.8.** Birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  turdagi endotermik reaksiya berilgan. Reaksiya tezlik konstantasi  $k_A = 3,69 \cdot 10^7 \exp(-62300/RT)$ . Reaksiyaning issiqlik effekti  $\Delta H_r = 18650 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot A)$ ,  $\Delta H_r \neq f(T)$ . Aralashmaning issiqlik sig'imi  $c_r = 1,21 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot K)$   $\Delta c_r = 0$ . Moddaning zichligi  $\rho = 890 \text{ kg}/\text{m}^3$ . Moddaning dastlabki konsentratsiyasi  $S_A = 2,5 \text{ kmol}/\text{m}^3$ . Dastlabki aralashma harorati  $75^\circ\text{C}$ . Mahsulotning dastlabki vaqt momentidagi konsentratsiyasi  $C_{Ro} = 0$ . Moddani berish tezligi  $-0,85 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  bo'lgan vaqtda reagentlarni mahsulotga aylanish darajasi bo'yicha  $X_A = 0,640$  ga erishish talab etiladi.

Quyidagilar topilsin: 1) ideal aralashtirish hajmi; 2) ideal siqib chiqarish hajmi; 3) ikki sektsiyali aralashtirish reaktorining minimal hajmi (ikkala sektsiyalarning hajmi bir xil); 4) uch sektsiyali

aralashtirish reaktorining minimal hajmi (uchala sektsiyalarni hajmi bir xil).

Bu jarayon adiabatik rejimda olib boriladi deb hisoblansin.

**7.9.** Reaktorda  $2A \xrightarrow{k_A} R + D$  turdagi reaksiya kechadi. A modda bo'yicha ikkinchi tartibli reaksiya. Reaksiya issiqlik effekti  $\Delta H_r^0 = -40800 \text{ kJ}(\text{kmol } A)^{-1}$ . Reaksiya tezlik konstantasi  $k_A = 3,82 \cdot 10^4 \exp(-36700/RT)$  Aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi  $c_r = 82 \text{ kJ} \cdot (\text{kmol} \cdot \text{K})^{-1}$ . Tizimning zichligi o'zgarmas  $\Delta H_r \neq f(T)$ ;  $c_r \neq \varphi(T)$ . Suyultiruvchining konsentratsiyasi  $20 \text{ kmol} \cdot \text{m}^3$ . Erimaning dastlabki harorati  $20^\circ\text{C}$ . Dastlabki vaqt momentidagi moddaning konsentratsiyasi  $C_{A0} = 2 \text{ kmol} \cdot \text{m}^3$ .

Reagentlarni mahsulotga aylanish darajasi bo'yicha  $X_A=0,8$  erishish talab etiladi.

Quyidagi hollar uchun moddani berish tezligi aniqlansin: 1). Hajmlari o'zaro teng bo'lgan  $0,75 \text{ m}^3$  ketma-ket ulangan ideal aralashtirish va ideal siqib chiqarish reaktorlari; 2). Hajmi  $0,75 \text{ m}^3$  bo'lgan yaxlit bitta ideal aralashtirish reaktori, 3). Hajmi  $0,75 \text{ m}^3$  bo'lgan ideal siqib chiqarish reaktori. Bu reaktorlar adiabatik rejimda ishlaydi deb qabul qilinsin.

## VIII-BOB. REAKTORLARDA ISSIQLIK ALMASHINISHNI TASHKIL ETISH

Reaktorning optimal harorat rejimini saqlab turish uchun turli xil usullar hamda turlicha tuzilishga ega bo'lgan qurilmalar qo'llaniladi. Uchinchi va beshinchi boblardan bizga ma'lumki, issiqlik almashinishi reaktor devori orqali yoki qo'shimcha issiqlik almashinish qurilmalari: zmeevikli, qobiqli, reaktor ichiga o'rnatilgan va undan chiqarilgan turli konstruksiyali issiqlik almashinish qurilma va jihozlari orqali amalga oshiriladi.

Issiqlik almashtirgichli qurilmalarni tanlashda va uni tekshirib ko'rishda issiqlik yuklamasi  $Q$  va yuzasi  $F$  ni hisoblay olishni bilish kerak. Bu savollar kimyoviy texnologiya jarayonlari va apparatlari kursida batafsil muhokama qilingani uchun biz bu bo'limda faqat u yoki bu momentlar uchun alohida ahamiyatga ega bo'lgan tomonlarini qarab chiqamiz.

Davriy ishlaydigan reaktorlarda issiqlik almashinishning ikkita tipik misolini ko'rib chiqamiz.

### 8.1. Davriy ravishda ishlovchi bug'-qobiqli ideal aralashtirish reaktorini nostatsionar isitish

Reaktorni ishlatishda ishlab chiqaruvchilarni ikkita asoiy savol qiziqtiradi: reaksiya aralashmani qizdirish uchun qancha vaqt talab qilinadi va qizdiruvchi bug'ning sarfi qanday bo'ladi.

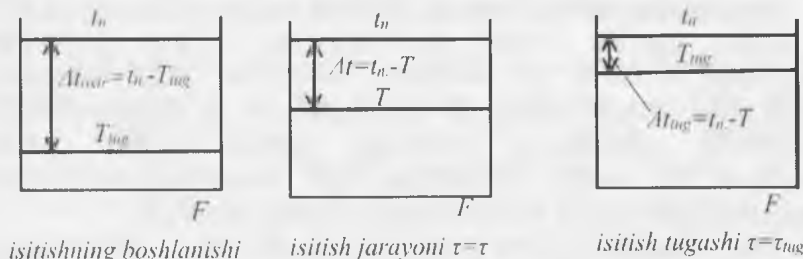
Isitish vaqti  $\tau$  asosiy issiqlik uzatish tenglamasidan aniqlanadi:

$$\tau = \frac{Q}{K \cdot F \cdot \Delta t_{o'r.}} \quad (8.1)$$

Issiqlik uzatish koeffitsientining  $K$ ,  $Vm/(m^2 \cdot K)$ , kattaligi issiqlik berish koeffitsienti orqali tegishli hisoblash usullari yordamida hisoblab topiladi yoki ma'lumotnomalardan taxminan olinadi, issiqlik almashinish yuzasining kattaligi  $F$ ,  $m^2$  reaktorning texnik pasportidan olinadi, temperatura farqining o'rtacha qiymati  $\Delta t_{o'r.}$  va issiqlik yuklamasi  $Q$ ,  $Vt$ , esa alohida hisoblashni talab etadi.

Temperatura farqining o'rtacha qiymati  $\Delta t_{o'r.}$  ni hisoblash uchun issiqlik tashuvchilar haroratining o'zgarish termogrammasini

shartli issiqlik almashinish yuzasi  $F$  bo'ylab yasaymiz, chunki bizning holda  $F$ , o'z navbatida, qizdirish vaqtiga bog'liq bo'ladi:



### 8.1 - rasm. Bug'-qobiqli ideal aralashtirish reaktorida issiqlik tashuvchilarning issiqlik almashinish yuzasi chegarasida haroratning o'zgarishi

Qizdirilgan issiqlik tashuvchi sifatida to'yingan suv bug'i xizmat qiladi. Bunday bug' reaktor qobig'ida o'zgarmas haroratda qayta sovumasdan kondensatlanadi, ya'ni faqat kondensatsiyalanish issiqligini reaksiyon aralashmaning sovuq issiqlik tashuvchisini  $T_{bosh}$  dan  $T_{oxir}$  gacha isitish uchun beradi. Bunday holatda bug'ning harorati  $t_n$ , aynan uning kondensatsiyalanish haroratiga teng bo'lib, u o'z navbatida, vaqtga ham, isitish yuzasining koordinatasiga ham bog'liq bo'lmay, ko'rinishi jihatdan gorizontaal to'g'ri chiziqdan iborat bo'ladi. Biroq, shunga o'xshagan gorizontaal harorat chizig'ini sovuq holdagi issiqlik tashuvchini isitish jarayoni uchun ham olish mumkin va u ideal aralashtirish modelidagi aralashma uchun olingan natija hisoblanadi.

Rasmdan ko'rinadiki, jarayonni harakatlanuvchi  $\Delta t$  isitish kuchi,  $\Delta t_{bosh}$  dan  $\Delta t_{oxir}$  gacha o'zgaradi. Reaksiyon aralashmaning  $d\tau$  vaqt mobaynida qabul qilgan issiqlik miqdorini quyidagicha yozamiz:

$$dQ = m \cdot c_p \cdot dT, \quad (8.2)$$

Asosiy issiqlik uzatish tenglamasi bo'yicha ham shuncha issiqlik miqdori quyidagi formula orqali olamiz:

$$dQ = K \cdot F(t_n - T)d\tau \quad (8.3)$$

Bu tenglamalarni tenglashtirib, o'zgaruvchilarni ajratib va uni integrallaymiz:

$$\int_0^{\tau_{oxir.}} d\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \int_{T_{bosh.}}^{T_{oxir.}} \frac{dT}{t_n - T};$$

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} = \ln(t_n - T_{bosh.}) - \ln(t_n - T_{oxir.}); \quad (8.4)$$

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \ln \frac{t_n - T_{bosh.}}{t_n - T_{oxir.}}$$

Biz berilgan haroratga qadar reaksiyon aralashmani isitish vaqtini hisoblash tenglamasini oldik. Muhokama qilinayotgan jarayonning qo'shimcha tarzda o'rtacha harakatlantiruvchi kuchini aniqlaymiz. Buning uchun odatdagi issiqlik uzatishning asosiy tenglamasini  $Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{or.} \cdot \tau$ , olingan (8.4) formula bilan tenglashtiramiz. Olingan formulaga o'zgartirish kiritib, quyidagini olamiz:

$$m \cdot c_p = \frac{Q}{T_{oxir.} - T_{bosh.}}$$

va uni  $Q$  ga nisbatan yozsak:

$$Q = K \cdot F \frac{T_{oxir.} - T_{bosh.}}{\ln \frac{t_n - T_{bosh.}}{t_n - T_{oxir.}}} \tau$$

Taqqoslash shuni ko'rsatadiki, o'rtacha harakatlantiruvchi kuch quyidagiga teng:

$$\Delta t_{or.} = \frac{T_{oxir.} - T_{bosh.}}{\ln \frac{t_n - T_{bosh.}}{t_n - T_{oxir.}}} \quad (8.5)$$

Reaktorning issiqlik yuklamasini hisoblash tenglamasidan isituvchi bug' sarfi  $D$ , kg/s, hisoblab topiladi.

$$D = \frac{Q}{r \cdot \tau} = \frac{m \cdot c_p (T_{oxir.} - T_{bosh.})}{r \cdot \tau} \quad (8.6)$$

bu yerda  $r$  sug' bug'i kondensatsiyasining solishtirma issiqligi, J/kg, jadval kattaligi (qo'llanmaning 8.1-jadvaliga qarang)

**8.1-masala.** Issiqlik uzatish yuzasi  $4 \text{ m}^2$  bo'lgan davriy ideal aralashtirish reaktorida  $1000 \text{ kg}$  massali reaksion aralashmaning  $20^\circ\text{C}$  dan  $100^\circ\text{C}$  gacha harorat oralig'idagi massaviy issiqlik sig'imi  $3,9 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$  tengligini inobatga olib, bosimi  $2 \text{ atm.}$  bo'lgan isituvchi to'yingan suv bug'ining sarfi va isitish vaqti topilsin.

**Yechish.** Isitish vaqtini (8.3) formulaga asosan hisoblaymiz, bunda  $K=300 \text{ Vt}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$  teng deb qabul qilamiz:

$$\tau = \frac{m \cdot c_p}{K \cdot F} \ln \frac{t_n - T_{bosh.}}{t_n - T_{oxir.}} = \frac{1000 \cdot 3,9 \cdot 10^3}{300 \cdot 4} \ln \frac{119,6 - 20}{119,6 - 100} = 5230 \text{ sek} = 1,45$$

bu yerdagi  $t_n=119,6^\circ\text{C}$  qiymat suv bug'ining  $2 \text{ atm.}$  bosimiga to'g'ri keladi va u qo'llanmaning 8.1-jadvalidan olinadi.

Isituvchi suv bug'ining sarfini (8.6) formuladan topamiz:

$$D = \frac{m \cdot c_p (T_{oxir.} - T_{bosh.})}{r \cdot \tau} = \frac{1000 \cdot 3,9 \cdot (100 - 20)}{2208 \cdot 5230} = 3,38 \cdot 10^{-2} \text{ kg/sek} = 121,7 \text{ kg/soat.}$$

bu yerdagi  $r=2208 \text{ kJ/kg}$  qiymat ham qo'llanmaning 8.1-jadvalidan olinadi.

### To'yingan suv bug'i xossalari bosimga bog'liqligi

8.1-jadval

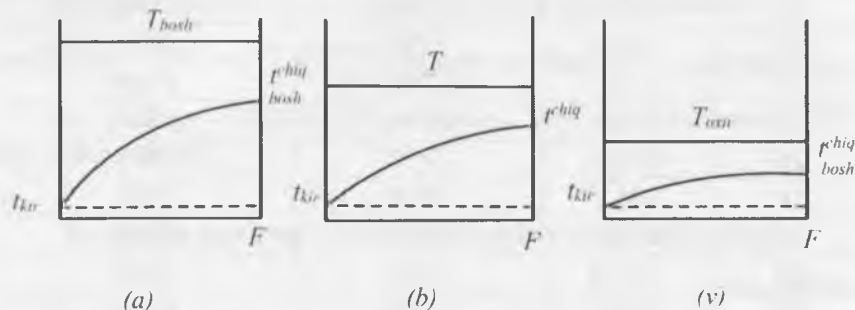
| Bosim, P,<br>at | Harorat, t,<br>°C | Entalpiya, $\Delta H$ ,<br>kJ/kg | Kondensatsiyalanish<br>harorati, r, kJ/kg |
|-----------------|-------------------|----------------------------------|-------------------------------------------|
| 0,10            | 45,4              | 2581                             | 2390                                      |
| 0,20            | 59,7              | 2607                             | 2358                                      |
| 0,30            | 68,7              | 2620                             | 2336                                      |
| 0,40            | 75,4              | 2632                             | 2320                                      |
| 0,50            | 80,9              | 2642                             | 2307                                      |
| 0,60            | 85,5              | 2650                             | 2296                                      |
| 0,70            | 89,3              | 2637                             | 2286                                      |
| 0,80            | 93,0              | 2663                             | 2278                                      |
| 1,0             | 99,1              | 2677                             | 2264                                      |
| 1,2             | 104,2             | 2686                             | 2249                                      |
| 1,4             | 108,7             | 2693                             | 2237                                      |
| 1,6             | 112,7             | 2703                             | 2227                                      |

|     |       |      |      |
|-----|-------|------|------|
| 1,8 | 116,3 | 2709 | 2217 |
| 2,0 | 119,6 | 2710 | 2208 |
| 3,0 | 132,9 | 2730 | 2171 |
| 4,0 | 142,9 | 2744 | 2141 |
| 5,0 | 151,1 | 2754 | 2117 |
| 6,0 | 158,1 | 2768 | 2095 |
| 7,0 | 164,2 | 2769 | 2075 |
| 8,0 | 169,6 | 2776 | 2057 |
| 9,0 | 174,5 | 2780 | 2040 |
| 10  | 179,0 | 2784 | 2024 |
| 11  | 183,2 | 2787 | 2009 |
| 12  | 187,1 | 2790 | 1995 |
| 13  | 190,0 | 2793 | 1984 |
| 14  | 194,1 | 2795 | 1968 |
| 15  | 197,4 | 2796 | 1956 |
| 16  | 200,4 | 2798 | 1943 |
| 18  | 206,2 | 2800 | 1920 |
| 20  | 211,4 | 2802 | 1898 |
| 30  | 232,8 | 2801 | 1800 |
| 50  | 262,7 | 2780 | 1637 |
| 100 | 309,5 | 2684 | 1306 |
| 200 | 364,2 | 2400 | 617  |
| 225 | 374,0 | 2100 | 0    |

## 8.2. Zmeevikli issiqlik almashlagichi mavjud bo'lgan davriy ideal aralashtirish reaktorida nostatsionar issiqlik almashinish

Juda keng ko'lamda tarqalgan nostatsionar holat uchun qo'llaniladigan issiqlik almashtirgichlarni qarab chiqamiz. Bunda reaktordagi reaksiya mahsulotlari aralashtirgich va zmeevikli issiqlik almashtirgichlar orqali sovutilib boriladi. Sovutish vaqti  $\tau$  va sovutuvchi suv sarfi  $m_{suv}^T$  kabi asosiy parametrlarni hisoblash usullari bilan tanishamiz.

Jarayonning davomiyligi xuddi 8.1 mavzuda ko'rsatilganidek, issiqlik uzatishning asosiy tenglamasi orqali hisoblanadi, biroq bu yerda zmeevikli issiqlik almashlagich ishlatilganligi uchun termogramma ko'rinishi o'zgarib,  $\Delta t_{o'r.}$  ni hisoblash tuzatma kiritishni talab qiladi. Sovutish jarayonida o'zgaradigan termogramma ko'rinishi 8.2-rasmda keltirilgan. Qizigan issiqlik tashuvchining (reaksion aralashma) harorati ideal aralashish ko'rinishida qolgan holda issiqlik almashinish yuzasi bo'ylab vaqt bo'yicha kamayadi. Sovutuvchi suv zmeevikli issiqlik almashlagichga kirish chog'ida doimiy haroratga ega bo'lib, issiqlik almashlagichdan o'ta turib uning harorati oshib boradi va undan chiqish vaqtida maksimumga erishadi. Shu bilan birga, uning qiymati vaqt o'tishi bilan kamayadi:



## 8.2 - rasm. Zmeevikli issiqlik almashlagichda sovitish jarayonining termogrammasi.

a) boshlang'ich,  $\tau = \tau_{bosh.}$ ; b) sovitish momentida  $\tau = \tau$ ; v) oxirida  $\tau = \tau_{oxir.}$

Reaksiya mahsulotini  $T_{bosh.}$  haroratdan boshlab  $T_{oxir.}$  haroratga qadar sovitish uchun kerak bo'ladigan  $\tau$  vaqtini aniqlaymiz:

$$\begin{aligned} \Delta t_{o'r.} &= \frac{\Delta t_{ka.} - \Delta t_{ki.}}{\ln (\Delta t_{ka.} / \Delta t_{ki.})} = \frac{(T - t_{kir.}) - (T - t^{chiq.})}{\ln ((T - t_{kir.}) / (T - t^{chiq.}))} \\ &= \frac{t^{chiq.} - t_{kir.}}{\ln ((T - t_{kir.}) / (T - t^{chiq.}))} \end{aligned} \quad (8.7)$$

va uni issiqlik uzatishning asosiy tenglamasiga qo'yamiz:

$$dQ = KF \Delta t_{o'r.} d\tau = KF \frac{t^{chiq.} - t_{kir.}}{\ln((T - t_{kir.})/(T - t^{chiq.}))} d\tau \quad (8.8)$$

Dastlab  $dQ$  ni sovuq issiqlik tashuvchi orqali tuzilgan issiqlik balansi tenglamasi orqali almashtirib, (8.8) tenglamadan noaniq  $T$  va  $t^{chiq.}$  kattaliklarni ajratib olgan holda, quyidagini hosil qilamiz:

$$dQ = m_{suv}^{\tau} c_{p.suv} (t^{chiq.} - t_{kir.}) d\tau \quad (8.9)$$

$$m_{suv}^{\tau} c_{p.suv} (t^{chiq.} - t_{kir.}) d\tau = KF \frac{t^{chiq.} - t_{kir.}}{\ln((T - t_{kir.})/(T - t^{chiq.}))} d\tau, \quad (8.8')$$

va ba'zi bir qisqartirishlardan so'ng uni quyidagi ko'rinishda yozamiz:

$$\ln \frac{T - t_{kir.}}{T - t^{chiq.}} = \frac{KF}{m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv}}$$

olingan tenglamani potentsirlaymiz:

$$\frac{T - t_{kir.}}{T - t^{chiq.}} = \exp \left( \frac{KF}{m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv}} \right) \quad (8.10)$$

Aytaylik, sovutish paytida  $K=const$ ,  $c_{p.suv}=const$  bo'lsin, unda oxirgi munosabatning chap va o'ng tomonidagi kattaliklari ham o'zgarmas bo'ladi. Ularni  $A$  orqali belgilaymiz:

$$\exp \left( \frac{KF}{m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv}} \right) = A \quad (8.10')$$

$$\frac{T - t_{kir.}}{T - t^{chiq.}} = A; \quad (8.10'')$$

ya'ni  $\frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{kl}}$  nisbat butun jarayon mobaynida o'zgarmasdir.

Oxirgi munosabatdagi  $t^{chiq.}$  ni quyidagicha ifodalaymiz:

$$t^{chiq.} = \frac{T(A - 1) + t_{kir.}}{A}$$

va olingan  $t^{chiq.}$  ning qiymatlarini (8.9) tenglamaga qo'yib:

$$dQ = m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv} \left( \frac{T(A-1) + t_{kir.}}{A} - t_{kir.} \right) d\tau = m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv} \frac{A-1}{A} (T - t_{kir.}) d\tau$$

tenglamani olamiz. Bu yerdan  $dQ$  ni qizigan issiqlik tashuvchi uchun tuzilgan issiqlik balansi tenglamasi orqali almashtirib:

$$m \cdot c_p (-dT) = m_{suv}^r \cdot c_{p.suv} \frac{A-1}{A} (T - t_{kir.}) d\tau,$$

munosabatni olamiz. O'zgaruvchilarni ajratib olingan ifodani integrallaymiz:

$$\int_0^{\tau} d\tau = - \frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_{suv}^r \cdot c_{p.suv} (A-1)} \int_{T_{bosh.}}^{T_{oxir.}} \frac{dT}{T - t_{kir.}};$$

$$\tau = - \frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_{suv}^r \cdot c_{p.suv} (A-1)} \ln \frac{T_{bosh.} - t_{kir.}}{T_{oxir.} - t_{kir.}} \quad (8.11)$$

Bizga shu narsa ayonki, sovutish vaqtini olingan (8.11) formula orqali aniqlashda suvning massaviy sarfini  $m_{suv}^r$  ham bilish kerak bo'ladi.

Agar sovutuvchi suvning  $m_{suv}^r$  sarfini hisoblash kerak bo'lsa, unda uning oxirgi  $t_{oxir.}^{c\ iq.}$  harorati ham beriladi. Endi (8.10) formulani qidirilayotgan  $m_{suv}^r$  sarfga nisbatan yozib quyidagini olamiz:

$$m_{suv}^r = \frac{KF}{c_{p.suv} \ln A}, \quad (8.12)$$

bu yerda  $A$  doimiy kattalik dastlab (8.10<sup>II</sup>) tenglama orqali aniqlab topiladi.

Ko'pincha amaliyotda zmeevikli issiqlik almashtirgich yuzasini tekshirish masalasi ko'ndalang turadi, biroq buni hal qilish uchun sovutish vaqti  $\tau$  ma'lum bo'lishi kerak. Unda (8.11) tenglama orqali  $A$  konstanta qidirilib topiladi va shundan so'ng, (8.12) formuladan foydalanib, suv sarfining aniq qiymati bo'yicha issiqlik almashinish yuzasi  $F$  aniqlanadi:

$$F = \frac{m_{suv}^r c_{p.suv} \ln A}{K} \quad (8.13)$$

va uni amaldagi qiymati bilan taqqoslab ko'riladi.

**8.2-masala.** Davriy ideal aralashtirish reaktori issiqlik almashinish yuzasi  $3,2 \text{ m}^2$  bo'lgan zmeevikli sirt bilan ta'minlangan bo'lib, bunda issiqlik almashtiruvchi yuza  $1400 \text{ kg}$  suyuqlikni  $105^\circ\text{C}$  dan  $25^\circ\text{C}$  haroratgacha sovutadi. Suyuqlikning issiqlik sig'imi  $1800$

$J/(kg \cdot K)$  ga teng. Suv issiqlik almashlagichga  $15^{\circ}C$  harorat bilan beriladi. Jarayon boshida suv sarfi, sovutish vaqti va qurilmadan chiqish vaqtidagi suvning harorati aniqlansin.  $K = 255 \text{ Vm}/(m^2 K)$ ,  $t_{oxir.}^{chiq.} = 20^{\circ}C$  deb qabul qilinsin.

**Yechish.** Suv sarfini (8.12) formula orqali topamiz:

$$m_{suv}^{\tau} = \frac{KF}{c_{p.suv} \ln A} = \frac{255 \cdot 3,2}{4190 \ln 2} = 0,281 \text{ kg/sek} = 1,01 m^3/soat,$$

bu yerda (8.10<sup>II</sup>) formulaga muvofiq

$$A = \frac{T - t_{kir.}}{T - t_{chiq.}} = \frac{T_{oxir.} - t_{kir.}}{T_{oxir.} - t_{oxir.}^{chiq.}} = \frac{25 - 15}{25 - 20} = 2;$$

Sovutish vaqtini (8.11) formula orqali hisoblaymiz:

$$\tau = \frac{m \cdot c_p \cdot A}{m_{suv}^{\tau} \cdot c_{p.suv} (A - 1)} \ln \frac{T_{bosh.} - t_{kir.}}{T_{oxir.} - t_{kir.}} = \frac{1400 \cdot 1800 \cdot 2}{0,281 \cdot 4190 (2 - 1)} \ln \frac{105 - 15}{25 - 15} \\ = 9400 \text{ sek} = 2,61 \text{ soat}.$$

Issiqlik almashinish qurilmasidan chiqayotgan suvning haroratini oldindan shakli o'zgartirilgan (8.10<sup>II</sup>) formula orqali hisoblaymiz:

$$\frac{T_{bosh.} - t_{kir.}}{T_{bosh.} - t_{bosh.}^{chiq.}} = A;$$

olamiz va bundan

$$t_{bosh.}^{chiq.} = T_{bosh.} - \frac{T_{bosh.} - t_{kir.}}{A} = 105 - \frac{105 - 15}{2} = 60^{\circ}C \text{ haroratga teng bo'ladi.}$$

Yuqorida ta'kidlanganidek, harorat kimyoviy jarayonlar tezligiga juda katta ta'sir ko'rsatgani uchun ishlab chiqarishda har bir kimyoviy jarayon uchun optimal harorat rejimi to'g'ri tanlanishi lozim. Bunda reaksiyalar kechishining muvozanat sharoitlarida asosiy kinetik faktorlar, maqsadga muvofiq ravishda olinadigan mahsulot, reaktor va qurilmalarning issiqlikka chidamliligi inobaga olinishi lozim. Izotermik va politropik rejimda ishlovchi reaktorlarda atrof muhit bilan issiqlik almashinish yuz beradi. Reaktor va atrof muhit o'rtasidagi issiqlik almashinishni boshqarish

asosida reaktorning optimal harorat rejimiga yaqinlashtirish mumkin.

Adiabatik rejimda atrof muhit bilan issiqlik almashinish sodir bo'lmaydi, shuning uchun opimal harorat rejimini o'rnatish uchun bir nechta ketma-ket ulangan reaktorlardan foydalaniladi va ularning har birida isitilish ko'rib chiqiladi (endotermik reaksiyalarda) yoki reaksiya aralashmalarining ekzotermik reaksiyalariga ham e'tibor qaratiladi.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak, ushbu bob reaktorlarda issiqlik almashinishni tashkil etish masalalariga qaratilgan bo'lib, bunda bug' qobiqli ideal aralashtirish reaktorida issiqlik tashuvchilarning issiqlik almashinish yuzasi chegarasida haroratning o'zgarishi grafiklar asosida tushintirib berilgan. Jumladan, kimyoviy ishlab chiqarish sanoatida juda keng ko'lamda tarqalgan nostatsionar holat uchun qo'llaniladigan issiqlik almashtirgichlardan zmeevikli issiqlik almashlagichida sovutish jarayonining termogrammasi grafik ravishda yoritib berilgan. Bundan tashqari ushbu bobda har bir mavzuga oid bir necha masalalarni yechish namunalari ham keltirilgan.

### ***Tayanch iboralar***

Optimal harorat, issiqlik almashinish, issiqlik uzatish koeffitsienti, kondensat, suv bug'i, nostatsionar issiqlik almashinish, termogramma, zmeevikli issiqlik almashlagich, issiqlik sig'imi, issiqlik almashinish yuzasi, reaksiya aralashma.

### ***O'z-o'zini tekshirish savollari***

1. To'g'ri va teskari kimyoviy reaksiyalarni amalga oshirish vaqtida optimal harorat rejimini saqlab turishning xususiyatlari nimalardan iborat?

2. Bug' qobiqli reaktorda aralashmani isitish vaqti tenglamasining va o'rtacha harakatlantiruvchi kuch ifodasini keltirib chiqaring.

3. Zmeevikli issiqlik almashtirgichi mavjud bo'lgan reaktorning sovutish vaqtini hisoblash tenglamasini keltirib chiqaring.

4. Zmeevikli issiqlik almashtirgichi mavjud bo'lgan reaktorning sovutish vaqtini hisoblash tartibi qanday amalga oshiriladi?

5. Issiqlik almashlagichdan chiqayotgan suvning aniq bir haroratida zmeevikli issiqlik almashtirgichining yuzasini hisoblash tartibi qanday?

6. Qaysi turdagi reaktorda issiqlik almashinish qisman sodir bo'ladi?

7. Izotermik va adiabatik reaktorlarida issiqlik almashinish jarayoni qanday kechadi?

8. Gomogen va geterogen reaksiyalar uchun qo'llaniladigan reaktorlarda issiqlik almashinish jarayonini izohlab bering.

### Mustaqil yechish uchun masalalar

**8.1.** Suyuq fazali jarayon oddiy birinchi tartibli  $A \rightarrow R$  reaksiya orqali yoziladi. Reaksiya tezlik konstantasi  $k = 0,45 \text{ min}^{-1}$ .  $A$  moddaning hajmiy sarfi  $30 \text{ l/min}$ . Hajmlari  $145 \text{ l}$  bo'lgan ISCHR va uzluksiz IAR larida  $A$  moddaning aylanish darajasi topilsin.

**8.2.** Izotermik rejimida ideal siqib chiqarish reaktoring bir jarayonida quyidagi



ko'rinishdagi parallel reaksiyalar kechmoqda. Bunda shunday haroratni topish kerakki, bu haroratda reaktor ishlaganda  $2 \text{ mol}$   $R$  mahsulot hosil bo'lganda  $1 \text{ mol}$   $S$  mahsulot hosil bo'lsin. Reaksiya tezlik konstantasi  $\text{s}^{-1}$ , quyidagi tenglamalar orqali topiladi:

$$k_1 = 6 \cdot 10^{13} \exp[-37000/(RT)], k_2 = 3,7 \cdot 10^{13} \exp[-40000/(RT)].$$

**8.3** Yuqoridagi 8.2 masala shartlariga asosan, agar jarayon uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida borayotgan bo'lsa, uning ham harorati topilsin.

**8.4** Reaktorga gaz aralashma  $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/s}^{-1}$  tezlik bilan berilyapti. Aralashmaning boshlang'ich harorati  $833 \text{ K}$ , bosimi  $5 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ , reaktor diametri esa  $0,2 \text{ m}$ . Bu adiabatik reaktorda  $A + B = R + Q_r$  tartibli reaksiya kechmoqda. Dastlabki aralashmaning mollardagi tarkibiy ulushi quyidagicha % :  $A$  modda  $40$ ,  $V$  modda  $40$ , inert gazlar  $20$ . Dastlabki reagentlarning va reaksiya mahsulotlarining hamda inert gazlarning issiqlik sig'implari:  $25 \cdot 10^3, 42 \cdot 10^3, 21 \cdot 10^3 \text{ J/(kmol} \cdot \text{K)}$ .  $278 \text{ K}$  haroratda reaksiyaning issiqlik effekti  $53,3 \cdot 10^6 \text{ J/kmol}$  ga teng. Reaksiya tezlik konstantasining haroratga bog'liqligi:

| $T, \text{K}$                                | 778   | 805  | 834 | 860   | 890  |
|----------------------------------------------|-------|------|-----|-------|------|
| $k, \text{m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{s})$ | 1,355 | 2,64 | 5,2 | 10,15 | 19,4 |

$A$  moddaning aylanish darajasi  $95 \%$  etishi uchun reaktor uzunligi qancha bo'lishi topilsin.

**8.5.** Hajmi  $2\text{ m}^3$  bo'lgan oqimli ideal aralashtirish reaktorida tezlik konstantasi  $k = 10^{12} \exp[-90000/RT]$ ,  $\text{s}^{-1}$  tenglama orqali ifodalanadigan qaytar ekzotermik reaksiya kechmoqda. Reaksiyon aralashmaning issiqlik sig'imi  $20790 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$  ga teng bo'lib, harorat va aylanish darajasiga mutlaqo bog'liq emas. Dastlabki reagentning konsentratsiyasi  $6 \text{ kmol}/\text{m}^3$  bo'lib, reaktorga  $5 \text{ m}^3/\text{soat}$  tezlik bilan berilmoqda. Reaksiyaning issiqlik effekti  $96660 \text{ J}/\text{mol}$  ga teng. Reaktordagi harorat  $333\text{K}$  oshmasligi kerak.

Jarayon adiabatik rejimda borishi uchun dastlabki eritmani qanday haroratda berilishi hisoblab topilsin.

**8.6** Fermentatsiya jarayonini o'tkazish uchun aralashtiruvchi va havo aralashtirish - "aeratsiyalash" qurilmasi bo'lgan uzluksiz reaktorni hisoblash.

Quyidagi kattaliklarga asosan fermentatsiya jarayonini uzluksiz amalga oshiruvchi fermentyor hisoblansin. Biomassa bo'yicha ishlab chiqarishi  $G=1 \text{ t}/\text{sutkaga}$  teng. Dastlabki ozuqali moddalar konsentratsiyasi  $G_0=39 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ . Ozuqali moddalarning oxirgi konsentratsiyasi  $S=7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ . Biomassadagi qolgan qoldiq namlik  $10\%$ .  $1\text{kg}$  biomassa hosil bo'lishiga sarf bo'ladigan ozuqa moddalari  $\alpha=1,2 \text{ kg}/\text{kg}$ . Ozuqa moddalar konsentratsiyasining  $r < 0,5r_{\text{mak}}$  bo'yicha o'sish tezligining sharoiti va ozuqa moddalar almashinuvining ishtirok etmasligi  $C_{\text{sh.t}}=1\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ . Biomassa o'sish tezligini ikki marta sekinlashtiradigan metabolizm mahsulotlar konsentratsiyasi  $C_{\text{m.s.}}=12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ .

Berilgan biomassa konsentratsiyasining suspenziyasi uchun fazaviy muvozanat konstanta koeffitsienti  $K_r=35$ .  $1 \text{ kg}$  biomassa hosil bo'lish solishtirma issiqligi  $(-\Delta H_r)=16,8 \cdot 10^3 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ . Biomassani o'stirish harorati  $T_r=307 \text{ K}$ , reaktordagi bosim atmosfera bosimiga teng.  $1 \text{ kg}$  absolyut quruq biomassa hosil bo'lishi uchun kislorodning solishtirma sarfi  $g_k=2\text{kg}/\text{kg}$ . Bir soat mobaynida  $1 \text{ m}^3$  suyuqlik hajmiga qo'shib aralashtiriladigan solitirma havoning sarfi  $150 \text{ m}^3$  teng. Ozuqa modda muhiti issiqlik almashlagichda  $4 \text{ K}$  sovutiladi. Tajriba natijalariga asosan issiqlik uzatish koeffitsienti  $K = 930 \text{ Wt}(\text{m}^3 \cdot \text{K})^{-1}$ . Sovutuvchi suv issiqlik almashlagichda  $7 \text{ K}$  ga isiydi.

Apparatda suyuqlikni aeratsiyalanishini hisobga olgan holda fermentyorning to'liq hajmi:  $V_r' = \frac{V_r}{K_a} = \frac{9,7}{0,7} = 14 \text{ m}^3$

Apparatga beriladigan ozuqa miqdori:

$$v_n = rV_r = 4 \cdot 10^{-5} \cdot 9,7 = 38,8 \cdot 10^{-5} m^3 \cdot s^{-1}$$

Biomassani o'stirish uchun kislorodning solishtirma sarfi:

$$v_K = g'g_K = 10,7 \cdot 10^{-4} \cdot 2 = 21,4 \cdot 10^{-4} kg O_2 (m^3 \cdot s)^{-1}$$

Ushbu sharoitda massa ko'chirish koeffitsienti:

$$\beta_y = \frac{v_K}{\Delta y} = \frac{21,4 \cdot 10^{-4}}{5,14 \cdot 10^{-3}} = 0,4 s^{-1}$$

Bir kg biomassa hosil bo'lishi uchun sarf qilinadigan havoning solishtirma sarfi:

$$v'_{havo} = \frac{150V_r\tau}{G_0} = \frac{150 \cdot 9,7 \cdot 24}{1000} = 36 m^3 \cdot kg^{-1}$$

Sarf etilgan solishtirma quvvat:

$$N_{solish.} = \frac{N_{um.}}{V_r} = \frac{79,5}{9,7} = 8,2 kVt \cdot m^{-3}$$

$$F = \frac{Q_T}{K\Delta T_{o'r.}} = \frac{195000}{930 \cdot 8,5} = 12 m^2$$

## IZOHLI LUG'AT

### -B-

**Bitum** (ingl. – bitumen) 1. Kislotali bitum, neft moylarini sulfat kislota bilan tozalashdan olinadi; 2. Uglevodorodlar va ularning hosilalaridan tashkil topgan qattiq va suyuq organik moddalar, yo'l qurilishida va izolyasion materiallarni ishlab chiqarishda ishlatiladi; 3. Sun'iy bitum gudron, mazut yoki neft moylarini sulfat kislota bilan tozalashdan qolgan qoldiqlarni qayta ishlashdan olinadi; 4. Tabiiy bitumlar neft, toshko'mir va qo'ng'ir ko'mir, torf va cho'kma tog' jinslari tarkibida bo'ladi.

**Benzin** (ingl. – gasoline; gasolene; petrol; fransuzcha – benzine so'zidan olingan, uning o'zagini o'rta lotin benzoe so'zi tashkil qilib, o'z navbatida, u arabcha ifoda luban-javi («Lyuban Javi») – «yavalik hushhid») iborasidan olingan, 30 dan 215 °C gacha qaynab chiqadigan neft va gazokondensat xom ashyosining yaxshilangan fraksiyalari, avtomobil, aviasion va boshqa turdagi yoqilg'i-havo aralashmasi majburiy alangalanishiga ega dvigatellar uchun motor yoqilg'isi sifatida ishlatiladi. Shuningdek, neft erituvchisi sifatida va neft kimyosi uchun xom ashyo sifatida foydalaniladi.

**Butan fraksiyasi** (ingl. butane fraction) – asosan butanlardan iborat bo'lgan va gazlarni qayta ishlashdan olinadigan eng oxirgi tor uglevodorod fraksiyasi. Sintetik kauchuk ishlab chiqarish uchun xom ashyo, maishiy suyultirilgan gaz sifatida qo'llaniladi, shuningdek qish kunlarida tovar avtomobil benzinlarga to'yingan bug'larning talab qilingan bosimini ta'minlash uchun qo'shiladi.

**Butan-butilen fraksiya (BBF)** (ingl. butane-butylene fraction) – asosan butan va butilenlardan iborat bo'lgan va eng oxirgi bo'lmagan (neft zavodlari) gazlarni qayta ishlashdan olinadigan tor uglevodorod fraksiyasi. Polimerlash, alkilash qurilmalari va turli neft kimyosi ishlab chiqarish uchun xom ashyo sifatida qo'llaniladi.

**Bug'lanish** (ingl. vaporability) – neft mahsulotining fizik-kimyoviy xarakteristikalarini bo'lib, ma'lum haroratlarda bug' fazasini hosil qilish qobiliyatini aniqlab beradi: to'yingan bug'lar bosimi, fraksion tarkib, zichlik, bug'lanishning yashirin issiqligi, bug'lar diffuziyasi koeffitsiyenti, qovushqoqlik, sirt tarangligi, issiqlik sig'imi.

**Benzinsizlantirilgan neft** (ingl. reduced crude) – yengil (benzin) fraksiyalari haydalgan neft.

**Bug'** (ingl. vapor) – modda gazsimon holatining bir turi bo'lib, unda aynan shu moddaning kondensatsiyalangan (suyuq) holati bilan muvozanati kuzatiladi. Quyidagi turlari farqlanadi: berk bug' (ingl. closed vapor) – apparatning devori orqali issiqlikni beruvchi isitish bug'i; isituvchi bug' (ingl. heating vapor) – issiqlik tashuvchi sifatida ishlatiladigan bug'; to'yingan bug' (ingl. saturated vapor) – aynan shu tarkibdagi suyuqlik yoki qattiq jism bilan termodinamik muvozanatda bo'ladigan bug'; o'tkir bug' (ingl. direct heating vapor) – bevosita isitiladigan suyuqlikka kiritiladigan issiq bug'; ortiqcha isitilgan bug' (ingl. excessive-heating vapor) – berilgan bosimda to'yinish haroratidan ortiq bo'lgan haroratga ega bug'.

**Barqarorlik (kimyoviy, oksidlovchi, termooksidlovchi)** (ingl. Stability), chemical stability – kimyoviy barqarorlik, oxidation stability – oksidlanishga barqarorlik, thermal oxidation stability – termooksidlanishga barqarorlik) – neft mahsulotining saqlanishida va ishlatilishida (shu jumladan uni isitishning yuqori haroratlarida, masalan tovushdan tez uchadigan samolyot baklarida) oksidlanish reaksiyalariga chidamli xususiyatga ega suyuqlik.

**Barqaror kondensat** (ingl. stable condensate) –  $C_5H_{12}$  va undan yuqori og'ir uglevodorodlardan tarkib topgan, unda ko'pi bilan 2–3 % mass. propan-butan fraksiyalari va yengilroq uglevodorod va nouglevodorod komponentlar saqlangan suyuqlik.

**Barqaror neft** (ingl. stable petroleum; stable oil) – og'ir uglevodorodlardan tarkib topgan, ko'pi bilan 2–3 % mass. propan-butan fraksiyalari va yengilroq uglevodorod va nouglevodorod komponentlar saqlangan suyuqlik.

-V-

**Vakuu moyi** (ingl. vacuum oil) – vakuum nasoslar va boshqa vakuum hosil qiluvchi mashinalar uchun neft va sintetik moylash moyi sifatida qo'llaniladi. Eksploatatsiyaning yuqori haroratlarida to'yingan bug'larning past bosimi bilan farqlanadi.

-G-

**Gidrogenizat** (ingl. hydrogenate) – neft yoki gazokondensat xom ashyosini qayta ishlash yoki yaxshilash gidrogenlash jarayonlari mahsulotlari.

**Granula** (ingl. granule; lotincha granulum – don so'zidan olingan) – qattiq fazali dispers sistemalarning o'lchami  $10^{-3}$ – $10^{-2}$  mm bo'lgan struktura birligi.

**Gudron** (ingl. tower bottoms; heavy still bottom; heavy (vacuum) distillation residue; asphaltum; fransuzcha goudron so'zidan olingan) – neftni atmosfera-vakuum haydash yoki mazutni vakuum haydash qoldig'i bo'lib, 450–540 °C dan yuqori haroratda qaynab chiqadi. Kislotali gudron (ingl. acid residue) deb ba'zi neft mahsulotlarini sulfat kislotali tozalash qoldiqlariga ham aytiladi (shuningdek «**kislotali gudron**» atamasiga ham qarang).

**-D-**

**Dizel (setan) indeksi** (ingl. diesel index) – dizel yoqilg'isi sifat ko'rsatkichi bo'lib, uning alangalanishi va bug'lanishini xarakterlaydi va ko'p jihatdan ushbu yoqilg'ining (ayniqsa past haroratlarda) ishga tushirish xarakteristikasi bo'lib hisoblanadi.

**Dizel yoqilg'isi** (ingl. diesel fuel) – ushbu atama «dizel dvigatel» atamasidan kelib chiqqan. Dvigatel uning ixtirochisi – 1892 yilda ushbu dvigatelning ilk namunasini ixtiro qilgan nemis mexanigi Rudolf Dizel nomiga atab qo'yilgan. Shuningdek «**yoqilg'i**» atamasiga ham qarang.

**-I-**

**Issiqlik tashuvchi** (ingl. heat carrier) – issiqlik almashinuv jarayonini amalga oshirish uchun ishlatiladigan harakatlanuvchan suyuq yoki gazsimon muhit.

**-K-**

**Kataliz** - kimyoviy reaksiyalar (organizmda boradigan biologik jarayonlar) tezligining ba'zi moddalar (fermentlar) ishtirokida o'zgarishi (ortishi yoki kamayishi).

**Katalizator** (ingl. catalyst; yunoncha katalysis – kataliz, buzilish so'zidan olingan) – kimyoviy reaksiyalar tezligini oshiradigan modda. Katalizatorlar reagentlar bilan ta'sirlashadi, biroq reaksiyada sarflanmaydi va mahsulotlar tarkibiga kirmaydi.

**Kerosin** (ingl. kerosene; yunoncha ceros – mum so'zidan) – neftning 150 dan 320 °C gacha harorat oralig'ida qaynab chiqadigan fraksiyalari. Ushbu nomni A. Gesner (AQSh) taklif qilgan – «kerosene oil» («kerosen moyi»). XIX asrda uning nomi «kerosendan» «kerosinga» o'zgargan.

**Kislotalik** (ingl. acidity) – neft mahsulotida organik kislotalar miqdorini xarakterlovchi sifat ko'rsatkichi.

**Koks** (ingl. coke; nemischa so'z Koks) – tabiiy yoqilg'ilarni (toshko'mir, torf va neft qoldiqlarini, asosan gudronni) 950–1050 °C gacha (neft koksini ishlab chiqarishda 440–560 °C gach havosiz koklash) isitish jarayonining qattiq uglerodli qoldig'i.

**Kokslanish** (ingl. coking) – yoqilg'ini havosiz yuqori haroratlarda isitishda koks cho'kindilarini hosil qilish qobiliyati.

### -M-

**Mazut** (ingl. residue; bottom; crude bottom; turkcha so'z) – neftni atmosferali haydash qoldig'i (kub qoldig'i) (benzin, kerosin va dizel fraksiyalardan haydab olishdan), 350–360 °C dan yuqori haroratda qaynab chiqadigan qoldiq fraksiya.

**Motor yoqilg'isi** (ingl. motor fuel; engine fuel; vehicle fuel) – ichki yonish dvigatellarida (porshenli, rotorli, gazoturbinali) ishlatiladigan suyuq yoki gazsimon yoqilg'i. Odatda, bazaviy komponent va ushbu komponentning u yoki bu xususiyatlarini yaxshilaydigan prisadkalardan iborat bo'ladi.

**Monosaxaridlar** – kristall tuzilishdagi, shirin ta'mga ega, suvda yaxshi eriydigan moddalardir. Umumiy formulasi  $C_nH_{2n}O_n$ .

**Moddalar almashinuvi** – barcha tirik organizmlardagi tashqi muhitdan turli moddalarni o'zlashtirib, ularni organ va to'qimalarning tuzilishi uchun zarur material va energiya manbai sifatida sarflab, chiqindi moddalarni tashqariga ajratib turadigan biologik muhim jarayon.

**Mikroorganizmlar** – moddalar almashinuviga ko'ra bir-biridan keskin farqlanadigan turli xildagi juda kichik organizmlar.

### -N-

**Neft** (ingl. petroleum, oil, naphtha, crude oil; forsha so'z «neft» dan, turkcha so'z «neft» orqali kelgan, o'zagi akkad so'zi «napatum» – yonib ketish, alanganish) – qazilma suyuq yoqilg'i, moyli uglevodorod suyuqligi, rangi qoradan qo'ng'ir ranggacha, ba'zan qizg'ish, yashilcha, sabzirang tusli bo'ladi.

**Neft koksi** (ingl. petroleum-based coke). «Koks» atamasiga qarang.

**-P-**

**Polisaxaridlar** - o'ntadan ortiq monosaxarid fragmentlaridan tuzilgan uglevodlar.

**-S-**

**Sorbent** (ingl. sorbent; lotincha sorbens (sorbentis) – yutib oluvchi so'zidan) – gazlar, bug'lar va erigan moddalarni yutib olish uchun qo'llaniladigan qattiq moddalar yoki suyuqliklar. O'zining butun hajmi bo'yicha gaz va bug'larni yutib oladigan suyuq (kamroq holatlarda qattiq) sorbentlar absorbentlar deb ataladi. O'zining sirtida yutib olinadigan gaz, bug' va erigan moddalarni konstantlovchi qattiq sorbentlar adsorbentlar deb ataladi.

**Suspenziya** (ingl. suspension; lotincha suspensio – osiltirib qo'yish, lotincha suspendo – osiltiraman so'zidan) – qattiq dispers faza va suyuq dispersion muhitli dispers sistema (zarrachalar o'lchami  $10^{-6}$ mdan ortiq).

**Sovutuvchi agent** (ingl. coolant, cooling agent) – sovutuvchi agent sifatida ishlatiladigan modda, shuningdek sovutish mashinasining ishchi moddasi.

**Selluloza** – kletchatka,  $(C_6H_{10}O_5)_n = [C_6H_7O_2(OH)_3]_n$ . O'simliklarning eng muhim struktura polisaxaridi kletchatka yoki sellulozadir. O'rtacha molekulyar massasi 400000 dan 1-2 mln gacha boradi. U ko'pchilik erituvchilarda erimaydi. Lekin  $Cu(OH)_2$  ning ammiakli eritmasida yoki kalsiy rodanidning konsentrlangan eritmasida qizdirilib, ma'lum darajada eritish mumkin.

**-F-**

**Fraksiya** (ingl. fraction; lotincha fractio – parchalanish so'zidan) – neft-gazni qayta ishlashda uglevodorod xom ashyosining ma'lum harorat intervalida uzluksiz qaynab chiqadigan organik birikmalari majmui; yoki boshqacha, ma'lum harorat intervalida ushbu uglevodorod xom ashyosining bir qismi.

**Fraksiya tarkibi** (ingl. fractional concentration) – qaynab chiqadigan mahsulot miqdorining qaynab chiqish haroratiga bog'liqligi bo'lib, olingan mahsulot umumiy miqdoriga nisbatan massa yoki hajm foizlarda ifodalangan bo'ladi.

### -Y-

**Yoqilg'i** (ingl. fuel) – yonishida ajraladigan issiqlik energiyasini ishlatish maqsadida yondiriladigan yonuvchan materiallar. Yoqilg'ilarning asosiy tashkil etuvchi qismi bo'lib uglerod hisoblanadi. Neftdan olingan yoqilg'ilar neft yoqilg'lari deb aytiladi. Yoqilg'ilarning quyidagi asosiy turlari mavjud:

1. Dizel yoqilg'isi (ingl. diesel oil) – 180 dan 360 °C gacha va undan yuqori qaynash haroratiga ega neft uglevodorodlarining suyuq aralashmasi, dizel dvigatellar va gazoturbina qurilmalari uchun ishlatiladi;

2. Qozon yoqilg'isi (ingl. stove fuel; crude petroleum oil) – qozonlar, sanoat pechlari va boshqalar uchun yoqilg'i sifatida ishlatiladigan yuqori haroratda qaynar uglevodorodlar aralashmasi;

3. Motor yoqilg'isi (ingl. motor fuel) – ichki yonuv dvigatellari uchun yoqilg'i;

4. Raketa yoqilg'isi (ingl. rocket fuel) – raketa dvigatellari uchun yoqilg'i;

5. Reaktiv yoqilg'i (ingl. jet (aircraft) fuel) – havo-reaktiv va gazoturbina dvigatellari uchun ishlatiladigan neft va gaz kondensatlarning kerosin fraksiyalari uglevodorodlari aralashmasi;

6. Gazoturbina yoqilg'isi (ingl. turbine fuel) – gazoturbina qurilmalari uchun yoqilg'i;

7. Kema yoqilg'isi (ingl. bunker fuel; admiralty fuel oil) – kema energetik qurilmalari uchun yoqilg'i;

8. Sintetik suyuq yoqilg'i (ingl. synthetic liquid fuel; gas to liquids, qisq. – GTL) – va qattiq yoqilg'i (ko'mir, yonuvchan slanestlar va boshq.) organik massaning termokimyoviy parchalanishidan olinadigan uglevodorodlar, shuningdek uglerod oksidi va vodorod (sintez-gaz) aralashmasi;

9. Pech yoqilg'isi (ingl. furnace oil; heating oil; stove oil; household fuel) – kommunal-maishiy maqsadlar va maishiy isitish sistemalari uchun yoqilg'i.

### -Q-

**Qovushqoqlik-harorat xususiyatlari (moylovchi moylar uchun)** (ingl. temperature-dependent viscosity properties) – turli haroratlarda qovushqoqlik (kinematik, dinamik, shartli va boshqa turlari) va qovushqoqlik indeksi.

**Qovushqoqlik indeksi (moylovchi moy uchun)** (ingl. viscosity index) – moylovchi moyning qovushqoqlik-harorat bog'liqligining qiyaligi o'lchovsiz ko'rsatkichi bo'lib, harorat oshganida uning qovushqoqligi pasayishi darajasini xarakterlaydi.

-Z-

**Zichlik** (ingl. density) – moddaning hajm birligidagi massasi. Neft va neft mahsulotlari uchun ko'pincha «nisbiy zichlik» atamasi – neft mahsulotlarining 20 °C da zichligining 4 °C da distillangan suv zichligiga nisbati (son jihatdan neft mahsulotlarining 20 °C da zichligi bilan to'g'ri keladi va  $\rho_4^{20}$  deb belgilanadi), yoki neft mahsulotlarining 60F (15,5 °C) dagi zichligining 60F (15,5 °C) da distillangan suv zichligiga nisbati ( $\rho_{15}^{15}$  deb belgilanadi). Zichlik neft yoki neft mahsulotlari massasi va hajmini o'zaro qayta hisoblash uchun, bir qator neft mahsulotlari uchun esa ekspluatasion xossalarni (masalan, reaktiv yoqilg'i uchun – uchar apparatning uchish uzunligi) aniqlovchi muhim fizik-kimyoviy xarakteristika bo'lib hisoblanadi.

## Mustaqil yechish uchun tavsiya etilgan masalalarning javoblari

### II BOB

- 2.1.  $E_a = 160250 \text{ J} = 160,25 \text{ kJ}$   
2.2.  $k = 3,2 \cdot 10^{-4} \text{ litr}/(\text{mol} \cdot \text{sek})$ ;  $W(t) = 2,4 \cdot 10^{-4} \text{ mol}/(\text{litr} \cdot \text{sek})$ .  
2.3.  $t = \frac{1}{k} \ln \frac{[A]_0}{[A]} = \frac{\tau_{1/2}}{\ln 2} \ln \frac{[A]_0}{[A]} = \frac{5739 \cdot \ln(1/0,72)}{\ln 2} = 2720 \text{ yil}$   
2.4.  $t_2 = 15,3 \text{ minut}$ .  
2.5.  $[\text{CO}]_{\text{teng}} = [\text{Cl}_2]_{\text{teng}} = 0,15 \text{ mol/litr}$ ;  $[\text{COCl}_2]_{\text{dast2}} = 10,575 \text{ mol/litr}$   
2.6.  $x = 4 \text{ marta}$ .  
2.7.  $x = \sqrt[3]{1000} = 10$ . Bosimni 10 marta oshirish kerak.  
2.8. Reaksiya tezligi 1,6 marta kamayadi.  
2.9.  $\ln \frac{\vartheta_2}{\vartheta_1} = \frac{33 \cdot 10^3}{8,31} \left( \frac{1}{298} - \frac{1}{333} \right) = 1,4$  Demak, 1,4 marta oshar ekan.

### III BOB

- 3.1.  $\eta_r = 33,9 \text{ mol/soat}$   
3.2.  $\eta_r = 6,8 \text{ mol/soat}$   
3.3.  $V_r(\text{IAR} - U) = 6,1 \text{ m}^3$ ;  $V_r(\text{ISCHR}) = 3,94 \text{ m}^3$   
3.4.  $\tau_n = \frac{0,183 \text{ mol}/\text{m}^3 \cdot 0,003 \text{ m}}{1 \cdot 0,2 \text{ m}/\text{s} \cdot 8,31 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/\text{sm}^3} = 3300 \text{ s} = 55 \text{ min}$   
3.13. IAR ning samaradorligi ISCHR ga qaraganda 2,5 barobar yuqori.

### V BOB

- 5.1. 0,69; 0,89  
5.2. 87,03 kmol R/soat  
5.3. 16,8 A/soat ; 48,54 kmol/soat  
5.4. 66 kmol/soat  
5.5. 630 mol R/soat; 121,68 l  
5.7.  $9,4 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $0,4 \text{ kmol A}/\text{m}^3$   
5.8.  $0,716 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $9,3 \text{ kmol A}/\text{m}^3$   
5.9.  $0,99 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $1,81 \text{ kmol}/\text{m}^3$  16,5 l  
5.10.  $1,0 \text{ m}^3/\text{soat}$  ; 21,2 l  
5.11.  $9,09 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $16,36 \text{ kmol A}/\text{soat}$   
5.12.  $11,1 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $0,51 \text{ kmol A}/\text{m}^3$  ;  $7,6 \text{ kmol A}/\text{soat}$   
5.13.  $18,49 \text{ m}^3/\text{soat}$  ;  $12,7 \text{ kmol R}/\text{soat}$   
5.14. 210 l; 0,695; 11995,2 so'm/kmol

5.15. 0,93; 949 l; 1,05 l/s

5.16. 0,825; 6,6 l; 47726 so'm./kmol

### VII BOB

7.1. Quvvat sarfi:  $N = Eu_{aral} \rho_s n^3 d_{aral}^5 = 4,5 \cdot 10^3 \cdot 37,2 \cdot 0,01 = 1674 \text{ Vt}$

7.3. 0,82; o'tish sohasi

7.4.  $\frac{\eta_1}{\eta_2} = 0,9$ ;  $\frac{W_{H1}}{W_{H2}} = 8$

7.5.  $\frac{\eta_1}{\eta_2} = 1,04$ ;  $\frac{W_{H1}}{W_{H2}} = 1,04$

7.6. 2) 0,805; 3) 0,680.

7.8. 1) 0,175 m<sup>3</sup>; 2) 0,592 m<sup>3</sup>; 3) 0,330 m<sup>3</sup>; 4) 0,270 m<sup>3</sup>.

7.9. 1)  $2,366 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 \cdot \text{c}^{-1}$ ; 2)  $4,30 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{c}^{-1}$ ; 3)  $1,32 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 \cdot \text{c}^{-1}$ ;

### VIII BOB

8.1. 0,685; 0,886

8.2. 630 K

8.5. 308 K

8.6. Berilgan solishtirma ishlab chiqarishni ta'minlash uchun reaktorni hajmi:

$$V_r = \frac{G_0}{g_0 \tau} = \frac{1000}{12 \cdot 10^{-4} \cdot 24 \cdot 3600} = 9,7 \text{ m}^3 \text{ ga teng.}$$

## FOYDALANILGAN ADABYOTLAR RO'YXATI

1. Mirziyoyev SH.M. Buyuk kelajagimizni mard va olijanob xalqimiz bilan birga quramiz. – T.: "O'zbekiston", 2016. – 488 b.
2. Жилин Ю.Н., Зарубина А.Н., Олиференко Г.Л., Иванкин А.Н. Инженерная химия. Химические реакторы: Учебное пособие для студентов всех форм обучения. – М.: ФГБОУ ВО МГУЛ, 2016. – 140 с.
3. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. – М.: Академкнига, 2003. – 528 с.
4. Бесков В. С. Общая химическая технология.– М.: Академкнига, 2005.– 452с.
5. Игнатенков В.И., Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии: Учеб. Пособие для вузов. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 198с.
6. Химические и биореакторы: учеб.-методич. пособие / Ю.Н. Жилин, А.Н. Иванкин – М.: ФГБОУ ВПО МГУЛ, 2014. – 24 с.
7. Азаров В.И., Цветков В.Е. Полимеры в производстве древесных материалов: учебник. 2-е издание. М.: ГОУ ВПО МГУЛ, 2006 – 236 с.
8. Отақўзиев Т. А., Ахмеров Қ. М., Туробжонов С. М. Умумий кимёвий технология. Ўқув кўлланма. – Т.: Ўзбекистон Республикаси ФА «Фан» нашриёти, 2009. – 432 б.
9. Вяткин, Ю.Л. Математические модели неизотермических химических реакторов.Метод. Пособие / Ю.Л. Вяткин, В.Н. Грунский, Г.М. Семёнов, Н.З. Павлова. – М.: РХТУ им. Д.И.Менделеева, 2011. – 68 с.
10. Красавин, А.В. Общая химическая технология. Часть 1. Химические процессы и реакторы. Текст лекций: Учеб. пособие / А.В. Красавин, Т.А. Тарасенко, В.С.Бесков. – М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2010. – 124 с.

### Internet saytlari

1. [www.gov.uz](http://www.gov.uz)– O'zbekiston Respublikasi hukumat portali.
2. [www.zivonet.uz](http://www.zivonet.uz);
3. [www.bilim.uz](http://www.bilim.uz);
4. <http://ru.wikipedia.org/> – электронная энциклопедия.
5. <http://www.chem.msu.su/> – основной химический портал, содержит пособия, программы, справочные величины периодические издания МГУ. Поддерживается Химфаком МГУ им. М.В. Ломоносова.
6. <http://elibrary.ru/> – научная электронная библиотека.

## MUNDARIJA

|                                                                                                                     |     |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| SO'Z BOSHI .....                                                                                                    | 3   |
| KIRISH .....                                                                                                        | 5   |
| <b>I BOB. UMUMIY MA'LUMOTLAR</b> .....                                                                              | 7   |
| <b>II BOB. KIMYOVIY-TEKNOLOGIK JARAYONLARDA TEZLIKNI OSHIRISH OMILLARI</b> .....                                    | 13  |
| 2.1. Texnologik jarayonlarda tezlik .....                                                                           | 13  |
| 2.2. Jarayon tezligining asosiy formulalari .....                                                                   | 18  |
| 2.3. Jarayon tezligini oshirish usullari .....                                                                      | 27  |
| <b>III BOB. REAKTORLARNING TURLARI. TURLICHA STRUKTURAVIYOQIMLI IZOTERMİK REAKTORLAR</b> .....                      | 46  |
| 3.1. Davriy ravishda ishlaydigan reaktorlar .....                                                                   | 47  |
| 3.1.1. Davriy ishlaydigan ideal aralashtiruvchi sig'imli reaktorlar .....                                           | 48  |
| 3.1.2. Davriy ideal aralashtirish reaktorini D-IAR ish unumdorligini (effektivlik) va o'lchamlarini hisoblash ..... | 50  |
| 3.2. Uzlaksiz ishlaydigan reaktorlar .....                                                                          | 61  |
| 3.2.1. Ideal siqib chiqarish reaktori (ISCHR) .....                                                                 | 62  |
| 3.2.2. Uzlaksiz ishlovchi ideal aralashtirish reaktori U-IAR .....                                                  | 67  |
| 3.2.3. Kaskad reaktorlar .....                                                                                      | 75  |
| 3.3. Turli xildagi reaktorlarning konstruktiv xususiyatlari va ularni tavsiflab qiyoslash .....                     | 82  |
| 3.3.1. Aralashtirgichi mavjud sig'imli reaktorlar .....                                                             | 89  |
| 3.3.2. Reaktor o'lchamlari .....                                                                                    | 92  |
| 3.4. Yarim uzluksiz (yarim davriy) ishlaydigan reaktorlar .....                                                     | 94  |
| <b>IV BOB. TURLI HARORAT REJIMIGA EGA BO'LGAN REAKTORLAR</b> .....                                                  | 100 |
| 4.1. Issiqlik rejim turlari .....                                                                                   | 100 |
| 4.2. Davriy ishlaydigan reaktorlar. Davriy ideal aralashtirish reaktori .....                                       | 103 |
| 4.2.1. Politropik rejim .....                                                                                       | 103 |
| 4.2.2. Adiabatik rejim .....                                                                                        | 111 |
| 4.2.3. Izotermik rejim .....                                                                                        | 113 |
| 4.3. Uzlaksiz ishlovchi reaktor ISCHR .....                                                                         | 119 |
| 4.4. Uzlaksiz ishlovchi reaktor IAR-U .....                                                                         | 128 |
| 4.5. Berilgan harorat rejimida reaktor ishining turg'unligi .....                                                   | 135 |
| 4.6. Reaktor ishlashida sezuvchanlik .....                                                                          | 138 |
| 4.7. Reaktor turini issiqlik rejimini hisobga olgan holda tanlash .....                                             | 147 |
| 4.8. Reaktorlarda optimal issiqlik rejimini ta'minlash .....                                                        | 151 |

|                                                                                                                                    |     |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| <b>V-BOB. REAKTORNING OPTIMAL HAJMINI VA UNING ISHINING TANNARXINI HISOBLASH</b> .....                                             | 157 |
| <b>VI-BOB. REAKTORLAR KONSTRUKSIYASI</b> .....                                                                                     | 169 |
| 6.1. Gomogen reaksiyalar uchun reaktorlar .....                                                                                    | 169 |
| 6.2. Geterogen nokatalitik reaksiyalar uchun reaktorlar .....                                                                      | 172 |
| 6.2.1. Qattiq modda-gaz reaksiyalarini o'tkazish uchun reaktorlar .....                                                            | 173 |
| 6.2.2. Qattiq modda-suyuqlik reaksiyalarini o'tkazish reaktorlari .....                                                            | 176 |
| 6.2.3. Gaz-suyuqlik va suyuqlik-suyuqlik reaksiyalari uchun reaktorlar....                                                         | 179 |
| 6.3. Geterogen – katalitik jarayonlar uchun reaktorlar .....                                                                       | 181 |
| 6.4. Real kimyoviy reaktorlar .....                                                                                                | 185 |
| 6.5. Real kimyoviy reaktorlarni masshtablash .....                                                                                 | 186 |
| <b>VII BOB. REAKTORLARDA ARALASHTIRISH USULLARI</b> .....                                                                          | 192 |
| 7.1. Mexanik aralashtirish .....                                                                                                   | 192 |
| 7.2. Mavhum qaynashli aralashtirish .....                                                                                          | 195 |
| 7.3. Barbotaj .....                                                                                                                | 199 |
| <b>VIII-BOB. REAKTORLARDA ISSIQLIK ALMASHINISHNI TASHKIL ETISH</b>                                                                 | 207 |
| 8.1. Davriy ravishda ishlovchi bug'-qobiqli ideal aralashtirish reaktorini nostatsionar isitish .....                              | 207 |
| 8.2. Zmeevikli issiqlik almashlagichi mavjud bo'lgan davriy ideal aralashtirish reaktorida nostatsionar issiqlik almashinish ..... | 211 |
| <b>IZOHLI LUG'AT</b> .....                                                                                                         | 221 |
| Mustaqil yechish uchun tavsiya etilgan masalalarning javoblari .....                                                               | 228 |
| <b>FOYDALANILGAN ADABYOTLAR RO'YXATI</b> .....                                                                                     | 230 |

## ОГЛАВЛЕНИЕ

|                                                                                  |            |
|----------------------------------------------------------------------------------|------------|
| Предисловие.....                                                                 | 3          |
| Введение.....                                                                    | 5          |
| <b>I ГЛАВА. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ.....</b>                                              | <b>7</b>   |
| <b>II ГЛАВА. ФАКТОРЫ УСКОРЕНИЯ В ХИМИЧЕСКИХ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССАХ.....</b> | <b>13</b>  |
| 2.1. Скорость в технологических процессах.....                                   | 13         |
| 2.2. Основные формулы скорости процесса.....                                     | 18         |
| 2.3. Способы ускорения процесса.....                                             | 27         |
| <b>III ГЛАВА. ИЗОТЕРМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ С РАЗЛИЧНОЙ СТРУКТУРОЙ ПОТОКА.....</b>     | <b>46</b>  |
| 3.1. Реакторы периодического действия.....                                       | 47         |
| 3.1.1. Емкостный реактор идеального смешения периодического действия.....        | 48         |
| 3.1.2. Расчет эффективности работы и размеров РИС-П.....                         | 50         |
| 3.2. Реакторы непрерывного действия.....                                         | 61         |
| 3.2.1. Реакторы идеального вытеснения РИВ.....                                   | 62         |
| 3.2.2. Реактор идеального смешения непрерывного действия РИС-Н.....              | 67         |
| 3.2.3. Каскад реакторов.....                                                     | 75         |
| 3.3. Конструктивные особенности реакторов и сравнение их характеристики.....     | 82         |
| 3.3.1. Емкостные реакторы с мешалкой.....                                        | 89         |
| 3.3.2. Размеры реактора.....                                                     | 92         |
| 3.4. Реакторы полунепрерывного (полупериодического) действия.....                | 94         |
| <b>IV ГЛАВА. РЕАКТОРЫ С РАЗЛИЧНЫМ ТЕПЛОВЫМ РЕЖИМОМ.....</b>                      | <b>100</b> |
| 4.1. Виды тепловых режимов.....                                                  | 100        |
| 4.2. Реактор периодического действия РИС-П.....                                  | 103        |
| 4.2.1. Политропный режим.....                                                    | 103        |
| 4.2.2. Адиабатический режим.....                                                 | 111        |
| 4.2.3. Изотермический режим.....                                                 | 113        |
| 4.3. Реактор непрерывного действия РИВ.....                                      | 119        |
| 4.4. Реактор непрерывного действия РИС-Н.....                                    | 128        |
| 4.5. Устойчивость работы реактора в заданном тепловом режиме.....                | 135        |
| 4.6. Параметрические чувствительность реактора.....                              | 138        |
| 4.7. Выбор типа реактора с учетом теплового режима.....                          | 147        |
| 4.8. Создание оптимального теплового режима в реакторах.....                     | 151        |

|                                                                                      |            |
|--------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| <b>V ГЛАВА. РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОГО ОБЪЕМА РЕАКТОРА И СЕБЕСТОИМОСТИ ЕГО РАБОТЫ .....</b> | <b>157</b> |
| <b>VI ГЛАВА. КОНСТРУКЦИИ РЕАКТОРОВ.....</b>                                          | <b>169</b> |
| 6.1. Реакторы для гомогенных реакций .....                                           | 169        |
| 6.2. Реакторы для гетерогенных некаталитических реакций. ....                        | 172        |
| 6.2.1. Реакторы для проведения реакций твердое вещество-газ .....                    | 173        |
| 6.2.2. Реакторы для проведения реакций твердое вещество-жидкость .....               | 176        |
| 6.2.3. Реакторы для реакций газ-жидкость и жидкость-жидкость .....                   | 179        |
| 6.3. Реакторы для гетерогенно-каталитических реакций .....                           | 181        |
| 6.4. Реальные химические реакторы .....                                              | 185        |
| 6.5. Масштабирование реальных химических реакторов .....                             | 186        |
| <b>VII ГЛАВА. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В РЕАКТОРАХ.....</b>                                     | <b>192</b> |
| 7.1. Механическое перемешивание .....                                                | 192        |
| 7.2. Перемешивание псевдоожижением .....                                             | 195        |
| 7.3. Барботаж .....                                                                  | 199        |
| <b>VIII- ГЛАВА. ОРГАНИЗАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В РЕАКТОРАХ .....</b>                        | <b>207</b> |
| 8.1.Нестационарный нагрев в РИС-П с паровой рубашкой.....                            | 207        |
| 8.2.Нестационарный теплообмен в РИС-П со змеевиковым теплообменником.....            | 211        |
| Терминологический словарь .....                                                      | 221        |
| Список использованной литературы.....                                                | 230        |

## CONTENTS

|                                                                                                       |            |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| Preface.....                                                                                          | 3          |
| Introduction.....                                                                                     | 5          |
| <b>CHAPTER I. GENERAL INFORMATION.....</b>                                                            | <b>7</b>   |
| <b>CHAPTER II. ACCELERATION FACTORS IN CHEMICAL AND TECHNOLOGICAL PROCESSES.....</b>                  | <b>13</b>  |
| 2.1. Process speed.....                                                                               | 13         |
| 2.2. Basic process speed formulas.....                                                                | 18         |
| 2.3. Ways to speed up the process.....                                                                | 27         |
| <b>CHAPTER III. ISOTHERMAL REACTORS WITH VARIOUS FLOW STRUCTURE.....</b>                              | <b>46</b>  |
| 3.1. Batch reactors.....                                                                              | 47         |
| 3.1.1. Batch capacitive reactor capacitor.....                                                        | 48         |
| 3.1.2. Calculation of work efficiency and sizes PMR-P.....                                            | 50         |
| 3.2. Continuous reactors.....                                                                         | 61         |
| 3.2.1. PDR ideal displacement reactors.....                                                           | 62         |
| 3.2.2. PMR-C continuous continuous mixing reactor.....                                                | 67         |
| 3.2.3. Cascade of reactors.....                                                                       | 75         |
| 3.3. Design features of reactors and comparison of their characteristics.....                         | 82         |
| 3.3.1. Stirred tank reactors.....                                                                     | 89         |
| 3.3.2. Reactor dimensions.....                                                                        | 92         |
| 3.4. Semi-continuous (semi-batch) reactors.....                                                       | 94         |
| <b>CHAPTER IV. REACTORS WITH VARIOUS HEAT MODE.....</b>                                               | <b>100</b> |
| 4.1. Types of thermal conditions.....                                                                 | 100        |
| 4.2. PMR-P batch reactor.....                                                                         | 103        |
| 4.2.1. Polytropic regime.....                                                                         | 103        |
| 4.2.2. Adiabatic mode.....                                                                            | 111        |
| 4.2.3. Isothermal.....                                                                                | 113        |
| 4.3. PDR continuous reactor.....                                                                      | 119        |
| 4.4. PMR-C continuous reactor.....                                                                    | 128        |
| 4.5. Stability of the reactor in a given thermal mode.....                                            | 135        |
| 4.6. Reactor Sensitivity.....                                                                         | 138        |
| 4.7. The choice of reactor type, taking into account the thermal regime ...                           | 147        |
| 4.8. Creating optimal thermal conditions in reactors.....                                             | 151        |
| <b>CHAPTER V. CALCULATION OF THE OPTIMUM VOLUME OF THE REACTOR AND THE COST OF ITS OPERATION.....</b> | <b>157</b> |
| <b>CHAPTER VI. REACTOR DESIGNS.....</b>                                                               | <b>169</b> |

6.1. Reactors for homogeneous reactions ..... 169

6.2. Reactors for heterogeneous non-catalytic reactions ..... 172

6.2.1. Solid-gas reactors ..... 173

6.2.2. Solid-liquid reaction reactors..... 176

6.2.3. Reactors for gas-liquid and liquid-liquid reactions ..... 179

6.3. Reactors for heterogeneous catalytic reactions ..... 181

6.4. Real chemical reactors ..... 185

6.5. Scaling real chemical reactors ..... 186

**CHAPTER VII. MIXING IN REACTORS ..... 192**

7.1. Mechanical stirring..... 192

7.2. Fluid Mixing ..... 195

7.3. Bubbling ..... 199

**CHAPTER VIII. HEAT EXCHANGE ORGANIZATION IN REACTORS ..... 207**

8.1. Non-stationary heating in RIS-P with a steam jacket ..... 207

8.2. Unsteady heat transfer in RIS-P with a coil heat exchanger ..... 211

Terminological dictionary ..... 221

References..... 22130

*Qaydlar uchun*

UO'K 665.71(075.8)

KBK 35.514ya73

D 99

Do'stov, H.B.

Kimyoviy reaktorlar [Matn] : o'quv qo'llanma / H.B. Do'stov,  
B.J. Safarov, J.A. Safarov. - Buxoro : "Sadriddin Salim Buxoriy"  
Durdona nashriyoti, 2020. - 240 bet.

# KIMYOVIIY REAKTORLAR

*o'quv qo'llanma*

*Muharrir:* G'.Murodov

*Texnik muharir:* G.Samiyeva

*Musahhih:* M.Raximov

*Sahifalochi:* M.Arslonov



Nashriyot litsenziyasi AI № 178. 08.12.2010. Original – maketdan bosishga  
ruxsat etildi: 22.06.2020. Bichimi 60x84. Kegli 16 shponli. «Cambria» garn.

Ofset bosma usulida. Ofset bosma qog'oz. Bosma tabog'i 15. Adadi 30.

Buyurtma № 43.



«Sharq-Buxoro» MCHJ bosmaxonasida chop etildi.

Buxoro shahar O'zbekiton Mustaqilligi ko'chasi, 70/2 uy.

Tel: 0(365) 222-46-46



**Do'stov Xamro Bozorovich** - Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Neft-gaz ishi" kafedrası professori, kimyo fanları doktori. 160 dan ortiq ilmiy ishlar, jumladan, 2 ta o'quv qo'llanma, 1 ta mualliflik guvohnomasi, 1 ta monografiya va 70 dan ortiq xorijiy maqola va tezislar muallifi.



**Safarov Baxri Jumayevich** - Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Neftni qayta ishlash texnologiyasi" kafedrası dotsenti. 50 dan ortiq ilmiy ishlar, jumladan, 1 ta mualliflik guvohnomasi, va 30 dan ortiq xorijiy maqola va tezislar muallifi.



**Safarov Jasur Alijon o'g'li** - Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Neftni qayta ishlash texnologiyasi" kafedrası o'qituvchisi. 10 dan ortiq ilmiy ishlar, jumladan, 1 ta mualliflik guvohnomasi va 6 dan ortiq xorijiy maqola va tezislar muallifi.

