

66.023
S52

S.G'. Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov

KIMYO SAN'OATIDAGI QO'LLANILADIGAN REAKTORLAR

O'quv qo'llanma

O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY TA'LIM, FAN VA
INNOVATSIYALAR VAZIRLIGI
BUXORO MUHANDISLIK-TEXNOLOGIYA INSTITUTI

*S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov,
J.A. Safarov*

**KIMYO SANOATIDAGI
QO'LLANILADIGAN
REAKTORLAR**

O'QUV QO'LLANMA

BUXORO – 2024
«DURDONA» nashriyoti

35ya73

66.023(075.8)

S 52

S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov

Kimyo sanoatidagi qo'llaniladigan reaktorlar [Matn] : o'quv qo'llanma / S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov – Buxoro: «Sadridin Salim Buxoriy» Durdona nashriyoti, - 2024. – 184 b.

UO'K 66.023(075.8)

KBK 35ya73

TAQRIZCHILAR:

A.T.Ro'ziyev

– Buxoro neftni qayta ishlash zavodi MChJ asosiy ishlab chiqarish sexi boshlig'i o'rinbosari

G'.R.Bozorov

– “Neftni qayta ishlash texnologiyasi” kafedrası professori

O'zbekiston Respublikasi Oliy ta'lim, fan va innovatsiyalar vazirligi 2023 - yil 22 - dekabr "537" - sonli buyrug'iga asosan o'quv qo'llanma sifatida tavsiya etilgan. Ro'yxatga olish raqami 537-588

ISBN 978-9910-04-402-1

© S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov

ANNOTATSIYA

Ushbu o'quv qo'llanmada, professional ta'lim yo'nalishida tahsil olayotgan talabalar va pedagogik xodimlar uchun sanoat ishlab chiqarishida qo'llaniladigan ideal va noideal strukturaviy oqimli kimyoviy reaktorlar to'g'risida asosiy nazariy bilimlar yoritib berilgan bo'lib, unda reaktorlarning moddiy va issiqlik balanslarini hisoblashlar, masalalar yechish uchun namunalar, o'z bilimini tekshirish uchun nazorat savollari hamda mustaqil holda yechish uchun masalalar ham taqdim etilgan.

Qo'llanma asosan 40720602-Neft-gazni qayta ishlash kasbi talabalari uchun mo'ljallangan bo'lib, undan soha mutaxassislari va mustaqil izlanuvchilar hamda muhandislar foydalanishlari mumkin.

АННОТАЦИЯ

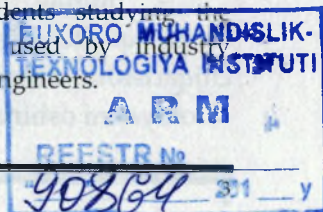
В настоящем учебном пособии для студентов и педагогических работников, обучающихся по направлению профессионального образования, освещены основные теоретические знания об идеальных и неидеальных структурно-проточных химических реакторах, применяемых в промышленном производстве, включая расчеты материального и теплового баланса реакторов, образцы для решения задач, контрольные вопросы для проверки собственных знаний, а также задачи для самостоятельного решения. представлено.

Руководство в основном предназначено для студентов, изучающих профессию 40720602-нефтепереработка, и может использоваться профессионалами отрасли и независимыми исследователями, а также инженерами.

ANNOTATION

This textbook for students and teaching staff studying in the field of vocational education covers basic theoretical knowledge about ideal and non-ideal structural flow chemical reactors used in industrial production, including calculations of the material and thermal balance of reactors, samples for solving problems, test questions to test your own knowledge, as well as tasks to solve independently. presented.

The manual is primarily intended for students studying the 40720602-petroleum refining trade and can be used by industry professionals and independent researchers as well as engineers.



SO'Z BOSHI

Neft va gaz sanoatini yuqori malakali kadrlar bilan ta'minlash, mazkur sohada ta'lim, ilm-fan va ishlab chiqarish o'rtasida o'zaro integratsiyani yo'lga qo'yish, kadrlarni o'qitishning usul va shakllarini takomillashtirish orqali ta'lim sifatini hamda mehnat resurslaridan foydalanish samaradorligini oshirish, ilm-fan yutuqlarini ishlab chiqarishga to'g'ridan-to'g'ri tatbiq qilish maqsadida O'zbekiston Respublikasi Prezidentning 07.07.2022 yildagi "Neft va gaz sohasida ta'lim-ishlab chiqarish klasterini tashkil etish chora-tadbirlari to'g'risida"gi PQ-309-son qarori qabul qilindi va ta'lim klasterining asosiy faoliyat yo'nalishlari etib quyidagilar belgilandi:

- neft va gaz sohasida ta'lim, ilm-fan va ishlab chiqarishning o'zaro integratsiyasini ta'minlash;
- ta'lim tashkilotlari dasturlarining uzviyligi va uzluksizligini ta'minlash, o'quv jarayoniga ilg'or xorijiy tajribani, jumladan zamonaviy ta'lim texnologiyalarini tatbiq etish;
- neft va gaz sohasi uchun ishlab chiqarish korxonalari ehtiyojlaridan kelib chiqib, zamonaviy talablar asosida xalqaro ta'lim standartlariga muvofiq mutaxassislar va ilmiy kadrlarni tayyorlash, qayta tayyorlash hamda ularning malakasini oshirish;
- o'quvchi va talabalarni bevosita ishlab chiqarish amaliyotiga keng jalb qilish hamda ularda amaliy ko'nikmalarni shakllantirish;
- yetakchi xorijiy oliy ta'lim va ilmiy-tadqiqot tashkilotlari bilan hamkorlikda qo'shma ta'lim dasturlari va ilmiy loyihalarni amalga oshirish;
- ilm-fan yutuqlarini ishlab chiqarishga to'g'ridan-to'g'ri tatbiq qilish orqali neft va gaz sohasi mahsulotlari ishlab chiqarishni diversifikatsiya qilish hamda sohaning eksport salohiyatini oshirish;

Ta'lim klasteri doirasida ilmiy loyihalar va o'quv dasturlarini amalga oshirish uchun zarur bo'lgan laboratoriyalar, o'quv poligonlari va boshqa tuzilmalarni tashkil qilish belgilandi, shuni inobatga olgan holda mualliflar mazkur o'quv qo'llanmani yozishga ahd qildilar.

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.

KIMYOVIY REAKTORLAR FANIGA 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.

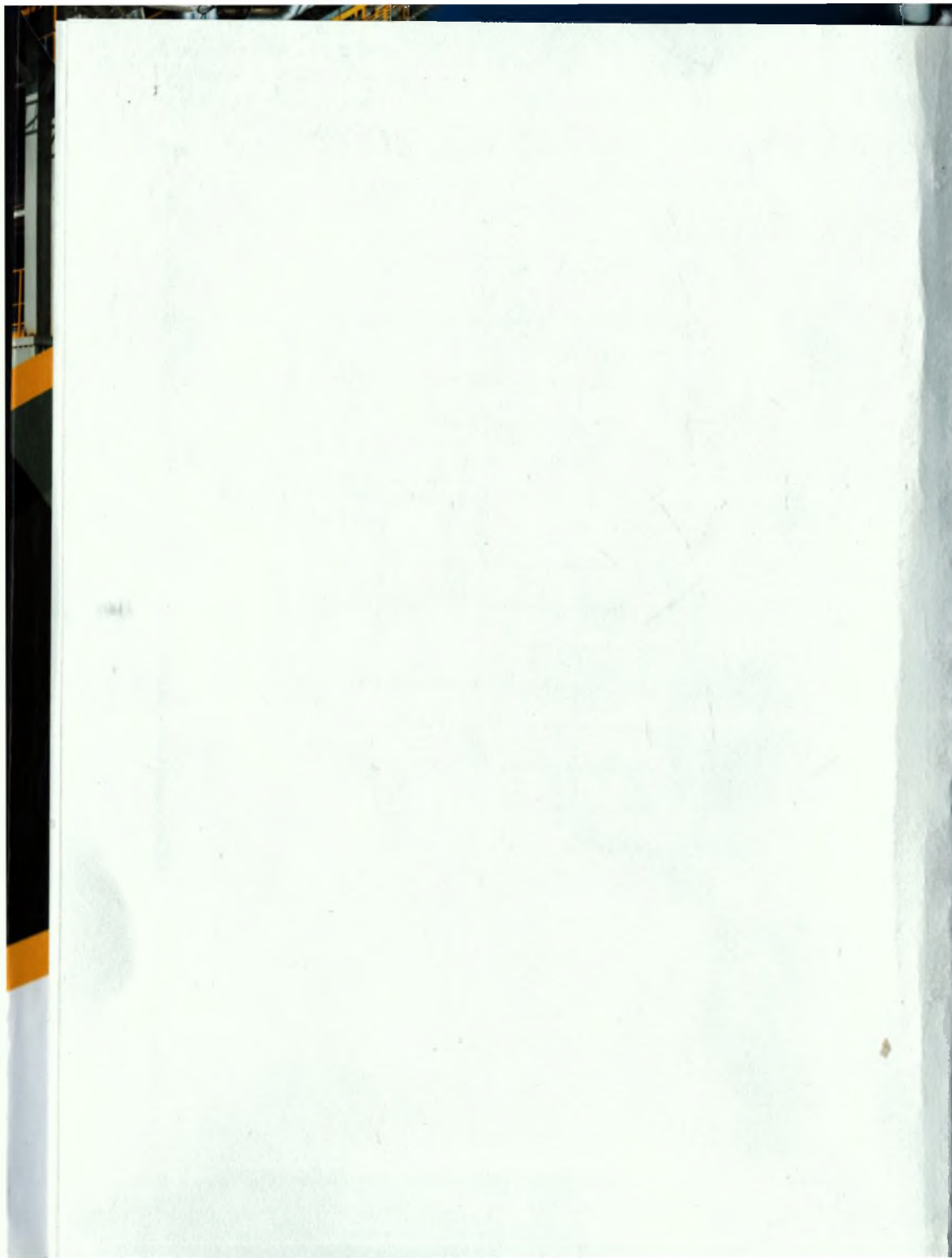
Reaktorlar kimyo sanoatining qaysi sohasida ishlatilishidan qa'tiy nazar ularga quyidagi talablar qo'yiladi:

- 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 molekularini 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



O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY TA'LIM, FAN VA
INNOVATSIYALAR VAZIRLIGI
BUXORO MUHANDISLIK-TEXNOLOGIYA INSTITUTI

*S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov,
J.A. Safarov*

**KIMYO SANOATIDAGI
QO'LLANILADIGAN
REAKTORLAR**

O'QUV QO'LLANMA

BUXORO – 2024
«DURDONA» nashriyoti

35ya73

66.023(075.8)

S 52

S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov

Kimyo sanoatidagi qo'llaniladigan reaktorlar [Matn] : o'quv qo'llanma / S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov – Buxoro: «Sadridin Salim Buxoriy» Durdona nashriyoti, - 2024. – 184 b.

UO'K 66.023(075.8)

КБК 35ya73

TAQRIZCHILAR:

A.T.Ro'ziyev

– Buxoro neftni qayta ishlash zavodi MChJ asosiy ishlab chiqarish sexi boshlig'i o'rinbosari

G'.R.Bozorov

– “Neftni qayta ishlash texnologiyasi” kafedrası professori

*O'zbekiston Respublikasi Oliy ta'lim, fan va innovatsiyalar vazirligi
2023 - yil 22 - dekabr "537" - sonli buyrug'iga asosan o'quv qo'llanma sifatida
taosiya etilgan. Ro'yxatga olish raqami 537-588*

ISBN 978-9910-04-402-1

© S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov, J.A. Safarov

ANNOTATSIYA

Ushbu o'quv qo'llanmada, professional ta'lim yo'nalishida tahsil olayotgan talabalar va pedagogik xodimlar uchun sanoat ishlab chiqarishida qo'llaniladigan ideal va noideal strukturaviy oqimli kimyoviy reaktorlar to'g'risida asosiy nazariy bilimlar yoritib berilgan bo'lib, unda reaktorlarning moddiy va issiqlik balanslarini hisoblashlar, masalalar yechish uchun namunalar, o'z bilimini tekshirish uchun nazorat savollari hamda mustaqil holda yechish uchun masalalar ham taqdim etilgan.

Qo'llanma asosan 40720602-Neft-gazni qayta ishlash kasbi talabalari uchun mo'ljallangan bo'lib, undan soha mutaxassislari va mustaqil izlanuvchilar hamda muhandislar foydalanishlari mumkin.

АННОТАЦИЯ

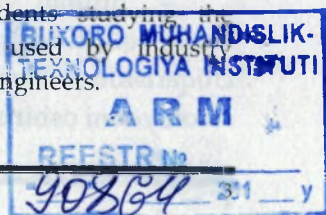
В настоящем учебном пособии для студентов и педагогических работников, обучающихся по направлению профессионального образования, освещены основные теоретические знания об идеальных и неидеальных структурно-проточных химических реакторах, применяемых в промышленном производстве, включая расчеты материального и теплового баланса реакторов, образцы для решения задач, контрольные вопросы для проверки собственных знаний, а также задачи для самостоятельного решения. представлено.

Руководство в основном предназначено для студентов, изучающих профессию 40720602-нефтепереработка, и может использоваться профессионалами отрасли и независимыми исследователями, а также инженерами.

ANNOTATION

This textbook for students and teaching staff studying in the field of vocational education covers basic theoretical knowledge about ideal and non-ideal structural flow chemical reactors used in industrial production, including calculations of the material and thermal balance of reactors, samples for solving problems, test questions to test your own knowledge, as well as tasks to solve independently. presented.

The manual is primarily intended for students studying the 40720602-petroleum refining trade and can be used by industry professionals and independent researchers as well as engineers.



SO'Z BOSHI

Neft va gaz sanoatini yuqori malakali kadrlar bilan ta'minlash, mazkur sohada ta'lim, ilm-fan va ishlab chiqarish o'rtasida o'zaro integratsiyani yo'lga qo'yish, kadrlarni o'qitishning usul va shakllarini takomillashtirish orqali ta'lim sifatini hamda mehnat resurslaridan foydalanish samaradorligini oshirish, ilm-fan yutuqlarini ishlab chiqarishga to'g'ridan-to'g'ri tatbiq qilish maqsadida O'zbekiston Respublikasi Prezidentning 07.07.2022 yildagi "Neft va gaz sohasida ta'lim-ishlab chiqarish klasterini tashkil etish chora-tadbirlari to'g'risida"gi PQ-309-son qarori qabul qilindi va ta'lim klasterining asosiy faoliyat yo'nalishlari etib quyidagilar belgilandi:

- neft va gaz sohasida ta'lim, ilm-fan va ishlab chiqarishning o'zaro integratsiyasini ta'minlash;

- ta'lim tashkilotlari dasturlarining uzviyligi va uzluksizligini ta'minlash, o'quv jarayoniga ilg'or xorijiy tajribani, jumladan zamonaviy ta'lim texnologiyalarini tatbiq etish;

- neft va gaz sohasi uchun ishlab chiqarish korxonalari ehtiyojlaridan kelib chiqib, zamonaviy talablar asosida xalqaro ta'lim standartlariga muvofiq mutaxassislar va ilmiy kadrlarni tayyorlash, qayta tayyorlash hamda ularning malakasini oshirish;

- o'quvchi va talabalarni bevosita ishlab chiqarish amaliyotiga keng jalb qilish hamda ularda amaliy ko'nikmalarni shakllantirish;

- yetakchi xorijiy oliy ta'lim va ilmiy-tadqiqot tashkilotlari bilan hamkorlikda qo'shma ta'lim dasturlari va ilmiy loyihalarni amalga oshirish;

- ilm-fan yutuqlarini ishlab chiqarishga to'g'ridan-to'g'ri tatbiq qilish orqali neft va gaz sohasi mahsulotlari ishlab chiqarishni diversifikatsiya qilish hamda sohaning eksport salohiyatini oshirish;

Ta'lim klasteri doirasida ilmiy loyihalar va o'quv dasturlarini amalga oshirish uchun zarur bo'lgan laboratoriyalar, o'quv poligonlari va boshqa tuzilmalarni tashkil qilish belgilandi, shuni inobatga olgan holda mualliflar mazkur o'quv qo'llanmani yozishga ahd qildilar.

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.

KIMYOVIY REAKTORLAR FANIGA 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 qa'tiy 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 molekularini 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.

I BOB. UMUMIY MA'LUMOTLAR

1.1. Kimyoviy reaktorlar fanining maqsad va vazifalari

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.

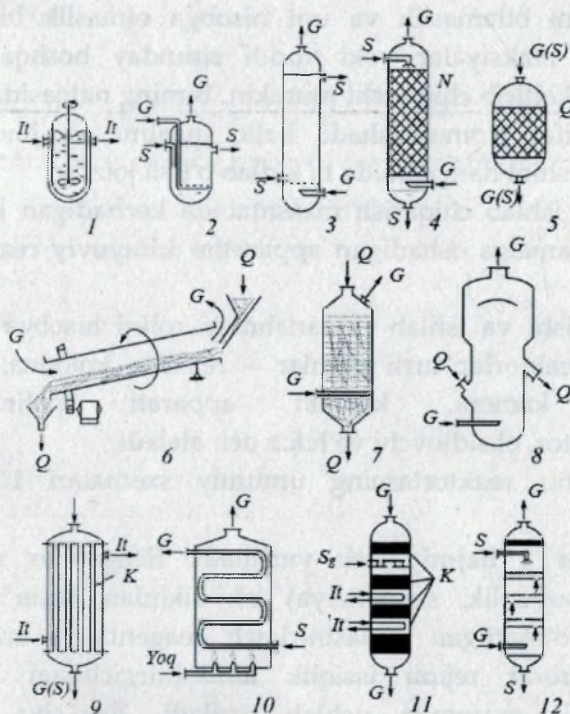
Ba'zi bir reaktorlarning umumiy sxemalari 1.1-rasmda keltirilgan.

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 kabi.

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_g -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 xossalarini 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 sovitish (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 – θ , issiqlik effekti ΔH 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:

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

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

Biz keyingi bobda kimyoviy reaktorlarni 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

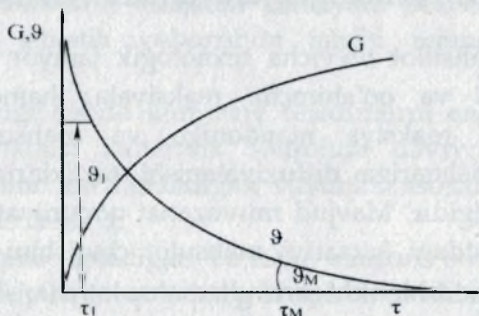
Butun mahsulot bo'yicha texnologik jarayon tezligi bu – to'g'ri, teskari va qo'shimcha reaksiyalar hamda dastlabki reagentlarning reaksiya maydoniga va mahsulotning shu maydondan tashqariga diffuziyalanishi tezliklarining yig'indi (umumiy) tezligidir. Mavjud muvozanat qonuniyatlaridan faqat maksimal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

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

Massalar ta'sirlashuv qonuniga ko'ra yopiq sistemada hosil bo'layotgan mahsulot miqdori (G) vaqt birligi (τ) 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.

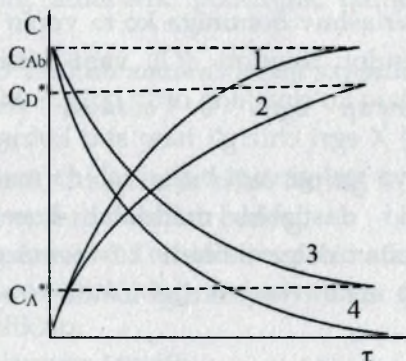
Oddiy va murakkab reaksiyalarda asosiy dastlabki moddalar va mahsulot konsentratsiyasining o'zgarishi egri chiziqlari turli ko'rinishda bo'ladi. Ideal siqib chiqarish rejimida hajm o'zgarmasdan ketadigan $A \rightarrow D$ sxema ko'rinishdagi oddiy reaksiyalarda dastlabki moddalar konsentratsiyasi C_A 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.

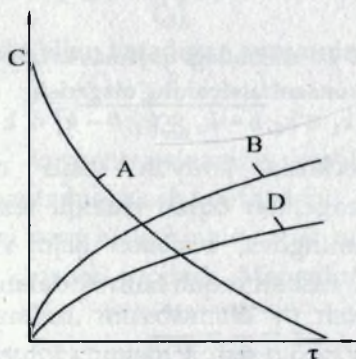


2.2 - rasm. Siqib chiqaruvchi reaktorlarda $A \rightarrow D$ ko'rinishdagi oddiy reaksiyalar uchun reagentlar konsentratsiyasining vaqt bo'yicha o'zgarish egri chiziqdari:

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.

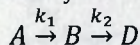


2.3 - rasm. Binar parallel qaytmas reaksiyalarda $k_1 > k_2$ bo'lganda konsentratsiyaning o'zgarishi.

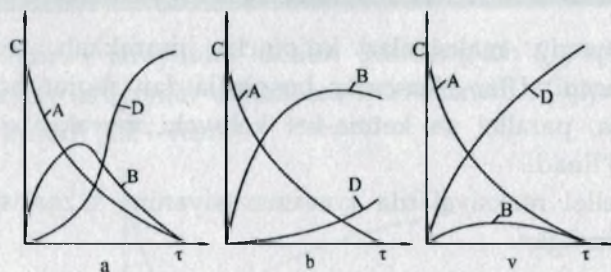
Parallel reaksiya sxemasi:



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.



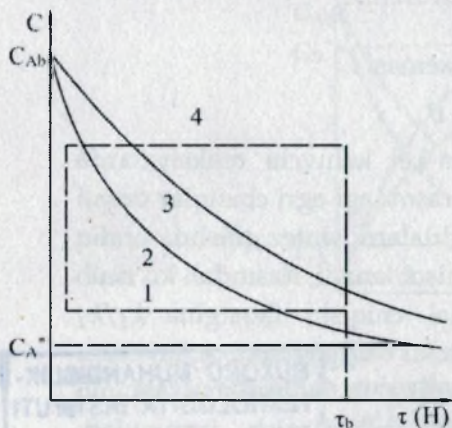
2.4 - rasm. $A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$ ko'rinishdagi qaytmas ketma-ket reaksiyalarda konsentratsiyaning o'zgarishi:

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

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 aralastirish 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 τ_b to'liq aralastirish 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 aralastirish 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 β – 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:

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

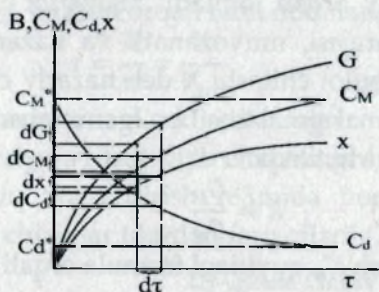
bu yerda: φ – funksional bog'liqlik; T – harorat; p – bosim; τ – vaqt; C_A, C_B, C_D dastlabki va reaksiya mahsulotlari konsentratsiyasi; n – reaksiya tartibi.

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 ϑ 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 quyidagicha 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 tushirib qoldiriladi.

Jarayon tezligining tenglamalarida asosiy aniqlovchi kattaliklar bu - tezlik konstantasi k , jarayonning harakatlantiruvchi kuchi ΔC va yana reaksiyon hajm ϑ .

Yuqorida keltirilgan tenglamalardagi kattaliklar quyidagi birliklarda ifodalanadi: τ - sekund yoki soat; k - s^{-1} yoki $soat^{-1}$; G - kg; ϑ - m^3 ; ΔC va C^m - kg/m^3 .

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

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

bu yerda: k - massa uzatish koeffitsenti; F - fazalar ta'sirlashuv yuzasi; ΔC - jarayonning harakatlantiruvchi kuchi.

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

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

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: β – 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 ΔC_b oxirgi ΔC_{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 , ΔC , F kattaliklarning mohiyati bilan tanishib chiqamiz.

Konstanta yoki jarayon tezligi koeffitsienti k murakkab kattalik bo'lib, reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning kimyoviy, fizikaviy xossalariga, 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 koeffitsenti (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 δ – 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 tavsiya 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.

Jarayonning harakatlantiruvchi kuchi ΔC – 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 ϑ 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:

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

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:

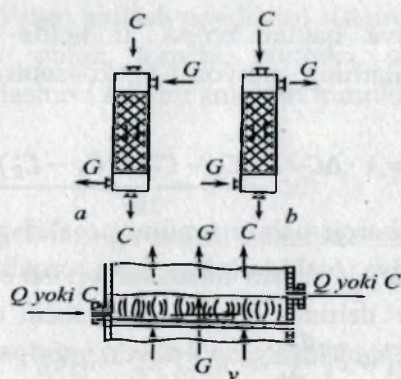
$$\Delta C = (C_{od.} - C^*)^n \quad (2.27)$$

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

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.



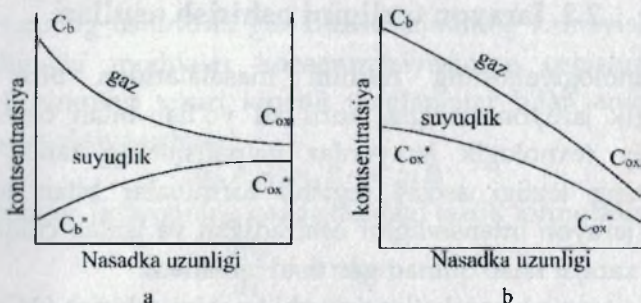
2.7 - rasm. Gaz-suyuq sistemada oqim harakatining yo'nalishi:

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 ΔC 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 ΔC boshlang'ich ΔC_b va oxirgi ΔC_{ox} harakatlantiruvchi kuchning o'rtacha logarifmi bo'lib hisoblanadi:

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



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

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

Qarama-qarshi oqimda

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

Kesishgan oqimda

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

Desorbsiya jarayonida albatta $C^* > C$ bo'ladi. Shuning uchun yuqoridagi (2.30), (2.31), (2.32) formulardagi $C - C^*$ 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) formulardan topilgan natijalar bilan bir xil chiqadi. Tajriba natijalari bo'yicha $\Delta C_{o'r}$ ni aniqlash va loyihalashda yuqoridagi formulalardan mosi tanlab olinadi.

2.3. Jarayon tezligini oshirish usullari

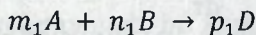
Texnologiyalarning muhim masalalaridan biri bu – texnologik jarayon tezligini turli xil yo'llar bilan oshirishdir. Kimyoviy texnologik jarayonlar yo'nalishining tahlili orqali jarayonning tezligi asosiy tegishli formulalar bilan topiladi. Shunda jarayon intensivligini oshiradigan va ishlab chiqarishda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

Jarayonning harakatlantiruvchi kuchini oshirish (ΔC) uchun o'zaro ta'sirlashayotgan komponentlarning boshlang'ich konsentratsiyalarini oshirish, bosimni ko'tarish, jarayon haroratini boshqarish va hosil bo'layotgan mahsulotni reaksiyon zonadan chiqarib turish kerak. Absorbsiya, 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; Δp – jarayonning harakatlantiruvchi kuchi.

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

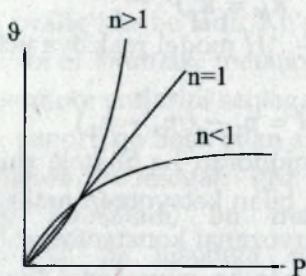
$$\Delta p = p_A^{m_1} p_B^{n_1} \quad (2.34)$$

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: $p_A = aP$ va $p_B = bP$, ya'ni

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

bu yerda β – 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:

$$\vartheta = \frac{dG}{dt} = k \cdot \Delta p \quad (2.36)$$

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:

$$\vartheta = \frac{dG}{dt} = k_1 \cdot F \cdot P \quad (2.37)$$

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:

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

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:

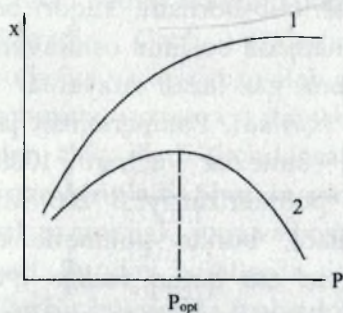
$$K_N = K_p P^{-\Delta N} \quad (2.39)$$

$m_A + n_B \leftrightarrow pD - \Delta H$ model reaksiya uchun ΔN 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 (ΔN manfiy) P bosimi oshirilsa, muvozanat konstantasi oshadi, shu bilan birga dastlabki komponentlarning muvozanat konsentratsiyalari p_A^* va

p_i^* 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 tarafiga 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, uglerodan 10 ming MPa bosim va 2400 °C harorat ostida sun'iy olmoslar hosil qilinadi.

V. Sorbtsion va desorbsion jarayonlarning harakatlantiruvchi kuchini oshirish uchun jarayonlarning haroratlari boshqariladi. Absorbsiya, 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 ΔC va umumiy tezlik ϑ 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. ϑ_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, adsorbsiya) 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 xossalari 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:

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

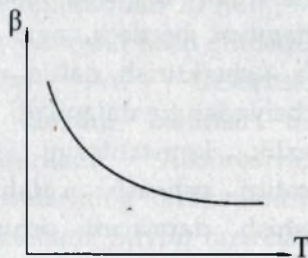
hisoblash uchun bu formula logarifmflanadi.

$$2,31g \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (2.42)$$

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 sohalarda qo'llanadi. 2.11-rasmda ko'rsatilishicha, E tushishi bilan β kamayadi, harorat esa oshadi. Yuqori haroratlar sohasida β birga yaqinlashadi.



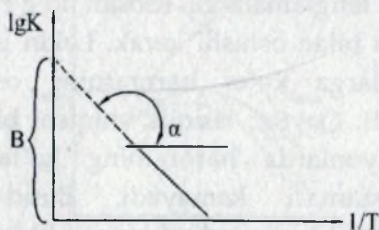
2.11-rasm. β_T ning haroratga bog'liqligi.

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 – diffuziyalanayotgan moddalarning molekulyar massasiga bog'liq bo'lgan koeffitsient; P – gazning umumiy bosimi; α 1,5–2,5 sohalarda o'zgaradi. Gazlar uchun diffuziya koeffitsienti 0,1–1sm²/s ga teng. Suyuqliklarning qovushqoqligi yuqori bo'lgani uchun gazlarnikiga nisbatan diffuziya sekin kechadi. Eritmalarning diffuziya koeffitsienti 10⁴–10⁵ sm²/s, gazlarniki esa 10⁴– 10⁵sm²/s ga teng.

Suyuqliklar uchun diffuziya koeffitsienti quyidagi formula bilan topiladi:

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

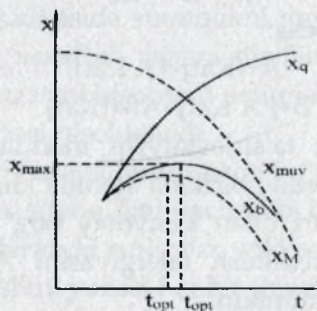
bu yerda B' – koeffitsient; μ – eritmaning dinamik qovushqoqlik koeffitsienti.

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 ϑ (k_1) bilan aniqlanadi, harorat ko'tarilishi bilan oshadi. Yuqori haroratda qaytar jarayon tezligi ϑ_2 (k_2) ϑ_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.

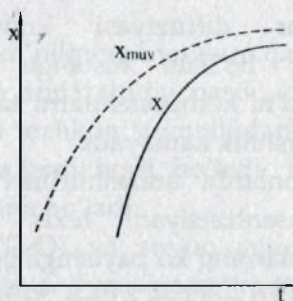
Ekzotermik jarayonlarga nisbatan endotermik jarayonlarda haroratning oshirilishi maqsadga muvofiqdir. Chunki harorat oshirilganda muvozanat va tezlik konstantalari oshadi, bu holatga mos keladigan mahsulot chiqishi 2.13-rasmda egri chiziq bilan ko'rsatilgan. Bunda haroratning cheksiz ko'tarilishi maqsadga 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 ($T, R, C_{A0}, C_{B0} = const$):

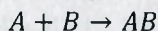
X_{muv} – mahsulotning muvozanatli chiqishi; X_0 – qo'shimcha reaksiyalar ketmaganda mahsulot chiqishi; X_M – qo'shimcha reaksiyalar ketganda mahsulot chiqishi; X_q – qaytmas reaksiyalar uchun mahsulot chiqishi.



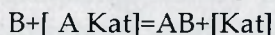
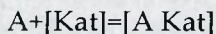
2.14 – rasm. Endotermik qaytar reaksiyalar uchun mahsulot chiqishining haroratga bog'liqligi ($T, R, C_{A0}, C_{B0} = const$):

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 Kat] oraliq birikma alohida kimyoviy komponent holatida bo'lib, bir-biri bilan kimyoviy bog' orqali bog'langan bo'ladi. Katalitik aktivlanish energiyasini Arrenius 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 aralashtirilish 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 yuzasini (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 printsiplarini to'rt xil sinfga bo'lish mumkin:

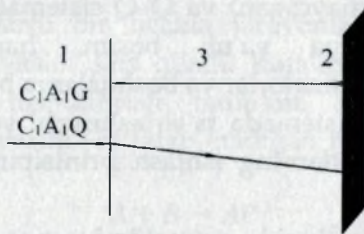
1. Apparat nasadkasida suyuqlikni yuqqa qavat qilib yoyib berish. Bu apparat *nasadkali minora* deyiladi. Suyuqlikning gaz bilan ta'sirlashuv yuzasini hisoblash uchun nasadkaning suyuqlik bilan qoplangan yuzasi hisoblanadi.

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 granulari 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 konsentratsiyasining 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 °C ga ohsa 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 emperik formulasi orqali topiladi:

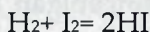
$$\vartheta_{T_2} = \vartheta_{T_1} \gamma^{\frac{T_2 - T_1}{10}}; \vartheta_{T_2} = \vartheta_{T_1} 2^{\frac{60}{10}} = \vartheta_{T_1} 2^6 = 64\vartheta_{T_1}$$

Demak, haroratga bog'liq bo'lgan ϑ_{T_1} reaksiya tezligi 60° C da boshlang'ich reaksiya tezligiga nisbatan 64 marta katta bo'lar ekan.

2.2-masala. Kimyoviy reaksiya $H_2 + I_2 = 2HI$ tenglama bo'yicha bormoqda. Bu reaksiyaning tezlik konstantasi ma'lum bir haroratda 0,16 ga teng. Reaksiyaga kirishuvchi dastlabki moddaning konsentratsiyasi (mol/litr): $[H_2] = 0,04$; $[I_2] = 0,05$.

Dastlabki reaksiya tezligini va $[H_2] = 0,03$ 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:

$$[H_2] = a, [I_2] = b.$$

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 mol/litr bo'lsa, unda 0,04-0,03=0,01ni olamiz. Reaksiya tenglamasidan shu narsa ayonki, vodorod bilan yod 1:1 nisbatda reaksiyaga kirishadi, demak, reaksiyaga kirishgan yodning miqdori ham aynan 0,01 mol/litr ga tengdir. Bundan yodning oxirgi konsentratsiyasi: 0,05 - 0,01 = 0,04 mol/litr ga teng. O'ta toza konsentratsiyalarda to'g'ri reaksiya tezligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$V'_{\text{dast.}} = k \cdot a' \cdot b' = 0,16 \cdot 0,03 \cdot 0,04 = 1,92 \cdot 10^{-4}$$

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

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

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:

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

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.

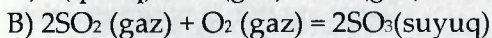
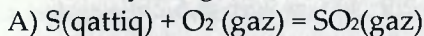
Yechish: Vant-Goff qoidasiga asosan

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

Masala shartiga asosan ϑ / ϑ_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:

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

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

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

Berilgan:

$$t_0 = 10^\circ C$$

$$t = 20^\circ C$$

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

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

$$\gamma = ?$$

Yechish:

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

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

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

Harorat $30^\circ C$ 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: $\vartheta = \vartheta_0 \gamma^{\Delta H / 10}$, $\vartheta / \vartheta_0 = \gamma^{\Delta H / 10}$

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 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 aralastiruvchi 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 ΔC qanday aniqlanadi?

8. Bosimni oshirilishi jarayon tezligiga va muvozanatga qanday ta'sir ko'rsatadi?

Mustaqil ishlash uchun masalalar

2.1-masala. Gomogen reaksiyaning harorati $30^{\circ}C$ dan $45^{\circ}C$ 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}C izotopining yarim yemirilish davri 5730 yilga teng. Arxeologik qazilma ishlarida topilgan daraxtda ^{14}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. $COCl_2(gaz) \leftrightarrow CO(g) + Cl_2(gaz)$ ko'rinishdagi reaksiyaning muvozanat konstantasi 0,02 ga teng. $COCl_2$ ning dastlabki konsentratsiyasi 1,3 mol/litr ga teng. Cl_2 ning muvozanat konsentratsiyasini hisoblang. Xlor hosil bo'lishini 3 marta oshirish uchun dastlabki $COCl_2$ ning konsentratsiyasini qancha miqdorda olmoq kerak?

2.6-masala. $2NO(g) + O_2(g) \rightarrow 2NO_2(g)$ 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 2CO_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 IZOTERMIK 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 ϑ_h quyidagicha ifodalanadi:

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

bu yerda: V_s – materiallarning sarflanish hajmi; ϑ - reaksiyon hajm.

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 aralastirish 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 – η_r , reaktorning bitta ishchi sikli bo'yicha – τ_s , hisoblaganda ketgan asosiy vaqt – τ ning, xususiy kimyoviy reaksiyani amalga oshirish uchun ketgan vaqtga nisbati sifatida topilib, bunda asosiydan tashqari yordamchi vaqt – $\tau_{yord.}$ ham topiladi.

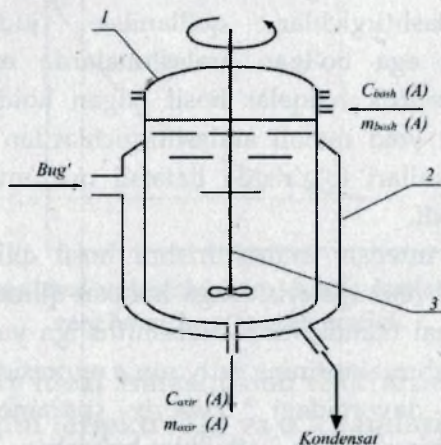
$$\eta_r = \frac{\tau}{\tau_s} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{yord.}} = \frac{\tau}{\tau + \tau_{yuk.} + \tau_{kir.} + \tau_{chiq.} + \tau_{tush.}} \quad (3.1)$$

Bu yerda $\tau_{yuk.}$, $\tau_{tush.}$, $\tau_{kir.}$, $\tau_{chiq.}$ lar mos ravishda aralashmani yuklash va tushirish hamda reaktorni ishchi rejimga 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'лади. 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 aralastiruvchi sig'imli reaktorlar

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



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

1-qobiq; 2-g'ilof; 3-aralastirgich.

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

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 sirtidan uzoqlashishiga ko'mak berish orqali toza sof portsiyali reagentni kirishiga imkon yaratadi.

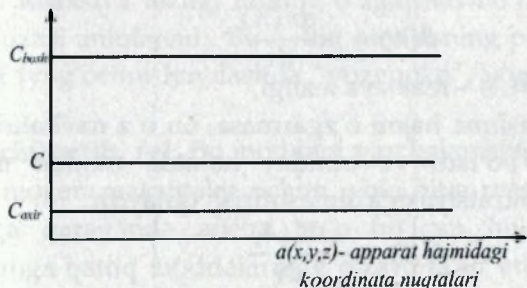
Agar reaksiya aralashmaning qovushqoqligi suvning qovushqoqligiga yaqin bo'lsa, unda aylanish o'qiga parallel oqim hosil qiluvchi parrakli aralashtirgich qo'llaniladi. Qovushqoqligi bir muncha yuqori bo'lgan aralashmalar uchun, radial oqimlarni hosil qiluvchi (aralashtirgichdan boshlab reaktor devorigacha) turbinali aralashtirgichlar qo'llanilsa, judayam katta qovushqoqlikka ega bo'lgan aralashmalarda esa tangentsial (suyuqlik kontsentrik 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 intilinish, bunda turbulent rejimiga erishishga harakat qilinadi va shuning evaziga maksimal hamda ideal aralashtirishga yaqinlashtiriladi. Ideal aralashtirish reaktorining ixtiyoriy a nuqtasidagi suyuqlikni shu τ vaqt davomidagi ixtiyoriy parametri (masalan, konsentratsiya) bir xil bo'lib, kattaliklar bo'yicha:

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

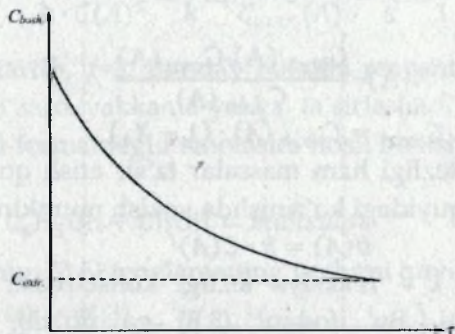
o'zgarmagan bo'ladi.

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 τ 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:

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

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*¹ berilgan X orqali topiladi:

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

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

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:

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

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

¹Reaktorda reaksiyaga kirishayotgan reagentlarni mahsulotga aylanish darajasi

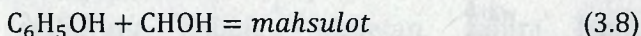
Nol tartibi, $f=0$. Bu holatda reagentlar konsentratsiyasi o'zgarmaydi, $dC(A)=0$; va (3.6) tenglamani yechimi o'z ma'nosini yo'qotadi. Reaksiya tezligi doimiy o'zgarmas bo'lib, fazalarning kontakt yuzasi aniqlanadi. Bu qattiq moddaning parchalanishida kuzatiladi (yog'ochni haydashda "vozgonka", yog'och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

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 molekulasi 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:

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

(3.7), (3.9) formulalarni tahlil qilish shuni ko'rsatadiki, reaktoring 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.

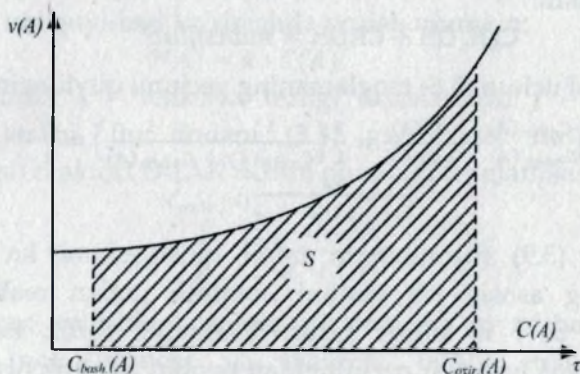
Ko'pincha reaksiya tezligining konsentratsiyaga bog'liqligi oshkor bo'ladi $v=f(C(A))$. Bunday holatda reaktorning ish vaqti konsentratsiyaning o'zgarishini o'rtacha reaksiya tezligi v_{or} ga bo'lish orqali topiladi:

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

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:

$$v_{or.} = \frac{\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} v(C(A)) dC(A)}{C_{bosh.} - C_{oxir.}} \quad (3.11)$$

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 yuzasining 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 approksimatsiya² 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.

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 qarab chiqamiz.

Davriy ideal aralashtirish D-IAR reaktorini hisoblash, reaksiyon 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 – ψ 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.

² (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.

O'tilgan mavzular bo'yicha bir nechta masalalarni qarab chiqamiz:

Masala 3.1.1. Davriy ideal aralashtirish D-IAR reaktorida ikkinchi tartibli reaksiya $2A \rightarrow R$ amalga oshirilmoqda, bu yerda $k=0,8 \text{ m}^3/(\text{kmol}\cdot\text{soat})$. 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 - η_r aniqlansin.

Yechish. Dastlab reaktorning bitta ish sikli uchun asosiy va reaktorni ish rejimiga keltiriluvchi yordamchi vaqtlarini hisoblash zarur. Vaqt - τ 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

$$\tau_{yord.} = \tau_{yuk.} + \tau_{tush.} = 0,5 + 0,5 = 1,0 \text{ soatga teng bo'lib,}$$
$$\text{vaqt sikli esa } \tau_s = \tau + \tau_{yord} = 5,99 + 1,0 = 6,99 \approx 7 \text{ soat ga}$$

tengdir.

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

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

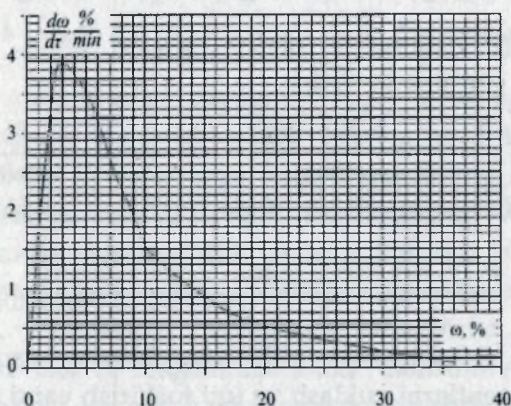
Reaktor hajmi uchun (3.14) formula muvofiq keladi:

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

Kerakli kattaliklarni birinchi jadvaldan olamiz. Ilovadan mo'yorlashtirilgan reaktor zahira hajmining yaqinroq tomonidan hajm olinadi.: I-IIRT turdagi reaktor uchun $V = 2,5 \text{ m}^3$. 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 m³ efirlash uchun metilol hosilali butanol aralashmasi ishlatiladi. Bitta reaktorning hajmini $V = 2,5 \text{ m}^3$ deb olib, kerak bo'ladigan reaktorlar soni N hamda reaktor samaradorligi η_r hisoblansin. Jarayonning kinetik egriligi $\frac{d\omega}{dt} = f(\omega)$, ma'lum bo'lib, uning grafigi quyida keltirilgan.



3.5 -rasm. Davriy ideal aralashtirish reaktorida jarayon tezligi o'zgarishining kinetik egriligi 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 τ ni (3.10) formula bilan topamiz va uni mahsulotning massaviy ulush orqali yozamiz:

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

ifodaga kiruvchi o'rtacha $v_{o'r.}$ tezlikni hisoblash uchun $\omega_{bosh.}=0$ 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 (absissa 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:

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

Xuddi 3.1.2 masaladagidek yordamchi vaqt deganda reaktorga reagentlarni yuklash va uni tushirish vaqti tushuniladi. Aytaylik, reaktor diametri $d=0,50 \text{ mm}$ patrubka orqali to'ldirilib,

bunda oqim tezligi $w=1,5$ ga teng bo'lsin. Bu holat uchun xom ashyo sarfi:

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

va yuklash vaqti $\tau_{yuk.} = \frac{\Psi \cdot V}{V_{\tau}} = \frac{0,8 \cdot 2,5}{10,5} = 0,19$ 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 τ_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 $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} 2R$ turdagi reaksiya o'tkaziladi, bunda to'g'ri va teskari reaksiya tezlik konstantalari $k_1=2,4$ s⁻¹ va $k=0,4$ l/(mol·soat) ga teng. Reagentning boshlang'ich konsentratsiyasi $C_{bosh}(A)=1,6$ mol/l, muvozanatlik $X_A=0,9X_A^*$ ga nisbatan aylanish darajasi 90% ga teng. Reaktor bitta ish sikli davomida qancha miqdordagi mahsulot $n(R)$ 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:

$$[R] = C_{bosh.}(R) + C(R) = C(R) \text{ tenglik munosabati o'rinli bo'ladi.}$$

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 τ ning davomiyligini aniqlang.

Yechish. Reaktor asosiy ish vaqti τ 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 funksiyani analitik chegaralari bo'yicha integrallash lozim:

$$\begin{aligned} &\int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A) = \\ &= k_1 \int_{C_{bosh.}(A)}^{C_{oxir.}(A)} -C(A) dC(A) - k_2 \int_{C_{bosh.}(R)}^{C_{oxir.}(R)} C(R)^2 dC(R) = \\ &= -\frac{k_1}{2} (C_{oxir.}(A)^2 - C_{bosh.}(A)^2) - \frac{1}{3} k_2 (C_{oxir.}(R)^3 - C_{bosh.}(R)^3) \end{aligned}$$

Almashtirish kiritib, reaksiya tenglamasida mulohaza yuritib:

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

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

$$\frac{1}{3} k_2 ((2(C_{bosh.}(A) - C_{oxir.}(A)))^3 - 0) = -\frac{2,4}{2} (0,72^2 - 1,6^2) -$$

$$\frac{0,4 \cdot 2^3}{3} (1,6 - 0,72)^3 = 1,72$$

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. Uzlüksiz ishlaydigan reaktorlar

Bu turdagi reaktorlar *oqimli reaktorlar* deb ham yuritiladi. Agar davriy reaktorda reaksiya vaqti bevosita qayd qilinsa, oqimli reaktorlarda esa *yetib kelish vaqti* τ 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}^{τ} 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, (3.2¹) 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:

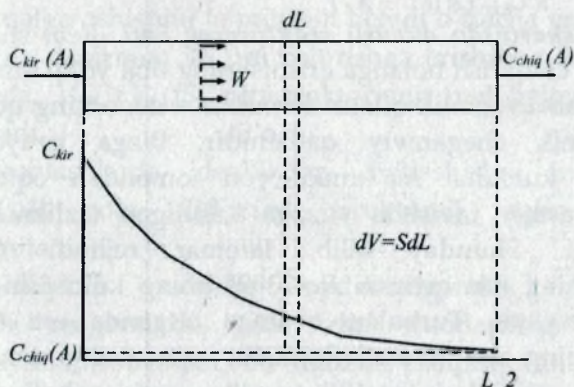
$$\vartheta(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = -\frac{dC(A)}{d(l/w)} = -\frac{dC(A)}{dl} w \quad (3.17)$$

3.2.1. Ideal siqib chiqarish reaktori (ISCHR)

Bu turdagi reaktorlar quvurli ("трубчатый") nomi bilan aytilib, 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 $dV_{ar.}$ hajmi 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 τ kattaligi o'zaro mos keladi, ya'ni:

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

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.

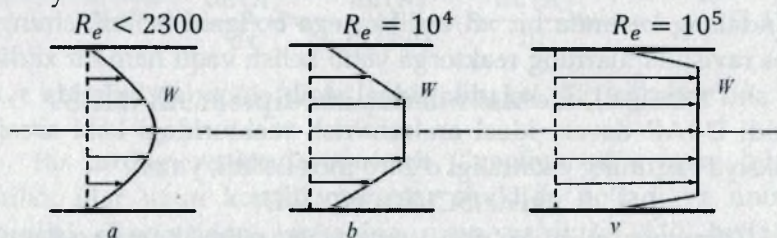
Oxirgi tenglik (3.7) va (3.9) formulalarni ideal siqib chiqarish reaktorlarida reagentni yetib kelish vaqtini hisoblashda qo'llash imkonini beradi. Tegishli belgilashlarni kiritib uni quyidagicha yozamiz:

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

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

$$= \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{kir.}(A)(1 - X_A)}$$

Real sharoitda quvurli reaktorning ishi -Real sharoitlarda ideal siqib chiqarish holatiga erishishning iloji yo'q. Bunga ikkita asosiy sabab to'sqinlik qiladi. *Birinchi* – 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 reaktoring sharoitlariga yaqinlashadi. Buni 3.7-rasmdagi sxemalar yaqqol namoyish etadi:



3.7-rasm. Laminar oqim sharoitida (a), kuchli turbulent (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 oshishini 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 oshishiga olib keladi.

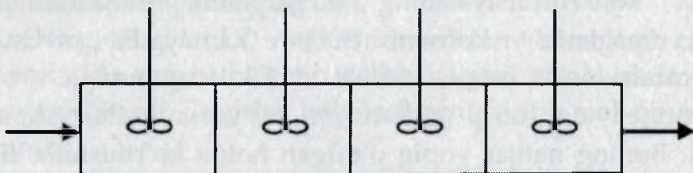
Hisoblashlarda ideallikdan chetlashishni inobatga olib, *yacheykali* yoki *diffuzion* strukturali oqim modelidan foydalaniladi.

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 σ_θ^2 – birliksiz yetib kelish vaqtining dispersiyasi, $\theta = \tau_{y,k,v}/\tau_{y,k,v}^{o'rt}$ (y θ taqsimotining uning o'rtacha qiymati $\theta = 1$ ga nisbatan chetlashishlarini xarakterlaydi). Dispersiyani yetib kelish vaqti dispersiyasi chetlashishlarining σ_τ^2 uning o'rtacha qiymati kvadratiga nisbati kabi topiladi: $\sigma_\theta^2 = \sigma_\tau^2 / (\tau_{y,k,v}^{o'rt})^2$

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 qilinyotgan 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

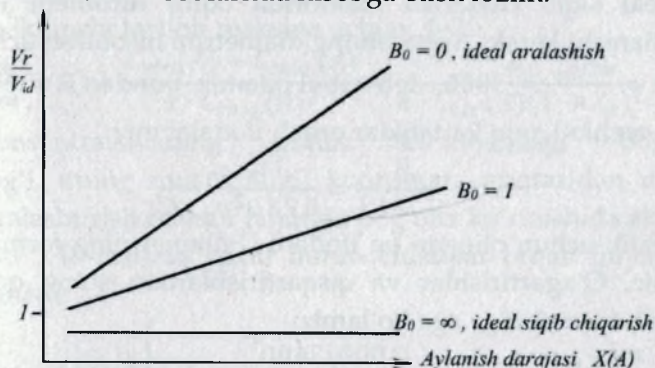
yoki effektiv diffuziya koeffitsienti E ishlatiladi. Bunday ko'rinishi o'zgartirilgan kriteriyani ko'pincha Bodenshteyn kriteriyasi deb ham ataladi:

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

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'lmasligi 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 quvvurli 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 reaksiyon 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 (3.9¹) formula orqali amalga oshiramiz:

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

Masala 3.2.2. Ideal siqib chiqarish reaktorining mahsulot bo'yicha ishlab chiqarish quvvati $m_{y.k.v.}^r = 1000 \text{ kg/soat}$, 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

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

w - tezlikni aniq kattaliklar orqali ifodalaymiz:

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

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

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

Quvvurli reaktorning uzunligi esa:

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

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:

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

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

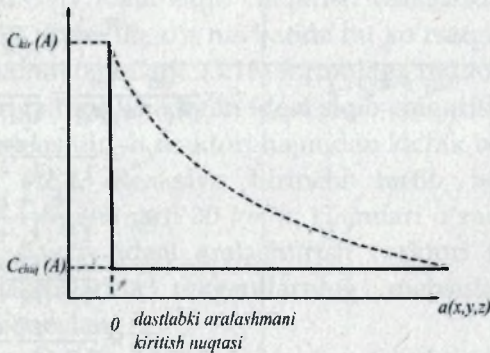
Birinchi tartibli reaksiya uchun $f=1$ bo'lib, olingan munosabat quyidagicha yoziladi:

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

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

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

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 $a(x, z)$ 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 ($n \neq 1$)	$\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A^n} = \frac{X_A}{kC_{AO}^{n-1}(1 - x_A)^n}$

$A + B \rightarrow R$	$kC_A C_B$ ($C_{BO}/C_{AO} = b, C_{AO} \neq C_{BO}$)	$\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A(C_{BO} + C_{AO} + C_A)}$ $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_{AO}(1 - x_A)(b - x_A)}$
$A \leftrightarrow R$	$kC_A - k'C_R$ ($C_{RO} = 0$)	$\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A - k'(C_{AO} - C_A)}$ $\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{k - (k + k')x_A}$ $\tau = \frac{1}{1 + (k + k')\tau}$
$A \rightarrow R \rightarrow S$	$k_1 C_A$ $k_1 C_A - k_2 C_R$ $K_2 C_R$	$\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{kC_A} = \frac{x_A}{k(1 - x_A)}$ $C_A = \frac{C_{AO}}{1 + k\tau}; X_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau}$ $C_R = \frac{k_1 \tau C_{AO}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)}$ $\tau R_{max} = \frac{1}{\sqrt{k_1 k_2}}$
$A \rightarrow R$ $A \rightarrow S$	$(k_1 + k_2) C_A$	$\tau = \frac{C_{AO} - C_A}{(k_1 + k_2)C_A} = \frac{x_A}{(k_1 + k_2)(1 - x_A)}$ $C_A = \frac{C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ $X_A = \frac{(k_1 + k_2)\tau}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ $C_R = \frac{k_1 \tau C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$ $C_S = \frac{k_2 \tau C_{AO}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}$

Real sharoitlarda aralashtirish reaktorining ishi -Real sharoitlarda reaktorga kiruvchi aralashma butun apparat hajmi bo'yicha o'sha zahotiyog 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 $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$, $C_{kir.}(A) = 4 \frac{kmol}{m^3}$, $aX_A = 0,8$ deb olib) uni ideal siqib chiqarish reaktori uchun, olingan kattaliklar bilan qiyoslang.

Yechish. Buning uchun (3.20^{II}) 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^{II}) formulani o'zgartirgan holda quyidagini olamiz:

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

bu yerda $\tau_{y.k.v.} = \tau_{y.k.v.}(IAR) = \tau_{y.k.v.}(ISCH) = \frac{V}{v_{dr.}} = \frac{150}{30} = 5 \text{ min}$

Ideal siqib chiqarish reaktorida X_A ni hisoblash uchun (3.7^I) formuladan foydalanamiz:

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

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 $k_1=31,4$ l/(mol·soat) va $k_2=2$ soat⁻¹. Reaktorga kirayotgan A reagentning konsentratsiyasi $C_{kir.}(A)=0,6$ mol/l, bo'lsa, muvozanat konstantasi $X_A=0,9$ X_A^* bo'lganligidan aylanish darajasi 90% bo'ladi. Agar aralashma sarfi $V_{ar.}^T = 2,89$ m³./soat bo'lsa, reaktorni mahsulotga nisbatan unumdorligi $n(R)$, mol/soat hisoblansin.

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

$$\begin{aligned} n(R) &= 0,5n(A) = 0,5 \left(C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A) \right) V_{ar.} \\ &= 0,5 \left(C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A) \right) V_{ar.}^T, \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} (C(A)) &= \vartheta_1 - \vartheta_2 = k_1 C_{chiq.}(A)^2 - \vartheta_2 C_{chiq.}(A) \\ &= k_1 C_{chiq.}(A)^2 - k_2 \cdot 0,5 (C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)) \\ &= 31,4 \cdot 0,17^2 - 2 \cdot 0,5 \cdot (0,6 - 0,17) = 0,48 \frac{\text{mol}}{\text{lsoat}} \end{aligned}$$

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

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

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

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

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

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

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:

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

$$\int_{C_{kir.}(A)}^{C_{chiq.}(A)} \vartheta(C(A)) dC(A) = \frac{k_1}{3} (C_{kir.}(A)^3 - C_{chiq.}(A)^3) - \frac{k_2}{2} ((0,5(C_{kir.}(A) - C_{chiq.}(A)))^2 - 0)$$

$$= \frac{31,4}{3} (0,6^3 - 0,17^3) - \frac{2 \cdot 0,5^2}{2} (0,6 - 0,17)^2$$

$$= 2,17 \frac{\text{mol}^2}{\text{l}^2 \cdot \text{soat}}$$

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:

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

bo'ladi.

3.2.3. Kaskad reaktorlar

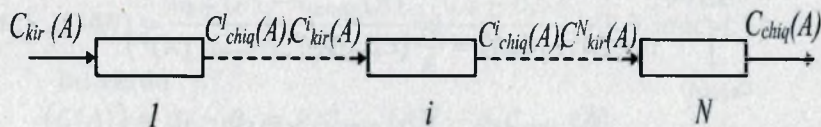
Ketma-ket ulangan reaktorlar kaskad hosil qiladi. Dastlab biz ideal siqib chiqarish kaskad reaktorlari ishini tahlil qilamiz.

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:

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

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.

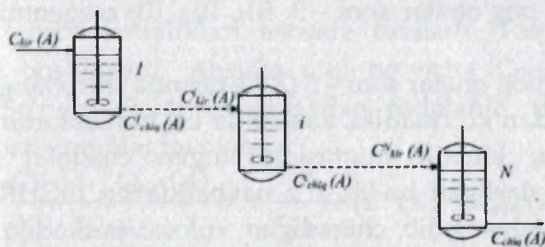
$\tau_{y.k.v.}^i$ qiymatini (3.17) orqali ifodalab va olingan qiymatlarni (3.22) tenlamaga qo'yamiz:

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

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 reaktoring 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:



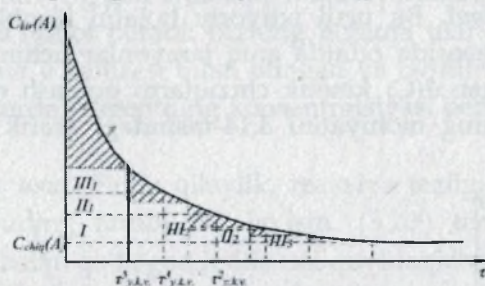
3.12 - rasm. Ideal aralashtirish reaktorlar kaskadi.

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: II₁ va II₂, bunda reagentni yetib kelish vaqti – $\tau_{y.k.v.}^2$;

- $N=3$, pog'onalar soni - 3: III₁, III₂, III₃, reagentni yetib kelish vaqti - $\tau^3_{y.k.v.}$;

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

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:

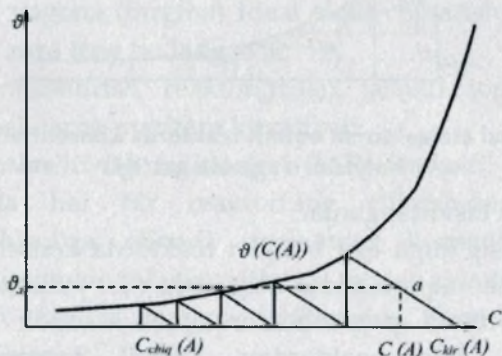
$$\lim_{n \rightarrow \infty} \sum_1^N V_i = N \cdot V_i = V_{ISCH} \quad (3.26)$$

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 kattalıkları asosida tuziladi. Tuzish birinchi reaktordan boshlanadi. Absissa o'qi bo'yicha $C_{kir}(A)$ kattaligi qo'yiladi. So'ngra (3.24) tenglamadan fodalaniib, 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 $tga = -\frac{1}{\tau_{y.k.v.}^i}$ 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 ($\tau_{y.k.v.}^i = const$) 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.

Analytik 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.

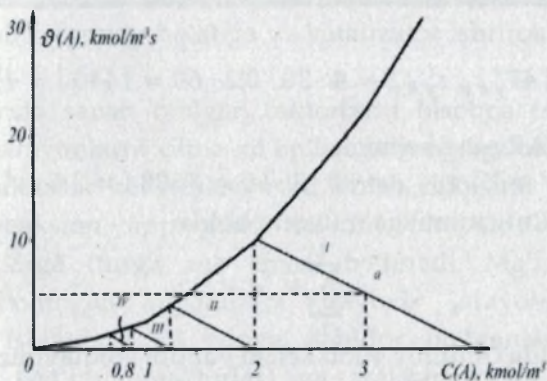
Agar kaskad IAR va ISCHR lardan tashkil topgan bo'lsa, unda hisoblashni ketma-ket ravishda, ya'ni apparatdan apparatgacha olib borilib, shunga muvofiq keluvchi formulalardan foydalaniladi.

3.2.8-masala. 3.2.1 va 3.2.3 masalalar shartiga (reaksiya tenglamasi $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$, $C_{kir.}(A) = 4 \frac{kmol}{m^3}$, $X_A = 0,8$, $V_{ar.}^I = 30 \text{ l/min}$) 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 fodalnamiz. $\vartheta(A) = 2,5C(A)^2$ 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).

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



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

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

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

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

Kesishish nuqtasi birinchi reaktordan chiqishidagi aralashma konsentratsiyasining qiymatini beradi. Grafikni yasashni $C_{chiq.}(A) = 0,8 \frac{kmol}{m^3}$ qiymatga yetgunga qadar qancha kerak bo'lsa, o'shanday og'ish bo'yicha to'g'ri chiziqqa ($\tau_{y.k.v.i} = const$) 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

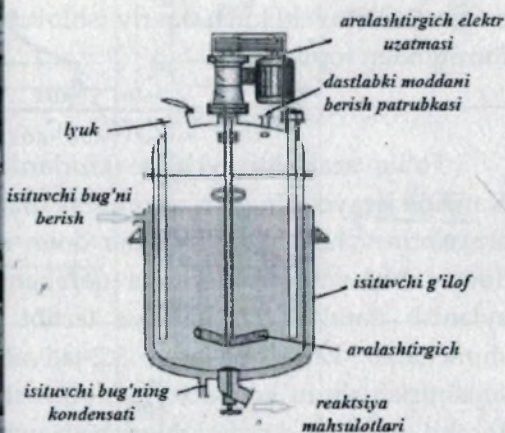
Turli xildagi reaktorlarni taqqoslashda dastlab ularning konstruksiyasini inobatga olgan holda bajaradigan ishlari, reaktor o'lchamlari, kimyoviy reaksiyada selektivligi, masalan oddiy qaytmas reaksiyada mahsulotning chiqishi kabi parametrlar orqali tavsiflanadi.

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, quvvurli 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.


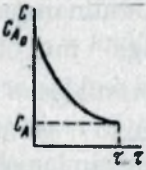
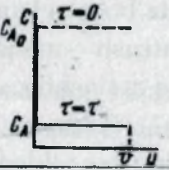
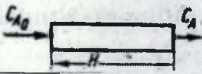
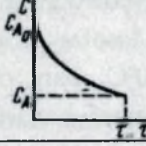
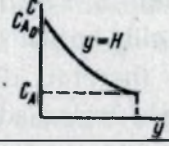
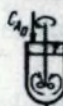
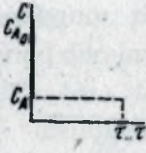
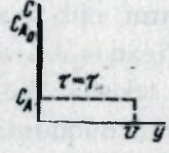

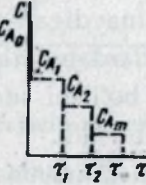

1). Ideal siqib chiqaruvchi va to'liq aralashtirgichli reaktorlar.

Ideal siqib chiqaruvchi reaktorlarda dastlabki reagentlarning kontsentratsiyasi reaktor uzunligi (yoki balandligi) bo'yicha kamayib boradi. Natijada mos ravishda jarayonning harakatlantiruvchi kuchi ΔC 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:

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

To'liq aralashtiruvchi reaktorlarda esa $C_{Ab} = C_{AOX}$ bo'ladi. Natijada jarayonning o'rtacha harakatlantiruvchi kuchi ΔC 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.

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) 			$\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A}$
Ideal siqib chiqaruvchi (statsionar) 			$\tau = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A}$
Oqimli to'liq aralashtirgichli (statsionar) 			$\tau = \frac{C_{A0} x_A}{-r_A}$
To'liq aralashtirgichli reaktor kaskadi 			$\tau_m = \frac{C_{A0} - C_{Am}}{U_m}$

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 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, ΔC 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 ΔC reaktorlar kaskadida bittalik reaktorga qaraganda yuqori bo'ladi. Qanchalik kaskadlar soni ortib borsa ΔC 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:

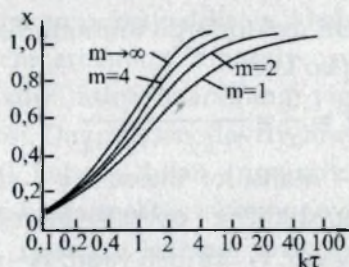
$$\vartheta = \frac{G}{\tau} = KV\Delta C_{ox}. \quad (3.32)$$

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; ΔC_{ox} berilgan bosqichdagi jarayonning oxirgi harakatlantiruvchi kuchi (aralash tirgichli 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,



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

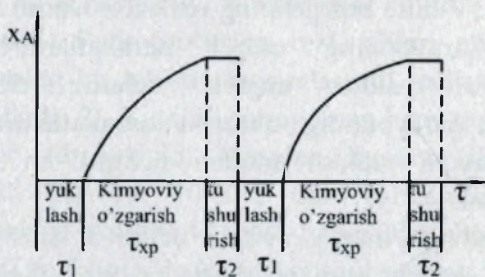
reaktorlar soni qanchalik ko'p bo'lsa, berilgan aylanish darajasida $d\tau$ kattalik kichkina bo'ladi, ya'ni sistemaning reaksiyon hajmi ham kam bo'ladi.

3) Davriy (uzlukli va uzluksiz) ishlaydigan reaktorlar.

Davriy ishlovchi reaktorlarda har doim aralash tirish 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 (τ) 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 ishlashining grafigi

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

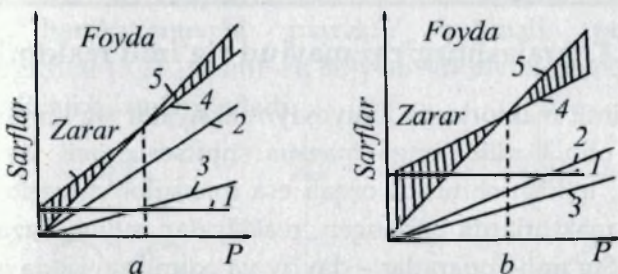
$$Y = \frac{G}{\tau} = \frac{G}{\tau_{k.ay.} + \tau_{qo'sh}} \quad (3.34)$$

Bu yerda: G – mahsulot massasi; τ – siklning to'liq vaqti $\tau_{qo'sh.} = \tau_1 + \tau_2$ - qo'shimcha operatsiyalarning vaqti; $\tau_{k.ay.}$ – kimyoviy aylanish vaqti; τ_1 - kiritish vaqti; τ_2 – chiqarish vaqti.

Davriy ishlovchi reaktorlar samaradorligini foydali ish koeffitsienti 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 diagrammmasi.

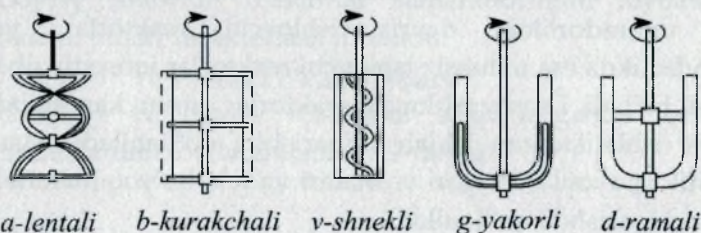
Mahsulot tannarxi doimiy, o'zgaruvchan va xom ashyo narxiga bog'liq bo'ladi. 3.19-rasmdagi iqtisodiy diagramma chiziqlari quyidagicha: 1). Doimiy xarajatlar (amortizatsiya, ekspluatatsiya, tekshiruv, maosh). U unumdorlikka bog'liq bo'lmaydi. Davriyga qaraganda uzluksiz jarayonlarda bir muncha yuqori 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.

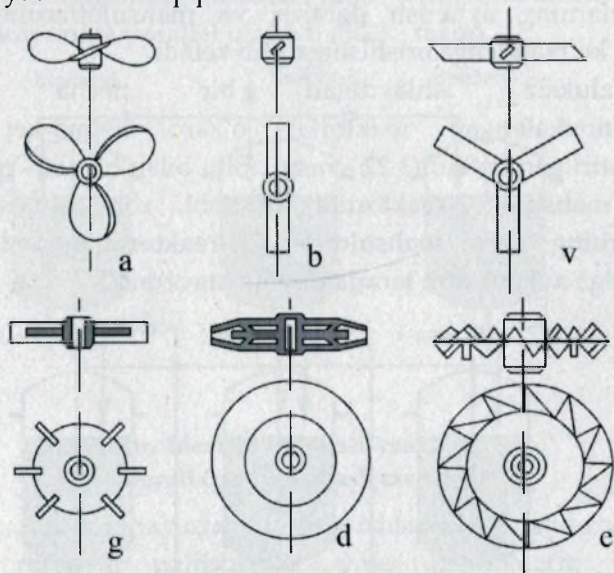
Aralashtirgichli apparat hajmi u yoki bu jarayonni o'tkazish sharoitiga bog'liq holda, kichik ulushidan tortib bir necha ming kub metr gacha bo'lishi mumkin. Aralashtirgichlar aylanish tezligi bo'yicha shartli ravishda ikki guruhga bo'linadi: sekin aylanadigan (yakorli, ramali va boshqalar, ularda aylana 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.

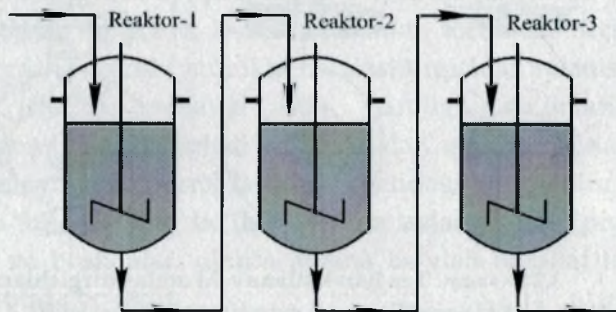
Aralashtirgichi mavjud bo'lgan qozonda davriy reaksiyalar, odatda atrof-muhit sharoitida yoki mo'tadil yuqori bosim va 250 °C harorat oralig'ida sodir bo'ladi. Ishlab chiqarish talablariga bog'liq holda kimyo sanoatidagi o'xshash idishlar legirlangan³ yoki legirlanmagan po'latlardan tayyorlanadi, ba'zan 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

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

sirkulyatsiya zonalarning salbiy ta'sirlari pasayishidan aralashtirish sezilarli darajada aktivlashadi. Natijada dastlabki moddalarning aylanish darajasi va mahsulotlarning chiqishi yuqori ko'rsatgichga erishishiga 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.



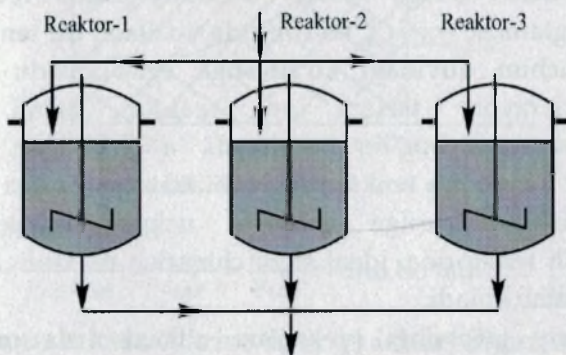
3.22 - rasm. Ideal aralashtirish reaktorlarini pog'onali (ketma-ket tartibda) ulash sxemasi.

Shunday qilib, bu yerda kimyoviy reaksiya bir nechta reaksiyon idishlarga taqsimlanadi. Alohida olingan katta idishlardagi reaksiyon 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.

Baʼzan reaksiyaning borishi vaqtida istalmagan oraliq qoʻshimcha mahsulotlarni reaktordan tushirishga toʻgʻri 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 baʼzida 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 toʻxtatib tartibga solish kerak boʻladi), jarayonni ikkita boshqa reaktorlarda amalga oshirish mumkin boʻladi.

3.3.2. Reaktor oʻlchamlari

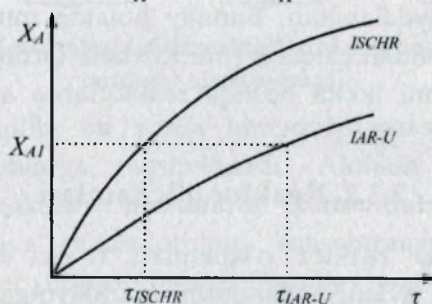
Jarayonlarda reaktor oʻlchamlari toʻgʻri tanlansa, unda reaktor berilgan aylanish darajasini (qaralayotgan reaksiya turi boʻyicha) taʼminlay oladi va oʻz navbatida, mahsulotning chiqishi ham shunga bogʻliq boʻladi. Ideal siqib chiqarish va ideal aralashtirish reaktorlarida reagentlarni mahsulotga aylanish darajasining bir xil boʻlishiga erishish uchun kerak boʻladigan 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 reaktoring 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):

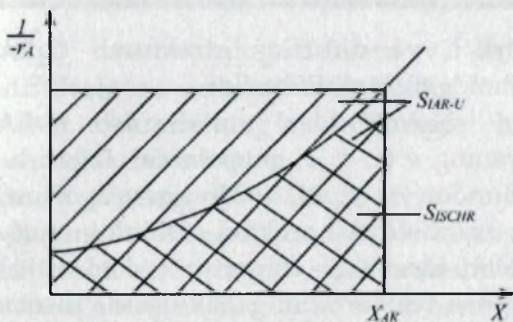
$$\tau_{ISCH} = C_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = C_{AO} \int_0^{X_A} \frac{1}{-r_A} dX_A = C_{AO} \cdot S_{ISCH}$$

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



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

$S_{i.s.ch.r}$ 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

$$\frac{\tau_{ISCH}}{\tau_{IAR}} = \frac{C_{A0} \cdot S_{ISCH}}{C_{A0} \cdot S_{IAR}} = \frac{S_{ISCH}}{S_{IAR}} = \frac{V_{ISCH}}{V_{IAR}} \text{ o'rinli bo'ladi.}$$

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 biorektorlar – 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 quvurl 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 konstruktiviyalari 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 printsipti, yutuq va kamchiliklari, qo'llanish sohasi.

2. Uzluksiz ishlaydigan reaktorlar U-IAR, qurilmasi, ishlash printsipti, 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'lmashligining sabablari. ISCHR noidealligi (nomukkamllik) qanday hisobga olinadi. Yacheykali va diffuzion modellarida oqim strukturasi (tuzilishining) mohiyati.

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

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 $C_{A,0} = C_{B,0} = 7 \cdot 10^{-2} \frac{kmol}{m^3}$, 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 η_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 $0,006 \text{ m}^3/\text{sek}$, $C_{A,0}(\text{ber}) = 0,15 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$.

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

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

3.5-masala. $A + 2B \Leftrightarrow 2R + S$ 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 reksion 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 reksion 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, reksion tarkibni aniqlang. Bunda reksion hajm o'zgarmas deb olinsin.

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

- 1) 573 K haroratda muvozanat vaqtidagi konstantasi;
- 2) muvozanat vaqtidagi aylanish darajasi- X_A ;

3) suyuq fazada aralashma tarkibining muvozanat vaqtidagi konstantasi.

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

Bunda:

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

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

3.11-masala. Qaytar reaksiya $A + B \rightleftharpoons 2R$ tartibda kechmoqda. Bunda harorat 298 K bo'lib, solishtirma entropiyasining o'zgarishi esa $\Delta S_{298}^0 = -80 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$. 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'zgarashi 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'sirini 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 $Q_{yo'qotilish}$ 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 sovtutishda (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'zgar olmaydi. Shuning uchun uni qisqartirgandan so'ng quyidagini olamiz:

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

Jarayon kechishi vaqtida reaktorda reaksiyon aralashma harorati o'zgaragan 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. Uzluksiz 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 $T_{kir.} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ harorat bilan kirib, $T_{chiq.} = 49 \text{ }^\circ\text{C}$ harorat bilan chiqadi. Aralashmaning molyar issiqlik sig'imi $c_p^1 = 16,7 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot K)$, aylanish darajasi $X_A = 0,8$. Aralashma va issiqlik tashuvchi orasidagi o'rtacha harorat farqi $\Delta t_{or.} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$, issiqlik uzatish koeffitsienti $K = 419 \text{ Vt/m}^2 \cdot K$. 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

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

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

Yuzani issiqlik uzatishning asosiy tenglamasi orqali hisoblab topamiz:

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

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 reaksiya 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.

$$dQ_{k.r.} = \vartheta(A)\Delta HV_{ar}.d\tau; \quad (4.3^{II})$$

bu yerda ΔH - 1-mol reagent- A , ga to'g'ri keladigan reaksiyaning issiqlik effekti,

$$d(Q_{maxsulot} - Q_{reagent}) = m \cdot c_p \cdot dT = \rho V_{ar} \cdot c_p \cdot dT \quad (4.3^{III})$$

bu yerda m , c_p , ρ -massa, massaviy issiqlik 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 - koefitsient va issiqlik uzatish yuzasi;

$\Delta t_{o'r.}$ - reaksiya 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.

Olingan qiymatlarni (4.3) tenglamaga qo'yamiz:

$$\vartheta(A)\Delta HV_{ar}.d\tau = \rho V \cdot c_p \cdot dT + K \cdot F \cdot (T - t_{sov.agent}) d\tau$$

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:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dC(A)}{d\tau} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar}} \quad (4.5^I)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.}(A)}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V_{ar.}} \quad (4.5^{II})$$

Shunday qilib biz, issiqlik balans tenglamasini tuzib, nostasionar politrop rejimda davriy ideal aralastirish 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 murakkabdirl, 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: $V_{ar.}=1 \text{ m}^3$, $F = 3 \text{ m}^2$, $\rho=1110 \text{ kg/m}^3$, $c_p=3,4 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$, $T_{bosh.} = 300 \text{ K}$; $C_{bosh.}(A) = 2 \text{ kmol/m}^3$, $K=2500 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{soat} \cdot \text{K)}$, 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:

$$\vartheta(A) = kC(A) = 2,5 \cdot 10^8 e^{-\frac{50000}{RT}} C(A) \frac{\text{kmol}}{\text{soat}\cdot\text{m}^3}, \text{ bo'ladi.}$$

Agar $X_A=0,97$ bo'lsa, reaktorni asosiy ishlash vaqtini- τ aniqlang.

Yechish. Biz bu masalani tavsiya qilingan misol shartidagi kinetik tenglama va tenglama (4.5^{II})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

$$v(A) = -\frac{dC(A)}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{-\frac{50000}{RT}} C(A) = \frac{dX_A}{d\tau} = 2,5 \cdot 10^8 e^{-\frac{50000}{RT}} (1-X_A) \text{ bundan: } \frac{dX_A}{d\tau} = (1-X_A) \exp(19,34 - \frac{5014}{T}).$$

Tenglama (4.5^{II}) quyidagi ko'rinishga keladi:

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh}(A)}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{KF(T-t_{sov,agent})}{\rho \cdot c_p V_{ar.}} = \frac{165000 \cdot 2}{1110 \cdot 3,4} \cdot \frac{dX_A}{d\tau} - \frac{2500 \cdot 3(T-t_{sov,agent})}{1110 \cdot 3,4 \cdot 1}$$

yoki
$$\frac{dT}{d\tau} = 87,4 \frac{dX_A}{d\tau} - 1,99(T - 300).$$

Biz ikkita noma'lumga ega bo'lgan ikkita differensial tenglama sistemasini oldik, qaysikim uni analitik usulda yechishni imkoni yo'q. Uni yechish uchun taqriban sonli yaqinlashish usulidan yani qadamlash - *iteratsiyadan* ⁴ foydalanamiz. Bu usulning mohiyati quyidagichadir.

Qayta o'zgartirilgan tenglama differensiallari oxirgi o'suvchi hadlar bilan almashtiriladi:

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} = (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \quad (a)$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta \tau} = 87,4 \frac{\Delta X_A}{\Delta \tau} - 1,99(T - 300) \quad (b)$$

- bizda reaksiya vaqti- τ 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 ΔX_A va ΔT -lar ixtiyoriy ravishda berilib, so'ngra ular hisoblangan tenglama (a)-dagi ΔX_A^{his} va tenglama (b)-dagi ΔT^{his} bilan solishtiriladi. ΔX_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 kattalıkları qo'yiladi.

$$X_A = X_A^{i-1} + \Delta X_A / 2$$

ΔT^{his} -ni hisoblashni amalga oshirish (b) tenglamaga 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 ΔX_A , va ΔX_A^{his} , ΔT va ΔT^{his} kattalıklarini o'zaro bir-biridan chetlanishi baholanadi.

⁴ Ketma-ket, qadam va qadam takrorlanadigan degan ma'noni anglatadi.

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 ΔX_A , va ΔT -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 $X_A=0,97$ ga 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 $X_A = X_A^{1-1} + \frac{\Delta X_A}{2X_A} = 0 + \frac{0,1}{2} = 0,05$. $T = T^{1-1} + \frac{\Delta T}{2} = 300 + \frac{10}{2} = 305 K$

Ularni tekshiramiz. Dastlab, $\Delta X_A^{his.}$, qiymatlarini (a) tenglama bo'yicha hisoblaymiz:

$$\begin{aligned} \Delta X_A^{his.} &= (1 - X_A) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{T}\right) \Delta\tau \\ &= (1 - 0,05) \exp\left(19,34 - \frac{6014}{305}\right) 0,1 = 0,065 \end{aligned}$$

Agar absalyut farqi $\Delta X_A^{his.} - \Delta X_A < 0,001$, 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 qarayotgan holatimiz uchun:

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |17,74 - 10| = 2,26 > 0,3 K$$

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.

$$X_A = X_A^{i-1} + \frac{\Delta X_A}{2X_A} = 0 + \frac{0,065}{2} = 0,032,$$

$$T = T^{i-1} + \frac{\Delta T}{2} = 300 + \frac{7,74}{2} = 303,9 K$$

$\Delta X_A^{his.}$ -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.

$$\begin{aligned} \Delta T^{his.} &= 87,4\Delta X_A - 1,99(T - 300)\Delta\tau \\ &= 87,4 \cdot 0,065 - 1,99(303,9 - 300)0,1 = 4,91K, \end{aligned}$$

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |4,91 - 7,74| = 2,83 > 0,3 K$$

Bu hisoblash ham berilgan aniqlikgacha aniqlash imkonini bermadi. Endi uchinchi yaqinlashishni amalga oshiramiz.

3) **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 aniqliigidan 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:

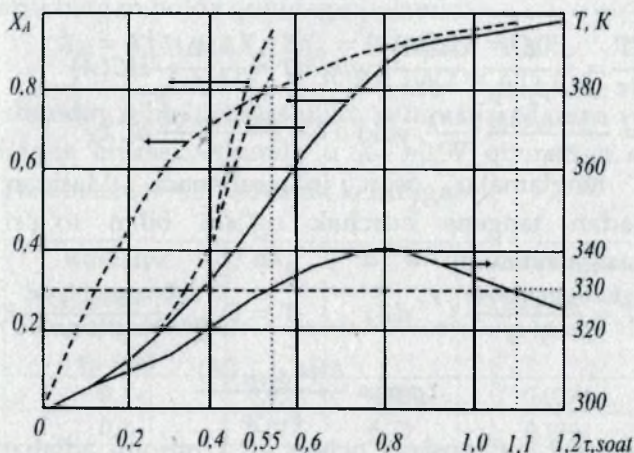
4.1-jadval.

Qadam	Reaksiya boshlangandan so'ng o'tgan vaqt τ_i , soat	ΔX_A	ΔT , 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 $T_{\text{oxir}}=324$ 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- $X_A=f(\tau)$ → S-ko'rinishdagi formaga ega bo'lsa, $T=f(\tau)$ esa harorat bo'yicha maksimum (~341 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^I) va (4.5^{II}) -larning o'xshashligidan biz quyidagini yozamiz:

$$\frac{dT}{d\tau} = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dC(A)}{d\tau}, \text{ yoki } dT = -\frac{\Delta H}{\rho \cdot c_p} dC(A) \quad (4.6^I)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.(A)}}{\rho \cdot c_p} \cdot \frac{dX_A}{d\tau}, \text{ yoki } dT = \frac{\Delta H \cdot C_{bosh.(A)}}{\rho \cdot c_p} dC X_A \quad (4.6^{II})$$

Bu tenglamalar oson integrallanadi. Masalan, (4.6^{II}) tenglamadan tangens burchak og'ishi bilan to'g'ri chiziq tenglamasiga aylanadi:

$$\int_{T_{bosh.}}^T dT = \frac{\Delta H C_{bosh.(A)}}{\rho \cdot c_p} \int_0^{X_A} dX_A; \quad T = T_{bosh.} + \frac{\Delta H C_{bosh.(A)}}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (4.7)$$

$$tg \alpha = \frac{\Delta H C_{bosh.(A)}}{\rho \cdot c_p}$$

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 τ 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 tadbqiq qilish orqali topamiz. Uni boshidan boshlaymiz.

Birinchi qadam: reaksiya boshlagandan keyin o'tgan vaqt $\tau_1 = 0 + \Delta \tau = 0,1$ 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 τ_{it} soat	ΔX_A	$\Delta T, K$	X_A reaksiya boshlanganda n 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. (punkt chiziqlar).

4.2.1 va 4.2.2 misollar grafiglarini 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 jiddiyroq 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 τ 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

τ, 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	0,45	0,60	0,70	0,78	0,84	0,88	0,91	0,93	0,95	0,96

Istalayotgan 0,97 aylanish darajasiga erishish uchun taxminan ~ 1,1- soat kerak bo'ladi. Jadvalning kattaliklarini misol 3.2.1 grafigida 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'zgartirish (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'raligicha 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 $Q^{\tau_{bosh.}}$, V_m , 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 quydagi munosabat qabul qilinadi:

$$\tau_{bosh.} = 0.05\tau, \text{ unda } Q_{bosh.}^{\tau} = \frac{Q_{kr}^{bosh.}}{\Delta\tau_{bosh.}}$$

$Q_{kr.}^{\tau}$ -ni tenglama (4.3^{II}), orqali yozib, quyidagini olamiz:

$$Q_{bosh.}^{\tau} = \frac{V_{bosh.}(A)\Delta H \cdot V_{ar}\Delta\tau_{bosh.}}{\Delta\tau_{bosh.}} = \vartheta_{bosh.}(A)\Delta H \cdot V_{ar} \\ = \frac{C_{bosh.}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{bosh.}} \Delta H \cdot V_{ar} \quad (4.9)$$

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:

$$Q_{bosh.}^{\tau} = m_s^{\tau} C_s (t_{chiq.} - t_{kir.}) \quad (4.10)$$

bu yerda m_s^{τ} -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 (rubashka⁵) kirishdagi va chiqishdagi sovutuvchi suvning harorati.

Tenglama- (4.10)ni izlanayotgan suv sarfiga nisbatan yozamiz:

$$m_s^{\tau} = \frac{Q_{bosh.}^{\tau}}{C_s(t_{chiq.} - t_{kir.})} \quad (4.11)$$

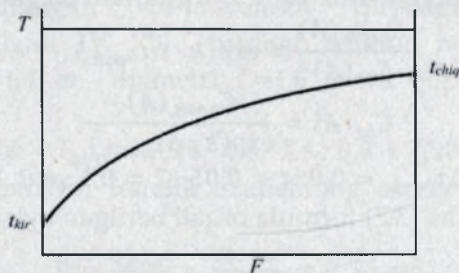
Issiqlik almashinish yuzasini, asosiy issiqlik uzatish tenglamasi -(3.4) orqali qo'shimcha tarzda hisoblaymiz:

$$F = \frac{Q_{bosh.}^{\tau}}{K\Delta t_{o'r.}}$$

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 ventill orqali yopish (reaksiya

⁵ Rubashkaning o'zbekcha tarjimai ko'ylak ekanligini hammamiz yaxshi bilamiz, biroq "reaktorni ko'ylagi" degan tushuncha g'ayritabiiy ma'noni anglatgani uchun biz uni shartli ravishda g'ilof deb atadik.

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:

$$Q_{bosh.}^{\tau} = \frac{C_{bosh.}(A) - C_{\Delta\tau}(A)}{\Delta\tau_{bosh.}} \Delta H \cdot \bar{V}_{ar.}$$

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 $F_{qop.}=2,90 m^2$

$$F_f = \pi D H \psi + F_{qop.} = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 1,4 \cdot 0,8 + 2,90 = 8,36 m^2$$

Yuza F - aniqlash Issiqlik uzatishning asosiy tenglamasidan foydalanamiz:

$$F = \frac{Q_{bosh}^r}{K \Delta t_{o'r.}} = \frac{189 \cdot 10^3}{325 \cdot 76,9} = 7,56 m^2$$

Bundan (4.12) fomulaga muvofiq:

$$\Delta t_{o'r.} = \frac{318 - 293}{\ln((383 - 293)/(383 - 318))} = 76,9 K$$

Biz $F_f > F$ tengsizlikni oldik, shunga muvofiq holda reaktorning ishlashi uchun mos keladi.

4.4-jadval

Aralashtirgichi mavjud vertikal po'latdan yasalgan qurilma va aparatlar

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: g'ilofi mavjud apparat, ostki	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

qismidan	16,0	2,4	2,65	6,56
mahsulotni	20,0	2,4	3,40	6,56
tushiradigan joyi bo'lib, tubi esa sferik ko'rinishga ega.	25,0	2,6	4,00	7,67

4.3. Uzlüksiz 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 dt -vaqtni yo'l uzunligi- dl elementiga almashtirib, (3.17) formula orqali:

$$\frac{wdT}{dl} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c_p \cdot V}; \text{ yoki}$$

$$\frac{dT}{dl} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c \cdot w} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{\rho \cdot c \cdot V \cdot w} \quad (4.13)$$

$$= \frac{1}{\rho \cdot c \cdot w} \left(\vartheta(A)\Delta H - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{V} \right)$$

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:

$$\frac{dT}{dl} = \frac{1}{\rho \cdot c_p w} \left(\Delta HC_{kir.}(A)w \frac{dX_A}{dl} - \frac{KF(T - t_{sov.agent})}{V} \right) \quad (4.13'')$$

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 $k = 6,52 \cdot 10^5 \exp\left(-5,1 \cdot \frac{10^3}{T}\right), m^3/(kmol \cdot s)$ 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 $c_p = 3,0 \text{ kJ}/(kg \cdot K)$, issiqlik uzatish koeffitsienti $K = 250 \text{ Vm}/(m^2 K)$, issiqlik uzatish yuzasi $F = 1m^2$, reaktor hajmi

$1m^3$. 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:

$$\frac{dT}{dl} w = \frac{dT}{d\tau_{y.k.v.}} \left(\Delta H C_{kir.}(A) \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} - \frac{KF(T-t_{sov.agent})}{V} \right) = \frac{1}{1100 \cdot 3,0} \left(50000 \cdot 2,4 \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} - \frac{250 \cdot 1 \cdot (T-293)}{1} \right) = 36,4 \frac{dX_A}{d\tau_{y.k.v.}} - 0,076(T - 293)$$

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'rganganimiz afzalroqdir.

Shunday qilib, faraz qilamizki $\Delta\tau_{y.k.v.} = 10 \text{ sek}$ bo'lsin.

Birinchi qadam: reaktorning Δl -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

$$X_A = X_A^{I-1} + \Delta X_A / 2 = 0 + 0,1 / 2 = 0,05,$$

$$T = T^{I-1} + \Delta T / 2 = 293 + 5 / 2 = 295,5 \text{ K.}$$

ularni tekshiramiz. Dastlab (a¹)- tenglama bo'yicha $\Delta X_A^{his.}$ - 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 (b¹)-tenglama bo'yicha $\Delta T^{his.}$ -ni hisoblaymiz:

$$\Delta T^{his.} = 36,4 \cdot 0,1 - 0,076(295,5 - 293)10 = 1,74 \text{ K}$$

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |1,74 - 5| = 3,26 > 0,3 \text{ K}$$

Bu hisoblash ham talab qilinayotgan aniqlikgacha olishni imkonini bermadi.

Navbatdagi ikkinchi yaqinlashishni bajaramiz.

2) *Ikkinchi yaqinlashish.* $\Delta X_A = \Delta X_A^{his.} = 0,188$, $\Delta T = \Delta T^{his.} = 1,74 \text{ K}$ deb qabul qilamiz va xuddi shunday davom ettiraveramiz. Bir xildagi o'xshashlikni 14-chi yaqinlashishdan so'ng quyidagi natijalari bilan olamiz: $\Delta X_A = 0,172$, $\Delta T = 4,56 \text{ K}$. Ular hisoblashlarni birinchi qadamidayoq oxirgisi bo'lib qoladi. Shunday qilib, birinchi qadamdan so'ng, ya'ni $\tau_{y.k.v.}^I = 10 \text{ s}$ uchun biz quyidagiga ega bo'lamiz:

$$X_A^1 = 0 + \Delta X_A = 0,172 \text{ va } T^1 = T_{kir.} + \Delta T = 293 + 4,56 = 297,6 \text{ K}$$

Ikkinchi qadam: reaktor uzunligi $2\Delta l$ -bo'yicha birinchi ikkita uchastkasiga yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}^2 = 10 + \Delta\tau_{y.k.v.} = 10 + 10 = 20 \text{ s.}$$

1). *Birinchi yaqinlashish.* Yana yangidan kiritsak; $\Delta X_A = 0,1, \Delta T = 5 \text{ K}$. va quyidagilarni olamiz:

$$X_A = X_A^1 + \frac{\Delta X_A}{2X_A} = 0,172 + \frac{0,1}{2} = 0,222,$$

$$T = T^1 + \Delta T/2 = 297,6 + 5/2 = 300,1 \text{ K.}$$

So'ngra hisoblashlarni analogik tarzda xuddi birinchi qadamda hisoblangandagidek bajaramiz. Istalayotgan yaqin-o'xshashlikni sakkizinchi yaqinlashishdan so'ng $-\Delta X_A = 0,138$ va $\Delta T = 1,30 \text{ K}$ teng bo'lgan sharoitda olamiz.

Jami ikkinchi qadamda:

$$\tau_{y.k.v.}^2 = 20 \text{ s. } X_A^1 + \Delta X_A = 0,172 + 0,138 = 0,310 \text{ va } T^2 = T^1 + \Delta T = 297,6 + 1,30 = 298,9 \text{ K.}$$

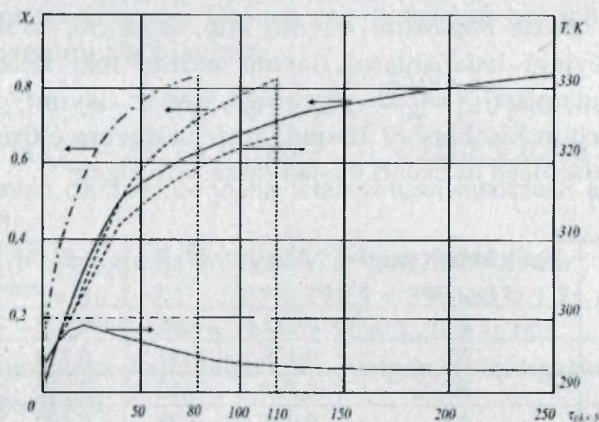
Shu tarzda bajarishni davom etib, uchinchi, to'rtinchi va undan keyingi bajarishlarni davom ettirib, toki talab etilgan aylanish darajasi $X_A=0,83$ yetguniga qadar davom ettiramiz. Buning uchun hisoblashni 16-qadamgacha davom ettirish kerak. Olingan hisoblash natijalari 4.5-jadvalda keltirilgan:

4.5-jadval.

Qadam	Yetib kelish vaqti $\tau_{y.k.v.}, \text{sek}$	ΔX_A	$\Delta T, \text{K}$	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 $\tau_{y.k.v.}=250$ s =4,2 min vaqt kerak bo'ladi, reaktorda aralashma harorati maksimum ko'tarilib $T=298,9$ K erishganda, bunga muvofiq ravishda $\tau_{y.k.v.}=20$ s vaqt kerak bo'ladi va 293 K 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 rejimga 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) tenglamaning o'ng tomondagi oxirgi hadi nolga aylanadi:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\vartheta(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p w'} \quad (4.13^1)$$

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:

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H_{C_{kir.}(A)}}{\rho \cdot c_p} X_A = 293 + \frac{50000 \cdot 2,4}{1100 \cdot 3,0} 0,83 = 293 + 36,4 \cdot 0,83 = 323K$$

Xuddi 4.3.1 misoldagidek qadamlab iteratsiyalab topish usulidan foydalanamiz. Hisoblashlar qulay bo'lishi uchun foydalaniladigan tenglamalardagi reaktor maydoni (uchastkasi) uzunligi Δl -ni unga proporsional bo'lgan yetib kelish vaqti $\Delta \tau_{y.k.v.}$ -ga almashtiramiz.

Tavsiya etilgan (a') va (b')- kinetik tenglamani birgalikda qayta o'zgartirilgan sharoitda ushbu tenglamani o'ng tomonidagi oxirgi a'zosi bo'lmagan holda yechamiz:

$$\Delta X_A = (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta \tau_{y.k.v.} \quad (a')$$

$$\Delta T = 36,4 \Delta X_A \quad (b'')$$

Yana boshqadan qadam uzunligini $\Delta \tau_{y.k.v.}=10$ sek deb olamiz.

Birinchi qadam: Δl -uzunlik bo'yicha reaktorning birinchi uchastkasidagi yetib kelish vaqti:

$$\tau_{y.k.v.}^1 = 0 + \Delta \tau_{y.k.v.} = 10s.$$

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 $\Delta X_A^{his.}$ ifodani qiymatini (a') -tenglama orqali hisoblaymiz.

$$\begin{aligned} \Delta X_A^{his.} &= (1 - X_A)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{T}\right) \Delta \tau_{y.k.v.} \\ &= (1 - 0,05)^2 \exp\left(13,39 - \frac{5100}{295,5}\right) 10 = 0,188 \end{aligned}$$

$$|\Delta X_A^{his.} - \Delta X_A| = |0,188 - 0,1| = 0,088 > 0,001$$

Aylanish darajasi bo'yicha kutilayotgan hisoblash aniqligiga erishilmadi. Endi (b^{II})-tenglama orqali $\Delta T^{his.}$ -ni hisoblaymiz:

$$\Delta T^{his.} = 36,4 \cdot 0,1 = 3,64 K$$

$$|\Delta T^{his.} - \Delta T| = |3,64 - 5| = 1,36 > 0,3 K$$

Hisoblash kutilayotgan qiymatni olish uchun bizni qoniqtirmadi. *Navbatdagi ikkinchi yaqinlashish amalga oshiramiz:*

2). *Ikkinchi yaqinlashish.* $\Delta X_A = \Delta X^{his.} = 0,188$, $\Delta T = \Delta T^{his.} = 3,64 K$ deb qabul qilamiz va hisoblashni davom ettiramiz. O'xshashlikni o'n birinchi yaqinlashishdan so'ng quyidagi natijalar bilan olamiz:

$\Delta X_A = 0,138$, $\Delta T = 5,02 K$ bu qiymatlar birinchi qadamni hisoblashimizdanoq hisoblashning oxirgisi ekanligini namoyon etadi.

Shunday qilib, birinchi qadamdan so'ng, ya'ni, $\Delta \tau_{y.k.v.}^1 = 10$ sek uchun $X_A^I = 0 + \Delta X_A = 0,138$ -ga ega bo'lamiz va $T^I = T_{kir.} + \Delta T = 293 + 5,02 = 298 K$. Hisoblashning ikkinchi qadamiga o'tamiz.

Ikkinchi qadam: umumiy yetib kelish vaqti $\tau_{y.k.v.}^2 = \tau_{y.k.v.}^1 + \Delta \tau_{y.k.v.} = 10 + 10 = 20$ 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 kelish vaqti $\tau_{y.k.v.}, s$	ΔX_A	$\Delta T, K$	X_A reaksiya boshlangandan 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:

$$\vartheta(A)\Delta HV = KF(T - t_{sovaagent}) \quad (4.13^{II})$$

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:

$$\begin{aligned}\tau_{y.k.v.}(ISCH) &= \frac{1}{k} \frac{X_A}{C_{kir.}(A)(1-X_A)} = \frac{1}{0,027 \cdot 2,4(1-X_A)} \\ &= 15,4 \frac{X_A}{1-X_A}; \\ X_A &= \frac{\tau_{y.k.v.}}{\tau_{y.k.v.} + 15,4}\end{aligned}$$

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 $\approx 1,3$ min vaqt kerak bo'ladi. Jadvalning ma'lumotlari shtrix-punktr chiziqlar orqali 4.3.1 misolning grafigida tasvirlangan.

4.4. Uzluksiz 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 $\Delta H=-6,5 \cdot 10^4$ kJ/kmol A, teng. Reagent konsentratsiyasi $C_{chiq.}(A)=0,5$ kmol/ m^3 , aralashma

zichligi $\rho=729 \text{ kg/m}^3$, issiqlik sig'imi $c_p=2,4 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$. Aralashma reaktorlar kaskadiga $T_{kir}=50^\circ\text{C}$ haroratda va $V_\tau=2\cdot 10^{-3} \text{ m}^3/$ 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:

$$Q_{isitish} = m_\tau c_p \Delta T = V_\tau c_p \Delta T = 2 \cdot 10^{-3} \cdot 729 \cdot 2,4 \Delta T \\ = 3,5 \Delta T, \text{ kVm}$$

$$Q_{k.r} = \Delta H n_\tau(A) \cdot X_A = \Delta H C_{kir.}(A) V_\tau X_A = 6,5 \cdot 10^4 \cdot 0,5 \cdot 2 \cdot 10^{-3} X_A \\ = 65 X_A, \text{ kVm}$$

Endi har bir reaktor uchun ΔT va X_A hisoblaymiz.

I reaktor.

$$\Delta T^I = T^I - T_{kir.} = 15 - 5 = 10 \text{ K}, \quad Q_{chiq.}^I = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ kVm}$$

X_A -kattalikni kinetik tenglama orqali topamiz:

$$\vartheta(A)^I = k C_{chiq.}^I(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{7900}{T_{chiq.}^I}\right) \cdot 0,5(1 - X_A^I) \\ = \exp\left(19,41 - \frac{7900}{273 + 15}\right) \cdot 0,5(1 - X_A^I) \\ = 1,7 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^I).$$

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:

$$Q_{k.r}^I = 65 X_A^I = 65 \cdot 0,254 = 16,5 \text{ kVm}.$$

Birinchi reaktorda issiqlik kirishi va chiqishini baholaymiz:

$$Q^I = Q_{k.r}^I - Q_{isitish}^I = 16,5 - 35 = -18,5 \text{ kVm}.$$

“ ” 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

$$C_{chiq.}^{II}(A) = C_{kir}^{II}(A) = C_{kir}(A)(1 - X_A^I) = 0,5(1 - 0,254) = 0,373 \text{ kmol/m}^3$$

Bu ikkita olingan ifodalarni tenglashtiramiz:

$$3,08 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{II}) = 3,73 \cdot 10^{-4} X_A^{II}$$

bundan

$$X_A^{II} = 3,08 \cdot \frac{10^{-4}}{3,08 \cdot 10^{-4} + 3,73 \cdot 10^{-4}} = 0,452:$$

$$Q_{kr}^{II} = 65 \cdot X_A^{II} = 65 \cdot 0,452 = 29,4 \text{ kVm.}$$

Ikkinchi reaktorda issiqlikni kirishi va chiqish sarfi:

$$Q^{II} = Q_{kr}^{II} - Q_{isitish}^{II} = 29,4 - 35,0 = -5,6 \text{ kVm.}$$

“ ” Ishora ikkinchi reaktorni zaruriyat tug‘ilganda isitilishini ko‘rsatadi.

III reaktor.

$$\Delta T^{III} = T^{III} - T_{kir}^{III} = 35 - 25 = 10 \text{ K},$$

$$Q_{chiq.}^{III} = 3,5 \cdot 10 = 35,0 \text{ kVm}$$

X_A -ni hisoblaymiz:

$$\vartheta(A)^{III} = kC_{chiq.}^{III}(A) = 2,7 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{7900}{T_{chiq.}^{III}}\right) \cdot 0,204(1 - X_A^{III})$$

$$= \exp(19,41 - 7900/(273 + 35)) \cdot 0,204(1 - X_A^{III})$$

$$= 3,98 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{III})$$

$$\vartheta(A)^{III} = \frac{C_{kir.}^{III}(A) - C_{chiq.}^{III}(A)}{\tau_{y.k.v.}} = \frac{C_{kir.}^{III}(A) X_A^{III} V_T}{V} = \frac{0,204 X_A^{III} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

bu yerda

$$C_{chiq.}^{III}(A) = C_{kir.}^{III}(A) = C_{kir.}^I(A)(1 - X_A^{II}) = 0,373(1 - 0,452) = 0,204 \text{ kmol/m}^3$$

Bu olingan ikki ifodalarni tenglashtiramiz:

$$3,98 \cdot 10^{-4}(1 - X_A^{III}) = 2,04 \cdot 10^{-4} X_A^{III}$$

bundan

$$X_A^{III} = 3,98 \cdot \frac{10^{-4}}{3,98 \cdot 10^{-4} + 2,04 \cdot 10^{-4}} = 0,661:$$

$$Q_{k.r.}^{III} = 65 \cdot X_A^{III} = 65 \cdot 0,661 = 43,0 \text{ kVm.}$$

Uchinchi reaktorga issiqlikni kirishi va chiqish sarfi:

$$Q^{III} = Q_{k.r.}^{III} - Q_{issiq.}^{II} = 43,0 - 35,0 = +8,0 \text{ kVm}$$

Uchinchi reaktor sovutishga moyildir.

Adiabatik ish rejimi.

Bu rejimda (4.14) tenglama soddalashadi:

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{V_{chiq.}(A)\Delta H}{\rho \cdot c_p}, \text{ yoki} \quad (4.14^I)$$

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H \cdot C_{kir.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A \quad (4.14^{II})$$

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 $\Delta H = -2,80 \cdot 10^4 \text{ kJ/kmol} \cdot A$, aralashma zichligi $\rho = 729 \text{ kg/m}^3$, issiqlik sig'imi esa $c_p = 2,4 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$ 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^{II}):

$$T_{chiq.} = T_{kir.} + \frac{\Delta H \cdot C_{kir.}(A)}{\rho \cdot c_p} X_A = 295 + \frac{2,8 \cdot 10^4 \cdot 2,29}{729 \cdot 2,4} X_A$$

$$= 295 + 36,6 X_A \quad *)$$

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

$$\vartheta(A) = k C_{chiq.}(A)$$

$$= 1,3 \cdot 10^{13} \exp(-10260/T_{chiq.}) \cdot C_{kir.}(A) (1 - X_A)$$

$$= \exp(30,2 - 10260/T_{chiq.}) \cdot 2,29 (1 - X_A)$$

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 trunkendent tenglama). Bu tenglamani grafik usulida, yoki bo'lmasa, oddiy iteratsiya usulini qo'llash orqali hisoblash 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

$b = \exp(33,7 - 10260/(295 + 36,6 X_A))$ -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 $T_{chiq.} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ -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') 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^{II}) 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"⁶ yuzaga kelsada biroq, shunga qaramasdan u o'zining dastlabki holatiga o'z-o'zidan qaytsa, biz bu sistemani turg'un sistema deb hisoblaymiz.

Uzlüksiz 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: $Q_{k,r} = \Delta H n_{kir}^r(A) X_A$, (3.20¹)-tenglama bo'yicha X_A -ni almashtiramiz:

$$Q_{k,r} = \Delta H \frac{\tau_{y.k.v.} k}{1 + \tau_{y.k.v.} k} = \frac{\Delta H n_{kir}^r(A)}{\frac{1}{\tau_{y.k.v.} k} + 1}$$

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^{III}) foydalanib yozib chiqamiz:

⁶ Reaktorda borayotgan reagentlarning reaksiyasi vaqtda turli xil omillar natijasida rejimning o'zgarishi kuzatiladi: jumladan harorat va bosimning o'zgarishi bunga yaqqol misol bo'lishi mumkin.

$$Q_{issiq.} = m^r c_p (T_{chiq.} - T_{kir.})$$

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'rinisdagi bog'liqlikni takrorlaydi $X_A = f(T)$, va $Q_{issiq.} = f(T)$ - bu o'suvchi to'g'ri chiziqdir.

Grafikdagi tasvirga muvofiq, to'g'ri chiziqni joylashishi bo'lishi mumkin bo'lgan uch varianda:

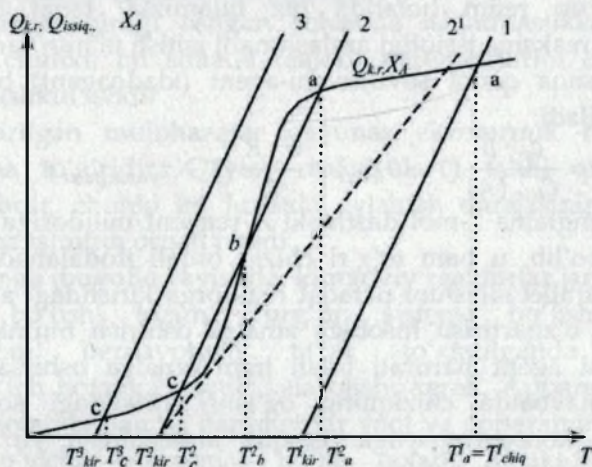
1-kesishish nuqtasi a , u grafik usulda tenglama- (*)ni yechimi bo'lib hisoblanadi va u yuqori aylanish darajasi- X_A holati davriga muvofiq ravishda, $T^1_a = T^1_{chiq.}$ bo'lgan ishchi haroratiga mos keladi. Bu, o'z navbatida, reaktorning eng foydali ish varianti bo'lib hisoblanadi. Uni turg'un holatida tahlil qilamiz:

Agar harorat tushsa, $T^1_{chiq.} < T^1_a$, 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 $T^1_{chiq.} > T^1_a$, 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, $T_{chiq.} > T_b^2$, $Q_{k.r} > Q_{issiq}$ 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):

$$tga = \frac{m^{\tau} \cdot c_p}{n_{kir.}(A)} = \frac{c_p \cdot V_{\tau} \cdot \rho}{n_{kir.}(A)} = \frac{c_p \cdot \rho}{C_{kir.}(A)}$$

kirishda reagent- A konsentratsiyasi oshishi bilan (to'g'ri og'ish egriligi kamayadi: 2 holat -2' holat).

Keltirilgan grafik usulda, uzluksiz ideal aralashtrish 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 chizikli 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_{τ} 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 ishdur.

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'zgarimas 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.

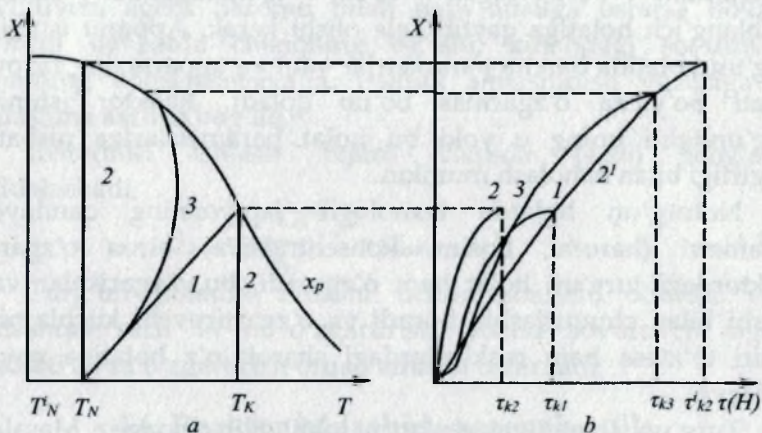
Uzluksiz ishlaydigan ideal aralashtiruvchi reaktordagi o'zgarish darajasi quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$X_A = \frac{1}{\tau k_0} \frac{e^{E/RT}}{1} + 1 \quad (4.20)$$

X_A ning qiymatini yuqoridagi tenglamaga qo'yib, kimyoviy reaksiyaning issiqligi uchun quyidagi tenglamani olamiz:

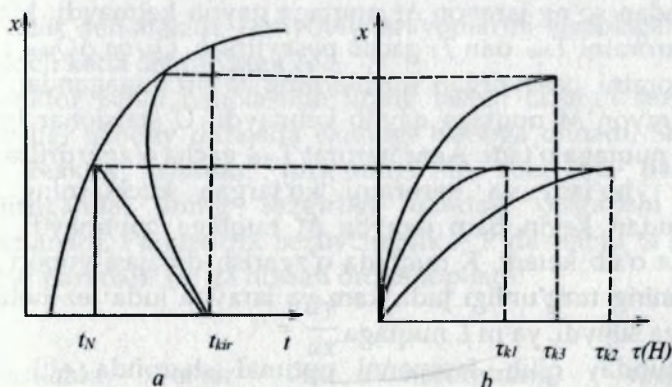
$$Q_{k.r.} = \frac{e^{\frac{\Delta H}{RT}}}{\tau k_0} + 1 \quad (4.21)$$

Bu tenglamadan ko'rinadiki, harorat ko'tarilganda $Q_{k.r}$ kimyoviy reaksiyaning issiqligi ΔH 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 haroratga (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 $Q_{k,r}$ va ΔQ_{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 $Q_{k,r}$ va ΔQ_{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_{oxir} dan T_1 gacha pasaytirsak, $Q_{k,r}$ va ΔQ_{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_{oxir} gacha o'zgartirilsa $Q_{k,r}$ va ΔQ_{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 τ 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 Δ 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.

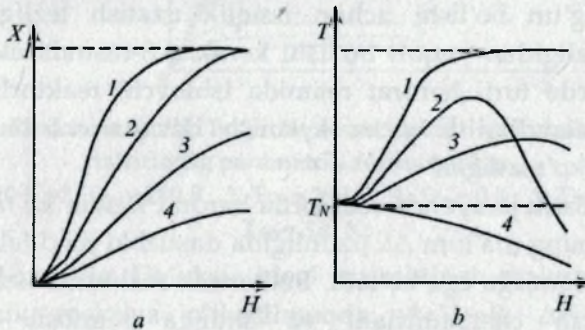
Jarayonga tegishli qaysidir parametrining boshlang'ich miqdorini o'zgartirib, shu jarayonning qaysidir parametrlari oxirgi miqdorining o'zgartirishiga olib kelgan kattalik *parametrik*

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 parametr (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 Δt 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.

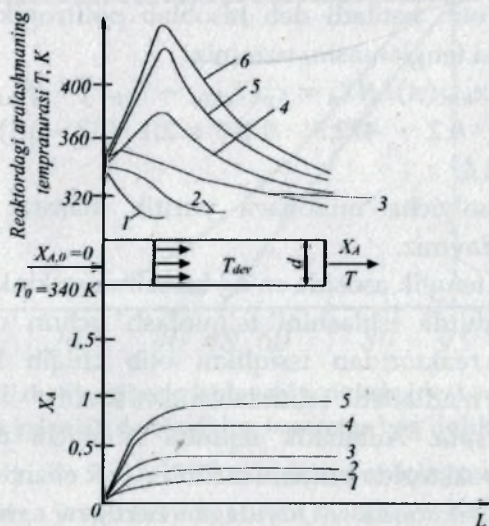
Shunday qilib, egzotermik jarayonlarda reaktorning harorat rejimi turg'un bo'lishi uchun issiqlik uzatish tezligi issiqlik ajralish tezligidan yuqori bo'lishi kerak. 4.8-rasmda egzotermik reaksiyalarda turli harorat rejimida ishlovchi reaktorlar uchun reaktor balandligi bo'yicha aylanish darajasi va haroratning o'zgarishi ko'rsatilgan.

Adiabatik jarayonda reaktorda harorat keskin ko'tariladi (6) va reaktorning ma'lum ΔL 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_{kr} va ΔQ 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. $T_{dev} = 270$ K; 2. $T_{dev} = 280$ K; 3. $T_{dev} = 290$ K; 4. $T_{dev} = 310$ K; 5. $T_{dev} = 320$ K; 6. $T_{dev} = 320$ K;

4.5.1-masala. Uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida qaytar ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda: $A+V \leftrightarrow R$, $\Delta H = -472,5$ kJ/mol·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, °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.

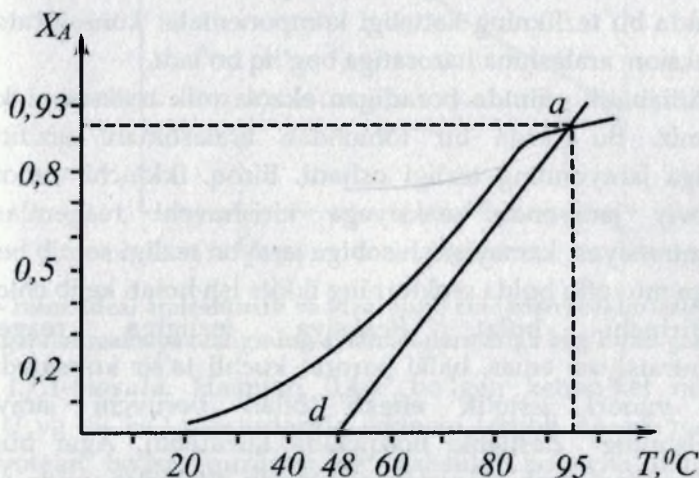
4.5.2-masala. Adiabatik rejimda ishlovchi uzluksiz ideal aralashtirish reaktorida birinchi tartibli $A \rightarrow R$ ekzotermik reaksiya amalga oshirilmoqda. Quyidagi berilgan ma'lumotlardan foydalanib, aralashmaning reaktorga kirishidagi $T_{kir.}$ va undan chiqishidagi $T_{chiq.}$ haroratlarni aniqlang: $\Delta H = -160 \cdot 10^3 \text{ kJ/kmolA}$; $C_{kir.}(A) = 0,7 \text{ kmol/m}^3$, $c_p = 3,0 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$ $\rho = 750 \text{ kg/m}^3$, $X_A = 0,93$ 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^{II}) 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.

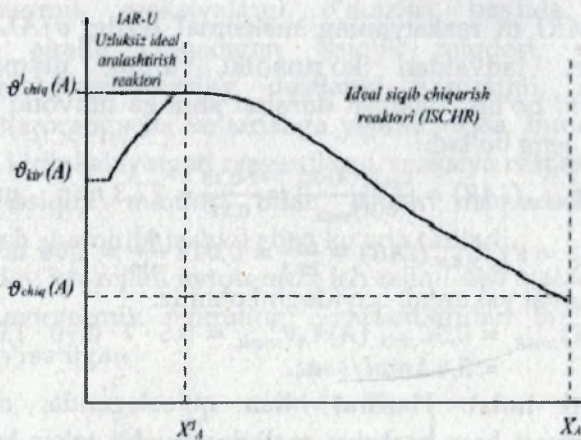
Adiabatik rejimda boradigan ekzotermik reaksiyani ko'rib chiqamiz. Bu yerda bir tomondan aralashmani qizdirilishi hisobiga jarayonning tezligi oshadi. Biroq, ikkinchi tomondan kimyoviy jarayonda reaksiyaga kirishuvchi reagentlarning konsentratsiyasi kamayishi hisobiga jarayon tezligi so'nib boradi. Shunga muvofiq holda reaktorning ikkita ish holati kelib chiqadi.

Birinchi 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^I_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 $\vartheta_{or.}(A)$ 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 $n^r(R)$, $kmol/soat$ o'lchov birliklarida aniqlang. Berilganlar: dastlabki reagentning konsentratsiyasi $C_{dast}(A) = 7,0 kmol/m^3$, $X_A = 0,90$ va tajribaviy $r(A) = f(X_A)$ bog'liqlik 4.10-jadvalda keltirilgan.

4.10-jadval

X_A	0,10	0,20	0,21	0,23	0,25	0,27	0,28	0,30	0,35	0,40	0,50	0,70	0,90
$r(A) \cdot 10^{-2}$ $kmol/(m^3 \cdot min)$	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:

$$n^r(R)_{mak.} = 0,5n^r(A) = 0,5C_{chiq.}(A)X_A V_{mak.}^r$$

U ham o'z navbatida, IAR-U uchun yozilgan aralashmaning reaktorga yetib kelish vaqti orqali topiladi:

$$V_{mak.}^r = V/\tau_{y.k.v.}(IAR)$$

$\tau_{y.k.v.}(IAR)$ ni reaksiyaning maksimal tezligi $\vartheta(A)_{max}$ orqali ifodalaymiz. Jadvaldan ko'rinadiki, uning qiymati 0,11 kmol/(m³·min) bo'lib, aylanish darajasi shunga muvofiq ravishda $X'_A=0,35$ ga teng bo'ladi:

$$\tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{C_{chik.}(A) \cdot X'_A}{\vartheta(A)_{max}} = \frac{7 \cdot 0,35}{0,11} = 22,3 \text{ min}, \text{ unda}$$

$$V_{mak}^r = V / \tau_{y.k.v.}(IAR) = \frac{0,4}{22,3} = 0,018 \frac{m^3}{min} = 1,08 \text{ m}^3/\text{soat}.$$

va nihoyat yakunlab quyidagini olamiz:

$$\begin{aligned} n^r(R)_{mak} &= 0,5 C_{chik.}(A) X'_A V_{mak}^r = 0,5 \cdot 7 \cdot 0,90 \cdot 1,08 \\ &= 3,4 \text{ kmol}/\text{soat}. \end{aligned}$$

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.

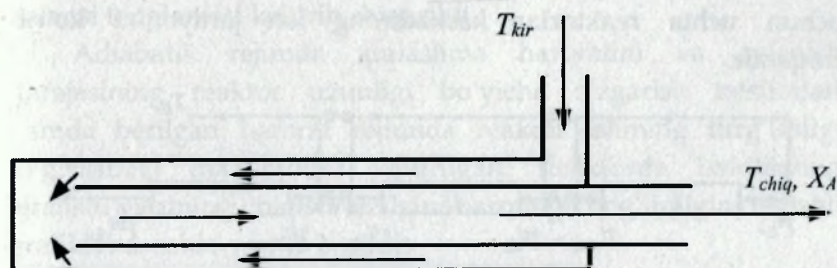
Qaytar va murakkab reaksiyalarni o'tkazish uchun reaktorlarni tanlashda yana qo'shimcha talablar yuzaga keladi. Bunday talablar sifatida yuqori selektivlikni va maqsadli tayyor mahsulot chiqishini ta'minlash kabilarni aytish mumkin bo'ladi. Bu borada haroratning optimal qiymatini saqlab turish o'ta muhim 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 rostlash 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:

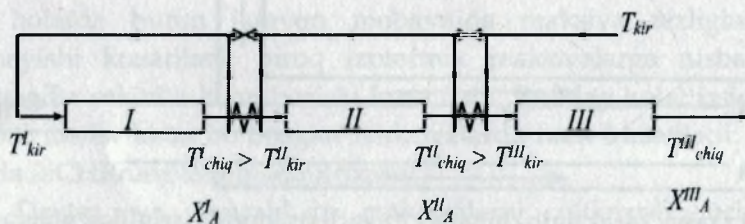


4.11 - rasm. Ideal siqib chiqarish quvurli reaktorida issiqlikni uzluksiz olib chiqishning sxematik tasviri

Qaytmas ekzotermik 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 ekzotermik 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

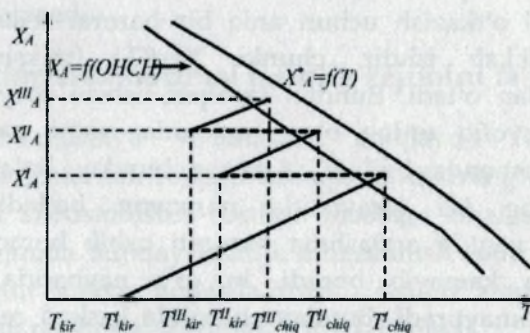
Issiqlik almashlagichlar qo'yiladi va shunga muvofiq ravishda aylanish darajasi oshiriladi. Buning natijasida jarayonni olib borishda nafaqat bitta harorat qiymatini saqlab turish balki, haroratning bir necha qiymatlaridan foydalanishga to'g'ri keladi. Reaksiya paytida, reaktorda haroratni bunday ketma-ketlikda 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

Horizontalar 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.

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 reaksiyon 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 $C_{AO} = 0,2 \text{ kmol/m}$, $C_{RO} = C_{SO} = 0$ bo'lsa 297 K haroratda muvozanat vaqtidagi aralashma tarkibi topilsin.

4.3. Reaksiya tezlik konstantasi $0,025 \text{ s}^{-1}$ ga teng. Reagentning dastlabki konsentratsiyasi 1 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.

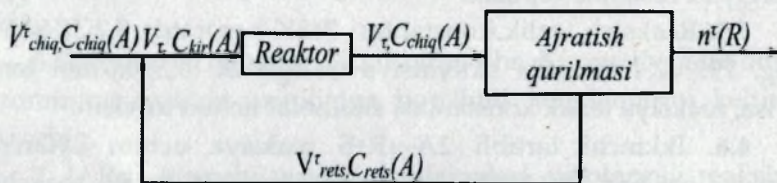
4.5. Reaksiya tezlik konstantasi 748K haroratda $3,2 \cdot 10$ soat⁻¹ teng. 793 K haroratda aktivatsiya energiyasi $87,9 \text{ kJ/mol}$ teng bo'lsa, reaksiya tezlik konstantasi shu holat uchun topilsin.

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 kmol/m^3 ga teng.

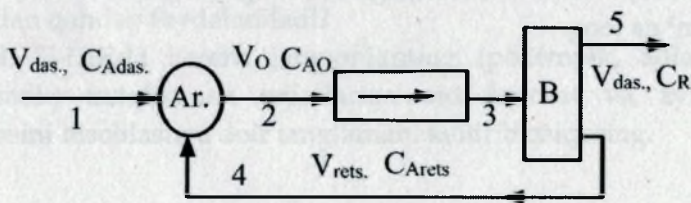
V-BOB. REAKTORNING OPTIMAL HAJMINI VA UNING ISHINING TANNARXINI HISOBLASH

Reagenti resirkulyatsiyalanadigan holatga muvofiq keladigan reaktorning eng optimal hajmini va uning ishining tannarxini hisoblashning namunaviy usulini keltiramiz.

Aytmaylik, 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 jarayonning 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. Aralash tirish 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 – $Tn_{.dst.}$, 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 $Tn_{.dst.}$ 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:

$$Tn_{.dst.} = n^r(A) \cdot H(A) = 2n^r(R) \cdot H(A) \quad (5.1)$$

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):

$$V = \tau_{y.k.v.} \cdot V_{\tau} = \frac{X \quad 2n^{\tau}(R)}{kC_{kir.}(A)(1 - X_A)C_{kir.}(A)X_A} \quad (5.2)$$

$$= \frac{2n^{\tau}(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1 - X_A)};$$

bu yerda, ideal siqib chiqarish reaktorining ikkinchi tartibli reaksiyasi uchun yetib kelish vaqti (3.9^l) 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:

$$V_{\tau} = \frac{n^{\tau}(A)}{C_{kir.}(A)} = \frac{2n^{\tau}(R)}{C_{kir.}(A)X_A}$$

Oxirgi natijada reaktor narxi va uni ishlatish xarajatlari quyidagicha ifodalanadi:

$$Tn_{reak.} = \frac{2n^{\tau}(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1 - X_A)} H_{reak.}; \quad (5.3)$$

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:

$$n_{rets.}(A) = V_{rets.}^{\tau} \cdot C_{rets.}(A) = V_{\tau} \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A) = \frac{2n^{\tau}(R)}{X_A} (1 - X_A)$$

Resiklning narxi quyidagini tashkil etadi:

$$Tn_{rets.} = \frac{2n^{\tau}(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A) \quad (5.4)$$

Shunday qilib, $n^{\tau}(R)$ kmol mahsulot-R ni olish sarf xarajatlari (5.1, 5.3, va 5.4) ifodalarni summaloovchi quyidagi formula orqali ifodalanadi:

$$Tn. = Tn_{dast.} + Tn_{reak.} + Tn_{rets.} = 2n^{\tau}(R)H(A) + \frac{2n^{\tau}(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1 - X_A)} H_{reak.} + \frac{2n^{\tau}(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A) \quad (5.5)$$

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:

$$\begin{aligned} n &= 1,2 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{s}), & n^r(R) &= 1 \text{ mol/s}, \\ C_{kir.}(A) &= C_{reak.}(A) & H_{reak.narxi}(A) &= 16800 \text{ so'm/kmol}, \\ &= 0,5 \text{ mol/l}, & & \\ H_{reak.} &= 11,2 \text{ so'm}/(\text{m}^3 \cdot \text{s}) & H_{rets.}(A) &= 10500 \text{ so'm/kmol}. \end{aligned}$$

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:

$$\begin{aligned} Tn_{\text{min.solish.}} &= \frac{Tn}{n^r(R)} = 2H(A) + \frac{2}{kC_{kir.}(A)^2 \cdot (1-X_A)} H_{reak.} + \\ \frac{2}{X_A} (1-X_A) \cdot H_{rets.}(A) &= 2 \cdot 120 + \frac{2}{1,2(1-0,92) \cdot 0,5^2} 0,08 + \frac{2}{0,92} (1- \\ &0,92) \cdot 36359 \text{ so'm/kmolR} \end{aligned}$$

1 kmol mahsulotni olish uchun reaktorning optimal hajmini (5.2) formula orqali hisoblaymiz:

$$V_{\text{solish.}} = \frac{V}{n^r(R)} = \frac{2}{kC_{kir.}(A)^2(1-X_A)} = \frac{2}{1,2(1-0,92)0,5^2} = 83,3 \text{ l}/\text{kmolR} = 0,083 \text{ m}^3/\text{kmolR}$$

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/(m³·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 $k=0,008c^{-1}$ 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 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:

$$Tn_{.reak.} = V \cdot H_{reak.} = (\tau_{y.k.v.}(IAR) \cdot V_{\tau})H_{reak.}$$

Bu ifodadagi aralashtirish reaktorida reagentning yetib kelish vaqti birinchi tartibli reaksiya uchun o'rinli bo'lgan (3.20¹) 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:

$$V_{\tau} = \frac{n^r(A)}{C_{kir.}(A)} = \frac{0,5 \cdot n^r(R)}{C_{kir.}(A) \cdot X_A}$$

Natija oxirida reaktorni va uni ishlatishning narxi quyidagicha ifodalanadi:

$$Tn_{reak.} = \frac{X_A}{k \cdot (1 - X_A)} \cdot \frac{0,5n^{\tau}(R)}{C_{kir.}(A)X_A} \cdot H_{reak.} = \frac{0,5n^{\tau}(R)}{k \cdot C_{kir.}(A)(1 - X_A)};$$

Resiklni narxini (5.4) formula bilan aniqlaymiz:

$$Tn_{rets.} = \frac{0,5n^{\tau}(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A).$$

Olingan ifodalarni jamlasak:

$$Tn = Tn_{dast.} + Tn_{reak.} + Tn_{rets.} = 0,5n^{\tau}(R) \cdot H(A) + \frac{0,5n^{\tau}(R)}{kC_{kir.}(A)^2(1-X_A)} + \frac{0,5n^{\tau}(R)}{X_A} (1 - X_A) \cdot H_{rets.}(A), \quad (5.5')$$

So'ralgan minimal xarajatni hisoblash uchun bu ifodadan X_A bo'yicha hosila olib, uni nolga tenglashtiramiz:

$$\frac{dTn}{dX_A} = \frac{0,5n^{\tau}(R)kC_{kir.}(A)}{(kC_{kir.}(A)^2(1-X_A))^2} H_{reak.} - \frac{0,5n^{\tau}(R)}{X_A^2} \cdot H_{rets.}(A) = 0,$$

bundan

$$X_{A opt.} = \frac{\frac{\sqrt{H_{rets.}(A) \cdot k \cdot C_{kir.}(A)}}{H_{reak.}}}{1 + \frac{\sqrt{H_{rets.}(A) \cdot k \cdot C_{kir.}(A)}}{H_{reak.}}} = \frac{\frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}}{1 + \frac{\sqrt{210 \cdot 0,008 \cdot 4}}{0,035}} = 0,93$$

Reaktoring kerak bo'ladigan minimal hajmini (3.16) formula asosida hisoblaymiz:

$$V = \tau_{y.k.v.} \cdot V_{\tau} = \frac{X_A}{k(1 - X_A)} \cdot \frac{0,5n^{\tau}(R)}{C_{kir.}(A)X_A} = \frac{0,5 \cdot 4,2 \cdot 10^{-3}}{0,008(1 - 0,93) \cdot 4} = 0,94 \text{ m}^3$$

Oxirgi savolga javob berish uchun, ya'ni 1 kmol olinadigan mahsulotning narxini hisoblash uchun (5.5) ifodadan foydalanamiz:

$$Tn_{min.solish.} = \frac{Tn}{n^{\tau}(R)} = 0,5H(A) + \frac{0,5}{kC_{kir.}(A)(1-X_A)} + \frac{0,5(1-X_A)H_{rets.}(A)}{X_A} = 0,5 \cdot 450 + \frac{0,5}{0,008 \cdot 4(1-0,93)} + \frac{0,5(1-0,93)210}{0,93} = 225 + 223,2 + 7,9 = 456,1 \frac{\text{rub}}{\text{kmol}} = 68871,1 \frac{\text{so'm}}{\text{kmol}}$$

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 l/min . Har birining hajmi 150 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 kontsentratsiyasi $0,6 \text{ m}^3/\text{l}$. 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 m^3 bo'lgan IARda va hajmi $0,6 \text{ m}^3$ ISCHRda qancha miqdordagi A moddani ishlab chiqarish mumkin?

5.4. Hajmi 40 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 $C_A=0,5 \text{ kmol}/\text{m}^3$ 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 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 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 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 kmol/m³ ni tashkil etadi, reaktordan chiqishda esa 0,64 kmol/m³ teng. Retsikl va reaktor hajmi topilsin.

5.11. Jarayonda $A \rightarrow 1,5R$ turdagi reaksiya kechmoqda. Reaksiya tezlik konstantasi $0,025s^{-1}$, A moddaning konsentratsiyasi dastlabki oqimda va retsiklda 1,8 kmol/m³ ni tashkil etadi, reaktordan chiqishda esa 0,9 kmol/m³ 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 $0,015 s^{-1}$, reaktordagi aylanish darajasi 0,8 kmol/m³, reaktordan chiqishda esa 0,36 kmol/m³ 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 aralastiruvchi A_{ar} , reaktor va bo'luvchi B qurilmalardan tashkil topgan (5.2-rasmga qarang). Reaksiya tezligi konstantasi $0,025 s^{-1}$. Reaktordan chiqishdagi A moddaning konsentratsiyasi 0,36 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 kmol/m³ ni tashkil etadi. Retsikl hajmi va R mahsulotni ishlab chiqarish quvvati aniqlansin.

5.14. Aralastirgichi va bo'luvchi qurilmasi mavjud bo'lgan ideal siqib chiqaruvchi reaktorda (5.2-rasmga qarang) $2A \rightarrow R$ tartibli tezlik konstantasi $2.4 m^3/(kmol \cdot m^3)$ bo'lgan reaksiya amalga oshmoqda. Dastlabki A moddaning narxi 4620 so'm/mol ni, reaktorga xizmat ko'rsatish sarf-xarajatlari esa 2772 so'm/(min.

m³) ni tashkil etadi. Bo'luvchining tannarxi va unga xizmat ko'rsatish esa jarayonga qaytayotgan A moddaning narxi orqali ifodalanib, u 1848 so'm/mol ni tashkil etadi. R mahsulot bo'yicha qurilmaning ishlab chiqarish quvvati 15 kmol/soat teng. Dastlabki A modda eritmasining konsentratsiyasi 1,8 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 $4,2 \cdot 10^{-3}$ kmol/sek miqdorda olish talab etiladi. A moddaning oqimdagi konsentratsiyasi 4 kmol/m³. Dastlabki A moddaning tannarxi 69300 so'm/kmol. Ushbu jarayon oqimli aralashtirish reaktorida amalga oshirilib, unga xizmat ko'rsatish $5,39$ so'm/(m³·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 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/(m³·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 $2,8 \cdot 10^{-3}$ s⁻¹ bo'lgan (5.3-rasmga qarang) qurilmasida R mahsulotni $3,5 \cdot 10^{-3}$ 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/(m³.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 ifodalaniib 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 KIMYOVIY ISHLAB CHIQRISH JARAYONLARIDAGI REAKTORLAR VA REGENERATORLAR BILAN ISHLASH VA ULARGA XIZMAT KO'RSATISH

6.1. Katalitik kreking qurilmaning reaktorlari va regeneratorlari

Katalitik kreking qurilmaning reaktor va regeneratorlarini ta'mirlash va montaj qilishning o'ziga xosligi, bu uning gabarit o'lchamlarining kattaligi, murakkab tashqi konfiguratsiyasi, qobiq ichki devorlarining qoplama qilinganligi va yuqori balandlikda joylashganligi bilan belgilanadi. Odatda, reaktor va regeneratorlar baland qilingan umumiy konstruksiyada o'rnatiladi va ular reaktorli blok deb ataluvchi birlikni hosil qiladi. Blok balandligi ko'pchilik hollarda 100 m ni tashkil etadi. Bloklar metall konstruksiyalari umumiy zinapoyali va xizmat ko'rsatuvchi maydonchalar bilan bog'langan to'g'ri to'rtburchakli yonma-yon joylashgan etajerka ko'rinishiga ega.

Reaktor bloklarining montaji etajerka va zinapoyali maydonchalar bo'laklarini yig'ishdan boshlanadi. Birinchi navbatda (yerdan 10-15 m li belgigacha) harakatchan strelali kranlardan foydalaniladi. So'ng, konstruksiyani etajerkaga o'rnatiladigan, maxsus xomutlar bilan mahkamlangan, o'zi ko'tariluvchi kranlarda o'stirib boriladi. Etajerkalar balandligi ortishiga qarab, kran yuqoriga o'rnatiladi. Eng yuqori nuqtaga yetguncha, ushbu jarayon shu tarzda davom ettiriladi. Kran mustahkam turishi uchun uni kamida uch yo'nalish bo'yicha tortib mahkamlanadi. Yuqoriga yuk ko'taruvchi va uzun strelali kranlar mavjud bo'lganda, metall konstruksiyalarni montaj qilish ancha osonlashadi.

Baland etajerkalarni ko'tarishda tegishli ehtiyotkorlik choralari ko'rilishi kerak, aks holda ular egilib ketishi mumkin. Shuning uchun, ularni ko'targuncha tros ilish joylari aniqlanadi,

yuklama miqdori hisoblanadi va ularga muvofiq etajerka konstruksiyalar mustahkamligi va qattiqligini ta'minlovchi jihoz (yirgich, kosinka va h.)lar o'rnatiladi. Konstruksiyadagi tros ilish joylari alohida kuchli mustahkam bo'lishi kerak.

Reaktor blokining asosiy qurilma (reaktor va regenerator) larini mactalar, portal va derrik-kranlar yordamida yoki avvaldan o'matilgan etajerka bloklarining konstruksiyalaridan foydalanilgan holda montaj qilinadi. Oxirgi holatda loyiha etajerkalarining doimiy va vaqtincha kachlanishli maxsus konstruksiyalari, shuningdek takelaj vositalarini mahkamlash uchun tegishli qismlar loyihada ko'zda tutiladi. 6.1-rasmda reaksion qurilma qismlarini poydevorga qisqa konsolli kran yordamida ko'tarish va o'rnatish chizmasi keltirilgan. Bu kran reaktorlar blok etajerkasiga o'matilgan. Ko'tarish 2 ta polispast va 2 ta traktor yordamida amalga oshiriladi.

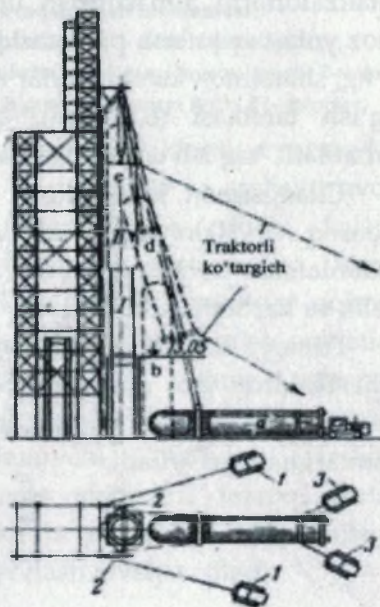
Boshqa 2 ta traktor yordamida ko'tariluvchi qism ko'tarilayotgan vaqtda tortiladi va joyiga o'rnatilayotgan davrda rostlanadi.

6.1-rasm. Reaktorni ko'tarish chizmasi

I-quyi qism; II-yuqori qism; a,b, d,e-ko'tarilayotgan yuqori qismning ketma-ket ko'tarilish holatlari;

1 - ko'taruvchi tractor; 2 qurilma tayanchi; 3-tortuvchi traktor.

Reaktorlar odatda montaj maydoniga yirik qismlar holatida keltiriladi. Yig'ish maydonida ulardan yanada yiriklashgan bloklar tuziladi. Ko'pincha, 4 ta blok, ya'ni tayanch seksiya reaktorning quyi qismi, taqsimlagich,

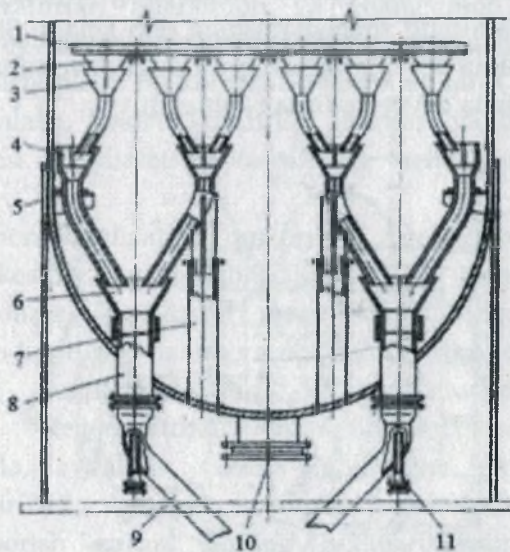


silindrik qobiqning 2 ta bloki va siklonli tepa qismi bilan chegaralanadi. Bloklarni sanab o'tilgan tartibda tayyorlash kerak va shu ketma- ketlikda loyiha nuqtasiga qo'yiladi. Har bir blok joyiga qo'yilib, mahkamlashdan oldin gorizontal va vertikaligi nivelir va teodolit yordamida aniqlanadi. Bloklarning to'g'ri birlashishini osonlashtirish uchun ularni yo'naltiruvchi plastina, ushlab olgich va boshqa moslamalar bilan jihozlanadi.

Bloklarga montaj qilinmagan ichki moslamalar lyuk orqali uzatiladi va qurilma ichida montaj qilinadi. Buning uchun ularga vaqtinchalik mustahkam havozaalar o'rnatiladi. Xuddi shunday havozaalardan qurilma ichki devori qoplamasini torkret-beton, shlakli mato va issiqlikka bardosh g'ishtdan bajariladi. So'ng izolyatsion qatlam yuzasi legirlangan po'lat listdan ishlanadi. Qurilma ichida montaj ishlari tayyorlovchi - zavod tomonidan chizib qo'yilgan belgilar bo'yicha olib boriladi. Bu chiziqlar qurilmani nazorat yig'ish vaqtida qo'yilgan. Yig'ish ishlari katalizatorlarni almashtirish uchun mo'ljallangan taqsimlovchi jihoz yoki taqsimlash panjarasidan boshlanadi (6.2-rasm). Undan so'ng, sharsimon katalizatorlar uchun tayanch ustunlar, bug'larni yig'ish tarelkasi (6.3-rasm), quyilish trubalari va boshqalar o'rnatiladi. Yig'ish tartibi pastdan yuqoriga qarab bajariladi.

Changsimon katalizatorli reaktorlarini yig'ish birmuncha osonroq va siklonlarni ustunlarga birlashtirilib qotirish bilan yakunlanadi. Ushbu reaktorlar abraziv katalizatorlarning yuqori tezlik va haroratlarida ishlaydi.

Himoya listlari, issiqlik qoplamalari, izolyatsiya qilinmagan uchastkalarda esa qurilma qobig'i va uning harakatlanuvchi katalizatorga u yoki bu tomonidan tegib turgan barcha ichki qismlari ham yediriladi.

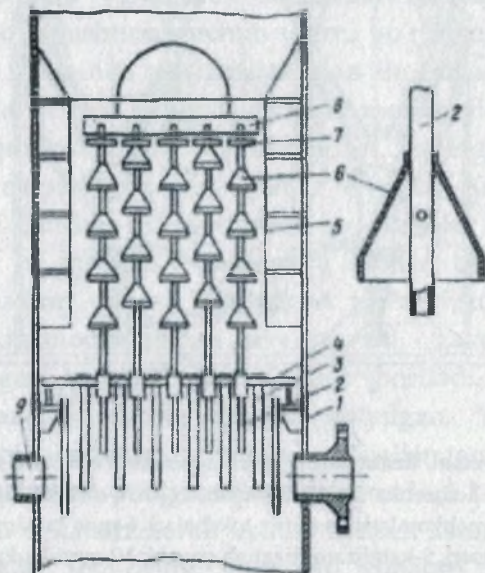


6.2-rasm. Reaktorning quyi taqsimlash moslamasi.

1-panjara; 2-voronka; 3-yuqori taqsimlagich; 4-o'rtta taqsimlagich;
5-taqsimlagichni mahkamlash va uning tokchalari; 6-quyi taqsimlagich; 7-ustun;
8-to'kish shtutseri; 9-katalizator uzatish quvuri; 10-quyi lyuk; 11-shtutser.

Transport liniyalari va quvur ustunli siklonli separatorlar, shuningdek rostlovchi mexanizm (zadvijka)lar va aralishtiruvchi moslamalar ko'proq abraziv yedirilishga duch keladi. Katalizatorning harakat tezligi qanchalik katta bo'lsa, uning oqimdagi konsentratsiyasi yuqori va harakatlanayotgan oqimga nisbatan qarshilik katta bo'lsa, metallning ishqalanish oqibatida yedirilishi kuchliroq bo'ladi. Shuning uchun transport liniyalarining burilish yoki egilish joylarida yedirilish sur'ati yuqoriroq bo'ladi. Harakatlanuvchi oqimga qarshilik ko'rsatadigan berkituvchi moslama shiberlari tezroq ishdan chiqadi. Tez yediriladigan barcha uchastkalarini ishqalanishga chidamli bo'lgan metallardan tayyorlash tavsiya etiladi.

Qurilmaning ichki pardoz listlarining qiyshayishi issiqlik qoplama qatlamining shikastlanishiga olib keladi. Shikastlangan qoplama qurilma devorlarini uzoq muddat davomida himoyalay olmaydi, natijada devor yedirila boshlaydi.



6.3-rasm. Bug' yig'gich qismi

1-reaktor qobig'i; 2-bug'ni chiqarish truba; 3-katalizator uchun quyilish trubalari; 4-separatsiya zona taretkasi; 5-yonbosh to'siqlar; 6-qo'ng'iroqcha; 7-ushlab turuvchi ho'lakchalar; 8-tirgak bo'lakchalar; 9-reaksiya gazlarini chiqarib yuborish uchun shtutser.

Reaktorni ta'mirlash - barcha yedirilgan qism va detallarni payvandlash, suyultirib qoplash, yamoq solish yoki to'liq almashtirib qayta tiklashni o'z ichiga oladi. Reaktorlari ta'mirlashdan oldin tasdiqlangan yo'riqnomaga binoan barcha reaktor bloklarni to'xtatish va tegishli barcha qurilma va truba quvurlarni tayyorlashni ta'minlash zarur.

Regeneratorlar. Sharsimon va changsimon katalizatorli qurilmalar regeneratorlarini t'mirlash va montaj qilish usullari bir-biridan farq qiladi. Bu konstruksiyalarning farqi, katalizatorni regeneratsiyalash, koksni kuydirish shartlari va chizmalaridan aniqlanadigan ekspluatatsion tavsifining turlicha ekanligi bilan belgilanadi.

Sharsimon katalizatorli qurilmalar regeneratorlari kvadrat ko'ndalang kesimga ega bo'lib, uzunasiga bir necha zonalardan iborat. Bu zonalarning har biri tutun gazlami chiqarib yuborish orqali koksni kuydirish uchun va yoqish uchastkasidan o'tadigan katalizatorni sovitish uchun kerakli moslamalar bilan jihozlangan. Regeneratorlar montaji mixsus gorizontal moslamalarda, avvaldan yerda yig'iladigan yirik bloklarda amalga oshiriladi. Ayniqsa, qurilmani trosarga ilishga katta ahamiyat berish zarur. Buning uchun qurilma qobig'iga ko'tarilayotgan, yiriklashgan bloklarga ko'shimcha qattqlik beruvchi ustunlar payvand qilinadi.

Qobiqni issiqlik qoplama bilan o'rash va ichki jizohlarni montaj qilish - qurilmani loyiha nuqtasiga o'rnatilgandan so'ng, u puxta va ishonchli mahkamlanadi. Yig'ish pastdan yuqoriga qarab bajariladi. Montaj vaqtida qism va detallarning birlashish joylari va zichlash moslamalari, kompensatorlari yig'ish texnik shartlariga qat'iy rioya qilish kerak. Undan tashqari, ular yuqori haroratlarda ishlashini ham inobatga olish zarur.

Taqsimlovchi kamera, trubali qabul qilish bunkerlari, havo uzatish va gazni chiqarish yo'llari, quyilish trubalari va quyi tenglashtirish jihozlari yerda yig'iladi, havo bilan zichlanganligi tekshiriladi. So'ng, derrik-kranlar bilan ko'tarilib, tepasi ochiq qurilmaga o'rnatiladi.

Changsimon katalizatorli qurilma regeneratorlari tepa va ostki konussimon dnishe bilan yopilgan silindrik qobiqdan iborat. Uni montaj qilish silindrik reaktorlarnikiga o'xshash va

shunday yirik bloklarda amalga oshiriladi. Ularni ko'tarish, o'ratish, ichki jihoz va qoplama listlarini qotirish juda murakkab, sermehnat jarayon hisoblanadi: bu jarayonlar regenerato qobig'ining tepa qalpog'ini o'rnatish va payvandlashga qadar bajariladi.

Regenerato qobig'ini yuqori haroratli rejimda ishlaydi. Shuning uchun ularni ta'mirlash ko'p kuch va vositalar talab etadi, ya'ni boshqa qurilmalarni o'rnatishga nisbatan ko'proq vaqt talab etadi. Ta'mirlash vaqtida barcha ichki jihozlar ko'zdan kechiriladi va zarur bo'lganda yangisiga almashtiriladi. Ko'proq siklon bloklari, ustunlar, zmeyeviklar va hokazolarni almashtirishga to'g'ri keladi.

6.2. Asosiy organik sintez qurilmalari

Asosiy organik sintez ishlab chiqarishning aniqlovchi bosqichi bu mahsulot olishni ta'minlovchi kimyoviy reaksiyadir. Barcha kimyoviy reaksiyalar reaktorlarda amalga oshiriladi, ularning konstruksiyalari tanlangan ish printsiplari va umumiy texnologik jarayonlarning talablariga bog'liq. Deyarli barcha qurilmalarda fizik-kimyoviy xususiyatlarga va holatiga ko'ra turlicha bo'lgan katalizatorlar qo'llanilishi ko'zda tutilgan. Xuddi shunday, reaksiya qurilmalarni ekspluatatsiya qilish parametrlari (harorat, bosim, katalizatorning harakat tezligi va h.) ham turlichadir. Bu parametrlar reaksiya borish rejimining maqsadga muvofiqligi bilan asoslangandir.

Harakatlanayotgan katalizator qatlamiga ega bo'lgan, reaksiyaning o'rnatilgan harorat rejimini ta'minlovchi turg'un issiqlik almashinishda ishlovchi reaksiya qurilmalar keng qo'llaniladi. Ular orasida oxirgi vaqtda mavhum qaynash katalizator qatlamli reaktorlar keng tarqalgan. 6.4-rasmda butanni butilenga degidriqlash uchun reaktor-regenerato blokining chizmalari tasviri ko'rsatilgan bo'lib, mukammal konstruksiyasi

birmuncha qisqaradi va qismlarni joylashtirish yuqori aniqlikka erishadi. Bu vaqtda qurilma ichidagi siklon, desorber va ustunlar tirkak va cho'zgichlar vositalarida vaqtinchalik mustahkam mahkamlashni ko'zda tutish zarur. Og'ir qurilmalar qismlarga bo'lib ko'tariladi: avval reaktor, so'ngra-regenerator. Loyiha nuqtasiga o'rnatilayotgan har bir qurilmaning vertikaligi va boltlar bilan mustahkam qotirilganligi qat'iy tekshiriladi.

Qurilmaning devorlari kabi uning jihozlari ham harakatlanuvchi katalizator ta'sirida jadal yedirilishga duch keladi. Odatda, ta'mirlash vaqtida yaroqsiz bo'lib qolgan siklon va ustunlar yangisiga almashtiriladi. Buning uchun ba'zi hollarda almashtirilayotgan qismlar (siklonlar)ni chiqarib yoki ichkariga kirgizish uchun qurilmalarning ostki dnishesi kesib olinadi. Almashtirish vaqtida strelali kran yoki etajerkalarda qo'zg'almas o'rnatilgan kranukosinalardan foydalaniladi. Barcha yangi payvand choklari yo'riqnomaga binoan sifat nazoratidan o'tkazilishi shart. Yaroqsiz bo'lib qolgan shtutserlar almashtiriladi. O'ta jadal yemirilishga duch kelgan shtutserlarni, odatda, ta'mirlash vaqtida almashtiriladi.

Xulosa qilib aytadigan bo'lsak ushbu bobda, ta'mirlash va montajning umumiyliigi nuqtai nazaridan, kimyo va neft-gazni qayta ishlash korxonalaridagi texnologik jarayonlarning xilma-xilligi qo'llaniladigan barcha uskunalarni klassifikatsiyalashga to'sqinlik qiladi. Shuning uchun, ushbu bobda faqat neft- gazni qayta ishlashdagi ayrim jarayonlar (katalitik kreking) va organik sintez ishlab chiqarishda qo'llaniladigan uskunalarni montaj qilish va ta'mirlashni o'ziga xususiyatlari ko'rib chiqiladi.

Tayanch iboralar

Reaktor, reagent, seksiya, regenerator, katalizator, mahsulot, degidriqlash, siklon, butan.

O'z-o'zini nazorat qilish savollari

1. Katalitik kreking qurilmaning reaktorlari va regeneratrlarini ta'mirlash va mantaj qilish usullari
2. Reaktorni ko'tarish ishlari qanday amalga oshiriladi?
3. Reaktorlarni yig'ish jarayonlarini tushuntirib bering?
4. Qurilmalarni mantaj qilish ishlari qanday amalga oshiriladi?
5. Abreziv katalizatorlarning ishlash mexanizmini tushuntirib bering?
6. Qurilmalarni payvandlash ishlari to'g'risida ma'lumot bering?
7. Organik sintez mahsulotlari haqida tushuncha bering?
8. Butanni degidirlash qurilmasining reaktor-regeneratori blokini tushuntiring?

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. $t = \frac{1}{k} \ln \frac{[A]_0}{[A]} = \frac{\tau_{1/2}}{\ln 2} \ln \frac{[A]_0}{[A]} = \frac{5739 \ln(1/0,72)}{\ln 2} = 2720 \text{ yil}$
- 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. $1,0 \text{ m}^3/\text{soat}$; $21,2 \text{ l}$
5.11. $9,09 \text{ m}^3/\text{soat}$; $16,36 \text{ kmol A/soat}$
5.12. $11,1 \text{ m}^3/\text{soat}$; $0,51 \text{ kmol A/m}^3$; $7,6 \text{ kmol A/soat}$
5.13. $18,49 \text{ m}^3/\text{soat}$; $12,7 \text{ kmol R/soat}$
5.14. 210 l ; $0,695$; $11995,2 \text{ so'm/kmol}$
5.15. $0,93$; 949 l ; $1,05 \text{ l/s}$
5.16. $0,825$; $6,6 \text{ l}$; 47726 so'm./kmol

FOYDALANILGAN ADABYOTLAR RO'YXATI

1. Mirziyoyev SH.M. Buyuk kelajagimizni mard va olijanob xalqimiz bilan birga quramiz. – T.: “O‘zbekiston”, 2016. – 488 b.
2. Dўstov X.B., Saфаров Б.Ж., Сафаров Ж.А. “Кимёвий реакторлар”.- Бухоро : “Садриддин Салим Бухорий” Дурдона нашриёти, 2020. - 240 б.
3. 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 МГУД, 2016. – 140 с.
4. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. – М.: Академкнига, 2003. – 528 с.
5. Бесков В. С. Общая химическая технология.– М.: Академкнига, 2005.– 452с.
6. Игнатенков В.И., Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии: Учеб. Пособие для вузов. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 198с.
7. Химические и биореакторы: учеб.-методич. пособие / Ю.Н. Жилин, А.Н. Иванкин – М.: ФГБОУ ВПО МГУД, 2014. – 24 с.
8. Азаров В.И., Цветков В.Е. Полимеры в производстве древесных материалов: учебник. 2-е издание. М.: ГОУ ВПО МГУД, 2006 – 236 с.
9. Отақўзиев Т. А., Ахмеров Қ. М., Туробжонов С. М. Умумий кимёвий технология. Ўқув кўлланма. – Т.: Ўзбекистон Республикаси ФА «Фан» нашриёти, 2009. – 432 б.
10. Nurmuhamedov H.S., Babayev Z.K., Karimov K.F., Matchonov Sh.K., Mavlonov E.T., Abdullayeva S.SH., Abdurahimova A.U. Neft-gaz va kimyo sanoatlari qurilmalarini ta'mirlash va mantaj.-T.: «Fan va texnologiya», 2014, 236 b.

Internet saytlari

1. www.gov.uz – O‘zbekiston Respublikasi hukumat portali.
2. www.ziyonet.uz;
3. 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.
7. www.gubkin.ru
8. www.abb.com/oilandgas
9. www.twirpx.com
10. www.oil-gas.ru
11. www.neft-gaz.ru

MUNDARIJA

SO'Z BOSHI.....	4
KIMYOVIY REAKTORLAR FANIGA KIRISH	6
I BOB. UMUMIY MA'LUMOTLAR	
1.1. Kimyoviy reaktorlar fanining maqsad va vazifalari.....	9
II BOB. KIMYOVIY-TEXNOLOGIK JARAYONLARDA TEZLIKNI OSHIRISH OMILLARI	
2.1. Texnologik jarayonlarda tezlik.....	15
2.2. Jarayon tezligining asosiy formulalari	20
2.3. Jarayon tezligini oshirish usullari	28
III BOB. REAKTORLARNING TURLARI. TURLICHA STRUKTURAVIY OQIMLI IZOTERMİK REAKTORLAR	
3.1. Davriy ravishda ishlaydigan reaktorlar.....	48
3.1.1. Davriy ishlaydigan ideal aralashtiruvchi sig'imli reaktorlar	49
3.1.2. Davriy ideal aralashtirish reaktorini D-IAR ish unumdorligini (effektivlik) va o'lchamlarini hisoblash.....	51
3.2. Uzlüksiz ishlaydigan reaktorlar.....	62
3.2.1. Ideal siqib chiqarish reaktori (ISCHR)	62
3.2.2. Uzlüksiz ishlovchi ideal aralashtirish reaktori U-IAR.....	68
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.....	90
3.3.2. Reaktor o'lchamlari	93
3.4. Yarim uzlüksiz (yarim davriy) ishlaydigan reaktorlar	95
IV BOB. TURLI HARORAT REJIMIGA EGA BO'LGAN REAKTORLAR	
4.1. Issiqlik rejim turlari	100
4.2. Davriy ishlaydigan reaktorlar. Davriy ideal aralashtirish reaktori	102
4.2.1. Politropik rejim	102
4.2.2. Adiabatik rejim	110

4.2.3. Izotermik rejim.....	112
4.3. Uzlusiz ishlovchi reaktor ISCHR.....	118
4.4. Uzlusiz ishlovchi reaktor IAR-U.....	126
4.5. Berilgan harorat rejimida reaktor ishining turg'unligi.....	133
4.6. Reaktor ishlashida sezuvchanlik.....	136
4.7. Reaktor turini issiqlik rejimini hisobga olgan holda tanlash.....	146
4.8. Reaktorlarda optimal issiqlik rejimini ta'minlash.....	148
Mustaqil yechish uchun masalalar	153

**V-BOB. REAKTORNING OPTIMAL HAJMINI VA UNING ISHINING
TANNARXINI HISOBLASH**

Mustaqil yechish uchun masalalar	161
--	-----

**VI BOB KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH JARAYONLARIDAGI
REAKTORLAR VA REGENERATORLAR BILAN ISHLASH VA
ULARGA XIZMAT KO'RSATISH**

6.1. Katalitik kreking qurilmaning reaktorlari va regeneratorialari	166
6.2. Asosiy organik sintez qurilmalari.....	172
Mustaqil yechish uchun tavsiya etilgan masalalarning javoblari.....	176
FOYDALANILGAN ADABYOTLAR RO'YXATI.....	178

*S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov,
J.A. Safarov*

KIMYO SANOATIDAGI QO'LLANILADIGAN REAKTORLAR

O'QUV QO'LLANMA

*Texnik muharrir: G.Samiyeva
Musahhih: M.Raximov
Sahifalovchi: M.Arslonov*



Nashriyot litsenziyasi AI № 178. 08.12.2010. Original – maketdan bosishga ruxsat etildi: 06.04.2024. Bichimi 60x84. Kegli 16 shponli. «Palatino Linotype» garn. Ofset bosma usulida. Ofset bosma qog'oz. Bosma tabog'i 11,5 Adadi 50. Buyurtma № 51.



«Sharq-Buxoro» MCHJ bosmaxonasida chop etildi.
Buxoro shahar O'zbekiston Mustaqilligi ko'chasi, 70/2 uy.
Tel: 0(365) 222-46-46

*S.G'.Siddiqova, B.J. Safarov,
J.A. Safarov*

KIMYO SANOATIDAGI QO'LLANILADIGAN REAKTORLAR

O'QUV QO'LLANMA

*Texnik muharrir: G.Samiyeva
Musahhih: M.Raximov
Sahifalovchi: M.Arslonov*



Nashriyot litsenziyasi AI № 178. 08.12.2010. Original – maketdan bosishga ruxsat etildi: 06.04.2024. Bichimi 60x84. Kegli 16 shponli. « Palatino Linotype» garn. Ofset bosma usulida. Ofset bosma qog'oz. Bosma tabog'i 11,5 Adadi 50. Buyurtma № 51.



«Sharq-Buxoro» MCHJ bosmaxonasida chop etildi.
Buxoro shahar O'zbekiston Mustaqilligi ko'chasi, 70/2 uy.
Tel: 0(365) 222-46-46

Siddiqova Sadoqat G'afforovna

Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Neftni qayta ishlash texnologiyasi" kafedrası dotsenti. 1978 yilda Navoiy viloyati Qiziltepa tumanida tug'ulgan. Ta'lim sifatini ta'minlash, raqamlashtirish sohasiga oid. 1 ta darslik, 1 ta monografiya, 2 ta mualliflik guvohnomasi va 40 dan ortiq ilmiy maqolalar muallifi, turli mahalliy va xalqaro ilmiy-amaliy konferentsiyalar ishtirokchisi. 2018-yilda "Shuhrat" medali bilan mukofotlangan.

Safarov Baxri Jumayevich

Buxoro muhandislik-texnologiya instituti "Neftni qayta ishlash texnologiyasi" kafedrası dotsenti. 1969-yilda Buxoro viloyati Buxoro tumanida tug'ulgan. Neft va gazni qayta ishlash sohasi bo'yicha 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. 1993 yil Buxoro viloyati Qorako'l tumanida tug'ulgan. Neft va gazni qayta ishlash sohasi bo'yicha 40 dan ortiq ilmiy ishlar, jumladan, 4 ta o'quv qo'llanma, 1 ta darslik, 5 ta mualliflik guvohnomasi va 20 dan ortiq xorijiy maqola va tezislar muallifi.



ISBN 978-9910-04-402-1



9 789910 044021