

როსტომ გაფრინდაშვილი

ქიმიური რეაქტორების  
თეორია

თბილისი  
2020

როსტომ გაფრინდაშვილი

ქიმიური რეაქტორების  
თეორია

ლექციების კურსი



თბილისი  
2020

# I ტაჰი

## 1.1. ქიმიური რეაქტორების თეორიის ამოცანები

ქიმიური რეაქტორი ყოველი ქიმიური წარმოების ძირითადი აპარატია; მის მოწყობილობასა და მუშაობის მაჩვენებლებზე დამოკიდებულია მთელი ტექნოლოგიური წარმოების ეკონომიკური ეფექტურობა.

ქიმიური რეაქტორების თეორია არის ქიმიური ტექნოლოგიის ნაწილი, რომელიც შეისწავლის ქიმიური რეაქციების სამრეწველო გაფორმების საკითხებს; მისი ამოცანაა რეაქტორების გაანგარიშების მეთოდების შესწავლა ისეთი მონაცემების მისაღებად, რომლებიც აუცილებელია მათი დაპროექტებისათვის. რეაქტორების გაანგარიშება ქიმიურ-ტექნოლოგიური სისტემების შექმნის პირველი საფეხურია.

ტექნოლოგიური პროცესის გაფორმების ოპტიმალური ვარიანტის განსაზღვრისათვის, უწინარეს ყოვლისა, უნდა ვიცოდეთ:

როგორი უნდა იყოს რეაქტორში მიმდინარე პროცესის პარამეტრები?

როგორი ტიპის რეაქტორია უფრო ხელსაყრელი?

როგორი უნდა იყოს რეაქტორის ზომები?

## 1.2. ამოსავალი დებულებები რეაქტორების გაანგარიშებისათვის

რეაქტორების დამუშავება იწყება პროცესის ჰიდროდინამიკური მოდელის, როგორც მისი მათემატიკური აღწერის საფუძვლის, შესწავლით. შემდეგ შეისწავლიან ქიმიური რეაქციის კინეტიკას, მასა- და თბოგადაცემის პროცესებს. რაც უფრო სრულყოფილად არის შესწავლილი კინეტიკა, მით უფრო საიმედოა პროცესის მიმდინარეობის ნავარაუდები შედეგები.

დიფერენციალური ფორმით ჩაწერილ კინეტიკურ განტოლებებს აინტეგრალურად რეაქტორის მთელი მოცულობის მიხედვით. ამ დროს შეიძლება წარმოიშვას სიძნელეები, რადგანაც სარეაქციო ნარევის შედგენილობა და ტემპერატურა შეიძლება სხვადასხვა იყოს სარეაქციო სივრცის სხვადასხვა წერტილში ქიმიური რეაქციის თერმოდინამიკური მახასიათებლებისა და გარემოსთან თბოცვლის სიჩქარისაგან დამოკიდებულებით. ამას გარდა, აპარატში სითხის მოძრაობის ხასიათი, რასაც განსაზღვრავს აპარატის გეომეტრიული ფორმები, იმოქმედებს რეაქტორში ნივთიერებისა და სითბოს გადაწვილებაზე.

ამიტომ ნებისმიერი რეაქტორის კონსტრუქციის შერჩევისა და ზომების განსაზღვრის დროს უნდა გავითვალისწინოთ მრავალი სხვადასხვა ფაქტორი და, უწინარეს ყოვლისა, გვექონდეს მონაცემები, რომლებიც ახასიათებს ქიმიური რეაქციების მიმდინარეობისა და მასა- და თბოგადაცემის სიჩქარეებს. დანადგარის (საამქროს) მწარმოებლობას, რეაგენტების გარდაქმნის ხარისხს, მათ კონცენტრაციასა და ტემპერატურულ რეჟიმს ადგენენ თეორიული წინამძღვრებიდან.

საჭიროა, აგრეთვე, რეაქტორებისადმი წაყენებული ზოგადი მოთხოვნების გათვალისწინება, რომლებმაც უნდა უზრუნველყონ:

1. სარეაქციო მოცულობის ერთეულის მაღალი მწარმოებლურობა;
2. მაღალი სელექციურობა რთული პროცესის დროს;
3. მცირე ენერგეტიკული დანახარჯები;
4. მომსახურების სიმარტივე, დამზადების სიიადე და შრომის უსაფრთხოების მოთხოვნების დაკმაყოფილება;
5. რეგულირების საიმედოობა და ტექნოლოგიური რეჟიმის მდგრადობა;
6. პროდუქციის დაბალი ღირებულება.

მოყვანილი მოთხოვნები რამდენადმე ურთიერთგამომრიცხავია, ამიტომ რეაქტორების დაგეგმარების დროს უნდა მოინახოს ოპტიმალური ვარიანტი, რომელიც უზრუნველყოფს პროცესის საერთო ეკონომიურობას.

რეაქტორის სრულყოფის ამსახველი ერთ-ერთი უმნიშვნელოვანესი მაჩვენებელი, რომელიც ხასიათდება დროის ერთეულში მოცემულ პირობებში აპარატის მოცულობის (ფართობის) ერთეულიდან მიღებული პროდუქტის რაოდენობით, არის მისი ინტენსიურობა. ინტენსიურობა მით უფრო მაღალია, რაც ნაკლები დრო იხარჯება მოცემული რაოდენობის პროდუქტის მისაღებად.

ამიტომ ნებისმიერი ტიპის რეაქტორში მიმდინარე პროცესების შესწავლის მთავარი ამოცანაა ფუნქციური დამოკიდებულების პოვნა რეაქტორში რეაგენტების დაყოფნების დროსა და ტექნოლოგიური რეჟიმის სხვა ფაქტორებს შორის:

$$\tau = f[x, C, u], \quad (VI.1)$$

სადაც  $x$  არის რეაგენტის მოცემული გარდაქმნის ხარისხი;  $C$  - ამოსავალი რეაგენტის საწყისი კონცენტრაცია;  $u$  - ქიმიური რეაქციის სიჩქარე.

განტოლებას, რომელიც ოთხ დასახელებულ სიდიდეს აკავშირებს, რეაქტორის მახასიათებელი განტოლება ან უბრალოდ რეაქტორის განტოლება ეწოდება.

### 1.3. რეაქტორის მატერიალური ბალანსის განტოლება

ნებისმიერი ტიპის რეაქტორის განტოლება გამოჰყავთ მატერიალური ბალანსის საფუძველზე, რომელიც შედგენილია სარეაქციო ნარევის ერთ-ერთი კომპონენტის მიმართ. შევადგინოთ ასეთი ბალანსი ამოსავალი  $A$  რეაგენტის მიმართ მარტივი, შეუქცევადი  $A \rightarrow R$  რეაქციისათვის.

ზოგადი სახით მატერიალური ბალანსის განტოლება ასეთია:

$$B_{A,შეგ} = B_{A,გას}, \quad (VI.2)$$

სადაც  $B_{A,შეგ}$  არის  $A$  რეაგენტის რაოდენობა, რომელიც დროის ერთეულში შემოდის მოცემულ სარეაქციო მოცულობაში;  $B_{A,გას}$  -  $A$  რეაგენტის რაოდენობა, რომელიც დროის ერთეულში იხარჯება სარეაქციო მოცულობაში.

თუ გავითვალისწინებთ, რომ რეაქტორში შემოსული  $A$  რეაგენტი სამი გზით იხარჯება, შეიძლება დავწეროთ:

$$B_{A(გას)} = B_{A,ქ.რ} + B_{A,დაგ} + B_{A,გად}, \quad (VI.3)$$

სადაც  $B_{A,ქ.რ}$  არის  $A$  რეაგენტის რაოდენობა, რომელიც სარეაქციო ნარევეში ქიმიურად გარდაიქმნა დროის ერთეულში;  $B_{A,გად}$  –  $A$  რეაგენტის რაოდენობა რომელიც რეაქტორიდან გაედინება დროის ერთეულში;  $B_{A,დაგ}$  –  $A$  რეაგენტის რაოდენობა, რომელიც გროვდება რეაქტორში დროის ერთეულში.

(VI.3) განტოლების გათვალისწინებით (VI.2) განტოლება შეიძლება ასე დაიწეროს:

$$B_{A,შემ} = B_{A,ქ.რ} + B_{A,გად} + B_{A,დაგ} \quad (VI.4)$$

სხვაობა  $B_{A,შემ}$ -სა და  $B_{A,გად}$ -ს შორის არის  $A$  რეაგენტის კონვექციური ნაკადით გადატანა  $B_{A,კონვ}$ :

$$B_{A,კონვ} = B_{A,შემ} - B_{A,გად} \quad (VI.5)$$

ამის გათვალისწინებით (VI.4) განტოლება ასეთ სახეს მიიღებს:

$$B_{A,დაგ} = B_{A,კონვ} - B_{A,ქ.რ} \quad (VI.6)$$

ყოველ კონკრეტულ შემთხვევაში მატერიალური ბალანსის განტოლებას სხვადასხვა ფორმა აქვს. ბალანსის შედგენა შეიძლება სარეაქციო მასის მოცულობის ერთეულის, უსასრულოდ მცირე მოცულობის ან მთლიანად მთელი რეაქტორისათვის.

ზოგად შემთხვევაში, როცა რეაგენტის კონცენტრაცია მუდმივი არ არის რეაქტორის სხვადასხვა წერტილში ან

იცვლება დროის მიხედვით, მატერიალურ ბალანსს ადგენენ დიფერენციალური ფორმით რეაქტორის ელემენტარული მოცულობისათვის. ამისათვის იყენებენ კონვექციური მასაცვლის განტოლებას, შევსებულს დამატებითი  $u_A$  წევრით, რომელიც ქიმიური რეაქციის მიმდინარეობას ითვალისწინებს. მაშინ განტოლება ასეთ სახეს მიიღებს:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -w_x \frac{\partial C_A}{\partial x} - w_y \frac{\partial C_A}{\partial y} - w_z \frac{\partial C_A}{\partial z} + D \left( \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) + u_A, \quad (VI.7.)$$

სადაც  $C_A$  არის  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია სარეაქციო ნარევეში;

$x, y, z$  – სივრცითი კოორდინატები;

$w_x, w_y, w_z$  – ნაკადის სიჩქარის მდგენელები;

$D$  – მოლეკულური და კონვექციური დიფუზიის კოეფიციენტი;

$u_A$  – ქიმიური რეაქციის სიჩქარე.

განტოლების მარცხენა მხარე გამოხატავს ამოსავალი ნივთიერების კონცენტრაციის საერთო ცვლილებას ელემენტარულ მოცულობაში დროის მიხედვით. ეს არის  $A$  ნივთიერების დაგროვება. იგი შეესაბამება (VI.6.) განტოლებაში  $B_{A,დაგ}$ -ს.

წევრების პირველი ჯგუფი განტოლების მარჯვენა ნაწილში – კოორდინატთა ღერძის გასწვრივ სიჩქარის მდგენელების ნამრავლი კონცენტრაციითა გრადიენტებზე – გამოხატავს  $A$  რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილებას სარე-

აქციო მასის მიერ საერთო ნაკადის თანხედენილი მიმართულებით მისი გადატანის შედეგად.

წევრების მეორე ჯგუფი –  $D$ -ს ნამრავლი  $x, y, z$  ღერძების მიმართ კონცენტრაციის მეორე რიგის წარმოებულების ჯამზე – გამოხატავს  $A$  რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილებას ელემენტარულ მოცულობაში დიფუზიის გზით მისი გადატანის შედეგად.

წევრების ორივე ჯგუფი ახასიათებს ნივთიერების ჯამურ გადატანას მოძრავ გარემოში კონვექციითა და დიფუზიით; (VI.6) განტოლებაში მათ შეესაბამება წევრი  $B_{A, კონვ}$ .

და, ბოლოს, წევრი  $u_A$  გვიჩვენებს  $A$  რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილებას ელემენტარულ მოცულობაში ქიმიური რეაქციის შედეგად. (VI.6) განტოლებაში მას შეესაბამება წევრი  $B_{A, რ}$ .

რეაქტორის ტიპისა და მისი მუშაობის რეჟიმიდან გამომდინარე მატერიალური ბალანსის (VI.7) განტოლება შეიძლება გარდაიქმნას, რაც აიოლებს მის ამოხსნას.

ქიმიურ რეაქტორებში მიმდინარე პროცესები შეიძლება იყოს სტაციონარული (დამყარებული) და არასტაციონარული (დაუმყარებელი). პირველს მიეკუთვნება პროცესები, რომელთა დროსაც სისტემაში ან განსახილველ ელემენტარულ მოცულობაში პროცესის პარამეტრები (მაგალითად,  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია, ტემპერატურა და ა. შ.) არ იცვლება დროის მიხედვით, ამიტომ რეაქტორში არ გროვდება ნივთიერება (ან სითბო) და პარამეტრის დროის მიხედვით წარმოებული ნულის ტოლია. სტაციონარული რეჟიმის დროს  $A$  რეაგენტი-სათვის შეიძლება დავწეროთ:

$$B_{A, დაგ} = \frac{\partial C_A}{\partial \tau} = 0. \quad (VI.8)$$

არასტაციონარული რეჟიმების დროს პარამეტრები დროის მიხედვით მუდმივი არ არის და ყოველთვის ხდება ნივთიერების (სითბოს) დაგროვება. ასეთ პირობებში:

$$B_{A, დაგ} = \frac{\partial C_A}{\partial \tau} \neq 0.$$

## 1.4. რეაქტორების კლასიფიკაცია

რეაქტორების კლასიფიკაციის დროს ითვალისწინებენ შემდეგ ძირითად ნიშნებს:

- 1) რეაქტორში მიმდინარე ოპერაციის ხასიათს;
- 2) სარეაქციო გარემოს მოძრაობის რეჟიმს;
- 3) თბურ რეჟიმს;
- 4) რეაგენტების ფაზურ მდგომარეობას.

პირველი ნიშნის მიხედვით რეაქტორები შეიძლება დაიყოს როგორც *პერიოდული*, *უწყვეტი* და *ნახევრადუწყვეტი* მოქმედების. უწყვეტი მოქმედების რეაქტორები, თავის მხრივ, იყოფა სარეაქციო გარემოს მოძრაობის ხასიათის მიხედვით როგორც *იდეალური გამოდევნის რეაქტორები* და *იდეალური შერევის რეაქტორები*,

ჩვეულებრივ, რეაქტორების შესწავლა ორ ეტაპად ხდება: ჯერ იზოთერმულ პირობებში, როცა სარეაქციო ნარევის ტემპერატურა უცვლელია, შემდეგ კი ტემპერატურის ცვლილების გათვალისწინებით.

## 1.5. პერიოდული მოქმედების რეაქტორები

პერიოდული რეაქტორებისათვის დამახასიათებელია რეაგენტების ერთჯერადი ჩატვირთვა. ამ დროს პროცესი სამი სტადიისაგან შედგება: ნედლეულის ჩატვირთვა, მისი გადამუშავება (ქიმიური გარდაქმნა) და მზა პროდუქტის გამოტვირთვა. ამ სტადიების განხორციელების შემდეგ ისინი კვლავ მეორდება, ე. ი. რეაქტორის მუშაობა ციკლური ხასიათისაა.

პერიოდულ რეაქტორში ჩატარებული ერთი ციკლის ხანგრძლივობა განისაზღვრება განტოლებით:

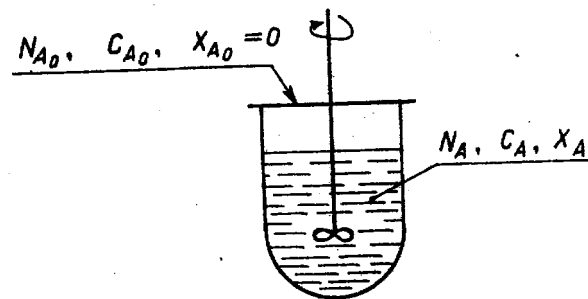
$$\tau_{\text{სრ}} = \tau + \tau_{\text{დამ}}, \quad (\text{VI.9})$$

სადაც  $\tau_{\text{სრ}}$  არის ციკლის სრული დრო;  $\tau$  – სამუშაო დრო (ქიმიური რეაქციის ჩატარებაზე დახარჯული);  $\tau_{\text{დამ}}$  – დამხმარე დრო (რეაქტორის ჩატვირთვასა და გამოტვირთვაზე დახარჯული).

### 1.5.1. იდეალური შერევის პერიოდული მოქმედების რეაქტორი

ასეთი რეაქტორი არის ცილინდრული, მექანიკური სარევიტ ალჭურვილი აპარატი, რომელშიც პერიოდულად ჩატვირთება ამოსავალი რეაგენტები (ნახ. VI.1). მასში რეაგენტების არევა იმდენად ძლიერია, რომ დროის ნებისმიერ მომენტში რეაგენტების კონცენტრაცია ერთნაირია რეაქტორის მთელ მოცულობაში და იცვლება მხოლოდ დროის მიხედვით, რეაქციის მიმდინარეობის შესაბამისად. ასეთი არევა შეიძლება

ჩაითვალოს იდეალურად; აქედანაა რეაქტორის სახელწოდებაც.



ნახ. VI.. იდეალური შერევის პერიოდული მოქმედების რეაქტორი:

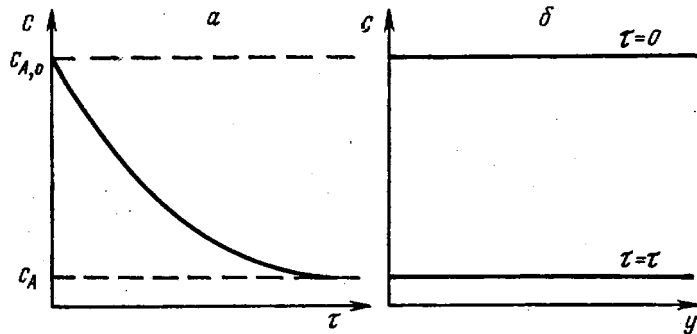
- $N_{A,0}$  – ამოსავალი A რეაგენტის საწყისი რაოდენობა სარეაქციო ნარევიში (რეაქტორის ჩატვირთვის დროს);
- $C_{A,0}$  – A რეაგენტის საწყისი კონცენტრაცია სარეაქციო ნარევიში;
- $X_{A,0}$  – A რეაგენტის საწყისი გარდაქმნის ხარისხი.
- $N_A, C_A, X_A$  – იგივე სიდიდეები პროცესის ბოლოს.

ამოსავალი A რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილება დროისა და აპარატის მოცულობის მიხედვით, ნაჩვენებია VI.2 ნახაზზე.

პერიოდული ქიმიური პროცესები თავისი ბუნებით ყოველთვის არასტაციონარულია (დაუმყარებელი), რადგანაც ქიმიური რეაქციის მსვლელობისას პროცესის პარამეტრები დროის მიხედვით იცვლება (მაგალითად რეაქციაში მონაწილე ნივთიერებების კონცენტრაცია), ე. ი. ხდება რეაქციის პროდუქტების დაგროვება.

პერიოდული რეაქტორის გაანგარიშებისათვის საჭიროა მისი ნახასიათებელი განტოლების ცოდნა, რაც მოგვცემს საშუალებას განვსაზღვროთ მოცემული  $X_A$  გარდაქმნის ხა-

რისხის მისაღწევად აუცილებელი  $\tau$  სამუშაო დრო, როცა ცნობილია ნივთიერების საწყისი  $C_A$  კონცენტრაცია და პროცესის კინეტიკა, ე. ი. რეაქციის  $u_A$  სიჩქარე.



ნახ. VI.2. რეაგენტის კონცენტრაციის განაწილება იდეალური შერევის პერიოდულ რეაქტორში:

$\alpha$  – დროის მიხედვით;  $\delta$  – ადგილის (მოცულობის მიხედვით).

$\tau$  – დრო;  $y$  - სივრცითი კოორდინატი (ადგილის კოორდინატი) რეაქტორის განტოლების გამოსაყვანად საფუძვლად ვიღებთ მატერიალური ბალანსის (VI.7.) დიფერენციალურ განტოლებას:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -w_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + D \left( \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) + u_A \quad (VI.7)$$

თუ გავითვალისწინებთ, რომ იდეალური შერევის პერიოდულ რეაქტორში (0-შრ-პ) რეაგენტების ინტენსიური

არევის გამო დროის ნებისმიერ მომენტში რეაქტორის მთელ მოცულობაში პარამეტრების მნიშვნელობა ერთნაირია, ეს განტოლება შეიძლება გარდაიქმნას. ამ შემთხვევაში  $x, y, z$  ღერძების მიმართ კონცენტრაციის ნებისმიერი რიგის წარმოებული ნულის ტოლი იქნება. ამიტომ შეიძლება დავწეროთ:

$$-w_x \frac{\partial C_A}{\partial x} - w_y \frac{\partial C_A}{\partial y} - w_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = 0, \quad (VI.10)$$

$$D \left( \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) = 0. \quad (VI.11)$$

მიღებული განტოლებების გათვალისწინებით (VI.7) განტოლება მარტივდება და შეიძლება ჩაიწეროს არა კერძო წარმოებულებში, არამედ ჩვეულებრივი დიფერენციალური განტოლების სახით:

$$\frac{dC_A}{d\tau} = u_A. \quad (VI.12)$$

A რეაგენტის მიმდინარე კონცენტრაცია, ჩვეულებრივ. გამოითვლება ფორმულით:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A,0}(1 - X_A)}{V} \quad (VI.13)$$

რეაქცია შეიძლება მიმდინარეობდეს სარეაქციო ნარევის მოცულობის ცვლილებით ან უცვლელად. მეორე ტიპის რეაქციებისათვის ( $V = const$ ) A რეაგენტის მიმდინარე კონცენტრაცია იქნება:

$$C_A = \frac{N_{A,0}(1-X_A)}{V} = C_{A,0}(1-X_A). \quad (\text{VI.14})$$

თუ  $C_A$ -ს მნიშვნელობას შევიტანთ (VI.12) განტოლებაში, მივიღებთ:

$$\frac{d[C_{A,0}(1-X_A)]}{d\tau} = u_A \quad \text{ან} \quad d\tau = C_{A,0} \frac{dX_A}{-u_A}. \quad (\text{VI.15})$$

მინუსი ნიშანი  $u_A$ -ს წინ მიუთითებს, რომ პროცესში ამოსავალი ნივთიერების რაოდენობა მცირდება.

თუ (VI.15) განტოლებას გაავანტეგრალებთ დროის 0-დან  $\tau$ -მდე, ხოლო გარდაქმნის ხარისხის 0-დან  $X_A$ -მდე ცვლილების საზღვრებში, მივიღებთ პერიოდული მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორის მახასიათებელ განტოლებას:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-u_A}. \quad (\text{VI.16})$$

167

განვიხილოთ ამ განტოლების ზოგიერთი კერძო შემთხვევა.

შეუქცევადი  $n$ -ური რიგის რეაქციისათვის სიჩქარე გამოიხატება განტოლებით:

$$-u_A = kC_A^n = kC_{A,0}^n(1-X_A)^n$$

სადაც  $k$  არის რეაქციის სიჩქარის კონსტანტა.

თუ ამ გამოსახულებას ჩავსვამთ (VI.16) განტოლებაში, მივიღებთ:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A,0}^n(1-X_A)^n} = \frac{1}{kC_{A,0}^{n-1}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)^n}. \quad (\text{VI.17})$$

ნულოვანი რიგის მარტივი შეუქცევადი რეაქციისათვის:

$$-u_A = kC_A^0 = k.$$

მისი ჩასმით (VI.16) განტოლებაში, მივიღებთ რეაქტორის მახასიათებელ განტოლებას როცა მასში მიმდინარეობს ნულოვანი რიგის რეაქცია:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k} = \frac{C_{A,0}X_A}{k}. \quad (\text{VI.18})$$

პირველი რიგის შეუქცევადი რეაქციისათვის:

$$-u_A = kC_A = kC_{A,0}(1-X_A).$$



მისი ჩასმით (VI.16) განტოლებაში, მივიღებთ:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A,0} (1 - X_A)} = \frac{1}{k} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{1 - X_A} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A).$$

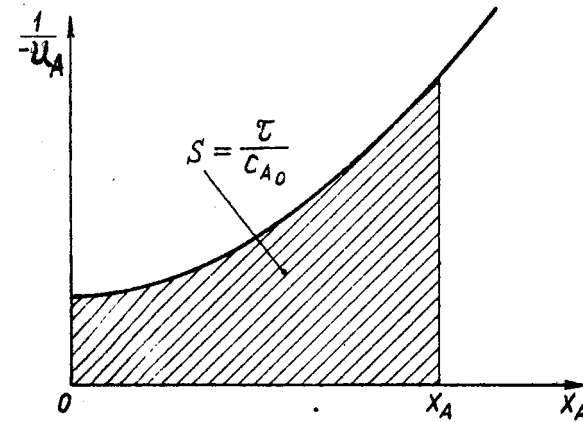
ისეთ შემთხვევებში, როცა რეაქტორის განტოლების ინტეგრირება ძნელდება,  $\tau$  დროს საზღვრავენ გრაფიკული ინტეგრირების მეთოდით. ამისათვის აგებენ  $1/-u_A$ -სა და  $X_A$ -ს დამოკიდებულების გრაფიკს და ანგარიშობენ მრუდქვეშა ფართობს გარდაქმნის ხარისხის საწყის  $X_{A,0}$  და საბოლოო  $X_A$  მნიშვნელობებს შორის. როცა  $X_{A,0} = 0$  საძიებელი ფართობი გამოიხატება ფორმულით (ნახ. VI.3):

$$S = \int_0^{X_A} \frac{1}{-u_A} dX_A$$

თუ  $S$ -ის მნიშვნელობას შევიტანთ (VI.16) განტოლებაში, მივიღებთ:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-u_A} = C_{A,0} \cdot S.$$

განტოლება (VI.16) არის O'ჰრ-პ-ის მოდელის მათემატიკური აღწერა. ამ განტოლებიდან გამომდინარე შესაძლებელია რეაქტორის ზომების განსაზღვრა და აგრეთვე



ნახ. VI.3. იდეალური შერევის პერიოდული რეაქტორის გრაფიკული გაანგარიშება

ამ მოდელის განხილვა მასში შემავალი პარამეტრების ოპტიმალურ მნიშვნელობათა პოვნის თვალსაზრისით.

პერიოდული მოქმედების რეაქტორები მარტივია კონსტრუქციულად, მოითხოვენ მცირე რაოდენობის დამხმარე მოწყობილობას, ამიტომ ისინი მოხერხებულია საცდელი სამუშაოების ჩასატარებლად. მრეწველობაში მათ იყენებენ მცირე მასშტაბის წარმოებებში და შედარებით ძვირფასი ქიმიური პროდუქციის გადასამუშავებლად. სამრეწველო პროცესების უმრავლესობა კი უწყვეტი მოქმედების რეაქტორების გამოყენებით ხორციელდება.

## 1.6. უწყვეტი მოქმედების რეაქტორები

უწყვეტი მოქმედების რეაქტორებში (ზოგჯერ მათ გამდინარე რეაქტორებს უწოდებენ) რეაგენტების მიწოდება და რეაქციის პროდუქტების გამოყვანა უწყვეტად ხორციელდება.

თუ პერიოდულ რეაქტორებში შესაძლებელია უშუალოდ, თუნდაც საათის მიხედვით, განისაზღვროს რეაქციის ხანგრძლივობა, რადგანაც პროცესის მაჩვენებლები დროის მიხედვით იცვლება, უწყვეტი მოქმედების რეაქტორებში ამის გაკეთება შეუძლებელია, ვინაიდან დამყარებული რეჟიმის დროს ამ რეაქტორებში პარამეტრები დროთა განმავლობაში არ იცვლება. ამის გამო უწყვეტი რეაქტორებისათვის იყენებენ სისტემაში რეაგენტების დაყოვნების პირობითი დროის (კონტაქტის დრო) ცნებას, რომელიც განისაზღვრება განტოლებით:

$$\tau = \frac{V_0}{V_0}, \quad (\text{VI.19})$$

სადაც  $\tau$  არის დაყოვნების პირობითი დრო;  $V_0$  – რეაქტორის მოცულობა;  $V_0$  – რეაქტორში დროის ერთეულში შესული სარეაქციო ნარევის მოცულობა (რეაგენტების მოცულობითი ხარჯი).

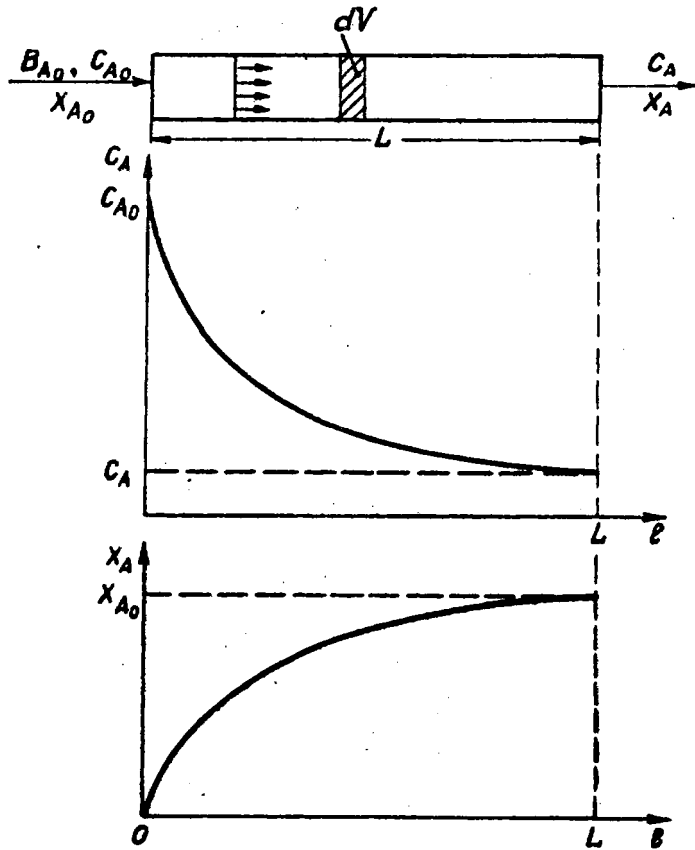
### 1.6.1. იდეალური გამოდევნის რეაქტორები

იდეალური გამოდევნის რეაქტორი (იბრ) მილოვანი აპარატია, რომელშიც მილის  $L$  სიგრძის ფარდობა მის  $d$  დიამეტრთან საკმაოდ დიდია. რეაქტორს უწყვეტად მიეწოდება ამოსავალი რეაგენტები, რომლებიც გარდაიქმნება რეაქციის პროდუქტებად რეაქტორის ღერძის გასწვრივ გადაადგილების შესაბამისად (ნახ. VI.4).

ჰიდროდინამიკური რეჟიმი იბრ-ში ხასიათდება იმით, რომ ნაკადის ნებისმიერი ნაწილაკი მოძრაობს მხოლოდ ერთი მიმართულებით რეაქტორის ღერძის გასწვრივ; უკუ (ღერძული) არევა არ ხდება. არ ხდება აგრეთვე რეაგენტების არევა რეაქტორის განივი კვეთის მიმართულებით. ივარაუდება, რომ ნივთიერების განაწილება ამ კვეთში თანაბარია, ე. ი. სარეაქციო ნარევის პარამეტრები ერთნაირია.

სარეაქციო მასის ყოველი  $dV_0$  ელემენტი ისე მოძრაობს რეაქტორის სიგრძის მიხედვით, რომ არ ერევა სარეაქციო მოცულობის წინამდებარე და მომდევნო ელემენტებს; იგი ისე იქცევა, როგორც დგუში ცილინდრში, გამოდევნის რა ყველაფერს, რაც მის წინ იმყოფება. ამიტომ რეაგენტების მოძრაობის ასეთ რეჟიმს ზოგჯერ *დგუშურს* ან *იდეალური გამოდევნის რეჟიმს* უწოდებენ.

მოცულობის ყოველი ელემენტის შედგენილობა თანდათან იცვლება რეაქტორის ღერძის გასწვრივ ქიმიური რეაქციის მიმდინარეობის შედეგად. ამოსავალი  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია თანდათან იცვლება რეაქტორის ღერძის გასწვრივ საწყისი  $C_{A,0}$ -დან საბოლოო  $C_A$  მნიშვნელობამდე (იხ. ნახ. VI.4). მოძრაობის ასეთი რეჟიმის გამო ყოველი ნაწილაკის რეაქტორში ყოფნის დრო ერთნაირია.



ნახ. VI.4. იდეალური გამოდევნის რეაქტორი და რეაგენტის  $C_A$  კონცენტრაციისა და  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხის ცვლილება რეაქტორის სიგრძის გასწვრივ.  $B_{A,0}$  - A რეაგენტის ხარჯი, კმოლი/სთ.

იდეალური გამოდევნის რეაქტორის მახასიათებელი განტოლება გამოჰყავთ მატერიალური ბალანსის დიფერენციალური (VI.7) განტოლების საფუძველზე, გარდაქმნიან რა მას ამ რეაქტორის თავისებურებების გათვალისწინებით.

რადგანაც იბრ-ში სარეაქციო ნარევი მოძრაობს მხოლოდ ერთი მიმართულებით (რეაქტორის  $l$  ღერძის გასწვრივ) (VI.7) განტოლების მარჯვენა ნაწილის წევრების პირველი ჯგუფისათვის შეიძლება დავწეროთ (ვირჩევთ რა  $x$  ღერძის მიმართულებად რაგენტების ნაკადის მოძრაობის მიმართულებას):

$$-w_x \frac{\partial C_A}{\partial x} = -w \frac{\partial C_A}{\partial l}; \quad -w_y \frac{\partial C_A}{\partial y} = 0, \quad -w_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = 0.$$

სადაც  $w$  არის სარეაქციო ნარევის რეაქტორში მოძრაობის ხაზოვანი სიჩქარე;  $l$  - გზის სიგრძე, რომელსაც გაივლის სარეაქციო მოცულობის ელემენტი რეაქტორში.

რადგანაც იდეალურ რეაქტორში სარეაქციო ნარევის მოცულობის ყოველი ელემენტი არ ერევა არც მის წინამდებარე და არც მომდევნო მოცულობებს, და აგრეთვე არ არსებობს რადიალური არევა (არ არის არც გრძივი, არც განივი დიფუზია, ხოლო მოლეკულური დიფუზია მცირეა), შეიძლება დავწეროთ:

$$D \left( \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) = 0.$$

აღნიშნულის გათვალისწინებით (VI.7) განტოლება იდეალური გამოდევნის რეაქტორისათვის ასეთ სახეს მიიღებს:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C_A}{\partial l} + u_A. \quad (VI.20)$$

მატერიალური ბალანსის ეს განტოლება არის რეაგენტების ნაკადის მათემატიკური აღწერა იდეალური გამოდევნის

რეაქტორში არასტაციონარული რეჟიმის პირობებში (როცა პროცესის პარამეტრები არა მართო იცვლება რეაქტორის ღერძის გასწვრივ, არამედ არ არის მუდმივი დროის მიხედვითაც). ასეთი რეჟიმი დამახასიათებელია რეაქტორის გაშვებისა და გაჩერების პერიოდებისათვის. წვერი  $\frac{\partial C_A}{\partial \tau}$  ახასიათებს A რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილებას რეაქტორის მოცემული წერტილისათვის, ე. ი. A რეაგენტის დაგროვებას ამ წერტილში.

სტაციონარული რეჟიმი იმით გამოირჩევა, რომ პარამეტრები დროის მიხედვით არ იცვლება სარეაქციო მოცულობის სხვადასხვა წერტილში ( $\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = 0$ ). ამის გათვალისწინებით (VI.20) განტოლება მიიღებს ასეთ სახეს:

$$w \frac{dC_A}{dl} = u_A, \quad (\text{VI.21})$$

საიდანაც ჩანს, რომ სტაციონარული რეჟიმის დროს რეაქტორის მოცემულ წერტილში A რეაგენტის მასური ნაკადის ცვლილება უდრის ქიმიური რეაქციის შედეგად მისი ხარჯვის სიჩქარეს.

(VI.21) განტოლებიდან ადვილად შეიძლება იპოვოს განტოლების მიღება. თუ სარეაქციო ნარევის მოცულობა პროცესში არ იცვლება, მართებულია (VI.14) განტოლება, რომლის გადიფერენციალუბითაც მივიღებთ:

$$dC_A = d[C_{A,0}(1 - X_A)] = -C_{A,0}dX_A.$$

გზის სიგრძე შეიძლება ასე გამოვხატოთ:  $l = w\tau$ , საიდანაც ნაკადის მუდმივი ხაზოვანი სიჩქარის შემთხვევისათვის მივიღებთ:  $dl = wd\tau$ .  $dC_A$  -სა და  $dl$ -ის მნიშვნელობების (VI.21) განტოლებაში შეტანით მივიღებთ:

$$d\tau = C_{A,0} \frac{dX_A}{-u_A}. \quad (\text{VI.22})$$

(VI.22) განტოლების ინტეგრირებით გარდაქმნის ხარისხის 0-დან  $X_A$ -მდე ცვლილების ზღვრებში, მივიღებთ იპოვოს მასხასიათებელ განტოლებას:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-u_A} \quad (\text{VI.23})$$

იპოვოს მასხასიათებელი განტოლება (VI.23) ანალოგიურია იდეალური შერევის პერიოდული რეაქტორისათვის მიღებული (VI.16) განტოლებისა, ამიტომ ამ შემთხვევაშიც სხვადასხვა რიგის რეაქციებისათვის განტოლებებს ისეთივე სახე ექნებათ, როგორც პერიოდული მოქმედების იპოვოსისათვის ჰქონდა; კერძოდ: n-ური რიგის რეაქციებისათვის:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A,0}^n (1 - X_A)^n} = \frac{1}{kC_{A,0}^{n-1}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)^n}.$$

ნულოვანი რიგის რეაქციებისათვის:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k} = \frac{C_{A,0} X_A}{k}$$

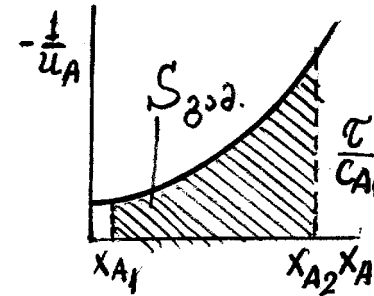
პირველი რიგის რეაქციებისათვის:

$$\tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A,0} (1 - X_A)} = \frac{1}{k} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{1 - X_A} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A} = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A)$$

ისეთი რეაქციებისათვის, რომელთათვისაც  $0 \neq n \neq 1$ , იყენებენ ამოხსნის გრაფიკულ მეთოდს, რომელიც აღწერილი იყო პერიოდული ომარ-ისათვის. ამ შემთხვევაშიც აგებენ  $1/u_A$ -სა და  $X_A$ -ს დამოკიდებულების გრაფიკს და საზღვრავენ მრუდის ქვეშ  $S_{გაგ}$ -ის ფართობს გარდაქმნის ხარისხის  $X_{A,9}$  საწყის და  $X_A$  საბოლოო მნიშვნელობებს შორის (ნახ.VI.5):

$$S = \int_0^{X_A} \frac{1}{-u_A} dX_A, \quad \tau = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-u_A} = C_{A,0} \cdot S$$

აქამდე ვიხილავდით რეაქციებს, რომლებიც მოცულობის უცვლელად მიმდინარეობდა. თუ კი რეაქცია მოცულობის ცვლილებით მიმდინარეობს, აუცილებელია იმის გათვალისწინება, რომ  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია იცვლება არა მარტო ქიმიური გარდაქმნის შედეგად, არამედ სარეაქციო ნარევის მოცულობის ცვლილების გამოც და მიმდინარე კონცენტრაცია არ შეიძლება გამოითვალოს (VI.14) განტოლებით.



ნახ. VI.5. იდეალური გამოდენის რეაქტორის გრაფიკული გაანგარიშება

სარეაქციო ნარევის მოცულობის ცვლილებას ითვალისწინებენ მოცულობის ფარდობითი ცვლილების კოეფიციენტის გამოყენებით:

$$\varepsilon_A = \frac{V_{X_A=1} - V_{X_A=0}}{V_{X_A=0}}, \quad (VI.24)$$

სადაც  $\varepsilon_A$  არის მოცულობის ფარდობითი ცვლილების კოეფიციენტი, როცა  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხი 0-დან 1-მდე იცვლება.  $V_{X_A=1}$  და  $V_{X_A=0}$  სარეაქციო ნარევის მოცულობებია როცა  $X_A=1$  და  $X_A=0$ .

კერძო შემთხვევაში, როცა სარეაქციო ნარევის  $V$  მოცულობის ცვლილებასა და გარდაქმნის ხარისხს შორის წრფივი დამოკიდებულება არსებობს, შეიძლება დავწეროთ

$$V = V_0(1 + \varepsilon_A X_A),$$

სადაც  $V_0$  არის სარეაქციო ნარევის საწყისი მოცულობა.

თუ  $V$  მოცულობის ამ მნიშვნელობას ჩავსვამთ (VI.14) განტოლებაში, მივიღებთ  $C_A$  მიმდინარე კონცენტრაციის გამოსათვლელ ფორმულას  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხისათვის სარეაქციო ნარევის მოცულობის ცვლილების გათვალისწინებით:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A,0}(1-X_A)}{V_0(1+\varepsilon_A X_A)} = C_{A,0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A}. \quad (\text{VI.25})$$

გარდაქმნის ხარისხზე დამოკიდებულებით სარეაქციო ნარევის ცვლილებას ითვალისწინებენ მახასიათებელი განტოლების გამოყვანის დროსაც. მაგალითად, იდეალური გამოდევნის რეაქტორის მახასიათებელი (VI.23) განტოლება (VI.25)-ის გათვალისწინებით  $n$ -ური რიგის რეაქციისათვის ასე ჩაიწერება:

$$\begin{aligned} \tau &= C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-u_A} = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_A^n} = C_{A,0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A,0}^n \left( \frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A} \right)^n} = \\ &= \frac{1}{kC_{A,0}^{n-1}} \int_0^{X_A} \frac{(1+\varepsilon_A X_A)^n}{(1-X_A)^n} dX_A. \end{aligned}$$

გამოდევნის რეალურ რეაქტორებში არსებული ჰიდროდინამიკური მდგომარეობა განსხვავდება იდეალურ იბრ-ში არსებულისაგან.

რეალურ მილოვან რეაქტორში  $A$  ნივთიერების სარეაქციო მასის ნაკადის მოძრაობის მიმართულებით გადატანასთან ერთად შესაძლებელია მისი არევა რეაქტორის ღერძის გასწვრივ ნაკადის მოძრაობის საწინააღმდეგო მიმართუ-

ლებით (უკუ დიფუზია), და აგრეთვე რადიალური მიმართულებით გადაადგილება (რადიალური დიფუზია).

მოდელს, რომელიც ასახავს ჰიდროდინამიკურ მდგომარეობას რეალურ რეაქტორში, სადაც გვაქვს მხოლოდ უკუ შერევა, *ერთპარამეტრული დიფუზური მოდელი* ეწოდება, ხოლო ისეთ მოდელს, რომელიც უკუ შერევასთან ერთად რადიალურსაც ითვალისწინებს – *ორპარამეტრული დიფუზური მოდელი*.

დიფუზური მოდელის გამოსაყვანად (ისევე, როგორც  $\text{O}^{\text{შრ-კ-ისა}}$  და  $\text{O}^{\text{ბრ-ისათვის}}$ ) ამოსავალი არის მატერიალური ბალანსის დიფერენციალური განტოლება.

როგორც იდეალური გამოდევნის რეაქტორისათვის, აქაც მართებულია ტოლობები (ვითვალისწინებთ, რომ  $x$  ღერძი მიმართულია რეაქტორის სიგრძის გასწვრივ):

$$-w_x \frac{\partial C_A}{\partial x} = -w \frac{\partial C_A}{\partial t}; \quad -w_y \frac{\partial C_A}{\partial y} = 0, \quad -w_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = 0.$$

მაგრამ, იდეალური გამოდევნის რეაქტორისაგან განსხვავებით, (VI.7) განტოლების წევრებიდან, რომლებიც ნივთიერების დიფუზიით გადატანას გამოხატავს, ყველა არ არის ნული ტოლი. ერთპარამეტრული დიფუზური მოდელისათვის:

$$D \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} \neq 0; \quad D \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} = D_L \frac{\partial^2 C_A}{\partial l^2};$$

$$D \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} = 0; \quad D \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} = 0.$$

სადაც  $D_L$  არის ღერძული დიფუზიის კოეფიციენტი.

ამის გათვალისწინებით (VI.7) განტოლება ასეთ სახეს მიიღებს:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C_A}{\partial l} + D_L \frac{\partial^2 C_A}{\partial l^2} + u_A. \quad (\text{VI.26})$$

ეს არის ერთპარამეტრული დიფუზური მოდელი არასტაციონარული რეჟიმისათვის.

სტაციონარული რეჟიმის პირობებში  $\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = 0$  და (VI.26) განტოლება ასეთ სახეს მიიღებს:

$$-w \frac{\partial C_A}{\partial l} + D_L \frac{\partial^2 C_A}{\partial l^2} = -u_A. \quad (\text{VI.27})$$

მიღებული განტოლებიდან ჩანს, რომ ამ შემთხვევაში სტაციონარულობის პირობა  $A$  რეაგენტის ნაკადითა და დიფუზიით გადატანისა და ქიმიური რეაქციის შედეგად მისი გარდაქმნის სიჩქარეთა ტოლობა.

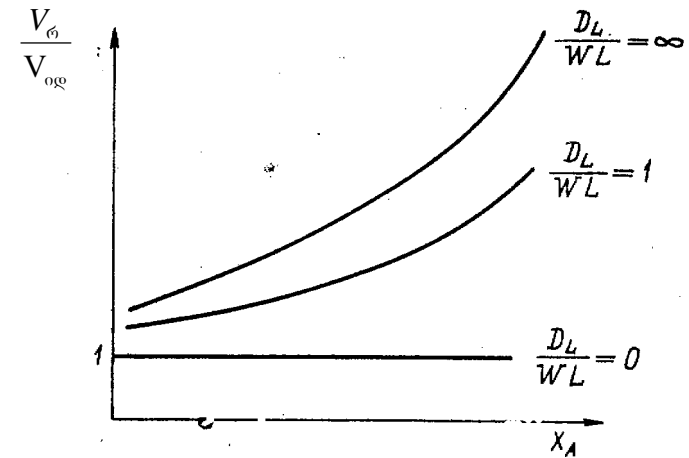
ანალოგიური მსჯელობით (VI.7) განტოლებიდან შეიძლება მივიღოთ ორპარამეტრული დიფუზური მოდელიც, რომელსაც ასეთი სახე ექნება (არასტაციონარული რეჟიმისათვის):

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -w \frac{\partial C_A}{\partial l} + D_L \frac{\partial^2 C_A}{\partial l^2} + D_R \frac{\partial^2 C_A}{\partial R^2} + u_A. \quad (\text{VI.28})$$

სადაც  $D_R$  არის რადიალური დიფუზიის კოეფიციენტი.

რეალური რეაქტორის იდეალურისაგან გადახრის ხარისხი მრავალ ფაქტორზეა დამოკიდებული: ერთპარამეტრული მოდელისათვის – გრძივი არევის (ტურბულენტური დიფუზიის)  $D$  კოეფიციენტზე, ნაკადის  $w$  ხაზოვან სიჩქარესა და რეაქტორის  $L$  სიგრძეზე. ეს მაჩვენებლები ურთიერთდაკავშირებულია უგანზომილებო  $\frac{D}{wL}$  კომპლექსის სახით.

ქარესა და რეაქტორის  $L$  სიგრძეზე. ეს მაჩვენებლები ურთიერთდაკავშირებულია უგანზომილებო  $\frac{D}{wL}$  კომპლექსის სახით.



ნახ. VI.6. რეალური რეაქტორისა და იდეალური გამოდენის რეაქტორის მოცულობათა შეფარდების დამოკიდებულება გარდაქმნის ხარისხზე.

რეალური რეაქტორების იდეალურისაგან გადახრის ხარისხის დადგენა, რომელიც დამოკიდებულია  $\frac{D}{wL}$  კომპლექსზე, შეიძლება მათი იმ მოცულობების შედარებით, რომელიც აუცილებელია ერთნაირი  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხის მისაღებად. ეს შეიძლება გამოისახოს გრაფიკულად (ნახ. VI.6), სადაც აბსცისთა ღერძზე გადაზომილია  $X_A$  ხოლო ორდინატთა ღერძზე – ფარდობა  $\frac{V_გ}{V_ოდ}$ .

რაც მეტია კომპლექსი  $\frac{D}{wL}$ , მით მეტია ჰიდროდინამიკური რეჟიმის გადახრა რეალურ რეაქტორში იდეალურთან შედარებით და მით მეტია  $\frac{V_r}{V_{\text{იდ}}}$  ფარდობა. როდესაც

$\frac{D}{wL} = 0$  გვაქვს იდეალური გამოდევნის რეჟიმი, ამიტომ  $\frac{V_r}{V_{\text{იდ}}} = 1$

და რეალური რეაქტორის აუცილებელი მოცულობა  $V_r = V_{\text{იდ}}$ .

თუ  $\frac{D}{wL} > 0$ ,  $\frac{V_r}{V_{\text{იდ}}} > 1$  და რაც მეტია  $\frac{D}{wL}$ , მით მეტი მო-

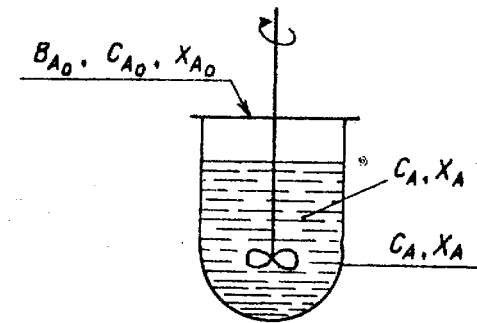
ცულობის რეალური რეაქტორია საჭირო იდეალურთან შედარებით ერთნაირი გარდაქმნის ხარისხის მისაღებად. განსხვავება რეაქტორების მოცულობებს შორის განსაკუთრებით მკაფიოდ მჟღავნდება გარდაქმნის მაღალი ხარისხების დროს. ამრიგად:

$$\frac{V_r}{V_{\text{იდ}}} = f\left[\frac{D}{wL}, X_A\right].$$

ეს გასათვალისწინებელია რეაქტორების გაანგარიშების დროს.

### 1.6.2. უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორი

უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორი (0მრ-შ) არის მექანიკური სარევით აღჭურვილი აპარატი (ნახ.VI.7), რომელშიც უწყვეტად შეჰყავთ ამოსავალი რეაგენტები და ასევე უწყვეტად გამოჰყავთ რეაქციის პროდუქტები. ნაკადების ინტენსიური არევის გამო რეაქტორის მთელ მოცულობაში მყისიერად თანაბრდება



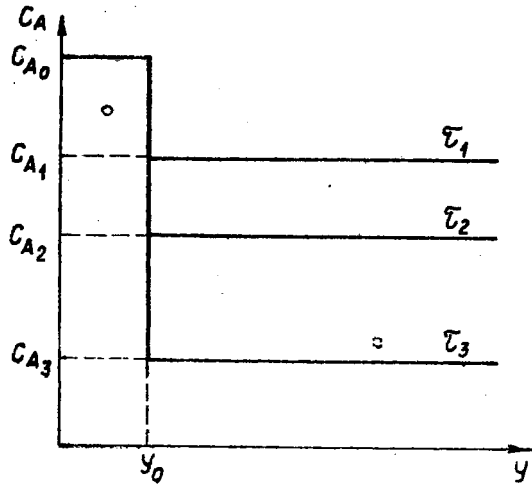
ნახ. VI.7. უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორი.

A რეაგენტის კონცენტრაცია და უტოლდება მის  $C_A$  მნიშვნელობას რეაქტორის გამოსასვლელში.

კონცენტრაციის მკვეთრი ცვლილება რეაგენტების რეაქტორში შესვლისას შედეგია შემავალი რეაგენტების მყისიერი შერევისა იმ სარეაქციო ნარევთან, რომელიც უკვე იმყოფება რეაქტორში, სადაც A კომპონენტის კონცენტრაცია გაცილებით მცირეა, ვიდრე მიწოდებულ სარეაქციო ნარევში.



კონცენტრაციის ვარდნის სიდიდე საწყის  $C_{A,0}$ -სა და საბოლოო  $C_A$  მნიშვნელობებს შორის დამოკიდებულია, სხვა თანაბარ პირობებში, ქიმიური რეაქციის სიჩქარის სიდიდეზე. რაც მეტია იგი, მით ნაკლებია  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია რეაქტორში და მით მეტია კონცენტრაციის ვარდნა  $C_{A,0} - C_A$  მეორე მხრივ, რეაქციის სიჩქარის ერთნაირი მნიშვნელობის დროს, ვარდნის სიდიდე დამოკიდებულია რეაგენტების რეაქტორში დაყოვნების  $\tau$  დროზე. რაც მეტია  $\tau$ , მით უფრო სრულად მიმდინარეობს რეაქცია და მით ნაკლებია  $C_A$  კონცენტრაცია სარეაქციო ნარევეში (ნახ. VI.8).

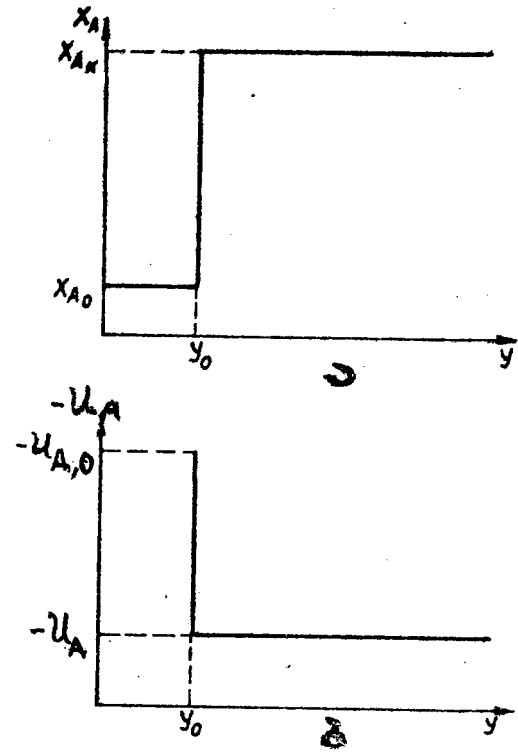


ნახ. VI.8.  $A$  რეაგენტის კონცენტრაცია  $O$  შრ- $U$ -ში მისი სხვადასხვა დროით დაყოვნებისას.

წერტილი, რომელიც შეესაბამება რეაქტორში რეაგენტების შესვლას, აბსცისთა ღერძზე დატანილია კოორდინატთა დასაწყისის მარჯვნივ, რაც უფრო ნათელს ხდის

კონცენტრაციის ცვლილებას სარეაქციო ნარევის რეაქტორში შესვლისას.

რადგანაც იდეალური შერევის გამდინარე რეაქტორში რეაგენტების კონცენტრაცია ერთნაირია სარეაქციო მოცულობის ყველა წერტილში, ასევე მუდმივია სხვა პარამეტრებიც – გარდაქმნის ხარისხი და რეაქციის სიჩქარე (ნახ. VI.9). ამიტომ მახასიათებელი განტოლების გამოსაყვანად მატერიალური ბალანსის განტოლებას რო-



ნახ. VI.9. პარამეტრების ცვლილება  $O$  შრ- $U$ -ში: ა – გარდაქმნის ხარისხი  $X_A$ ; ბ – რეაქციის სიჩქარე  $-r_A$ .

მელიმე კომპონენტის მიმართ ადგენენ სასრულო სიდიდეებში, ე. ი. იყენებენ (VI.6) განტოლებას:

$$B_{A,დღ} = B_{A,კონგ} - B_{A,ქ.რ.}$$

სტაციონარული რეჟიმის დროს  $B_{A,დღ} = 0$  და

$$B_{A,კონგ} = B_{A,ქ.რ.} \quad (VI.29)$$

ამ განტოლებიდან ჩანს, რომ პროცესის სტაციონარულობის პირობაა  $A$  რეაგენტის კონვექციური გადატანისა და ქიმიური რეაქციის შედეგად მისი გარდაქმნის სიჩქარეთა ტოლობა.

ვიპოვოთ (VI.29)-ში შემავალი სიდიდეების მნიშვნელობები. (VI.5) განტოლებიდან:

$$B_{A,კონგ} = B_{A,შემ} - B_{A,გად},$$

$$B_{A,შემ} = B_{A,0}, \quad (VI.30)$$

$$B_{A,გად} = B_{A,0}(1 - X_A), \quad (VI.31)$$

$$B_{A,კონგ} = B_{A,0} - B_{A,0}(1 - X_A) = B_{A,0}X_A.$$

$$B_{A,ქ.რ.} = (-u_A)V_r. \quad (VI.32)$$

სადაც  $V_r$  არის რეაქტორის მოცულობა.

თუ (VI.30)-(VI.32)-ს შევიტანთ (VI.29)-ში, მივიღებთ:

$$B_{A,0}X_A = (-u_A)V_r. \quad (VI.33)$$

ვითვალისწინებთ რა  $B_{A,0} = C_{A,0}V$ , სადაც  $V$  - რეაგენტების მოცულობითი ხარჯია, გვექნება:

$$\frac{V_r}{V} = \frac{C_{A,0}X_A}{-u_A}.$$

ფარდობა  $\frac{V_r}{V}$  არის დაყოვნების პირობითი  $\tau$  დრო (განტოლება VI.19.); მაშინ:

$$\tau = \frac{C_{A,0}X_A}{-u_A}. \quad (VI.34)$$

ეს არის უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორის მახასიათებელი განტოლება. უფრო ზოგადი შემთხვევისათვის, როცა საწყისი გარდაქმნის ხარისხი  $X_{A,0} \neq 0$ , გვექნება:

$$\tau = \frac{C_{A,0}(X_A - X_{A,0})}{-u_A}.$$

მარტივი შეუქცევადი  $n$ -ური რიგის რეაქციისათვის (VI.14) განტოლების გათვალისწინებით, (VI.34) განტოლება შემდეგ სახეს მიიღებს:

$$\tau = \frac{C_{A,0}X_A}{kC_A^n} = \frac{C_{A,0}X_A}{kC_{A,0}^n(1 - X_A)^n} = \frac{X_A}{kC_{A,0}^{n-1}(1 - X_A)^n}.$$

ნულოვანი რიგის რეაქციისათვის:

$$\tau = \frac{C_{A,0} X_A}{k} = \frac{C_{A,0} - C_A}{k}$$

პირველი რიგის რეაქციისათვის:

$$\tau = \frac{C_{A,0} X_A}{k C_A} = \frac{C_{A,0} X_A}{k C_{A,0} (1 - X_A)} = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}$$

### 1.7. იდეალური შერევისა და იდეალური გამოდევნის რეაქტორების შედარება

მასხასიათებელი განტოლებები  $O^{\text{შრ-კ}}$ -ისა და  $O^{\text{ბრ-სათვის}}$  ერთნაირია [იხ. განტოლებები (VI.16) და (VI. 23)], ამიტომ ამ რეაქტორებში მოცემული გარდაქმნის ხარისხის მისაღწევად საჭირო დრო ერთნაირი იქნება. მაგრამ  $O^{\text{შრ-კ}}$ -ში პროცესის სრული დრო შედგება დამხმარე და მუშა დროთა ჯამისაგან (განტოლება VI.9), ხოლო  $O^{\text{ბრ-ში}}$  დამხმარე ოპერაციები არ გვაქვს, პროცესი უწყვეტად მიმდინარეობს, ამიტომ მუშაობის ინტენსივობა  $O^{\text{ბრ-ში}}$  უფრო მეტია, ვიდრე  $O^{\text{შრ-კ-ში}}$ .

დამხმარე ოპერაციები არ გვაქვს არც უწყვეტი მოქმედების შერევის რეაქტორში ( $O^{\text{შრ-შ}}$ ), მაგრამ მასში არსებული ჰიდროდინამიკური მდგომარეობა განსხვავდება იმისაგან, რაც შეიმჩნევა  $O^{\text{ბრ-ში}}$ , ამიტომ ერთნაირი მოცულობის რეაქტორებში, სხვა თანაბარ პირობებში, ამოსავალი რეაგენტების სხვადასხვა გარდაქმნის ხარისხი მიიღწევა.

პროცესის ეკონომიურობის განმსაზღვრელი უმნიშვნელოვანესი ფაქტორებია რეაქტორის ზომა (ანუ მისი ინტენსივობა), პროცესის შერჩევითობა, ანუ სელექციურობა და პროდუქტის გამოსავალი. მარტივი რეაქციებისათვის მნიშვნელობა აქვს მხოლოდ პირველ ფაქტორს, ე. ი. რეაქტორის ზომებს, რომელიც აუცილებელია მოცემული  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხის მისაღწევად, ამიტომ ჯერ განვიხილოთ ეს მარტივი შემთხვევა.

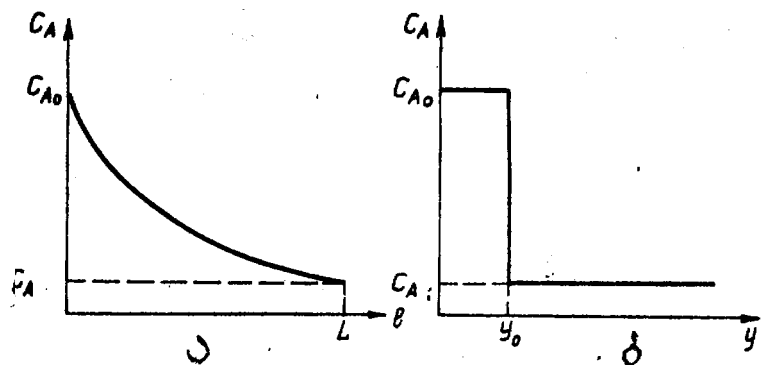
გამოდევნის რეაქტორში შეიმჩნევა კონცენტრაციის თანდათანობით ცვლილება ღერძის გასწვრივ, ხოლო შერევის რეაქტორში – კონცენტრაციის მკვეთრი ვარდნა საბოლოო  $C_A$  მნიშვნელობამდე (ნახ. VI.10). ასეთნაირადვე იცვლება ამ რეაქტორებში რეაქციის სიჩქარე მუდმივი ტემპერატურის დროს.

ნახ. VI.10. კონცენტრაციის ცვლილება უწყვეტი მოქმედების რეაქტორებში: ა-  $O^{\text{ბრ}}$ ; ბ –  $O^{\text{შრ-შ}}$ .

როგორც ჩანს VI.10 ნახაზიდან, რეაგენტის საშუალო კონცენტრაცია და, შესაბამისად, რეაქციის საშუალო სიჩქარე, იდეალური შერევის რეაქტორში ყოველთვის ნაკლებია, ვიდრე გამოდევნის რეაქტორში. შეუქცევადი რეაქციებისათვის, რომელთა რიგი  $n=0$ , ეს არ მოქმედებს ინტენსივობასა (ასეთი რეაქციებისათვის რეაქციის სიჩქარე არ არის დამოკიდებული კონცენტრაციაზე) და რეაქტორის ტიპის შერჩევაზე, რაც გამომდინარეობს განტოლებიდან:

$$\tau_{\text{შრ}} = \tau_{\text{გამ}} = \frac{C_{A,0} X_A}{k}$$

სადაც  $\tau_{\text{შრ}}$  და  $\tau_{\text{გამ}}$  არის დრო, რომელიც საჭიროა  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხის მისაღწევად  $O^{\text{შრ-შ}}$ -სა და  $O^{\text{ბრ-ში}}$ .



ისეთი რეაქციებისათვის, რომელთა რიგი  $n > 0$ , რეაქტორის ტიპს დიდი მნიშვნელობა აქვს, რადგან ერთი და იგივე გარდაქმნის ხარისხის მისაღებად შერევის რეაქტორში მეტი დროა საჭირო, ვიდრე გამოდენისაში ( $\tau_{\text{შერ}} > \tau_{\text{გამ}}$ ) და, შესაბამისად, მისი ინტენსივობა ნაკლებია. პირველი რიგის შეუქცევადი რეაქციებისათვის ამის ჩვენება შეიძლება გამომდინარე განტოლებებიდან:

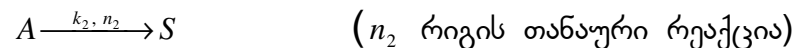
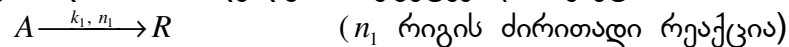
$$\tau_{\text{გამ}} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - X_A}, \quad \tau_{\text{შერ}} = \frac{1}{k} \cdot \frac{X_A}{(1 - X_A)},$$

საიდანაც გამოდის, რომ  $\tau_{\text{შერ}} > \tau_{\text{გამ}}$ , რამდენადაც  $X_A$ -ს 0-დან 1-მდე ცვლილებისას :

$$\frac{X_A}{1 - X_A} > \ln \frac{1}{1 - X_A}. \quad (\text{VI.35})$$

(VI.35) უტოლობა მით უფრო მნიშვნელოვანია, რაც მეტია  $X_A$ .

როული რეაქციებისათვის რეაქტორის ეფექტურობაზე მსჯელობისათვის არ არის საკმარისი მხოლოდ მისი ზომების (ანუ გარდაქმნის ხარისხის) გათვალისწინება. როული რეაქციებისათვის რეაქტორმა უნდა უზრუნველყოს პროცესის აუცილებელი სელექციურობაც. რეაქციებისათვის, რომელთა სელექციურობაც დამოკიდებულია რეაგენტის კონცენტრაციაზე (როცა ძირითადი და თანაური რეაქციის რიგები განსხვავებულია), სელექციურობაზე ზემოქმედება შეიძლება რეაქტორის ტიპის შერჩევით. მაგალითად, განვიხილოთ პარალელური შეუქცევადი რეაქცია:



სელექციურობა  $\varphi_R = \frac{u_R}{u_R + u_S}$  დამოკიდებულია ძირითადი და თანაური პროდუქტების წარმოქმნის  $u_R$  და  $u_S$  სიჩქარეთა ფარდობაზე, ე. ი.  $\varphi_R = f\left(\frac{u_R}{u_S}\right)$ .  $u_R$  და  $u_S$  განისაზღვრება შემდეგი განტოლებებით:

$$u_R = \frac{dC_R}{d\tau} = k_1 C_A^{n_1}; \quad u_S = \frac{dC_S}{d\tau} = k_2 C_A^{n_2}.$$

საიდანაც:

$$\frac{u_R}{u_S} = \frac{k_1}{k_2} C_A^{n_1 - n_2}. \quad (\text{VI.36})$$

(VI.36) განტოლებიდან ჩანს, რომ ყოველი კონკრეტული შემთხვევისათვის, როცა ცნობილია ძირითადი და თანაური რეაქციის რიგი, სელექციურობა დამოკიდებულია მხოლოდ  $C_A$  კონცენტრაციაზე, რადგანაც რეაქციების სიჩქარეთა კონსტანტების ფარდობა  $k_1/k_2$  მუდმივ ტემპერატურაზე მუდმივი სიდიდეა.

თუ ძირითადი რეაქციის რიგი თანაურისაზე მეტია ( $n_1 - n_2 > 0$ ), მაღალი სელექციურობის მისაღებად აუცილებელია  $A$  რეაგენტის კონცენტრაციის შენარჩუნება მაქსიმალურ დონეზე. შესაბამისად, ამისათვის საჭიროა გამოდევნის რეაქტორის გამოყენება, რადგანაც საშუალო  $C_A$  კონცენტრაცია მასში უფრო მაღალია, ვიდრე შერევის რეაქტორში (იხ. ნახ. VI.10).

როცა ძირითადი რეაქციის რიგი თანაურის რიგზე ნაკლებია ( $n_1 - n_2 < 0$ ), საჭიროა რეაქტორში შევინარჩუნოთ  $A$  რეაგენტის მინიმალური კონცენტრაცია, ე. ი. ამ დროს ხელსაყრელია შერევის რეაქტორის გამოყენება.

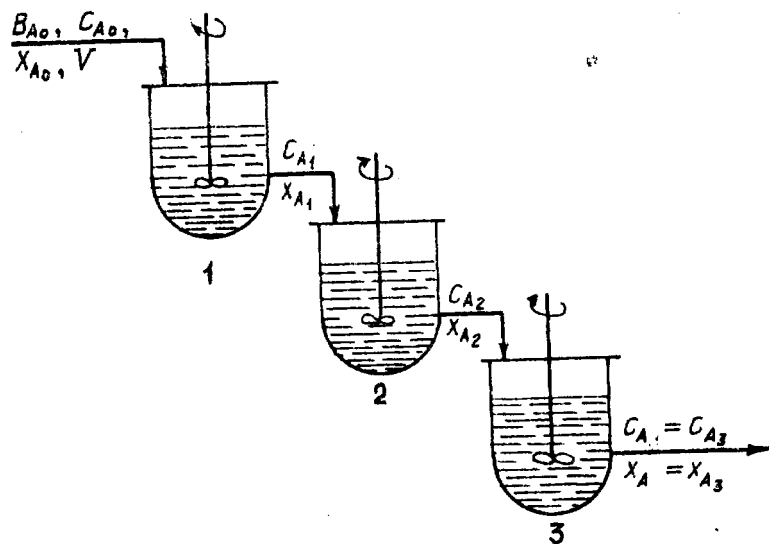
ხოლო როცა  $n_1 = n_2$ :

$$\frac{u_R}{u_S} = \frac{k_1}{k_2} C_A^0 = \frac{k_1}{k_2}$$

შესაბამისად, ამ შემთხვევაში რეაქტორის ტიპი არ იმოქმედებს სელექციურობაზე და მისი გადიდება საჭირო გახდება სხვა ღონისძიებების გატარებით, მაგალითად, ტემპერატურის შეცვლით ან კატალიზატორების გამოყენებით.

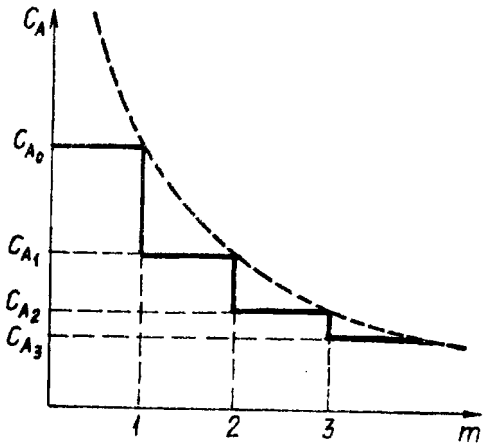
## 6.8. იდეალური შერევის რეაქტორების კასკადი

იდეალური შერევის ცალკეული რეაქტორი არ იძლევა მაღალ გარდაქმნის ხარისხს, რადგანაც ამოსავალი რეაგენტის კონცენტრაცია მყისიერად ეცემა საბოლოო მნიშვნელობამდე. ამიტომ იყენებენ მიმდევრობით ერთმანეთთან შეერთებული შერევის რეაქტორების ბატარეას – რეაქტორების კასკადს – იშრ-კ (ნახ. VI. 11). ასეთ სისტემაში  $A$  რეაგენტის



ნახ. VI. 11. იდეალური შერევის რეაქტორების კასკადი

კონცენტრაცია საბოლოო მნიშვნელობამდე ეცემა არა მაშინვე, არამედ თანდათანობით, რეაქტორიდან რეაქტორამდე (ნახ. VI. 12). თითოეული რეაქტორის მთელ მოცულობაში კომპონენტის კონცენტრაცია ერთნაირია და უდრის მის მნიშვნელობას რეაქტორიდან გამოსასვლელში. რეაქტორებში

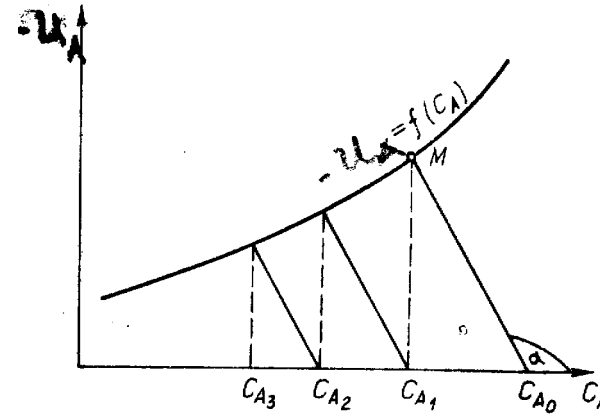


ნახ. VI. 12. რეაგენტის კონცენტრაციის ცვლილება იდეალური შერევის რეაქტორების კასკადში.

კონცენტრაციის ცვლილება ხდება მყისიერად, ნახტომით, სარეაქციო ნარევის რეაქტორში შესვლისას.

მიმდინარე  $C_A$  კონცენტრაცია რეაქტორების კასკადში საერთოდ მეტია, ვიდრე შერევის ცალკეულ რეაქტორში და რეაქტორების რიცხვის გადიდებით უახლოვდება მის მნიშვნელობას გამოდევნის რეაქტორში. რაც მეტია კასკადში კონცენტრაციის ცვლილების  $m$  საფეხურების რიცხვი (რაც

მეტი რეაქტორია კასკადში), მით უფრო უახლოვდება რეაქტორების კასკადი იდეალური გამოდევნის რეაქტორს (ნახ. VI. 12). რეაქტორების კასკადის გაანგარიშების ამოცანაა მოცემული  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხის მისაღებად საჭირო საფეხურების  $m$  რიცხვის (რეაქტორების რიცხვის)



ნახ. VI.13. რეაქტორების კასკადის გაანგარიშების გრაფიკული მეთოდი

დადგენა არსებობს რეაქტორების კასკადის გაანგარიშების ანალიზური და გრაფიკული მეთოდები. ანალიზური მეთოდის გამოყენება ხელსაყრელია პირველი რიგის რეაქციების მიმდინარეობის დროს, ხოლო უფრო მაღალი რიგის რეაქციებისათვის მოსახერხებელია გრაფიკული მეთოდი.

რეაქტორების კასკადის გაანგარიშებისათვის აუცილებელია გვექონდეს მონაცემები პროცესის კინეტიკის შესახებ  $[-u_A = f(C_A)]$ , უნდა ვიცოდეთ ამოსავალი  $A$  რეაგენტის კონცენტრაციები რეაქტორის შესასვლელში  $C_{A,0}$  და ბოლო რეაქტორიდან გამოსასვლელში  $C_{A,m}$  (ე. ი. საერთო

გარდაქმნის ხარისხი  $X_A$ ) და აგრეთვე უნდა დაფუძვით ცალკეული რეაქტორის მოცულობა (ანუ შერევის ცალკეულ რეაქტორში რეაგენტის დაყოვნების  $\tau_{შერ}$  დრო), ამასთან იგულისხმება, რომ კასკადში შემავალი ცალკეული რეაქტორების მოცულობები ტოლია.

იდეალური შერევის ცალკეული  $m$ -ური რეაქტორისათვის, (VI.34) განტოლებიდან გამომდინარე, შეიძლება დავწეროთ:

$$\tau_{შერ} = \frac{C_{A,0} X_A}{-u_A} = \frac{C_{A,0} - C_A}{-u_A} = \frac{C_{A,m-1} - C_{A,m}}{-u_A}. \quad (VI.37)$$

სადაც  $C_{A,m-1}$ ,  $C_{A,m}$   $A$  რეაგენტის კონცენტრაციებია  $m$ -ური რეაქტორის შესასვლელსა და გამოსასვლელში.

(VI.37) განტოლებიდან შეიძლება ვიპოვიოთ რეაქტორში მიმდინარე პროცესის სიჩქარე. ამისათვის იგი ასეთი სახით წარმოვადგინოთ:

$$-u_A = \frac{C_{A,m-1} - C_{A,m}}{\tau_{შერ}} = -\frac{1}{\tau_{შერ}} C_{A,m} + \frac{C_{A,m-1}}{\tau_{შერ}}. \quad (VI.38)$$

რეაგენტის  $C_{A,m-1}$  კონცენტრაცია რეაქტორის შესასვლელში და დაყოვნების დრო ცნობილი და მუდმივი სიდიდეებია, რადგანაც მოცემულია პირობით. ამრიგად (VI.38) განტოლებიდან გამოდის, რომ რეაქციის სიჩქარე ( $-u_A$ ) წრფივად დამოკიდებულია მხოლოდ  $C_{A,m}$  კონცენტრაციაზე რეაქტორიდან გამოსასვლელში. თუ ამ დამოკიდებულებას გრაფიკულად გამოვსახავთ, დრო, აღ-

წერილი (VI.38) განტოლებით, აბსცისთა ღერძს გადაკვეთს  $C_{A,m-1}$  წერტილში  $\alpha$  დახრის კუთხით, რომლის ტანგენსი იქნება  $-\frac{1}{\tau_{შერ}}$  (ნახ.VI.13).  $m$ -ურ რეაქტორში

კონცენტრაციის საპოვნელად საჭიროა (VI.38) განტოლება ამოვხსნათ რეაქციის კინეტიკურ განტოლებასთან ერთად, ანუ:

$$-u_A = k C_A^n = \frac{C_{A,m-1} - C_{A,m}}{\tau_{შერ}}.$$

პირველი რეაქტორის გამოსასვლელში რეაგენტის  $C_{A,1}$  კონცენტრაციის საპოვნელად აბსცისთა ღერძზე მდებარე  $C_{A,0}$  წერტილიდან უნდა გავავლოთ სწორი ხაზი, რომლის დახრის კუთხის ტანგენსი იქნება  $tg \alpha = -\frac{1}{\tau_{შერ}}$  და გადაკვეთს

$-u_A = f(C_A)$  მრუდს  $M$  წერტილში.

თუ მრუდისა და წრფის გადაკვეთის წერტილიდან (წერტილი  $M$  VI.13 ნახაზზე) დაფუძვებთ მართობს აბსცისთა ღერძზე, მივიღებთ პირველ რეაქტორში  $C_{A,1}$  კონცენტრაციის მნიშვნელობას. ეს, ამავე დროს, არის შემავალი კონცენტრაცია მეორე რეაქტორისათვის. მეორე რეაქტორში  $C_{A,2}$  კონცენტრაციის საპოვნელად ოპერაცია მეორდება  $C_{A,1}$  წერტილიდან. ასეთ ოპერაციას ვიმეორებთ მანამ, სანამ ბოლო რეაქტორში არ მივალწევთ პირობით მოცემულ საბოლოო  $C_{A,საბ}$  კონცენტრაციას. რადგანაც დაყოვნების დრო ყველა რეაქტორში თანაბარია, წრფეთა დახრის კუთხე ეთნაირი იქნება და ისინი პარალელურებია.

კონცენტრაციათა ცვლილების საფეხურების რიცხვი იქნება სწორედ რეაქტორების რიცხვი კასკადში, რომელიც

უზრუნველყოფს პირობით მოცემული გარდაქმნის ხარისხის  $X_A$  მიღწევას.

კასკადში რეაქტორების რიცხვის ცვლით შეიძლება ზემოქმედება არა მარტო გარდაქმნის  $X_A$  ხარისხზე, არამედ პროცესის სელექციურობასა და პროდუქტის გამოსავალზეც (რთული რეაქციებისათვის). ამასთან, გასათვალისწინებელია, რომ რეაქტორების რიცხვის შემცირებით კასკადი მოგვცემს შერევის რეაქტორების ანალოგიურ ეფექტს, ხოლო სისტემაში საფეხურების რიცხვის გადიდებით კავშირის ხასიათი გარდაქმნის ხარისხსა, სელექციურობასა და პროდუქტის გამოსავალს შორის ისეთი განხილვა, როგორც გვაქვს გამოდევნის რეაქტორებში.

## II თავი

### სხვადასხვა თბური რეჟიმით

### მომუშავე რეაქტორები

#### 2.1. შესავალი

აქამდე, პროცესის ჩატარების პირობების შერჩევასა და რეაქტორების გაანგარიშების დროს, ტემპერატურის გავლენა გათვალისწინებული არ იყო.

რეაქტორების მახასიათებელი განტოლებები VI თავში გამოყვანილი იყო მათერიალური ბალანსის საფუძველზე სითბოს გადატანის გათვალისწინებულად და რეაქციის

სიჩქარე განიხილებოდა როგორც მხოლოდ რეაგენტების კონცენტრაციის ფუნქცია. ამავე დროს ტემპერატურა მოქმედებს წონასწორულ გამოსავალზე, მიმდინარე რეაქციების კინეტიკასა და სელექციურობაზე და ამიტომ აუცილებელია, ყოველი პროცესისათვის, პირველად განისაზღვროს ოპტიმალური ტემპერატურული რეჟიმი, რომელიც უზრუნველყოფს რაც შეიძლება მაღალ ეფექტურობას, და რეაქტორის გაანგარიშება ჩატარდეს ტემპერატურული პირობების გათვალისწინებით სრული კინეტიკური განტოლებების საფუძველზე, რომლებიც რეაქციის სიჩქარეს აკავშირებს როგორც რეაგენტის კონცენტრაციასთან, ასევე პროცესის ტემპერატურასთან.

ოპტიმალური ტემპერატურული რეჟიმის პრაქტიკული რეალიზაცია შესაძლებელია ყველა თბური ნაკადის გათვალისწინებით, როგორცაა: სითბოს კონვექციური გადატანა, გარემოსთან თბოცვლა, ქიმიური რეაქციის შედეგად გამოყოფილი (ან შთანთქმული) სითბო.

ტემპერატურის გათვალისწინებით რეაქტორების გასაანგარიშებლად აუცილებელია მათერიალური და თბური ბალანსების ერთდროულად ამოხსნა.

იმ განტოლებების შესადგენად, რომლებიც აღწერს ქიმიურ რეაქტორებს სითბოს გათვალისწინებით, VI თავში მოყვანილ რეაქტორების კლასიფიკაციას (მიმდინარე ოპერაციის ხასიათისა და გარემოს მოძრაობის რეჟიმის მიხედვით) უნდა დაემატოს მათი კლასიფიკაცია თბური რეჟიმის მიხედვით.

თბური რეჟიმის მიხედვით რეაქტორებს სამ ჯგუფად ყოფენ: ადიაბატური, იზოთერმული და პოლიტროპული.



ადიაბატურ რეაქტორში გამორიცხულია გარემოსთან თბოცვლა და ქიმიური რეაქციის სითბო მთლიანად იხარჯება სარეაქციო ნარევის ტემპერატურის ცვლილებაზე.

იზოთერმულ რეაქტორში სითბოს მიწოდების ან მოცილების გზით ინარჩუნებენ მუდმივ ტემპერატურას მთელი პროცესის განმავლობაში.

პოლიტროპულ რეაქტორში ტემპერატურა მუდმივი არ არის, ამასთან, სითბოს ნაწილი მიეწოდება ან აერთმევა სარეაქციო ნარევს.

ადიაბატური და იზოთერმული რეაქტორები ზღვრული შემთხვევებია, რომლებიც პრაქტიკაში არ გვხვდება, მაგრამ მრავალი რეაქტორის მუშაობის რეჟიმი უახლოვდება ამ მოდელებს; ამიტომ, პრაქტიკული მიზნებისათვის, შეიძლება საკმაო სიზუსტით გავიანგარიშოთ რეაქტორები იმ განტოლებების მიხედვით, რომლებიც მიღებულია ადიაბატური და იზოთერმული რეაქტორებისათვის.

## 2.2. რეაქტორის თბური ბალანსის განტოლება

სითბოს გადატანის გათვალისწინებით რეაქტორების გაანგარიშებისათვის ამოსავალი არის თბური ბალანსის განტოლება, რომელსაც ადგენენ სარეაქციო ნარევის ერთ-ერთი კომპონენტის მიმართ.

თბური ბალანსი ზოგადი სახით შეიძლება გამოვსახოთ შემდეგი განტოლებით:

$$Q_{შეგ} = Q_{გას}, \quad (VII.1)$$

სადაც  $Q_{შეგ}$  არის დროის ერთეულში რეაქტორში შემოსული სითბოს რაოდენობა;  $Q_{გას}$  – დროის ერთეულში დახარჯული სითბოს რაოდენობა.

განვიხილოთ შემთხვევა, როცა მარტივი შეუქცევადი რეაქცია მიმდინარეობს სითბოს გამოყოფით, ე. ი.:



მაშინ სითბოს შემოსავალი შეიძლება ასე ჩაიწეროს:

$$Q_{შეგ} = Q_{ქ.რ} + Q_{რეაგ}, \quad (VII.3)$$

სადაც  $Q_{ქ.რ}$  არის სითბოს რაოდენობა რომელიც გამოიყოფა დროის ერთეულში  $A$  რეაგენტის ქიმიური გარდაქმნის შედეგად;  $Q_{რეაგ}$  – დროის ერთეულში რეაქტორში ამოსავალი რეაგენტების მიერ შემოტანილი სითბოს რაოდენობა.

სითბოს გასავალი გამოიხატება განტოლებით:

$$Q_{გას} = Q_{პროდ} + Q_{დაგრ} + Q_{თბ}, \quad (VII.4)$$

სადაც  $Q_{პროდ}$  არის რეაქციის პროდუქტების მიერ დროის ერთეულში რეაქტორიდან გატანილი სითბოს რაოდენობა;  $Q_{დაგრ}$  – დროის ერთეულში რეაქტორში დაგროვებული სითბოს რაოდენობა;  $Q_{თბ}$  – სითბოს რაოდენობა, რომელიც დროის ერთეულში იხარჯება გარემოსთან თბოცვლაზე.

თუ შევიტანთ (VII.1)-ში  $Q_{შეგ}$ -სა და  $Q_{გას}$ -ის მნიშვნელობებს, მივიღებთ:

$$Q_{ქ.რ} + Q_{რეაგ} = Q_{პროდ} + Q_{დაგ} + Q_{თბ}. \quad (VII.5)$$

წვერების გადაჯგუფებით მივიღებთ:

$$Q_{დაგ} = -(Q_{პროდ} - Q_{რეაგ}) - (Q_{თბ} - Q_{ქ.რ}). \quad (VII.6)$$

სხვაობა გაცხელებული რეაქციის პროდუქტების მიერ რეაქტორიდან გატანილ და რეაგენტების მიერ შემოტანილ სითბოს რაოდენობებს შორის არის სითბოს კონვექციური ნაკადი:

$$Q_{კონვ} = Q_{პროდ} - Q_{რეაგ}. \quad (VII.7)$$

ამის გათვალისწინებით თბური ბალანსის განტოლება შემდეგ სახეს მიიღებს:

$$Q_{დაგ} = -Q_{კონვ} - Q_{თბ} + Q_{ქ.რ}. \quad (VII.8)$$

თბური ბალანსის (VII.8) განტოლებას შეიძლება სხვადასხვა სახე ჰქონდეს რეაქტორის ტიპისა და პროცესის თბური რეჟიმის მიხედვით.

ზოგად შემთხვევაში იცვლება პროცესის პარამეტრები (ტემპერატურა, კონცენტრაცია და სხვ.) რეაქტორის მოცულობის ან დროის მიხედვით, რის გამოც თბურ ბალანსს (ისევე როგორც მატერიალურს) ადგენენ დიფერენციალური ფორმით. ამ მიზნისათვის იყენებენ კონვექციური თბოცვლის დიფერენციალურ განტოლებას, სადაც შეჰყავთ დამატებითი წვერები, რომლებიც ითვალისწინებს სითბოს მოცილებას თბოცვლით და რეაქციის სითბოს. ასეთი დამატებებით განტოლება შემდეგ სახეს მიიღებს:

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial \tau} = -\rho c_p \left( w_x \frac{\partial T}{\partial x} + w_y \frac{\partial T}{\partial y} + w_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \lambda \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) - F_{ბგ} K \cdot \Delta T + u \cdot \Delta H. \quad (VII.9)$$

სადაც  $\rho$  არის სარეაქციო ნარევის სიმკვრივე;

$c_p$  - სარეაქციო ნარევის ხვედრითი სითბოტევადობა

$x, y, z$  - სივრცითი კოორდინატები;

$w_x, w_y, w_z$  - ნაკადის მოძრაობის სიჩქარის

მდგენელები;

$\lambda$  - სარეაქციო ნარევის მოლეკულური და

ტურბულენტური თბოგამტარობის კოეფიციენტი;

$F_{ბგ}$  - თბოცვლის ხვედრითი ფართობი;

$K$  - თბოგადაცემის კოეფიციენტი;

$\Delta T = T - T_{თბ}$ ;

$T$  - სარეაქციო ნარევის ტემპერატურა;

$T_{თბ}$  - ტემპერატურა თბომცვლეელში;

$u$  - ქიმიური რეაქციის სიჩქარე;

$\Delta H$  - რეაქციის თბური ეფექტი.

წვერების ჯგუფი (VII.9) განტოლების მარცხენა ნაწილში გამოხატავს სითბოს დაგროვების სიჩქარეს ელემენტარულ მოცულობაში, რომლისთვისაც დგება თბური ბალანსი. ამ წვერს შეესაბამება  $Q_{დაგ}$  (VII.8) განტოლებაში:

$$Q_{დაგ} = \rho c_p \frac{\partial T}{\partial \tau}. \quad (VII.10)$$

წვერების პირველი ჯგუფი (VII.9) განტოლების მარჯვენა ნაწილში გამოხატავს სითბოს კონვექციურ გადატანას შესაბამისი კოორდინატების  $(x, y, z)$  გასწვრივ ელემენტარულ მოცულობაში; წვერების მეორე ჯგუფი კი გამოხატავს სითბოს ცვლილებას, დაკავშირებულს სარეაქციო ნარევის  $\lambda$  თბოგამტარობასთან. კონვექციური ნაკადით სითბოს ჯამურ გადატანას (VII,8) განტოლებაში შეესაბამება წვერი  $Q_{კონვ}$ , ამიტომ შეიძლება დავწეროთ:

$$Q_{კონვ} = -\rho c_p \left( w_x \frac{\partial T}{\partial x} + w_y \frac{\partial T}{\partial y} + w_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \lambda \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right). \quad (VII.11)$$

(VII.8) და (VII.9) განტოლებების შედარებიდან გამომდინარე შეიძლება დავწეროთ:

$$Q_{თბ} = F K \cdot \Delta T, \quad \text{და} \quad Q_{ქრ.} = u \cdot \Delta H. \quad (VII.12,13)$$

(VII.9) განტოლების ამოხსნა ხშირად დიდ სიძნელეებთან არის დაკავშირებული, მაგრამ მიმდინარე რეაქციის ხასიათის მიხედვით და რეაქტორში არსებული ჰიდროდინამოკური და თბური რეჟიმებიდან გამომდინარე, განტოლების ცალკეული წვერების მნიშვნელობები იმდენად მცირე ხდება, რომ შეიძლება მათი უგულებელყოფა, რის შედეგადაც მიიღება უფრო მარტივი განტოლებები; მათი საშუალებით შეიძლება სხვადასხვაგვარი პრაქტიკული ამოცანების საკმაოდ ზუსტი გადაწყვეტა.

(VII.8) და (VII.9) განტოლებები აღწერენ თბურ ნაკადებს არასტაციონარულ რეჟიმში, როცა სითბო გროვდება და ტემპერატურა დროის მიხედვით იცვლება.

უწყვეტი რეაქტორებისათვის დამახასიათებელია სტაციონარული რეჟიმი; დაუმყარებელი რეჟიმი შეიმჩნევა მხოლოდ რეაქტორის გაშვებისა და გაჩერების პერიოდში. შემდგომში უწყვეტი მოქმედების რეაქტორებს განვიხილავთ მხოლოდ სტაციონარულ რეჟიმში, როცა სითბო არ გროვდება, ე. ი.  $Q_{ლგ} = 0$ .

პერიოდული მოქმედების რეაქტორებში რეჟიმი ყოველთვის დაუმყარებელია, ქიმიური გარდაქმნის შედეგად გროვდება სითბო და ტემპერატურა რეაქტორის სხვადასხვა წერტილში დროის მიხედვით იცვლება, ე. ი.  $Q_{ლგ} \neq 0$ . მეორე მხრივ პერიოდული მოქმედების რეაქტორებში სითბო კონვექციურად არ გადაიტანება და  $Q_{კონვ} = 0$ .

მოყვანილი მაგალითებიდან ჩანს, რომ რეაქტორის თბური ბალანსის განტოლების სახე განისაზღვრება რეაქტორის ტიპით და მისი თბური რეჟიმით.

ქვევით მოყვანილია თბური ბალანსის განტოლებების გამოყვანისა და ამოხსნის მეთოდები სხვადასხვა ტიპისა და სხვადასხვა თბური რეჟიმით მომუშავე რეაქტორებისათვის.

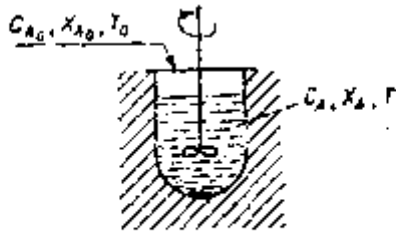
## 2.3. ადიაბატური რეაქტორები

### 2.3.1. პერიოდული მოქმედების ადიაბატური რეაქტორი

პერიოდული მოქმედების ადიაბატური რეაქტორი, მაგალითად, იდეალური შერევის რეაქტორი (Oშრ-პ-ა) მექანიკური სარეგით აღჭურვილი აპარატია, რომლის კედლებსაც

გაკეთებული აქვს თბოიზოლაცია ადიაბატური რეჟიმის შესანარჩუნებლად (ნახ. VII.1).

ადიაბატურ რეაქტორებში არ არის გარემოსთან თბოცვლა, ე. ი.  $Q_{თბ}=0$ ; პერიოდულ რეაქტორებში არ არის აგრეთვე კონვექციური ნაკადები, ამიტომ  $Q_{კონვ}=0$ . ამრიგად, ამ რეაქტორისათვის თბური ბალანსის განტოლებები (VII.8) და (VII.9) შემდეგ სახეს მიიღებს:



ნახ. VII.1. პერიოდული მოქმედების იდეალური შერევის ადიაბატური რეაქტორი.

$$Q_{დაგ} = Q_{ქ.რ} \quad \text{და} \quad \rho c_p \frac{dT}{d\tau} = -u_A \cdot \Delta H. \quad (\text{VII.14,15})$$

ეგზოთერმული რეაქციის ჩატარებისას სარეაქციო არის ტემპერატურა იზრდება A რეაგენტის კონცენტრაციის შემცირებასთან ერთად, რის გამოც თბური ნაკადების ნიშნები (VII.15.) განტოლებაში სხვადასხვაა.

თუ გავითვალისწინებთ (VI.12) დამოკიდებულებას, (VII.15) განტოლება შემდეგ სახეს მიიღებს:

$$\rho c_p \frac{dT}{d\tau} = -\frac{dC_A}{d\tau} \Delta H \quad (\text{VII.16})$$

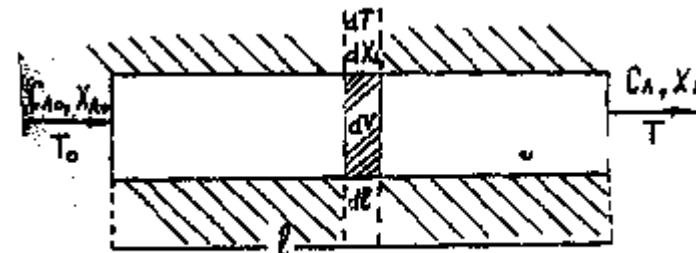
ანუ  $\rho c_p dT = -\Delta H \cdot dC_A \dots$  II.17)

თუ (VII.17) განტოლებაში ჩავსვამთ მიმდინარე კონცენტრაციის მნიშვნელობებს (VI.14) განტოლებიდან, მივიღებთ:

$$\rho c_p dT = -\Delta H C_{A,0} d(1 - X_A) = \Delta H C_{A,0} dX_A. \quad (\text{VII.18})$$

ამ განტოლების ორივე მხარის გაყოფით A კომპონენტის საწყის კონცენტრაციაზე ( $C_{A,0}$ ), მივიღებთ თბური ბალანსის განტოლებას, შედგენილს ამოსავალი ნედლეულის 1 მოლზე:

$$\rho \frac{c_p}{C_{A,0}} dT = \Delta H \cdot dX_A. \quad (\text{VII.19})$$



ნახ. VII.2. იდეალური გამოდგენის ადიაბატური რეაქტორი.

წევრების ჯგუფი  $\rho \frac{c_p}{C_{A,0}}$  წარმოადგენს მოლეკულურ  $C_p$  სითბოტევადობას, ე. ი.:

$$\rho \frac{c_p}{C_{A,0}} = C_p. \quad (\text{VII.20})$$

მიღებული მნიშვნელობის (VII.19) განტოლებაში შეტანით მივიღებთ:

$$\Delta H \cdot dX_A = C_p dT. \quad (\text{VII.21})$$

(VII.21) განტოლება არის ადიაბატურ პირობებში მომუშავე პერიოდული მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორის თბური ბალანსის განტოლება დიფერენციალური ფორმით.

განტოლებიდან ჩანს, რომ პერიოდული მოქმედების ადიაბატურ რეაქტორში ქიმიური რეაქციის მთელი სითბო იხარჯება სარეაქციო გარემოს ტემპერატურის ცვლილებაზე და გროვდება რეაქტორში.

### 2.3.2. უწყვეტი მოქმედების ადიაბატური რეაქტორები

ადიაბატურ გამდინარე რეაქტორებში არ არის გარემოსთან თბოცვლა ( $Q_{\text{თბ}} = 0$ ), სტაციონარული პირობებისათვის არ არის, აგრეთვე, სითბოს დაგროვება ( $Q_{\text{დაგ}} = 0$ ), ამიტომ (VII.8) განტოლება შემდეგ სახეს მიიღებს:

$$Q_{\text{ქ.რ}} = Q_{\text{კონვ}}. \quad (\text{VII.22})$$

### 2.3.2.1. ადიაბატური იდეალური გამოდევნის რეაქტორი (იგრ-ა)

ადიაბატური იდეალური გამოდევნის რეაქტორი არის თბური იზოლაციით აღჭურვილი აპარატი (ნახ. VII.2)

(VII.22) განტოლებაში შემავალი თბური ნაკადების მნიშვნელობები რეაქტორის  $dV_{\text{რ}}$  ელემენტარული მოცულობისათვის შეიძლება განისაზღვროს ზოგადი დიფერენციალური (VII.9) განტოლებიდან მოცემულ რეაქტორში არსებული ჰიდროდინამიკური მდგომარეობისა და თბური რეჟიმის შესაბამისად ზოგიერთი გამარტივებების გათვალისწინებით.

იდეალური გამოდევნის რეაქტორში სითბოს (ისევე როგორც ნივთიერების) გადატანა ხორციელდება მხოლოდ რეაგენტების ნაკადის ძირითადი გადაადგილების მიმართულებით, ე. ი. რეაქტორის  $l$  ღერძის (ანუ  $x$  ღერძის) გასწვრივ,  $y$  და  $z$  ღერძების მიმართ კი პარამეტრების გრადიენტი ნულის ტოლია. ამიტომ შეიძლება დავწეროთ:

$$\frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\partial T}{\partial l}; \quad \frac{\partial T}{\partial y} = 0; \quad \frac{\partial T}{\partial z} = 0.$$

თბოგამტარობის ხარჯზე რეაქტორში ტენპერატურის ცვლილებას, ჩვეულებრივ, უგულებელყოფენ; მაშინ გვექნება:

$$\lambda \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) = 0.$$

აღნიშნულის გათვალისწინებით თბური ბალანსის (VII.9) განტოლება ჩაიწერება ჩვეულებრივი დიფერენციალური განტოლების სახით:

$$-u_A \cdot \Delta H = w\rho c_p \frac{\partial T}{\partial \ell} \quad (\text{VII.23})$$

თუ (VII.23) განტოლებაში შევიტანთ  $-u_A$ -ს მნიშვნელობას (VI.12) განტოლებიდან, მივიღებთ:

$$C_{A,0} \Delta H \frac{dX_A}{d\tau} = w\rho c_p \frac{\partial T}{\partial \ell} \quad (\text{VII.24})$$

გამოდენის რეაქტორში დამოკიდებულება  $\partial \ell$ -სა და  $d\tau$ -ს შორის შეიძლება გამოიხატოს თანაფარდობით:  $\partial \ell = w d\tau$ .

ამ მნიშვნელობის (VII.24) განტოლებაში ჩასმით მივიღებთ:

$$C_{A,0} \cdot \Delta H \cdot dX_A = \rho c_p \cdot dT \quad (\text{VII.25})$$

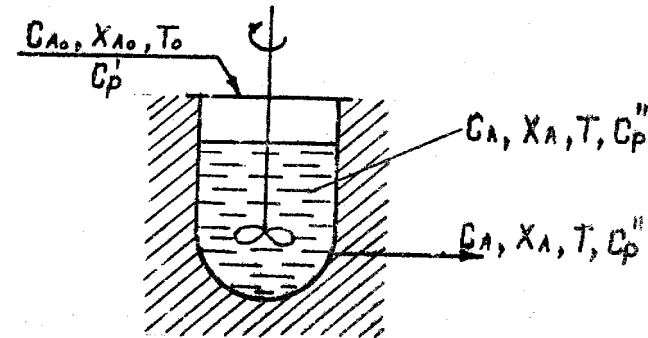
ამ განტოლების გაყოფით  $C_{A,0}$ -ზე მივიღებთ თბური ბალანსის განტოლებას, რომელიც შეესაბამება ამოსავალი A რეაგენტის 1 მოლს:

$$\Delta H \cdot dX_A = \rho \frac{c_p}{C_{A,0}} dT, \quad (\text{VII.26}), (\text{VII.27})$$

$$\text{ანუ} \quad \Delta H \cdot dX_A = C_p \cdot dT.$$

იდეალური გამოდენისა და იდეალური შერევის პერიოდული ადიაბატური რეაქტორების თბური ბალანსის (VII.21) და (VII.27) განტოლებების შედარებიდან ჩანს, რომ

ფორმით ისინი ერთნაირია, მაგრამ იდეალური გამოდენის რეაქტორისათვის წევრების პირველი ჯგუფი ( $C_p dT$ ) გამოხატავს არა სითბოს დაგროვებას ელემენტარულ მოცულობაში, როგორც ეს იყო იდეალური შერევის პერიოდულ რეაქტორში, არამედ ელემენტარული მოცულობიდან რეაგენტების კონვექციური ნაკადით გატანილ სითბოს. სტაციონარული რეჟიმის დროს ქიმიური გარდაქმნის შედეგად სითბოს ( $\Delta H \cdot dX_A$ ) გამოყოფისა და კონვექციური ნაკადით მისი გადატანის სიჩქარე ერთმანეთის ტოლია, რაც უზრუნველყოფს ტემპერატურის უცვლელობას დროის მიხედვით რეაქტორის ნებისმიერი წერტილისათვის; ტემპერატურა იცვლება მხოლოდ რეაქტორის  $\ell$  ღერძის გასწვრივ.



ნახ.VII.3. იდეალური შერევის უწყვეტი მოქმედების ადიაბატური რეაქტორი (იშრ-უ-ა)

სრული თბური ნაკადების მიღებისათვის დიფერენციალურ განტოლებას აინტეგრალებენ დროის (იშრ-პ-ა-სათვის) ან რეაქტორის მოცულობის (იშრ-ა-სათვის) მიხედვით.

უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორებში (Oშრ-შ) არ არის პარამეტრების გრადიენტი არც დროის, არც რეაქტორის მოცულობის მიხედვით; ამის გამო თბური ბალანსის განტოლებას (ისევე, როგორც მატერიალურისას) ადგენენ მთელი რეაქტორისათვის, იღებენ რა პარამეტრების სასრულო მნიშვნელობებს რეაქტორის შესასვლელსა და გამოსასვლელში.

### 2.3.2.2. უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის ადიაბატური რეაქტორი (იშრ-უ-ა)

იდეალური შერევის უწყვეტი მოქმედების ადიაბატური რეაქტორი აღჭურვილია სარევიტა და თბური იზოლაციით ადიაბატური რეჟიმის შესანარჩუნებლად (ნახ. VII.3).

საჭიროა გავიხსენოთ, რომ Oშრ-შ-ში ინტენსიური არევის გამო პროცესის ყველა პარამეტრი, რომელთა მნიშვნელობებიც რეაქტორის შესასვლელში არის  $C_{A,0}$ ,  $X_{A,0}$ ,  $T_0$ , ეცემა  $C_A$ ,  $X_A$ ,  $T$ -მდე, რომლებიც ერთნაირია რეაქტორის მთელ მოცულობაში და ტოლია მათი მნიშვნელობებისა რეაქტორიდან გამოსასვლელში.

გამოვიყვანოთ მახასიათებელი განტოლება Oშრ-შ-სათვის. ასეთი რეაქტორისათვის  $Q_{დაგ} = 0$  და  $Q_{თბ} = 0$ , ამიტომ (VII.8) განტოლება მიიღებს (VII.22)-ის სახეს:  $Q_{კონგ} = Q_{ქ.რ.}$  თავის მხრივ:

$$Q_{კონგ} = Q_{პროდ} - Q_{რეაგ} \quad (VII.7)$$

ამასთან,  $Q_{პროდ} = C_p'' T$ , ხოლო  $Q_{რეაგ} = C_p' T_0$ .

$C_p'$  და  $C_p''$  რეაგენტების ნაკადების მოლეკულური სითბოტევადობებია 1 მოლი A რეაგენტისათვის რეაქტორის შესასვლელსა და გამოსასვლელში.  $T_0$  და  $T$  - რეაქტორში შემავალი რეაგენტებისა და გამომავალი პროდუქტების ნაკადების ტემპერატურებია.

ამის გათვალისწინებით (VII.7) განტოლება ასეთ სახეს მიიღებს:

$$Q_{კონგ} = TC_p'' - T_0 C_p';$$

ჩვეულებრივ, გარემოს სითბოტევადობა უმნიშვნელოდ იცვლება, ე. ი.  $C_p'' = C_p' = C_p$ , რაც უფლებას გვაძლევს დავწეროთ:

$$Q_{კონგ} = C_p(T - T_0). \quad (VII.28)$$

ქიმიური რეაქციის სითბო იქნება:

$$Q_{ქ.რ.} = \Delta H(X_A - X_{A,0}) \quad (VII.29)$$

იმ პირობებისათვის, როცა რეაქტორში  $X_{A,0} = 0$ , (VII.29) განტოლება ასე ჩაიწერება:

$$Q_{ქ.რ.} = \Delta H X_A \quad (VII.30)$$

თუ (VII.28)-ისა და (VII.30)-ის მნიშვნელობებს შევიტანთ (VII.22)-ში, მივიღებთ:

$$\Delta H X_A = C_p(T - T_0) \quad (\text{VII.31})$$

თბური ბალანსის (VII.31) განტოლება გვიჩვენებს, რომ უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის ადიაბატურ რეაქტორში ქიმიური რეაქციის მთელი სითბო იხარჯება რეაგენტების  $T_0$ -დან  $T$  ტემპერატურამდე გაცხელებაზე და გაიტანება რეაქტორიდან კონვექციური ნაკადით.

$A$  რეაგენტის სრული გარდაქმნისას, როცა  $X_A = 1$ , ტემპერატურათა სხვაობა  $(T - T_0)$  მაქსიმალურ მნიშვნელობას აღწევს და ეწოდება ტემპერატურათა ადიაბატური სხვაობა  $\Delta T_{\text{ად}}$ . როცა  $X_A = 1$ , (VII.31) განტოლება ასე ჩაიწერება:

$$\Delta H = C_p \Delta T_{\text{ად}} \quad (\text{VII.32})$$

საიდანაც 
$$\Delta T_{\text{ად}} = \frac{\Delta H}{C_p} \quad (\text{VII.33})$$

$A$  რეაგენტის ნებისმიერი  $X_A$  გარდაქმნის ხარისხისათვის რეაქტორში ტემპერატურა შეიძლება გამოითვალოს ფორმულით:

$$T = T_0 \pm \Delta T_{\text{ად}} X_A = T_0 \pm \frac{\Delta H}{C_p} X_A \quad (\text{VII.34})$$

სადაც მინუსი შეესაბამება ენდოთერმულ, ხოლო პლუსი ეგზოთერმულ რეაქციებს.

ეს თანაფარდობა ტემპერატურასა და გარდაქმნის ხარისხს შორის ადიაბატურ რეაქტორში პროცესის ჩატარების დროს მართებულია იშრ-პ-ისა და იბრ-სათვის  $A$  რეაგენტის გარდაქმნის პროცესში  $\frac{\Delta H}{C_p}$ -ს უმნიშვნელო ცვლილების

დროს და შეიძლება გამოვიყენოთ პრაქტიკულ გაანგარიშებებში.

## 2.4. იზოთერმული რეაქტორები

იზოთერმული რეაქტორი შეიძლება განხორციელდეს მხოლოდ გამდინარე (ანუ უწყვეტი მოქმედების) რეაქტორებში, რადგანაც პერიოდული მოქმედების რეაქტორებში მუდმივი ტემპერატურის შესანარჩუნებლად სითბოს მოცილების ან მიწოდების პროცესი უნდა იცვლებოდეს დროის მიხედვით სითბოს გამოყოფის (შთანთქმის) რეაქტივის შესაბამისად, რაც სამრეწველო პირობებში ძნელი განსახორციელებელია.

იდეალური შერევის უწყვეტი მოქმედების იზოთერმულ რეაქტორში სითბოს მოცილება (ან მიწოდება) ხორციელდება კედლის საშუალებით, რომელიც ცივდება რომელიმე მაცივებელი აგენტით (ნახ. VII.4,1), ან რეაქტორის შიგნით მოთავსებული თბომცვლელი ელემენტების საშუალებით (ნახ. VII.4, 2).

რადგანაც იზოთერმულ პირობებში სარეაქციო გარემოს ტემპერატურა არ იცვლება ( $T_0 = T$ ), განტოლება (VII.8) მიიღებს ასეთ სახეს:

$$Q_{\text{ქ.რ.}} = Q_{\text{აბ.}} \quad (\text{VII.35})$$

გამოვსახავთ რა თბურ ნაკადებს  $A$  რეაგენტის 1 მოლზე, მივიღებთ:



და

$$Q_{\text{ჯ.რ.}} = \Delta H \cdot X_A$$

$$Q_{\text{თბ}} = \frac{FK(T - T_{\text{თბ}})}{B_{A,0}}, \quad (\text{VII.36,37})$$

სადაც  $F$  არის თბოცვლის სრული ფართობი;  
 $K$  – თბოგადაცემის კოეფიციენტი;  
 $T$  – ტემპერატურა რეაქტორში;  
 $T_{\text{თბ}}$  – ტემპერატურა თბომცვლელში;  
 $B_{A,0}$  –  $A$  რეაგენტის მოლების რაოდენობა, რომელიც შედის რეაქტორში დროის ერთეულში. მიღებული მნიშვნელობების (VII.35)-ში ჩასმით გვექნება:

$$\Delta H \cdot X_A = \frac{FK(T - T_{\text{თბ}})}{B_{A,0}}$$

მიღებული გამოსახულება არის იზოთერმულ რეჟიმში მომუშავე უწყვეტი მოქმედების იდეალური შერევის რეაქტორის თბური ბალანსის განტოლება.

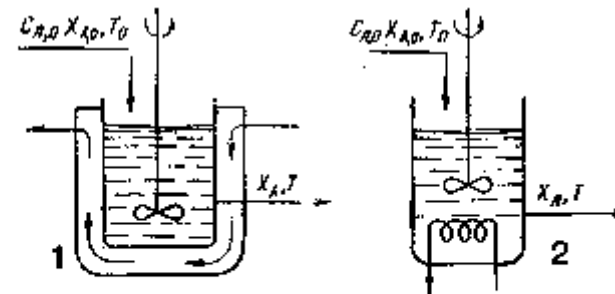
იზოთერმულ პირობებში მომუშავე იდეალური გამოდენის რეაქტორის შემთხვევაში თბური ბალანსის განტოლება დება რეაქტორის ელემენტისათვის და ასეთი სახე აქვს:

$$\Delta H \cdot dX_A = \frac{F'K \cdot dl \cdot (T - T_{\text{თბ}})}{B_{A,0}},$$

სადაც  $F$  არის თბოცვლის ზედაპირი, რომელიც მოდის მილოვანი რეაქტორის სიგრძის 1 მეტრზე;  $dl$  – რეაქტორის ელემენტის სიგრძე (იხ. ნახ. VII.2).

## 2.5. პოლიტროპული რეაქტორები

პოლიტროპულ რეაქტორებში ხდება თბოცვლა და სარეაქციო გარემოს ტემპერატურა იცვლება; ამასთან მისი ცვლილება შეიძლება მოხდეს ნებისმიერი კანონით რეაქტორში მიმდინარე რეაქციის თბური ეფექტისა და გარდაქმნის ხარისხის სიდიდისაგან დამოუკიდებლად. ამიტომ პოლიტროპული რეაქტორების გაანგარიშების დროს მნიშვნელოვანი ამოცანა მდგომარეობს ტემპერატურის ოპტიმალური პროფილის განსაზღვრაში (დროში ან სიგრძეში), რომლის დროსაც პროცესის სიჩქარე დროის ნებისმიერ მომენტში (იდეალური შერევის რეაქტორებისა-



ნახ. VII.4. იდეალური შერევის იზოთერმული რეაქტორები:

- 1 - სითბოს მოცილებით კედლის საშუალებით;
- 2 - სითბოს მოცილებით მაცივებელი ელემენტით

თვის) და რეაქტორის ნებისმიერ კვეთში (იდეალური გამოდევნის რეაქტორებისათვის) მაქსიმალური იქნება.

პოლიტროპული რეაქტორის თბური ბალანსის განტოლება სტაციონარული პირობებისათვის ასეთი იქნება:

$$Q_{ქ.რ.} = Q_{კონვ} + Q_{თბ.}$$

თუ ამ განტოლებაში შევიტანთ თბური ნაკადების ადრე მიღებულ მნიშვნელობებს, მივიღებთ თბური ბალანსის განტოლებას პოლიტროპული იდეალური შერევის უწყვეტი მოქმედების რეაქტორისათვის:

$$\Delta H \cdot X_A = C_p(T - T_0) + \frac{FK(T - T_{თბ.})}{B_{A,0}}$$

მოყვანილი განტოლებიდან ჩანს, რომ პოლიტროპულ რეაქტორში ქიმიური რეაქციის სითბო ნაწილობრივ იხარჯება სარეაქციო ნარევის გაცხელებაზე, ნაწილობრივ კი გაიტანება თბოცვლის გზით.

იდეალური გამოდევნის პოლიტროპული რეაქტორისათვის თბური ბალანსის განტოლებას ასეთი სახე ექნება:

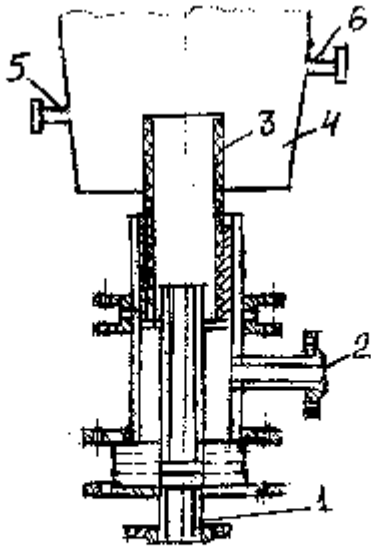
$$\Delta H \cdot dX_A = C_p \cdot dT + \frac{F'' K \cdot dl(T - T_{თბ.})}{B_{A,0}}$$

## III თავი

### რეაქტორების თერმოდინამიკა

#### 3.1. რეაქტორები ჰომოგენური პროცესებისათვის

ჰომოგენური პროცესების ჩასატარებლად გამოიყენება წინა თავებში განხილული რეაქტორების ყველა ძირითადი ტიპი. ასეთი პროცესების ჩასატარებელი რეაქტორების მოწყობილობა უფრო მარტივია, ვიდრე ჰეტეროგენული პროცესების ჩასატარებელი რეაქტორებისა რეაგენტების არევის სიადვილის გამო. ყველა რეალურ აპარატს უჭირავს შუალედური მდგომარეობა იდეალური გამოდევნისა და სრული შერევის აპარატებს შორის. პროცესის მამოძრავებელი ძალა რეალურ რეაქტორებში უფრო ნაკლებია, ვიდრე იდეალური გამოდევნის რეაქტორებში. აქედან გამომდინარე, ჰომოგენური პროცესების ჩასატარებელ რეაქტორებში არევის გაძლიერება აუცილებელია მანამ, სანამ პროცესი დიფუზურიდან კინეტიკურ უბანში გადავა. შემდგომი გაძლიერება კი პროცესის სიჩქარეს ამცირებს. ზოგჯერ აუცილებელი ხდება არევის გაძლიერება კინეტიკურ უბანშიც, მაგალითად, სარეაქციო ნარევის ადგილობრივი გადახურების თავიდან ასაცილებლად, თბოცვლის გასაძლიერებლად სარეაქციო ნარევისა და თბომცვლელ ზედაპირებს შორის და სხვ. რეაქტორების კონსტრუქციები დამოკიდებულია გარემოს ხასიათზე (აირი, თხევადი), პროცესის პარამეტრებსა და რეაქციაში მონაწილე ნაერთების თვისებებზე.



ნახ. VIII.1. ქლორწყალბადის სინთეზის ლუმლის  
სანთურის სქემა:

- 1 - ქლორის შესაყვანი მილი; 2 - წყალბადის შესაყვანი მილი; 3 - სანთურის დინასის ბუნიკი; 4 - ლუმლის კამერა; 5 - ასანთები ლოუკი; 6 - კვარცხის მინიანი სამწერი მილტური.

ფაქტობრივად ყველა რეაქტორში მეტნაკლებად ხდება რეაგენტების არევა, რაც ამცირებს პროცესის მამოძრავებელ ძალასა და, შესაბამისად, მის სიჩქარეს. ამიტომ საჭიროა არევის იდეალური მოდელის შესაბამის ფორმულებში (იხ. VI თავი) შესწორებების შეტანა და პროცესის ამსახველ განტოლებათა სისტემებში სასაზღვრო პირობების ჩართვა. კოეფიციენტებს, რომლებიც არევის გავლენას ითვალისწინებს, ექსპერიმენტალურად პოულობენ. პროცესის სიჩქარეზე ყველაზე უფრო არსებითად მოქმედებს აპარატის სიგრძეზე ან სიმაღლეზე არევა, ხოლო ნაკადის მართობული მიმართულე-

ბით არევა ნაკლებ გავლენას ახდენს. თუ არევა ძლიერ ამცირებს პროცესის მამოძრავებელ ძალას, ხოლო მისი რაოდენობრივი განსაზღვრისათვის არ მოგვეპოვება აუცილებელი მონაცემები, აპარატებს ანგარიშობენ იმ ფორმულებით, რომლებიც ახასიათებს სრულ შერევას. თხევად ფაზაში მიმდინარე რეაქციის სიჩქარე ერთეულ მოცულობაში ათასჯერ მეტია, ვიდრე აირად ფაზაში, ხოლო მოლეკულური დიფუზიის კოეფიციენტები ათასჯერ ნაკლებია. ამიტომ თხევად ფაზაში პროცესები უფრო ხშირად მიმდინარეობს დიფუზურ უბანში, ვიდრე აირადში, რის გამოც თხევადფაზური პროცესების ინტენსიფიკაციისათვის არევის გადამწყვეტი მნიშვნელობა აქვს. არევა უზრუნველყოფს, აგრეთვე, ერთგვაროვანი ფიზიკური ნარეგების მიღებასა და თბოცვლის ინტენსიფიკაციას.

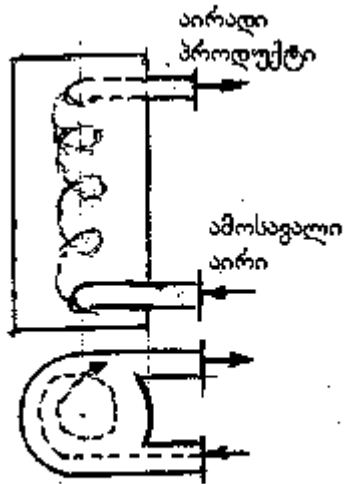
აირფაზური ჰომოგენური პროცესებისათვის, ძირითადად, ხმარობენ კამერულ და მილოვან რეაქტორებს. აირების შერევისათვის გამოყენებული მოწყობილობები შედარებით მარტივია: საქმენი, ეჟექტორი, ცენტრიდანულ-ლაბირინთული ან კასკადური შემრევები და სხვ. აირად ფაზაში მიმდინარე პროცესებისათვის ყველაზე უფრო ტიპური და ხმარებული აპარატებია:

1. კამერული რეაქტორები აირებისა და ორთქლის ეჟექტორული შემრევებით, მაგალითად, ლუმელი ქლორწყალბადის სინთეზისათვის (ნახ. VIII.1.), ფრქვევანიანი ლუმელი გოგირდის დასაწვავად, ლუმელი მეთანის თერმულ-ჟანგვითი კრეკინგისათვის და სხვ.

2. კამერული რეაქტორი აირადი ნარევის ცენტრიდანული არევით (ნახ. VIII.2); მუშაობის რეჟიმის მიხედვით ახლოსაა სრული შერევისა და იზოთერმული რეაქტორების ტიპთან.

3. მილოვანი რეაქტორი ორ აირს შორის მიმდინარე თბოცვლის პროცესით (ნახ. VIII.3) მუშაობს იდეალური გამოდევნის რეჟიმით. ეს რეაქტორი პოლითერმულია.

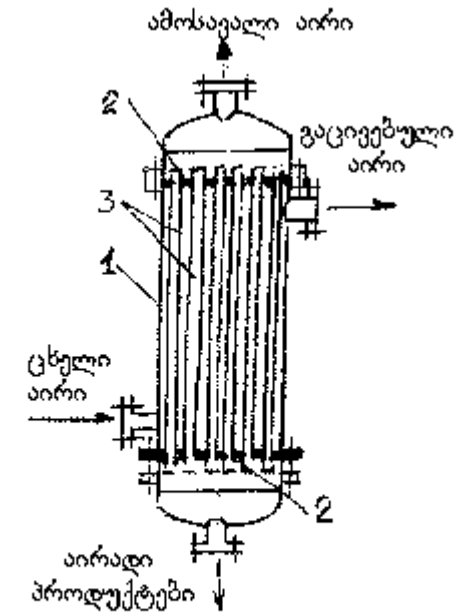
4. "მილი-მილში" ტიპის რეაქტორი წყლით ან სხვა სითხით გაცხელებითა და გაცივებით (ნახ. VIII.4) მუშაობს იდეალური გამოდევნის პრინციპით. ასეთი ტიპის რეაქტორები პოლითერმულია და ჩვეულებრივ იხმარება დიდი თბური



ნახ. VIII.2. კამერული რეაქტორი აირნარევის ცენტრიდანული არევიით.

ეფექტით მიმდინარე რეაქციებისათვის. ერთიმეორის თავზე განლაგებული და მუხლებით შეერთებული მილების რაოდენობამ შეიძლება 15-ს გადააჭარბოს. ისინი სექციას შეადგენენ. დიდი სიმძლავრის რეაქტორებში იდგმება პარალელურად მომუშავე და კოლექტორებით გაერთიანებული ათეულობით სექცია.

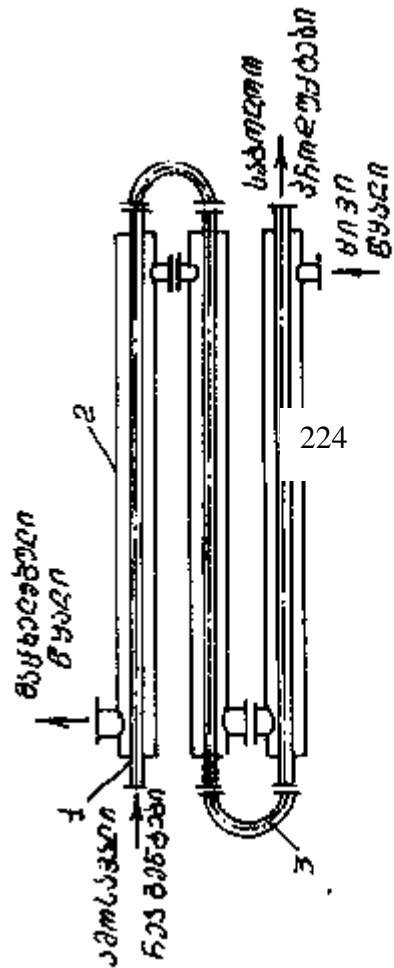
თხევადფაზური ჰომოგენური პროცესებისათვის გამოიყენება მექანიკური და პნევმატური ტიპის სხვადასხვაგვარი ამრევმოწყობილობიანი რეაქტორები. მქკ-ის (პროდუქციის



ნახ. VIII.3. გარსაცმმილოვანი რეაქტორი თბოცვლით:

1 - გარსაცმი; 2 - მილთა ცხაურა; 3 - მილები.

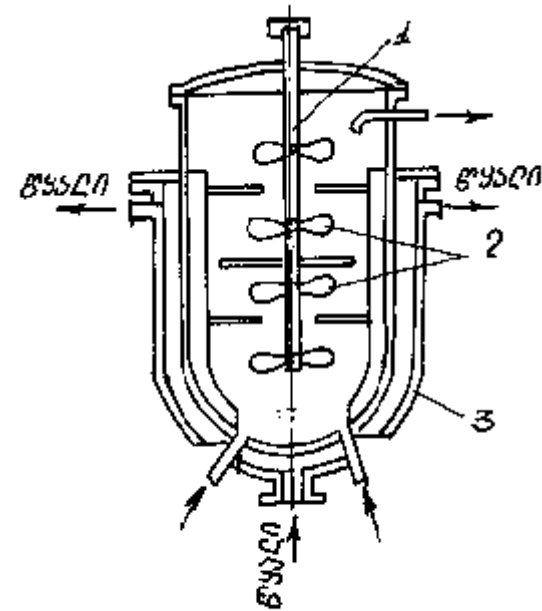
გამოსავლის) ასამაღლებლად იყენებენ პირდაპირნაკადურ დიდი სიგრძის აპარატებს, რამდენიმე აპარატის ბატარეას და აგრეთვე მრავალსექციურ რეაქტორებს, რომლებშიც რეაგენტის გარდაქმნის ხარისხი იზრდება სექციების რიცხვის



ნახ. VIII.4. "მილი-მილში" ტიპის რეაქტორის სქემა:  
 1 - შიგა მილი; 2 - გარე მილი (პერანგი); 3 - მუხლი

ზრდასთან ერთად (იხ, რეაქტორების კასკადი, VI თავი). სარეაქციო აპარატები ალჭურვილია თბომცვლელებით (პერანგები, კლალნილები) სითბოს მისაწოდებლად ან მოსაცილებლად.

ფართოდ იყენებენ რეაქტორებს, რომლებიც ალჭურვილია სხვადასხვაგვარი ამრევი მოწყობილობით და უზრუნველყოფს სრული შერევის მახლობელ რეჟიმს. მაგალითად, რეაქტორები პროპელერული სარევით (ნახ. VIII.5), პნემატური არევით (ნახ. VIII.6), ჭავლურ-ეჟექტორული შერევით (ნახ. VIII.7). ჭავლურ-ეჟექტორულ - სარევიან დანადგარში თბომცვლელმა შეიძლება იმუშაოს



ნახ. VIII.5. პროპელერულსარევიანი რეაქტორი:

1 - ლერძი; 2 - სარევი; 3 - წყლის პერანგი.

ნახ. VIII.6. რეაქტორი პნემატური არევით:

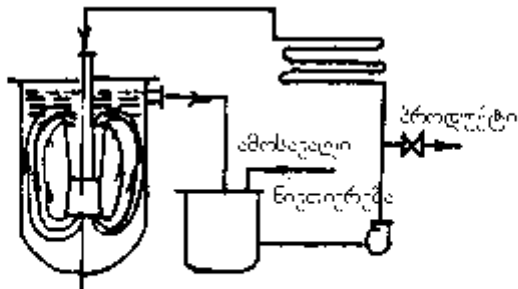
1 - ბარბოტიორი; 2 - ჰაერის გამოსასვლელი და სითბის ჩატვირთვა; 3 - პროდუქტის გამოსასვლელი.

როგორც მაცივებელმა ან მაცხელებელმა ელემენტმა. არევის გამო ეს რეაქტორი იზოთერმულია. მქკ-ის გასადიდებლად

იყენებენ სარევიანი რეაქტორების კასკადს ან დასექციონირებულ რეაქტორებს სარევიანით ან მათ გარეშე.

სვეტური რეაქტორები, ჩვეულებრივ, მაღალი ცილინდრებია, რომლებშიც შეიძლება დაყენდეს თბომცვლელი ელემენტები. ღრუ სვეტები მუშაობენ იდეალური გამოდენის პრინციპით. რეაგენტების არევისა და ტემპერატურის გასათანაბრებლად ხშირად იყენებენ წყობურს; ზოგჯერ სვეტებს ასექციონირებენ პერფორირებული გისოსებით ან ყოფენ ტიხრებით (ნახ. VIII.8).

გამდინარე ტიპის უწყვეტად მოქმედი რეაქტორები მუშაობს იდეალური გამოდენის პრინციპით, აირ-ჰომოგენუ-

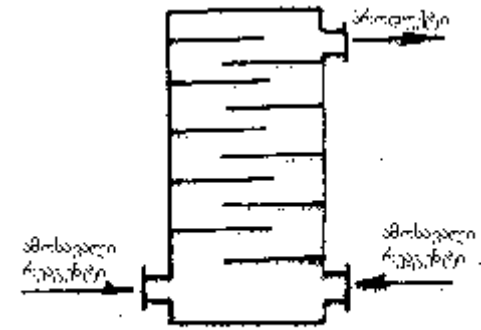


ნახ. VIII.7. დანადგარი ჭავლურ-ცირკულაციური შერევისა:  
1 - ჭავლურ-ეექტორული შერევის რეაქტორი;  
2 - მიმღები; 3 - თბომცვლელი.

რი პროცესებისათვის გამოყენებული აპარატების მსგავსად (იხ. ნახ. VIII.4). ასე, მაგალითად, დიქლორეთანის ჰიდროლიზის უწყვეტი მოქმედების რეაქტორის მიღების სიგრძე 1 კმ-მდეა. მხოლოდ ასეთი სიგრძე უზრუნველყოფს სარეაქციო ნარევის აუცილებელ ურთიერთქმედებასა და საჭირო თბოგაცემას. ასეთი გრძელი სარეაქციო ზონის

დასამოკლებლად და თბოცვლის გასაუმჯობესებლად რეაქტორი მონტაჟდება პერანგიანი მილების სექციებისაგან. გარდა ამისა ყოველი სექციისათვის შეიძლება დაყენდეს საცირკულაციო ტუმბოები, რომლებიც უზრუნველყოფს სითხის მოძრაობის ტურბულენტურ რეჟიმს.

წნევაზე მუშაობისათვის იყენებენ პერიოდული მოქმედების ავტოკლავებს (ნახ. VIII.9).



ნახ. VIII.8. ტიხრებიანი რეაქტორი.

### 3.2. რეაქტორები ჰეტეროგენული არაკატალიზური პროცესებისათვის

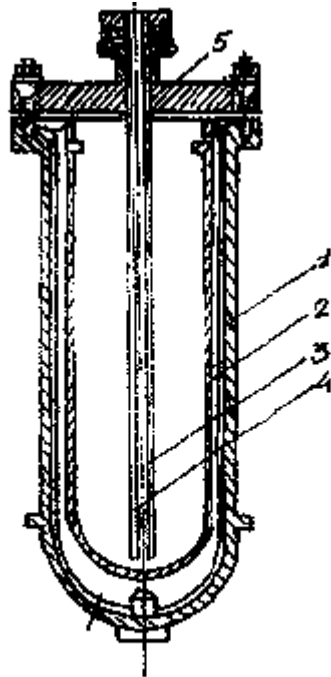
ჰეტეროგენულ არაკატალიზურ პროცესებში გამოყენებული აპარატების ტიპები და კონსტრუქციები დამოკიდებულია ურთიერთმოქმედი რეაგენტების ფაზურ მდგომარეობაზე.

ს-ა სისტემაში მიმდინარე პროცესების ჩასატარებელ რეაქტორებს არ აქვთ დამახასიათებელი თავისებურებები და ჩვეულებრივ იხმარება ტიპური აპარატები, რომლებშიც ქიმიურ ქარხნებში ახორციელებენ აგრეთვე ფიზიკურ მასაცვლით პროცესებს – ფიზიკურ აბსორბციას, აორთქლებას, დისტილაციასა და რექტიფიკაციას, თბოცვლას. ასეთივე რეაქტორებში ახორციელებენ ქემოსორბციულ პროცესებსაც (მაგალითად, სოდის, მინერალური მჟავების, მრავალი ორგანული ნაერთის წარმოებაში).

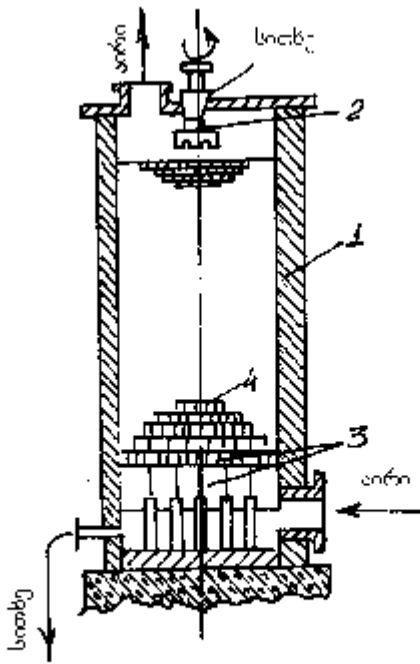
თ-ა სისტემის რეაქტორების კონსტრუქციული გაფორმება განისაზღვრება აირადი და თხევადი ფაზების კონტაქტის ზედაპირის განვითარების არჩეული მეთოდით, ე. ი. თხევადი ფაზის გადიდების ხერხით.

წყობურიან აფსკოვან რეაქტორებში (წყობურიან სვეტებში) (ნახ. VIII.10) სითხე ნაწილდება წყობურის სხეულის ზედაპირზე თხელი აფსკის სახით და ჩამოედინება ქვემოთ მასთან ურთიერთმოქმედი აირის შემხვედრ ნაკადად. ზოგჯერ პირდაპირ ნაკადსაც იყენებენ.

რეაქტორი შედგება სვეტისა, თეფშისა –ცეცხლრიკების ცხაურისა, რომელიც წყობურს იჭერს, წყობურისა და სარწყავი მოწყობილობისაგან. რეაქტორის ნორმალური მუშაობა დამოკიდებულია წყობურის არჩევაზე.



ნახ. VIII.9. პერიოდული მოქმედების ავტოკლაფი:  
 1 - კორპუსი; 2 - სარეაქციო ჭურჭელი;  
 3-4 - მილები; 5 - სახურავი.



ნახ. VIII.10. წყობურიანი კომპი:  
 1 - კორპუსი; 2 - სითხის გამშვები; 3 - ცეცხლრიკების ცხაურა; 4 - წყობური (რგოლები).

აუცილებელია, რომ მას ჰქონდეს დიდი ხვედრითი ზედაპირი, თავისუფალი მოცულობა, იყოს მსუბუქი, ქიმიურად მდგრადი და იაფი. გარდა ამისა წყობური მინიმალურ წინააღმდეგობას უნდა უწევდეს აირის ნაკადს და კარგად სველდებოდეს სითხით. გამოიყენება სხვადასხვა ფორმის წყობური, ძირითადად ფოლადის ან კერამიკისაგან დამზადებული ერთნაირი სიმაღლისა და შიგა დიამეტრის რგოლები ( $h \times d = 100 \times 100, 50 \times 50$  ან  $25 \times 25$ ). რეაქტორის მუშაობის ინტენსიფიკაციისათვის ადიდებენ აირისა და სითხის ნაკადების

სიჩქარეს და იყენებენ სპეციალური ტიპის წყობურებს (სპირალურს, უნაგირისებრს და სხვ.), რომელთაც აქვთ დიდი თავისუფალი მოცულობა, მცირე ჰიდრავლიკური წინააღმდეგობა და იძლევა უფრო ინტენსიური რეჟიმების გამოყენების საშუალებას.

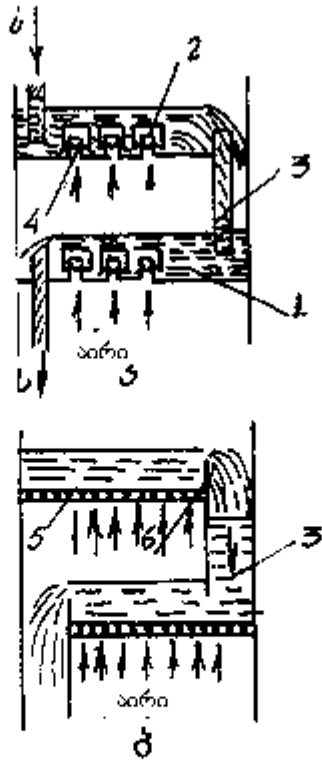
წყობურიანი სვეტები ყველაზე უფრო გავრცელებული რეაქტორებია აბსორბციულ-დესორბციული პროცესებისათვის; მათ ფართოდ იყენებენ გოგირდისა და აზოტის მჟავების წარმოებაში, კოქსის აირის გადამუშავების დროს, ორგანული სინთეზის მრავალ პროცესში და სხვ.

თხევადი და აირადი რეაგენტების მონაწილეობით მიმდინარე პროცესებში ფართოდ იყენებენ ბარბოტაჟულ რეაქტორებს. ასეთ რეაქტორს (ნახ. VIII.11) შეიძლება ჰქონდეს ერთიდან რამდენიმე ათეულამდე თალფაქებიანი ან საცრული თეფში. პროცესის ხასიათის, მოცემული რეაქტორის მქკ-ისა და საჭირო სელექციურობისაგან დამოკიდებულებით. ყოველ თეფშზე აირი დისპერჰირდება სითხის მოცულობაში ბარბოტაჟით, ე. ი. აირის ბუშტულების გატარებით თეფშზე ჩამომდინარე სითხის ფენაში. ყოველ თეფშზე აირი ურთიერთქმედებს ჯვარედინი ნაკადის პრინციპით, მაგრამ სვეტის სიმაღლის მიხედვით დაცულია წინაღობის პრინციპი. ბარბოტაჟული რეაქტორები ფართოდ გამოიყენება ქიმიურ ტექნოლოგიაში მჟავების კონცენტრირებისათვის, სოდის წარმოებაში, დისტილაციისა და რექტიფიკაციის პროცესებისათვის, ორგ ანულ ნივთიერებათა ტექნოლოგიაში.

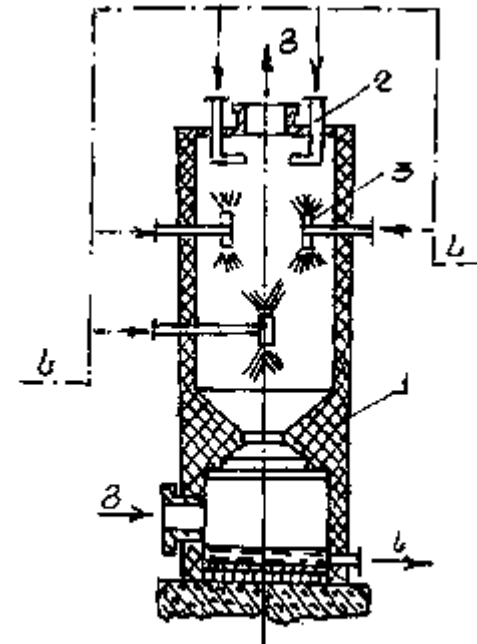
ეს რეაქტორები კონსტრუქციულად უფრო რთულია, ვიდრე წყობურიანი სვეტები, მათი ექსპლუატაცია დაკავშირებულია დიდ სიძნელებთან და ხარჯებთან, მაგრამ ისინი უზრუნველყოფენ სითხისა და აირის დიდი რაოდენობით გადამუშავებას, მუშაობენ უფრო ინტენსიურად, იძლევიან ნა-



რევების უფრო ფაქიზად გაყოფის საშუალებას. ღრუ კოშკი სითხის გამწეფებით წარმოდგენილია VIII.12 ნახაზზე. ასეთი ტიპის რეაქტორებში თხევადი ფაზის ზედაპირის განვითარება ხდება აირის მოცულობაში ან ნაკადში მისი დისპერჰირებით,



ნახ. VIII.11. ბარბოტაჟული რეაქტორის მოწყობილობა:  
 - თალფაქებიანი თევზებითა და შიგა გადასახით, 3 -საჯრული თევზებით;  
 - თალფაქებიანი თევზი; 2 - თალფაქი; 3 - გადასასხმელი მილი;  
 4 - მილყელი აირისათვის; 5 - საჯრული თევზი (ცხაურა);  
 6 - გადმოსასხმელი მილი.



ნახ. VIII.12. კოშკი სითხის გამწეფებით:  
 1 - კორპუსი; 2 - სითხის ერთმაგი გამწეფი;  
 3 - სითხის ორმაგი გამწეფი.

ე. ი. გამწეფებით, პნევმატური ან მექანიკური გზით - გამტვერვით. ასეთი რეაქტორი გამოიყენება, მაგალითად, გოგირდმჟავის წარმოებაში.

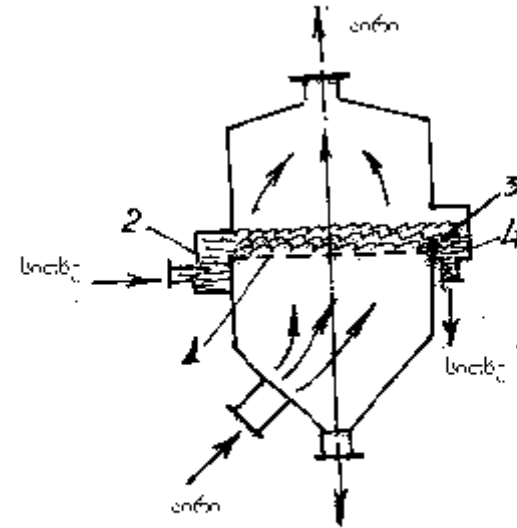
ქაფოვანი რეაქტორის მოწყობილობა ნაჩვენებია VIII.13 ნახაზზე. ამ რეაქტორში აირი გადის ქვემოდან ზევით ცხაურში და მასზე მყოფი სითხის ფენაში ისეთი სიჩქარით, რომ სითხეზე აირის ხახუნის ძალები აწონასწორებს მის წონას. ამის შედეგად წარმოიქმნება მოძრავი ქაფის შეტივტივებული ფენა სწრაფად მოძრავი აფსკების, წვეთებისა

და სითხის ჭავლებს სახით, რომლებიც მჭიდროდ არის არეული აირის ბუშტულებსა და ჭავლებთან. რეაქტორის კვეთში აირის სიჩქარე შეიძლება იყოს 1-დან 3,5 მ/წმ-მდე; უფრო დიდი სიჩქარისას ქაფის შეტივტივებული ფენა ირღვევა და გაიტანება აირისა და ტივტივარის ნაკადის სახით. აირის ხარჯის ძლიერი შემცირებისას კი ხდება ბარბოტაჟი და სითხის მნიშვნელოვანი ნაწილი გაედინება ცხაურის სვრელებში (გაჟონვა)

აბსორბციულ-დესორბციული პროცესებისათვის ძირითადად იყენებენ მრავლთაროიან ქაფოვან რეაქტორებს გადასასხმელი მილებით, ზოგჯერ კი გადასასხმელი მოწყობილობის გარეშე; ამ შემთხვევაში მთელი შემოსული სითხე თანდათანობით გაედინება ცხაურის სვრელებში ზედა თაროდან მომდევნო ქვემო თაროზე აირის შემხვედრად და მასთან ურთიერთქმედებით ყველა თაროზე წარმოქმნის ქაფის ფენას. თაროების რიცხვი განისაზღვრება მოცემული მქკ-ით და სელექციურობით. მილოვანი რეაქტორები (იხ. ნახ. VIII.4) თ-ა სისტემებისათვის ძირითადად იხმარება ორგანულ ნივთიერებათა ტექნოლოგიაში პიროლიზის მაღალტემპერატურული პროცესებისათვის; ისინი გამოიყენება, აგრეთვე, აბსორბციულ-დესორბციული პროცესებისათვის, მაგალითად ქლორწყალბადის აბსორბციისათვის მარილმჟავის წარმოებაში.

ისეთი რეაქტორების დაპროექტებისათვის, რომლებშიც პროცესები ხორციელდება აირადი და მყარი რეაგენტების მონაწილეობით, საფუძველია: ა) კინეტიკური კანონზომიერებანი, კერძოდ, მყარი ნაწილაკის ზედაპირზე მიმდინარე რეაქციის სიჩქარის განტოლება; ბ) ორივე ფაზის ჰიდროდინამიკური რეჟიმი რეაქტორში; გ) მონაცემები სხვადასხვა ზომის ნაწილაკების მასალის ფენაში განაწილების

შესახებ; დ) მონაცემები ტემპერატურათა განაწილების შესახებ და სხვ. VIII.14 ნახაზზე მოყვანილია ზოგიერთი ტიპური რეაქტორის სქემა ა-მ სისტემებისათვის.

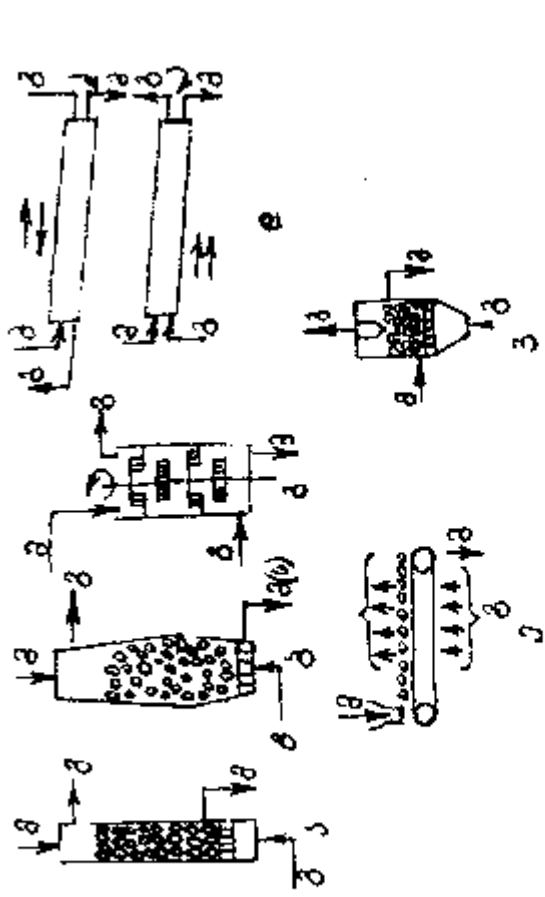


ნახ. VIII.13. ქაფოვანი რეაქტორი:  
1 - ცხაურა; 2 - მიმღები კოლოფი; 3 - გადასასხმელი ზღურბლი; 4 - ქაფის დასარღვევი კოლოფი.

არაკატალიზური პროცესების უმრავლესობა ა-მ სისტემაში დაფუძნებულია ქიმიურ რეაქციებზე და მიმდინარეობს მაღალ ტემპერატურაზე. ასეთი პროცესების განსახორციელებელ რეაქტორებს ღუმლებს უწოდებენ; მათ აქვთ საერთო დამახასიათებელი თვისებები.

სამრეწველო ღუმელი არის აპარატი, სადაც გამო-მუშავდება სითბო, რომელსაც თვით ღუმელშივე იყენებენ მყარი მასალების თბური დამუშავებისათვის. მასში სითბო

გამოიყოფა სათბობის წვის, ეგზოთერმული რეაქციის მიმდინარეობის, ან ელექტროენერჯის სითბურად გარდაქმნის ხარჯზე. სამრეწველო ღუმლების განსაკუთრებული ნიშანია



ნახ. VIII.14. რეაქტორების ტიპები ა-მ სისტემაში პოლითერმული (ა-ე) და იზოთერმული (ვ) რეაქტორებისათვის.  
 ა - წინააღმდეგობით; მყარი მასალის ჩატვირთვა და გამოტვირთვა სისტემატური ულუფებით; იდეალური გამოდენა ორივე ფაზის მიხედვით; ბ - წინააღმდეგობით; მოძრაო მყარი ფაზით, იდეალური გამოდენა ორივე ფაზის მიხედვით; გ - თარიღობით; მუქნიკური სარეფით, წინააღმდეგობით; დ - დიფუზიური მბრუნავი კორპუსით; ე - ფენის მუქნიკური გადაადგილება; იდეალური გამოდენის, ჯვარედინი დენი; ვ - მულტიფაზური ფენით

ერთ აგრეგატში სარეაქციო აპარატისა (განსაზღვრული საწარმოო პროცესის განხორციელება) და ენერგეტიკული მოწყობილობის (სითბოს გამოყოფა და გამოყენება) შერწყმა. ამის შესაბამისად ღუმელს წაყენება როგორც ტექნოლოგიური, ასევე ენერგეტიკული მოთხოვნილებები. თანამედროვე სამრეწველო ღუმლების კონსტრუირების დროს ცდილობენ უზრუნველყონ შემდეგი მოთხოვნები: 1) მაღალი მწარმოებლურობა; 2) ენერჯის წყაროდან გასაცხელებელ მასალაზე, ნაკეთობაზე ან სარეაქციო ნარევეზე სითბოს გადაცემის მაღალი ინტენსივობა; 3) სითბოს გამოყენების დიდი კოეფიციენტი თბური დანაკარგების მინიმუმამდე შემცირებით და მისი რეგენერაციის სხვადასხვა ხერხების გამოყენებით. 4) პროდუქტის მაქსიმალური გამოსავალი მისი მაღალი ხარისხის შენარჩუნებით; 5) კონსტრუქციის სიმარტივე და საიმედოობა; 6) მუშაობაში მდგრადობა; 7) ღუმლის მუშაობის ავტომატიზაცია და მექანიზაცია.

მრეწველობაში გამოყენებული მაღალტემპერატურული პროცესების განსაკუთრებულმა მრავალფეროვნებამ გამოიწვია ხმარებული ღუმლების ტიპებისა და კონსტრუქციების დიდი სიმრავლე. სამრეწველო ღუმლებს ყოფენ სხვადასხვა ნიშნის მიხედვით: წარმოების დარგების, თბური ენერჯის წყაროს, გაცხელების წესის, ტექნოლოგიური დანიშნულების, ჩატვირთვის ხერხისა და სხვ.

სითბური ენერჯის წყაროს მიხედვით არსებობს:

1. თბური ღუმლები, რომლებშიც იყენებენ მყარ, მტვრისებრ, თხევად და აირად სათბობს.
2. ელექტრული ღუმლები, რომლებშიც სითბოს წაყრო არის ელექტროენერჯია.
3. ღუმლები, რომლებშიც საჭირო ტემპერატურას აღწევენ მიმდინარე რეაქციის სითბოს ხარჯზე (ალმადნისა და

სხვა გოგირდოვანი მადნების გამოსაწვავი ღუმლები, ბრძმედები, ლითონების გამოსადნობი კონვერტორები და სხვ.).

გაცხელების ხერხის მიხედვით ღუმლები შეიძლება იყოს:

1. პირდაპირი გაცხელების ღუმლები, რომლებიც იყოფა შემდეგ ჯგუფებად: ა) ღუმლები, რომლებშიც ენერგიის წყარო უშუალოდ ეხება გასაცხელებელ მასალას (მაგალითად, ცემენტის ღუმლები, კალცინაციის ღუმლები თიხამიწის წარმოებაში, პირდაპირი გაცხელების ელექტრო-რკალური ღუმლები); ბ) ღუმლები, რომლებშიც თბური ენერგია გამოიყოფა გასაცხელებელ მასალაში (მაგალითად, შახტური ღუმლები კაზმის სათბობთან ერთად გამოსაწვავად, ალმადნის გამოწვისა და მეთანის თერმულ-ჟანგვითი პიროლიზის ღუმლები); გ) ღუმლები, რომლებშიც თბური ენერგიის წყაროდან სითბო გასაცხელებელ მასალას გადაეცემა გაცხელებული ჰაერის ან საცეცხლის აირის საშუალებით; დ) ღუმლები, რომლებშიც თბური ენერგიის მნიშვნელოვანი ნაწილი გადაიცემა გავარვარებული მყარი სხეულების გამოსხივებით (გვირაბღუმლები, ამრეკლი ღუმლები).

2. არაპირდაპირი გაცხელების ღუმლები, რომლებშიც თბური ენერგიის წყაროდან გასაცხელებელ მასალას სითბო გადაეცემა კედლების საშუალებით (მაგალითად, ნახევრადსაკოქსავი და საკოქსავი ღუმლები, ღუმლები გარედან გაცხელებით, რეტორტული, ტიგელის, მუფელის ღუმლები).

სამრეწველო ღუმლებში განხორციელებული თბო-გადაცემის პროცესების კანონზომიერებები მასაგადაცემის ანალოგიურია. პირდაპირი გაცხელების თბური ღუმლებისათვის, რომლებშიც სითბო გადაიცემა გაცხელებული

აირის ან გამოსხივების საშუალებით, თბოგადაცემის ზოგად განტოლებას ასეთი სახე აქვს:

$$Q = \alpha F \Delta t, \quad (\text{VIII.1})$$

სადაც  $Q$  არის დროის ერთეულში გადაცემული სითბოს რაოდენობა;  $\Delta t$  – თბომატარებლისა და გასაცხელებელი მასალის საშუალო ტემპერატურათა სხვაობა;  $F$  – მასალის გაცხელების ზედაპირი;  $\alpha$  – თბოგადაცემის კოეფიციენტი, რომელიც დამოკიდებულია თბომატარებლისა და გასაცხელებელი მასალის გადაადგილების ფარდობით სიჩქარეზე, მათ სიმკვრივეზე, სიბლანტეზე, თბოგამტარობის კოეფიციენტზე, თბოტევადობაზე, ნაწილაკების (წვეთების) ფორმასა და მდგომარეობაზე, ღუმლის კონსტრუქციაზე და სხვ.

მასა- და თბოგადაცემის პროცესების ინტენსიფიკაციისათვის ამ ღუმლებში იყენებენ შემდეგ ხერხებს: 1) თბოგადაცემის  $\Delta t$  მამოძრავებელი ძალის გადიდებას თბომატარებლის ტემპერატურის გაზრდითა და მისი და გასაცხელებელი მასალის წინაღობის გამოყენებით (გვირაბღუმლები, დოლური, მბრუნავი ღუმლები); 2) თბოცვლის ზედაპირის გადიდებას გასაცხელებელი მასალის დაქუცმაცებითა და მისი არევით თბომატარებლის ნაკადში (დოლური მბრუნავი ღუმლები), მასალის გამტვერვით ან შეტივტივებით აირის ნაკადში (მდულარე ფენის ღუმლები), გასაცხელებელი კაზმის გაღობით (ბრძმედები, კონვერტორები); 3) თბოგადაცემის კოეფიციენტის გადიდებას ღუმლის კედლებისა და კამარის გამოსხივების სითბოს გამოყენებით (არეკვლითი ღუმლები), მაცხელებელი აირების ტურბულენტურობის გადიდებით, თბოგამტარობის

კოეფიციენტის ამაღლებით გასაცხელებელი მასალის გაღობის დროს და სხვ.

არაპირდაპირი გაცხელების თბური ღუმლებისათვის

$$Q = K_{\infty} F \Delta t, \quad (\text{VIII.2})$$

სადაც  $K_{\infty}$  არის თბოგადაცემის კოეფიციენტი. ზოგად შემთხვევაში:

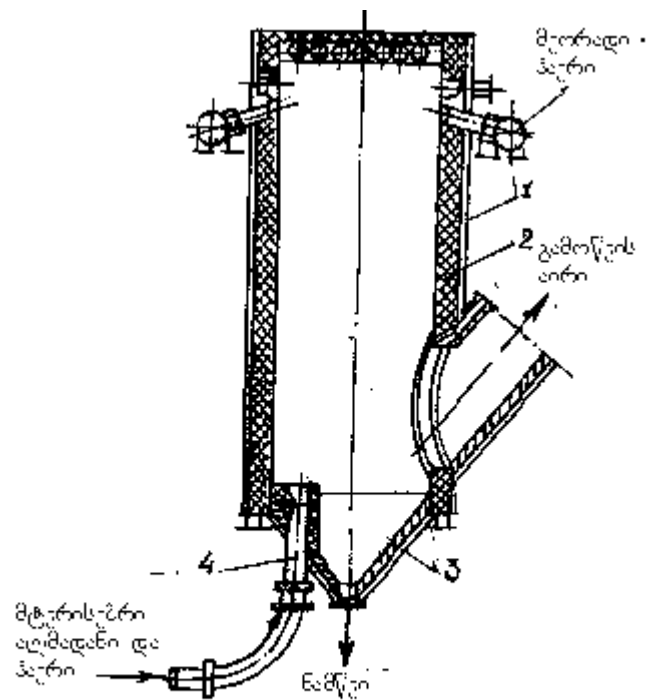
$$K_{\infty} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (\text{VIII.3})$$

სადაც  $\alpha_1$  არის თბოგადაცემის კოეფიციენტი თბომატარებლიდან კედელზე, რომელიც ყოფს გასაცხელებელი მასალისაგან;  $\alpha_2$  – თბოგადაცემის კოეფიციენტი კედლიდან გასაცხელებელ მასალაზე;  $\delta$  – კედლის სისქე;  $\lambda$  – კედლის თბოგამტარობა.

ტექნოლოგიური დანიშნულების მიხედვით არსებობს შემდეგი ტიპის ღუმლები: ღუმლები მყარი მასალებიდან ტენის მოსაშორებლად, რომლებსაც *საშრობებს* უწოდებენ; *მაცხელებელი ღუმლები* მასალების გასაცხელებლად მათი აგრეგატული მდგომარეობის შეუცვლელად (ლითონების თერმული დამუშავება, მინის გამოწვა); *საღობი ღუმლები* დასამუშავებელი მასალების გასაღობად (ელექტროღუმლები, ბოვები); *გამოსაწვავი ღუმლები* მინერალური ნედლეულისა და მისი ნაკეთობების გამოსაწვავად (ალმადნის, კირქვის, კერამიკის გამოწვა), *პიროლიზის ღუმლები* სათბობის უპაეროდ თერმული დამუშავებისათვის და სხვ.

თაროებიანი მექანიკური ღუმლები მიეკუთვნება პირდაპირი გაცხელების ღუმლებს, გამოსაწვავ მასალაში ეგზოთერმული რეაქციის შედეგად სითბოს გამოყოფით. ამ ტიპის ღუმლებში რეაგენტების არევა, დაქუცმაცებული მყარი მასალისა და აირის ურთიერთქმედების ზედაპირის განვითარება და განახლება ხდება მექანიკური სარევეების საშუალებით, რომლებიც ურევს და გადაადგილებს მყარ მასალას ღუმლის თაროებზე (თაღებზე) (იხ. ნახ. VIII.14, გ). ასეთ ღუმლებს ადრე იყენებდნენ ალმადნისა და სხვა სულფიდური მადნების გამოსაწვავად ფერად მეტალურგიაში, გოგირდმჟავისა და ცელულოზა-ქაღალდის წარმოებაში. ამ ღუმლებს ყველაზე უფრო რთული კონსტრუქცია აქვთ სხვებთან შედარებით და მცირედ ინტენსიური არიან. ამიტომ. მიუხედავად მუშაობაში მდგრადობისა, მათ სხვა ტიპის ღუმლებით ცვლიან.

მტვრისებრი გამოწვის ღუმელი (ნახ. VIII.15) მუშაობს წმინდად დაქუცმაცებული გამოსაწვავი მასალის ჰაერის ნაკადში გამტვერვის პრინციპით, რეაგენტების პირდაპირი ნაკადის მიმართულებით მოძრაობისას. ეს არის პირდაპირი გაცხელების ღუმელი, რომელიც ცხელდება გამოწვის დროს მიმდინარე ეგზოთერმული რეაქციის სითბოს ხარჯზე. ღუმელი წარმოადგენს შამოტის აგურით ამოგებულ ცილინდრს, რომელიც აღჭურვილია ფრქვევანით (საქშენით) ალმადნის გამტვერვისათვის, მილყელებით აირისა (ჰაერის) და მყარი მასალის შესაყვანად და გამოსაყვანად. ასეთ ღუმლებს იყენებენ, მაგალითად, ალმადნის გამოსაწვავად გოგირდმჟავის წარმოებაში.



ნახ. VIII.15. ალმადანის მტარისებრი გამოწვის ლუმელი:  
 1 - ლუმლის გარსაცმი; 2 - ამოგება; 3 - ბუნკერი;  
 4 - ფრქვევანა.

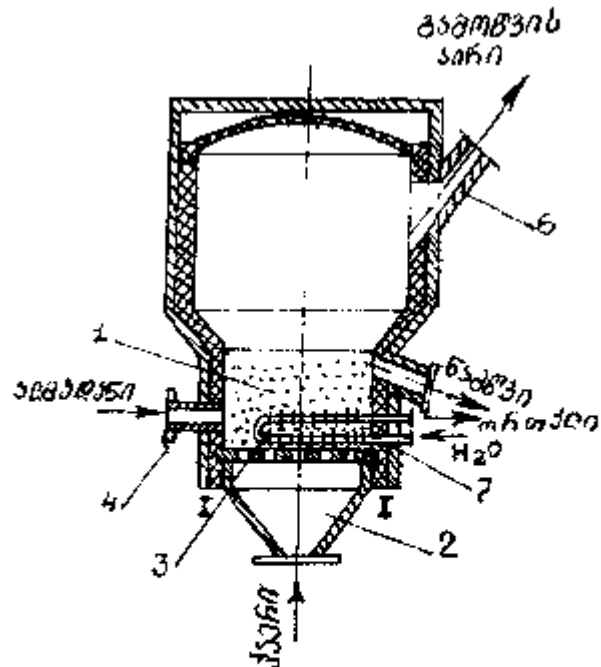
მშრალი ფლოტაციური ალმადანი ფრქვევანას საშუალებით ჰაერთან ერთად შებერვით შედის გაგარვარებულ ლუმელში. ჰაერის ჭავლის დაწნევით ალმადანი ადის ლუმლის ზედა ნაწილში, სადაც ერევა გამოწვის პროცესის გასაუმჯობესებლად შებერილ დამატებით ჰაერს; ეს გრძელდება რამდენიმე წამი (ნაწილაკის ფრენის დრო). წარმოქმნილი ნამწვი (მყარი ნაშთი) ეცემა ლუმლის ძირზე, საიდანაც გამოიტვირთება. აირი 1000°C ტემპერატურით

გამოდის გვერდითი მილყელიდან ორთქლის ქვაბ-უტილიზატორში, შემდეგ კი მიემართება მტერისაგან გასაწმენდად. შეტივტივებულ მდგომარეობაში მყოფი ნაწილაკების დიდი რეაქციისუნარიანობა იძლევა ამ მარტივი მოწყობილობის ლუმლების მუშაობის მაღალი ინტენსიურობის მიღწევის საშუალებას. მაგრამ მტერისებრი გამოწვის ლუმლებისათვის საჭიროა წმინდად დაფქვილი მონოდისპერსიული მასალა; დიდია მასალისა და ნამწვის მტერის გატანა აირის ნაკადით, რის გამოც ლუმლის მუშაობა მდგრადი არ არის. ამიტომ მტერისებრი გამოწვის ლუმლებმა ფართო გავრცელება ვერ ჰპოვა.

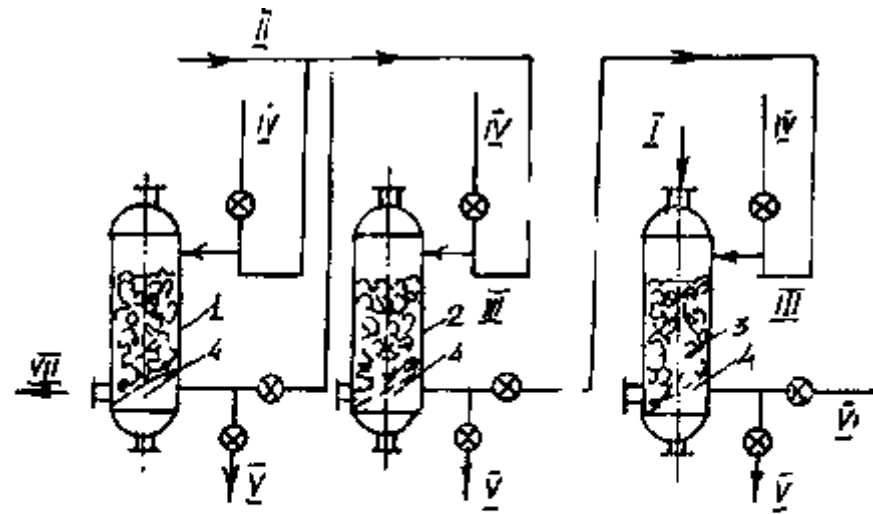
მდულარე (შეტივტივებულ) ფენიანი ლუმელი სქემატურად წარმოდგენილია VIII.16 ნახაზზე. წმინდად დაქუცმაცებული გამოსაწვავი მასალის ნაწილაკები (მაგალითად, 0,01-0,5 მმ ზომის ალმადანი) უწყვეტად მიეწოდება გისოსზე, რომლის ქვეშაც ჰაერი შედის ისეთი სიჩქარით, რომელიც უზრუნველყოფს ნაწილაკების გადასვლას შეტივტივებულ მდგომარეობაში, მაგრამ არ არის საკმარისი ლუმლიდან მათ გასატაცებლად. იმყოფება რა მუდმივ პულსაციურ მდგომარეობაში, ნაწილაკები ამავე დროს მოძრაობს გისოსზე, რასაც თან ახლავს მათი ინტენსიური გამოწვა. მონოდისპერსიული მასალის შემთხვევაში სიჩქარეთა სამუშაო ინტერვალის მეტია, ნაწილაკების წატაცება ნაკლები და ლუმლის მუშაობა უფრო მდგრადი.

მდულარე ფენიან ლუმლებში გამოსაწვავი მყარი ნაწილაკების ზედაპირი (რომელიც ეკვივალენტურია ფაზათა კონტაქტის ზედაპირისა) მაქსიმალურია და მთლიანად "სველდება" აირით, დიდია ორფაზიანი გარემოს ტურბულენტურობა და მინიმალურია დიფუზური

წინააღმდეგობანი, რაც ამაღლებს მასა- და თბოგადაცემის კოეფიციენტებს. რეაგენტების მოძრაობის ჯვარედინი მიმართულების გამო ამ ლუმლებში უზრუნველყოფილია მაღალი მამოძრავებელი ძალა და პროცესის ყველაზე მეტი სისრულე. მდულარე ფენის ლუმლებში ტემპერატურული რეჟიმი იზოთერმულია, რაც აადვილებს მასში მიმდინარე პროცესის მართვას. წვის რეაქ-



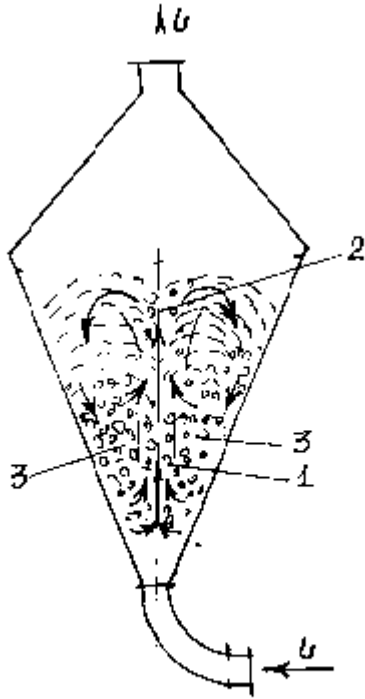
ნახ. VIII.16. ალმადნის მდულარე ფენაში გამოსაწვავი ლუმელი:  
 1 - წვის კამერა; 2 - ბუნკერი; 3 - გისოსი; 4 - ალმადნის მისაწოდებელი მწეკი; 5 - ნაწვის გამოსასვლელი მილთა კონა; 6 - აირსაფალი აირის გამოსასვლელად; 7 - მაცეიარი (ორთქლის ქვაბის სექცია).



ნახ. VIII.17. დიფუზორების ბატარეა:  
 1-3 - დიფუზორები; 4 - დასრილი გისოსი; I - მყარი მასალის (ცხოზურის) ჩატვირთვა; II - სითხის შესასვლელი; III - სითხის შესასვლელი წინა დიფუზორიდან; IV - ჩამრეცნი სითხის შესასვლელი; V - ჩამრეცნი სითხის გამოსასვლელი; VI - კონცენტრირებული ხსნარის გამოსასვლელი; VII - დამუშავებული ცხოზურის გამოსატვირთი

ციის სითბოს იყენებენ ორთქლის მისაღებად, ამიტომ მდულარე ფენის ზონაში ათავსებენ წყლის გასაცხლებელ მილებს ან ორთქლის ქვაბის სექციებს. ამ ლუმლების ნაკლია აირის დიდი დამტვერიანება (200 გ/მ<sup>3</sup>-მდე).

ს-მ სისტემაში ჩასატერბელი პროცესებისათვის გამოყენებული რეაქტორები ტიპური აპარატებია რომლებშიც ატარებენ ფიზიკურ (ფიზიკური გახსნა, ექსტრაქცია, კრისტალიზაცია) და ქიმიურ ოპერაციებს. ასეთი



ნახ. VIII.18. რეაქტორი შადრევისებრი ფენით:  
 1 - შაქრეფენული ბირთვი; 2 - შადრეფანი;  
 3 - მკეროვი დამშვები ფენა.

პროცესების უმრავლესობა დიფუზურ უბანში მიმდინარეობს, ამიტომ რეაქტორებში იყენებენ ფაზათაშორისი ზედაპირის განვითარების სხვადასხვა საშუალებებს და ადიდებენ ორივე ფაზის გადაადგილების ფარდობით სიჩქარეს. ეს საშუალებები ძირითადად დაიყვანება მყარი მასალის მფილტრავ ან შეტივტივებულ ფენაში სითხის გატარებაზე, ან არევის სხვადასხვა ხერხებზე.

მფილტრავფენიანი რეაქტორები, ჩვეულებრივ შედგება ღრუ ცილინდრული კორპუსისაგან, რომლის ძირში

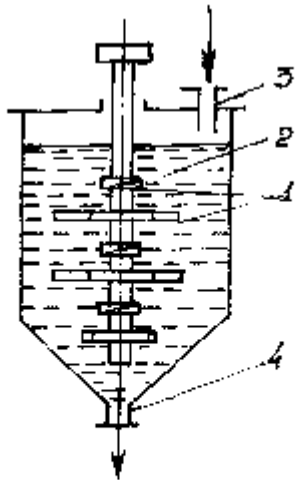
ჰორიზონტალურად ან დახრილად დამაგრებულია საცრისებრი ან თალფაქებიანი თეფში (ზოგჯერ ცეცხლრიკების გისოსი). თეფშზე მოთავსებულია მყარი ფოროვანი მასალის ფენა (ადსორბენტის გრანულები ან ცხოზურის ნატეხები), რომელშიც გადის სითხე. ფაზათაშორისი მყარი ზედაპირის სიდიდე იზრდება მასალის ფორიანობის გადიდებით; ფორების შიგა ზედაპირი ასჯერ და ათასჯერ აღემატება გარე ზედაპირს. თხევადი რეაგენტის დიფუზიას, ძირითადად, წინააღმდეგობას უწევს ფორების შიგა არხები, ე. ი. პროცესი მიმდინარეობს შიგა დიფუზურ უბანში. სითხის ნაკადის მიმართულება და მისი სიჩქარე დამოკიდებულია მფილტრავი ფენის სიმალლესა და გრანულების ზომებზე. უფრო ხშირად სითხის ნაკადი გადის რეაქტორში ზევიდან ქვევით. მფილტრავფენიან რეაქტორებში ახორციელებენ სხვადასხვა ადსორბციულ პროცესებს, იონცვლას (მაგალითად, წყლის შერბილებას), ცხოზურების გამოტუტუვას მარილების, ტუტეების, თიხამიწის და სხვ. ტექნოლოგიაში. ფოროვანი ცხოზურების გამოსატუტავი რეაქტორების, ე. წ. დიფუზორების ბატარეა, წარმოდგენილია VIII.17 ნახაზზე.

დიფუზორების ასეთი კასკადები მუშაობს წინაღედის პრინციპით, ე. ი. ყველაზე კონცენტრირებული ხსნარი გამოჰყავთ ბოლო დიფუზორიდან (სითხის სვლის მიხედვით) და მასშივე ტვირთავენ ახალ ცხოზურს. პირველი დიფუზორიდან გამოტვირთავენ დამუშავებულ ცხოზურს; მასშივე მიაწვდიან ყველაზე სუსტ ხსნარს (წყალს), რომელიც კონცენტრირდება რეაქტორების ბატარეაში გავლისას.

მყარი მარცვლოვანი მასალის სითხეში შეტივტივე-ბულფენიანი უწყვეტად მომუშავე რეაქტორები სულ უფრო მეტად გამოიყენება ადსორბციისა და იონცვლის პრო-ცესებისათვის, ცვლის რა მცირეინტენსიურ პერიოდული



მოქმედების მფილტრაფენიან აპარატებს. ჩვეულებრივ შეტივტივებულფენიანი რეაქტორები გამოსადეგია თხევადი და მყარი რეაგენტების სიმკვრივეთა მნიშვნელოვანი სხვაობისა და ამ უკანასკნელის მსხვილი მარცვლების შემთხვევაში. თუ ფაზათა სიმკვრივეები მცირედ განსხვავდება და გრანულები მცირე ზომისაა, მიზანშეწონილია შადრევისებრფენიანი რეაქტორები (ნახ. VIII.18). შადრევისებრი ფენა შეტივტივებულის სახესხვაობაა. მისი გამოყენება განსაკუთრებით მიზანშეწონილია პოლიდისპერსიული მყარი მასალების დამუშავებისას და როცა სარეაქციო გარემოს აგრესიულობის გამო არ შეიძლება რეაქტორში ლითონის გისოსის დაყენება. შადრევისებრფენიან რეაქტორში ხაზოვანი სიჩქარე ათეულობით სმ/წმ-ია, მაშინ როცა ჩვეულებრივ შეტივტივებულ მ-თ ფენაში იგი რამდენიმე მმ/წმ-ს არ აღემატება. ამიტომ შადრევისებრფენიანი რეაქტორი მუშაობს



ნახ. VIII.19. რეაქტორი ფრთებიანი სარევიით:  
 1 - ფრთები; 2 - ლერძი; 3 - ამოსავალი ნივთიერებების ჩატვირთვა; 4 - პროდუქტის გამოტვირთვა.

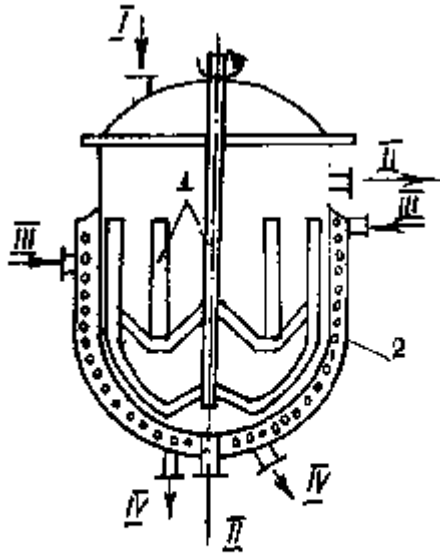
მეტი ინტენსივობით და უფრო მწარმოებლურია.

მექანიკურსარევიან და აგრეთვე პნევმატური არევის რეაქტორებს ფართოდ იყენებენ ს-მ სისტემაში განსახორციელებელი პროცესებისათვის, კერძოდ გახსნის, ექსტრაჰირების, გამოტუტვისა და პოლიმერიზაციისათვის, მარილების ტექნოლოგიაში, ჰიდრომეტალურგიასა და ორგანულ ნივთიერებათა წარმოებაში. ამავე რეაქტორებს იყენებენ თხევად ფაზაში მიმდინარე რეაქციებისა და შეურეგადი სითხეების ურთიერთქმედებისათვის. სარევის ტიპი განისაზღვრება სარეაქციო გარემოს სიბლანტით. მცირე სიბლანტის სითხეებისათვის იყენებენ პროპელერისებრ (ნახ. VIII.5) და პნევმატურსარევიან (ნახ. VIII.6) რეაქტორებს.

საშუალო სიბლანტის სითხეებისათვის იყენებენ ფრთებიან ან სპირალური ტიპის სარევეს. ფრთებინ სარევიანი რეაქტორი წარმოდგენილია VIII.19 მახაზზე.

სარეაქციო გარემოს მაღალი სიბლანტისას იყენებენ ლუზისებრ სარევიან რეაქტორებს (ნახ. VIII. 20). ასეთი ტიპის სარევეს შეუძლია გაუძლოს დიდ მექანიკურ დატვირთვას. ლუზისებრი სარევის თათებს აქვს ჰიდროდინამიკური პროფილი, რომელიც იძლევა ბლანტ გარემოში არევის მინიმალური დაძაბულობით ჩატარების საშუალებას. სარევის გარე ნაწილები თითქმის ეხება რეაქტორის კედლებს და წმენდს მას მყარი მასალის ფენისაგან.

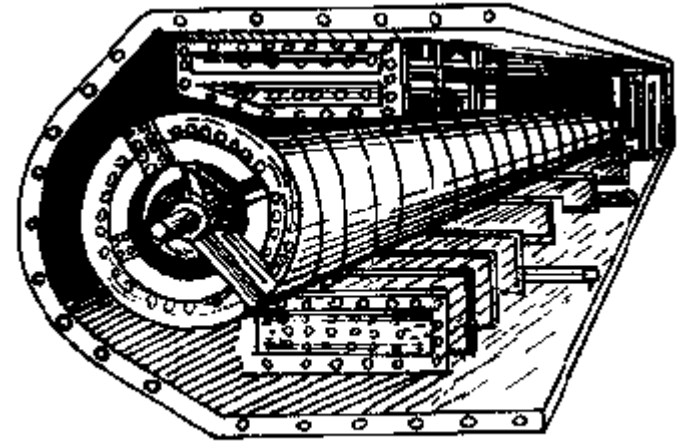
ცალკეულ სარევიან რეაქტორებს შეუძლიათ როგორც პერიოდული, ასევე უწყვეტი რეჟიმით მუშაობა. პროცესის უწყვეტობისა და პროდუქტის მაღალი გარდაქმნის ხარისხის მისაღწევად მინიმალური სარეაქციო მოცულობის დროს იყენებენ სარევიანი რეაქტორების მიმდევრობით შეერთებულ სისტემას (იხ. VI თავი, რეაქტორების კასკადი). ეს ხერხი ამცირებს სარეაქციო ნარევის რეაქტორში ყოფნის საერთო



ნახ. VIII.20. რეაქტორი ღუნისებრი სარევით:  
 1 - სარევი; 2 - მაცხელებელი პერანგი;  
 I - რეაგენტების ჩატვირთვა; II - პროდუქტი  
 გამოსასვლელი; III - ორთქლის გამოსასვლე  
 ლი; IV - კონდენსატის გამოსასვლელი.

დროს, რომელიც საჭიროა მოცემული გარდაქმნის ხარისხის მისაღწევად.

შნეკიანი რეაქტორი (ნახ. VIII.21) წარმოადგენს ვარცლს, რომელშიც ჰორიზონტალურ ღერძზე ბრუნავს სპირალური შნეკი, ურევს რა მყარ რეაგენტს (მაგალითად, მარილს) ხსნართან და გადაადგილებს სარეაქციო მასას. გახსნის პროცესის დასაჩქარებლად რეაგენტებს აცხელებენ მწვავე ორთქლით ან გამათბობელი მილებით (განლაგებულია



ნახ. VIII.21. შნეკიანი რეაქტორი მილოვანი გაცხელებით.

შნეკის გვერდებზე), რომლებშიც ცირკულირებს წყლის ორთქლი. შნეკიანი რეაქტორებს იყენებენ, მაგალითად, ბუნებრივი მარილების გადასამუშავებლად, კერძოდ სილვინიტიდან KCl-ის ცხელი გამოტუტვისათვის. ამ რეაქტორების მწარმოებლობა მაღალია, მაგრამ მუშაობის მცირე ინტენსიურობის გამო დიდა მათი ზომები (მაგალითად, დიამეტრი – 4 მ, სიგრძე 20 მ).

### 3.3. რეაქტორები კატალიზური პროცესებისათვის

ჰომოგენური კატალიზის რეაქტორებს არ აქვთ რაიმე განსაკუთრებული დამახასიათებელი ნიშნები. ერთგვაროვან არეში კატალიზური რეაქციის ჩატარება ტექნიკურად

ადვილია და არ მოითხოვს სპეციალური კონსტრუქციის აპარატებს. რეაქტორები, რომლებშიც მიმდინარეობს კატალიზური პროცესები აირად ფაზაში, შეიძლება იყოს კამერები, სვეტები, მილებიანი თბომცვლელები და სხვ. SO<sub>2</sub>-ის ჰომოგენური დაჟანგვა აზოტის ოქსიდებით ნიტროზული მეთოდით გოგირდმჟავის წარმოების დროს ხორციელდება როგორც თხევად, ასევე, ნაწილობრივ, აირად ფაზაშიც, კომპლექსის წყობურის თავისუფალ მოცულობაში. ძმარმჟავის ენდოთერმული დეჰიდრატაციის პროცესს ორთქლის ფაზაში, ტრიეთილფოსფატის კატალიზური თანაობისას, ატარებენ მილოვან რეაქტორებში, რომლებიც ცხელდება მილთაშორის სივრცეში მოციროკულირე საცეცხლის აირებით. თხევადფაზურ ჰომოგენურ კატალიზურ პროცესებს ატარებენ სხვადასხვაგვარი ამრევი მოწყობილობებით აღჭურვილ რეაქტორებში. მაგალითად, ფენოლისა და ფორმალდეჰიდის პოლიკონდენსაციას წყალხნარში მარილმჟავის (როგორც კატალიზატორის) მონაწილეობით ატარებენ მექანიკურსარევიან რეაქტორში.

ჰეტეროგენული კატალიზის რეაქტორები, განსაკუთრებით საკონტაქტო აპარატები, რომლებშიც აირები რეაგირებს მყარ კატალიზატორებზე, სპეციფიკური და მრავალფეროვანია. საკონტაქტო აპარატი უწყვეტად უნდა მუშაობდეს, ჰქონდეს მაღალი ინტენსიურობა, უზრუნველყოს ოპტიმალურთან მიახლოებული ტექნოლოგიური (განსაკუთრებით ტმპერატურული) რეჟიმი.

ჰეტეროგენული კატალიზური რეაქციების ჩასატარებელი რეაქტორების დეზაიფება შეიძლება რეაგენტებისა და კატალიზატორის ფაზური მდგომარეობის, კატალიზატორსა და რეაგენტებს შორის კონტაქტის ხერხის და თბომცვლელი მოწყობილობის კონსტრუქციული გაფორმების მიხედვით.

რეაგენტების ფაზური მდგომარეობის მიხედვით გამოყენებული რეაქტორები შეიძლება დაიყოს ოთხ კლასად.

I. მორეაგირე არე – აირი, კატალიზატორი – მყარი:

1) ზედაპირული კონტაქტის საკონტაქტო აპარატები: კატალიზატორისაგან დამზადებული მილები ან ბადეები; 2) საკონტაქტო აპარატები კატალიზატორის მფილტრაფი (უძრავი) ფენით; 3) საკონტაქტო აპარატები კატალიზატორის შეტივტივებული ფენით; 4) საკონტაქტო აპარატები მოძრავი კატალიზატორით.

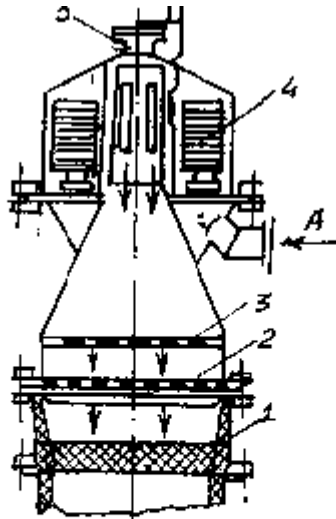
II. მორეაგირე არე – სითხე, კატალიზატორი – მყარი:

1) აპარატები კატალიზატორის უძრავი ფენით; 2) აპარატები კატალიზატორის შეტივტივებული ფენით; 3) აპარატები სითხეში კატალიზატორის ტივტივარის ნაკადით; 4) სარევიანი აპარატები.

III. მორეაგირე ნივთიერებები – აირები და სითხეები, კატალიზატორი – სითხე ან მყარის ტივტივარი სითხეში: 1) წყობურიანი სვეტები (სითხისა და აირის აფსკოვანი კონტაქტი); 2) ბარბოტაჟული სვეტები (აირის სითხეში ან სითხისა და მყარის ტივტივარში ბარბოტაჟი); 3) სარევიანი რეაქტორები.

IV. მორეაგირე ნივთიერებები – შეურევადი სითხეები, კატალიზატორი – სითხე: სარევიანი რეაქტორები.

სამრეწველო კატალიზური პროცესების დიდი უმრავლესობა პირველ ჯგუფს მიეკუთვნება.



ნახ. VIII.22. საკონტაქტო აპარატი  
 ზადისებრი კატალიზატორით:  
 1 - რამზიგის რგოლები; 2 - კატალიზატორის  
 ბადეები; 3 - გამანაწილებელი გისოსი; 4 - მუ-  
 ყაოს ფილტრი; 5 - დამცველი სარქველი;  
 A - აპარატში აირის შესასვლელი.

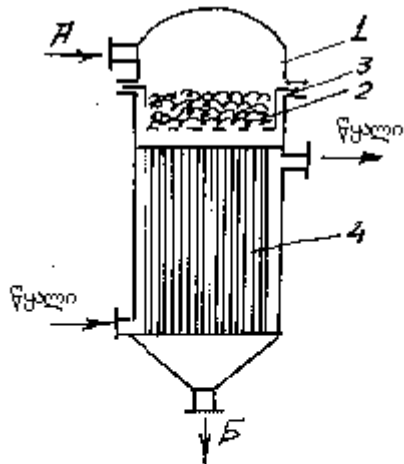
ზედაპირული კონტაქტის საკონტაქტო აპარატები მიღების ან ბადეების სახით განლაგებული კატალიზატორებით, რომლებშიც მოძრაობს აირი, უფრო იშვიათად გამოიყენება, ვიდრე კატალიზატორის მფილტრავ- ან შეტივტივებულფენიანი აპარატები. ზედაპირული კონტაქტის დროს კატალიზატორის ზედაპირი დიდი არ არის, ამიტომ ასეთი აპარატების გამოყენება მიზანშეწონილია მხოლოდ სწრაფი ეგზოთერმული რეაქციებისათვის, რომლებიც ყზრუნველყოფს თეორიულის მახლობელ გამოსავალს. ასეთ პირობებში არ არის აუცილებელი საკონტაქტო აპარატში დიდი რაოდენობის

კატალიზატორის მოთავსება. ზადისებრკატალიზატორიანი საკონტაქტო აპარატის პრინციპული სქემა მოცემულია VIII.22 ნახაზზე. აპარატის კორპუსში ჰორიზონტალურად, ერთი მეორის თავზე, დამაგრებულია რამდენიმე ბადე (ბადეების პაკეტი), რომლებიც დამზადებულია მოცემული რეაქციისათვის აქტიური ლითონისა ან შენადნობისაგან. ბადის ზედაპირთან აირის შეხების დრო შეადგენს წამის მეათასედ-მეათათასედ ნაწილებს. ასეთი აპარატები მოწყობილობის მხრივ მარტივი და მალალმწარმოებლურია. ისინი გამოიყენება პლატინა-როდიუმის ბადეებზე ამიაკის დაჟანგვისათვის, ვერცხლის ბადეებზე იზოპროპილის სპირტიდან აცეტონის სინთეზისათვის, სპილენძის ან ვერცხლის ბადეებზე მეთანოლის კონვერსიისათვის და სხვ. ამავე პროცესებს სხვა, ნაკლებად აქტიური, მაგრამ უფრო იაფი კატალიზატორების გამოყენებით, ატარებენ აპარატებში, რომლებშიც კატალიზატორი იმყოფება მფილტრავი ან შეტივტივებული ფენის სახით.

მფილტრავფენიანი რეაქტორები ამჟამად ყველაზე მეტადაა გავრცელებული. ისინი გამოსადეგია ნებისმიერი ტიპის კატალიზური რეაქციისათვის. ამ აპარატებში მყარი კატალიზატორის ერთი ან რამდენიმე ფენა უძრავად დევს გისოსისებრ საყრდენზე (თაროზე) ან ჩატვირთულია მილებში. უძრავ კატალიზატორზე გადის მორეაგირე აირების ნარევი იდეალური გამოდევნის მახლობელი რეჟიმით. რაც მალალია კატალიზატორის ფენა, მით ნაკლებად შეიმჩნევა აირის ღერძული არევა და რეაქტორის გასაანგარიშებლად მით უფრო გამოსადეგია იდეალური გამოდევნის მოდელი.

კატალიზატორს, როგორც წესი, აქვს მარცვლების, აბების, გრანულების ფორმა, არა ნაკლები 4-5 მმ-ისა განივ კვეთში, რადგან უფრო წვრილი ნაწილაკების შემთხვევაში

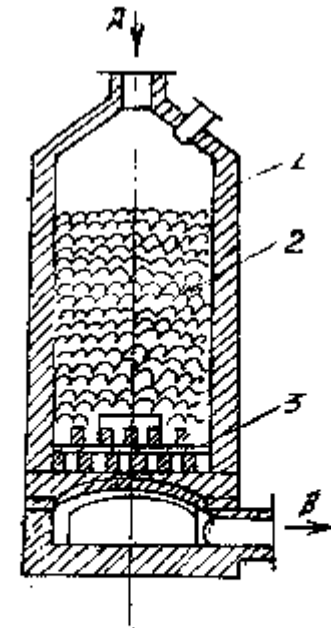
მკვეთრად იზრდება კატალიზატორის ფენის ჰიდრაულიკური წინააღმდეგობა და ადვილდება მისი შეცვლა. ჩატვირთული კატალიზატორის რაოდენობა, ფენის სიმაღლე, რიცხვი და აპარატში მათი განლაგება დამოკიდებულია კატალიზატორის აქტივობაზე, რეაქციის ხასიათზე, თბოცვლის პირობებზე. რაც უფრო აქტიურია



ნახ. VIII.23. საკონტაქტო აპარატი მალალ აქტიური კატალიზატორით აირების თბოცვლის გარეშე, მათი შემდგომი სწრაფი გაცეცებით.

- 1 - აპარატის კორპუსი; 2 - გისოსი;  
3 - კატალიზატორი; 4 - მაცივარი;  
A - საწყისი აირი; B - რეაქციის პროდუქტები.

კატალიზატორი და მეტია რეაქციის წონასწორული გამოსავალი და სიჩქარე, მით ნაკლები საკონტაქტო მასის ჩატვირთვა საჭირო აპარატში, მით ნაკლები უნდა იყოს კატალიზატორის ფენის სიმაღლე.



ნახ. VIII.24. საკონტაქტო აპარატი თბოცვლის გარეშე მცირეთბურეფექტიანი ეგზო- და ენდოთერმული რეაქციებისათვის.

- 1 - აპარატის კორპუსი (ამონაგებით); 2 - კატალიზატორი;  
3 - ცეცხლრიკებიანი გისოსი; A - ამოსავალი აირი;  
B - რეაქციის პროდუქტები.

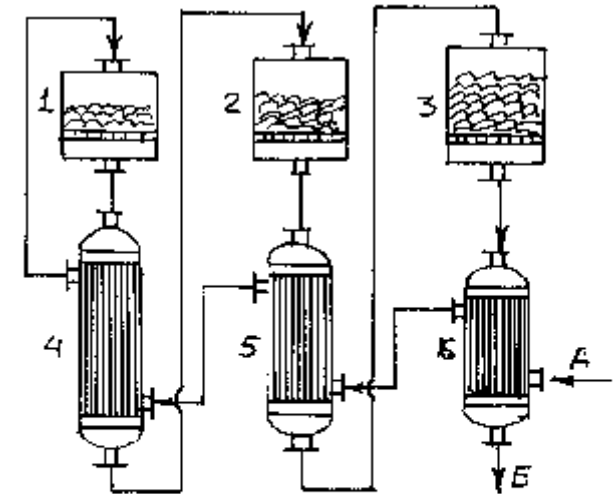
საკონტაქტო აპარატების კონსტრუქციის თავისებურებანი დამოკიდებულია თბომცვლელი მოწყობილობის კონსტრუქციულ ფორმებზე. ოპტიმალური ტემპერატურული რეჟიმის შენარჩუნება ყველაზე რთული ამოცანაა საკონტაქტო აპარატის კონსტრუირების დროს. ენდოთერმული რეაქციების დროს საჭიროა სითბოს მიყვანა კატალიზის ზონაში; მრავალი კატალიზური პროცესისათვის საჭიროა ტემპერატურული რეჟიმის ზუსტი რეგულირება

თანაური რეაქციების თავიდან ასაცილებლად. ყველაზე ძნელი ჩასატარებელია შექცევადი ეგზოთერმული რეაქციები, რომელთა მიმდინარეობის დროს საჭიროა აპარატის სიმაღლეზე სითბოს არათანაბარი ინტენსიური ართმევა კატალიზის ზონიდან და ამ სითბოს სასარგებლოდ გამოყენება.

მფილტრაფენიანი რეაქტორები თბომცველი მოწყობილობის გარეშე კონსტრუქციის მხრივ ყველაზე მარტივია. ისინი მუშაობენ ადიაბატური რეჟიმით, ამასთან ტემპერატურული რეჟიმი რეგულირდება მხოლოდ ამოსავალი აირის შედგენილობითა და ტემპერატურით. ასეთი აპარატების გამოყენება შეიძლება: ა) პრაქტიკულად შეუქცევადი ეგზოთერმული რეაქციებისათვის, რომლებიც მიმდინარეობს მეტად აქტიური კატალიზატორის ფენაში (ნახ. VIII.23), მაგალითად, მეთანოლის ფორმალდეჰიდად დაჟანგვისათვის; ბ) რეაქციებისათვის რეაგენტების დაბალი კონცენტრაციით, მაგალითად, აირების კატალიზური გაწმენდისას მინარეგების დაჟანგვით ან ჰიდრირებით; გ) მცირე თბურეფექტიანი ეგზოთერმული ან ენდოთერმული რეაქციებისათვის (ნახ. VIII.24). ჩატვირთული კატალიზატორის რაოდენობა მისი მცირე აქტივობის დროს შეიძლება ძლიერ დიდი იყოს და ფენის სიმაღლე ზოგჯერ რამდენიმე მეტრია. ასეთი სახის აპარატებში ხორციელდება ადიაბატური რეჟიმი; შესაბამისად, ეგზოთერმული პროცესების დროს მორეაგირე აირების ტემპერატურა კატალიზატორის ფენაში იზრდება  $x$  გარდაქმნის ხარისხის (მოცემული რეაქციისათვის) პროპორციულად. ტემპერატურის გადიდება ადიაბატური პროცესის შედეგად შეიძლება გამოითვალოს ფორმულით:

$$t = t_{საწ} + \frac{Q_r}{G \cdot c} = t_{საწ} + \frac{q_r C_{აგ} x}{c} \cdot \beta, \quad (\text{VIII.4})$$

სადაც  $t_{საბ}$  არის აირის საბოლოო ტემპერატურა კატალიზატორის ფენის გავლის შემდეგ;  $t_{საწ}$  – აირის საწყისი ტემპერატურა;  $q_r = Q_r^* G_r$  – რეაქციის თბური ეფექტი სრული გარდაქმნისას ერთ მოლ პროდუქტზე;  $G$  –



ნახ. VIII.25. მრავალსაფენურიანი კონტაქტირების სქემა გარე თბომცველებით: 1,2,3 - საკონტაქტო აპარატები, 4,5,6 - თბომცველები. A - ამოსავალი აირი; B - რეაქციის პროდუქტები.

სარეაქციო ნარევის რაოდენობა;  $c$  – სარეაქციო ნარევის სითბოტევადობა;  $x$  – გარდაქმნის ხარისხი;  $C_{აგ}$  – ძირითადი ამოსავალი რეაგენტის კონცენტრაცია აპარატში შემავალ ნარევიში;  $\beta$  – კოეფიციენტი, რომელიც უდრის ერთი მოლი ამოსავალი ნივთიერებიდან მიღებული პროდუქტის მოლების რიცხვს.

აპარატები თბომცვლელი მოწყობილობის გარეშე ადრე გამოიყენებოდა ნახშირჟანგის კონვერსიის, ეთილენის პირდაპირი ჰიდრატაციის, ბუნებრივი აირისა და მეთანის კონვერსიისა და სხვა პროცესებისათვის. ამ აპარატების ღირსება კონსტრუქციის სიმარტივე, მაგრამ ისინი სრულად ვერ უზრუნველყოფენ ოპტიმალურ ტემპერატურულ რეჟიმს, ამიტომ მათ ცვლიან უფრო ეფექტურებით – თბომცვლელიანებით.

არსებობს საკონტაქტო აპარატებში თბომცვლის რამდენიმე წესი; ამასთან სარეაქციო მოცულობაში სითბოს მიწოდებისა და მოცილების ხერხები ერთნაირია ეგზოთერმული და ენდოთერმული რეაქციების ჩასატარებლად. კატალიზატორის მფილტრაფენიანი რეაქტორების სანიმუშო კლასიფიკაცია სითბოს მიწოდების (ან მოცილების) ხერხების მიხედვით, ასეთია:

I. საკონტაქტო აპარატები სითბოს პერიოდული მიწოდებითა და მოცილებით;

II. საკონტაქტო აპარატები გარე თბომცვლელებით;

III. საკონტაქტო აპარატები შიგა თბომცვლელებით:

1. თაროებიანი (სითბოს საფეხურებრივი გამოყვანით):

ა) თბომცვლელებით თაროებს შორის;

ბ) თაროსშორისი გაცივებით ცივი რეაგენტების დამატებითი შეყვანით.

2. მილოვანი (სითბოს უწყვეტი მიწოდებით ან გამოყვანით):

ა) კატალიზატორის მოთავსებით მილებში;

ბ) კატალიზატორის მოთავსებით მილთაშორის სივრცეში.

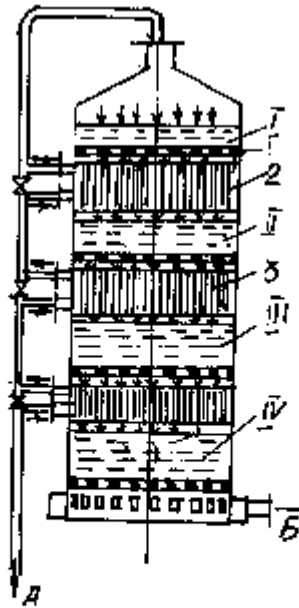
IV. საკონტაქტო აპარატები თბომცვლის რამდენიმე ხერხის კომბინირებით.

აპარატები სითბოს პერიოდული მიწოდებითა და მოცილებით გამოიყენება, ძირითადად, ეგზოთერმული კატალიზური რეაქციებისათვის. ისინი, როგორც წესი, ერთ-ფენოვანია (ნახ. VIII.24), გარედან დაფარულია იზოლაციის ფენით. აპარატში, რომლის გისოსზე მოთავსებულია კატალიზატორის ფენა, მონაცვლეობით მიაწვდიან ხან მორეაგირე ნივთიერებებს, ხან თბომატარებელს (საცეცხლის აირს, გადახურებულ ირთქლს, ჰაერს). თბომატარებელი აცხელებს კატალიზატორს, გისოსსა და ამონაგებს რეაქციის ტემპერატურამდე, რის შემდეგაც კვლავ გაიშვება მორეაგირე აირნარევი. კატალიზატორი, გისოსი და ამონაგები სითბოს აკუმულატორებია. ზოგჯერ გისოსზე, კატალიზატორის ფენის ქვეშ, ყრიან ინერტული მასალის ფენას, რითაც ადიდებენ აპარატის საერთო სითბოტევადობას და მისი მუშაობის პერიოდს. ასეთ აპარატებს იყენებენ ნახშირწყალბადების დეჰიდრირების, კატალიზური კრეკინგისა და სხვა ენდოთერმული პროცესებისათვის, რომლებშიც აუცილებელია კატალიზატორის რეგენერაცია რეაქციის თანაური პროდუქტებით მისი ზედაპირის ბლოკირების გამო.

გარეთთბომცვლელიან საკონტაქტო აპარატებში თბომცვლა ხდება კონტაქტირების სტადიებს შორის ოპტიმალურის მახლობელი ტემპერატურული რეჟიმის შესანარჩუნებლად. VIII.25 ნახაზზე მოყვანილია კონტაქტირების პრინციპული სქემა გარე თბომცვლელებში შუალედური თბომცვლით. ასეთი სქემა დამახასიათებელია შექცევადი ეგზოთერმული რეაქციებისათვის.

საკონტაქტო აპარატების ერთ-ერთი გავრცელებული ტიპია თაროვანი აპარატები. მათი თავისებურება ისაა, რომ აირი თბება ან ცივდება თაროებზე მდებარე კატალიზატორის ფენებს შორის თვით საკონტაქტო აპარატში სხვადასხვა

თბომატარებლის ან თბოცვლის ხერ-ხების გამოყენებით. ეგზოთერმული რეაქციების ჩასატარებელი თაროვანი



ნახ. VIII. 26. თაროვანი საკონტაქტო აპარატი ფენებს- შორისი თბოცვლით.

- 1 - გისოსი; 2 - შიგა თბომცვლელი; 3 - ტიხარი;
- I, II, III - კატალიზატორის ფენები;
- A - აირი თბომცვლელიდან; B - აირი თბომცვლელში.

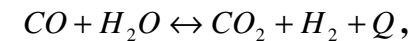
აპარატის პრინციპული სქემა წარმოდგენილია VIII.26 ნახაზზე.

ხერელებიან თაროებს შორის, რომლებზეც განლაგებულია კატალიზატორის ფენები, მოთავსებულია თბომცვლელები. ასეთი ტიპის აპარატებში ყოველი ქვემოთ მდებარე კატალიზატორის ფენა მიტია, ვიდრე მის ზემოთ მოთავსებული, ე. ი. იზრდება 262 ას სვლის მიმართულების

მიხედვით. თბომცვლელის სიმაღლე კი იზრდება, რადგანაც გარდაქმნის საერთო ხარისხის გადიდებასთან ერთად რეაქციის სიჩქარე მცირდება და, შესაბამისად, მცირდება გამოყოფილი სითბოს რაოდენობა. თბომცვლელების მილთაშორის სივრცეში მიმდევრობით ქვევიდან ზევით გადის აირის ახალი ნაკადი, აცივებს რა რეაქციის პროდუქტებსა და ცხელდება თვითონ რეაქციის დაწყების ტემპერატურამდე.

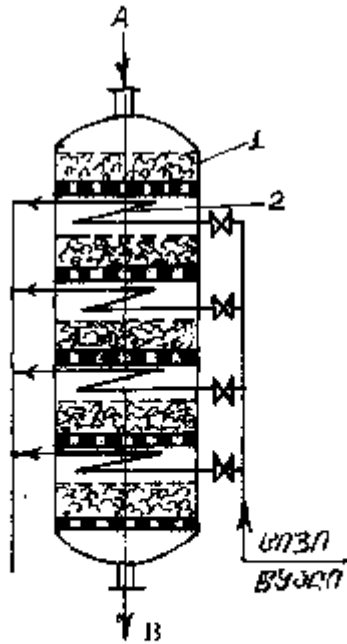
დიდ წარმოებებში, სადაც იყენებენ საკონტაქტო აპარატებს 18 მ-მდე დიამეტრით, ათასობით მილისაგან შემდგარი შიგა თბომცვლელების დადგმა ძლიერ ართულებს კონსტრუქციას და აძნელებს მომსახურებას, კერძოდ დამწვარი მილების შეცვლას. ამიტომ იყენებენ კატალიზატორის 4-6 ფენიან საკონტაქტო აპარატებს და გამოტანილ თბომცვლელებს ყოველი ფენის შემდეგ.

კონტაქტირების სტადიებს შორის შუალედური გაცივების საკითხი ზოგჯერ წყდება კატალიზატორის ფენებს შორის წყლის მაცივრების განლაგებით (ნახ. VIII.27). ზოგ კატალიზურ პროცესში შუალედური გაცივება შეიძლება ჩატარდეს ერთ-ერთი რეაგენტის დამატებითი შეყვანით კონტაქტირების სტადიებს შორის. ასეთი რეაგენტი შეიძლება იყოს ცივი აირი, ჰაერი, წყლის ორთქლი, მაგალითად, ნახშირჟანგის წყლის ორთქლით კონვერსიის დროს. წყალბადის წარმოებაში რეაქციით:



წყალბადის გამოსავალი იზრდება წყლის ორთქლის სიჭარბით. ამიტომ იყენებენ საკონტაქტო აპარატებს - კონვერტორებს (ნახ. VIII.28), რომლებშიც აირი ცივდება



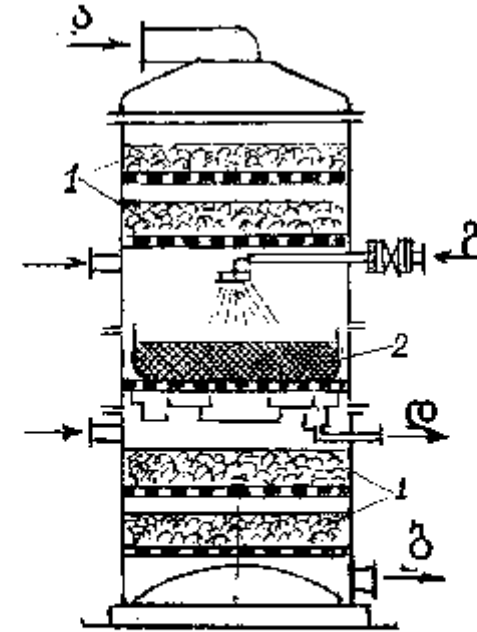


ნახ. VIII.27. თაროვანი საკონტაქტო აპარატი კატალიზატორის ფენებს შორის წყლის გაცეფებით:  
 1 - კატალიზატორის ფენა; 2 - მაცივრები; A - ამოსავალი აირი; B - რეაქციის პროდუქტები.

და დამატებით ჯერდება წყლის ორთქლით ამორთქლებელში წყლის აორთქლებისას. ამორთქლებელი მოთავსებულია რკინა-ქრომის კატალიზატორის ფენებს შორის და წარმოადგენს თაროს ინერტული წყობურით, რომელზედაც ფრქვევანის საშუალებით გაშხეფდება წყალი.

თაროვან საკონტაქტო აპარატებში ხდება სითბოს საფეხურებრივი ნახტომისებური გამოყვანა; კატალიზური რე-

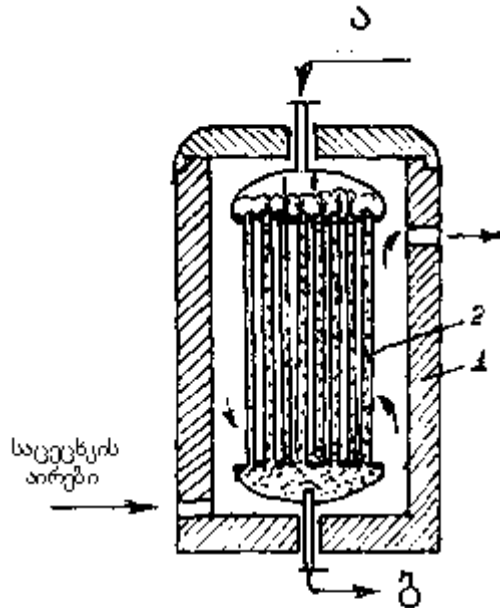
აქცია და თბოცვლა მიმდინარეობს ცალცალკე მიმდევრობით ეტაპებად.



ნახ. VIII.28. საკონტაქტო აპარატი (კონფერტორი) კატალიზატორის ფენებს შორის წყლის შეფრქვევით:  
 1 - კატალიზატორიანი თარო; 2 - ამორთქლებლის წყობური; ა - ამოსავალი აირი; ბ - რეაქციის პროდუქტები; გ - კონდენსატის შესასვლელი; დ - კონდენსატის გამოსასვლელი.

მილოვან საკონტაქტო აპარატებში თბოცვლა ხდება უწყვეტად და კატალიზურ რეაქციასთან ერთდროულად. აპარატები მილებში მოთავსებული კატალიზატორით გამოიყენება როგორც ეგზოთერმული, ასევე ენდოთერმული რეაქციებისათვის. ენდოთერმული რეაქციების დროს აპარატის

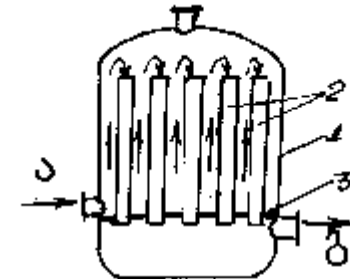
მილთაშორის სივრცეში მიაწვდიან საცეცხლის აირებს, რომელიც გარს უვლის კატალიზატორიან მილებს. ზოგჯერ ასეთი აპარატები მოწყობი-



ნახ. VIII.29. მილოვანი საკონტაქტო აპარატი მილებში კატალიზატორით საცეცხლის აირებით გაცხელებისას: 1 - ცეცხლგამძლე ამონაგები; 2 - კატალიზატორიანი მილები; ა - ამოსავალი აირი; ბ - რეაქციის პროდუქტები.

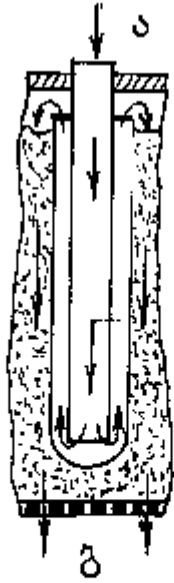
ლია ამონაკირში ჩასმული მილოვანი თბომცვლელის ტიპის მიხედვით (ნახ. VIII.29). მორეაგირე აირი გადის კატალიზატორიან მილებში თბომატარებლის შემხვედრად და განუწყვეტლივ ცხელდება რეაქციის ტემპერატურამდე. ამ პრინციპითაა მოწყობილი საკონტაქტო აპარატები ბუტანის დეჰიდრირების, მეთანის კატალიზური კონვერსიისა და სხვა

პროცესებისათვის. ეგზოთერმული რეაქციების ჩატარებისას მილოვან აპარატებში თბოცვლა წარმოებს კატალიზატორსა და ცივ, ჯერ კიდევ რეაქციაში შეუსვლელ აირს შორის. კატალიზატორი იმყოფება მილებში, რომელსაც გარს უვლის ცივი აირი, ან მილთაშორის სივრცეში. ასეთი აპარატის სქემა ნაჩვენებია VIII.30 ნახაზზე. ახალი აირი, მოძრაობს რა ქვემოდან ზევით, გარს უვლის ზემოდან ღია კატალიზატორიან მილებს, შემდეგ შედის მათში, გაივლის კატალიზატორის ფენას ცივი აგენტის მიმართ შემხვედრად. სითბო აქ გამოიყენება უწყვეტად რეაქციის პროცესში. მიუხედავად ამისა ტემპერატურული რეჟიმი ასეთ აპარატებში შორსაა ოპტიმალურისაგან და ხშირად ნაკლებად ხელსაყრელია, ვიდრე თაროვან რეაქტორებში.



ნახ. VIII.30. მილოვანი საკონტაქტო აპარატი კატალიზატორით მილებში: - აპარატის კორპუსი; 2 - კატალიზატორიანი მილები; 3 - მილთა ცხაურა; ა - ამოსავალი მორეაგირე აირი; ბ - რეაქციის პროდუქტები.

კონსტრუქციულად უფრო მოხერხებულია და ხშირად გამოიყენება საკონტაქტო აპარატები ორმაგი თბომცვლელი მილებით და კატალიზატორის განლაგებით მილთაშორის სივრცეში. ორმაგი თბომცვლელი მილები (ნახ. VIII.31) განჭოლავს გისოსზე განლაგებულ კატალიზატორის ფენას.

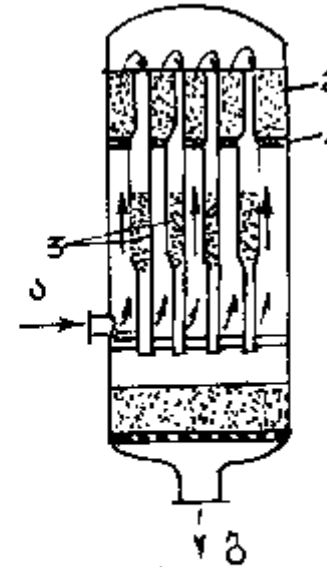


ნახ. VIII.31. ორმაგი თბომცველი მილი:  
 1 - კატალიზატორი; 2 - ხერხელებიანი თარო;  
 3 - შიგა თბომცველი მილი; 4 - გარე თბომცველი მილი; 5 - რგოლური სივრცე მილებს შორის; ა - ამოსავალი აირი;  
 ბ - რეაქციის პროდუქტები

საკონტაქტო აპარატში შემავალი აირი გადის შიგა მილებში და შემდეგ რგოლურ სივრცეში შიგა და გარე თბომცველ - მილებს შორის. ამასთან აირი თბება რეაქციის ტემპერატურამდე, აცივებს რა საკონტაქტო მასას, და შემდეგ შედის კატალიზატორის ფენაში. ასეთი საკონტაქტო აპარატის მაგალითია საშუალო წნევაზე მომუშავე ამიაკის სინთეზის სვეტი. ამ აპარატებში სითბოს ართმევის ინტენსივობა და ტემპერატურათა განაწილება კატალიზატორის ფენის სიმაღლის მიხედვით უფრო ახლოსაა ოპტიმალურთან, ვიდრე

უბრალო მილოვან აპარატებში. მაგრამ ამ აპარატებსაც აქვთ ნაკლოვანებები: ტემპერატურის არათანაბარი განაწილება აპარატის კვეთის მიხედვით, კატალიზატორისაგან სითბოს ართმევის არასაკმარისი ინტენსივობა, ვეებერთელა თბომცველი ელემენტები და ამის გამო კატალიზატორით დაკავებული სასარგებლო მოცულობის შემცირება.

საკონტაქტო აპარატების კონსტრუირების დროს ხშირად იყენებენ რამდენიმე ხერხის კომბინირებას.



ნახ. VIII.32. კატალიზატორიანი თაროებისა და მილების კომბინირება საკონტაქტო აპარატში:  
 1 - თარო; 2 - კატალიზატორი; 3 - კატალიზატორიანი მილი. ა - ამოსავალი აირი;  
 ბ - რეაქციის პროდუქტები.

გვხვდება, მაგალითად, მილოვან-თაროვანი აპარატები კატალიზატორის ჩატვირთვით თაროებზე და მათ შორის

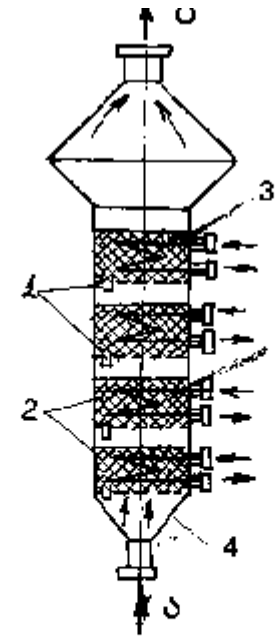
განლაგებულ მილებში (ნახ. VIII.32), თაროვანები – ერთ აპარატში კონტაქტირების სტადიებს შორის გაცივების სხვადასხვა ხერხის შერწყმით და სხვ. კომბინირებულ მრავალსაფეხურიან აპარატებში შესაძლებელია ოპტიმალურ ტემპერატურულ რეჟიმთან ყველაზე უფრო მიახლოება სხვა ტიპის მფილტრაფენიან აპარატებთან შედარებით, მაგრამ კატალიზატორის მფილტრაფენიან ყველა აპარატს აქვს ნაკლოვანებები, რაც ახასიათებს უძრავ კატალიზატორს და აძნელებს კატალიზური პროცესის შემდგომ ინტენსიფიცირებას. ეს ნაკლოვანებებია:

1. მფილტრავ ფენაში დასაშვებია კატალიზატორის შედარებით მსხვილი (არა ნაკლებ 4-6 მმ ზომის) მარცვლების ან გრანულების გამოყენება, რადგანაც უფრო წვრილი ნაწილაკების შემთხვევაში მკვეთრად იზრდება ფენის ჰიდრაულიკური წინააღმდეგობა. კატალიზატორის მსხვილი ნაწილაკების შიგა ზედაპირი ნაკლებად გამოიყენება კატალიზის პროცესში, რაც ამცირებს მისი გამოყენების საერთო ხარისხს.

2. მუშაობის პროცესში უძრავი კატალიზატორის ნაწილაკები შეიცხობა და იტკეპნება, რის შედეგადაც იზრდება აპარატების ჰიდრაულიკური წინააღმდეგობა, ირღვევა აირის განაწილების თანაბრობა და მცირდება კატალიზატორის აქტივობა.

3. კატალიზატორის ფოროვან მარცვლებს აქვს დაბალი თბოგამტარობა, რის გამოც თბოგადაცემის სიჩქარე კატალიზატორის ფენიდან თბოცვლის ზედაპირზე ძალიან მცირეა. ამიტომ შეუძლებელია სითბოს ინტენსიური გამოყვანა უძრავი კატალიზატორიდან და ტემპერატურათა თანაბარი განაწილება უძრავი ფენის კვეთში.

#### 4. თბოცვლის ცუდი პირობები კატალიზატორის



ნახ. VIII.33. მრავალფენიანი საკონტაქტო აპარატი კატალიზატორის შეტივტივებული ფენით:  
 1 - აირგამანაწილებელი გისოსი; 2 - კატალიზატორის შეტივტივებული ფენა; 3 - წყლის მაცივარი; 4 - აირგამანაწილებელი კონუსი;  
 ა - ამოსავალი აირი; ბ - რეაქციის პროდუქტები.

ფენაში არ იძლევა ტემპერატურის ზუსტად რეგულირებისა

და ოპტიმალური ტემპერატურული რეჟიმის შენარჩუნების საშუალებას. ამიტომ, მაგალითად, ეგ ზოთერმული რეაქციებისათვის, კონტაქტირების მაღალი ხარისხის მიღწევასა შეიძლება ტემპერატურის გადიდება მისი თანდათანობით შემცირების ნაცვლად.

5. უძრავკატალიზატორიან აპარატებში შეუძლებელია მისი უწყვეტი რეგენერაცია, რაც აუცილებელია ორგანულ ნივთიერებათა ტექნოლოგიის მრავალი პროცესისათვის.

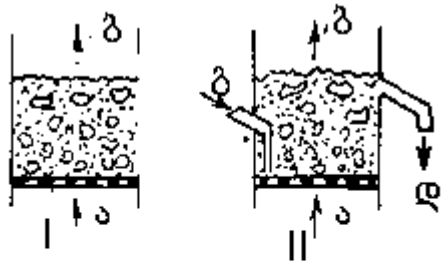
აპარატებს, რომლებშიც კატალიზატორი იმყოფება შეტივტივებულ (მდულარე, ფსევდოთხევად) მდგომარეობაში, მფილტრაფენიანი რეაქტორების ნაცვლად იყენებენ. შეტივტივებული ფენის პრინციპი გამორიცხავს ჩამოთვლილ ნაკლოვანებებს და იძლევა საკონტაქტო აპარატების კონსტრუქციის მნიშვნელოვანი გამარტივების საშუალებას. ასეთ აპარატებში, ჩვეულებრივ, იყენებენ წვრილმარცვლოვან კატალიზატორს (ნაწილაკების ზომა 0,5-2 მმ; ზოგჯერ 3 მმ-მდე და მეტი). წვრილი ნაწილაკების შეტივტივებული ფენა წარმოიქმნება მორეაგირე ნივთიერებების აირად (ან თხევად) ნაკადში. ამისათვის აირს ატარებენ ქვემოდან ზემოთ კატალიზატორიან გისოსში ისეთი სიჩქარით, რომ კატალიზატორის ნაწილაკები ამოძრავდეს და მთელი ფენა გადავიდეს შეტივტივებულ მდგომარეობაში. შეტივტივებულ ფენაში კატალიზატორის მარცვლები გადაადგილდება ყველა მიმართულებით, ასრულებს ხაზოვან და გრიგალურ მოძრაობებს, რის შედეგადაც ჩქარდება რეაგენტის დიფუზია ნაკადის გულიდან კატალიზატორის ნაწილაკებისაკენ. ფენის გარეგანი სახე მოგვაგონებს მდულარე სითხეს. შეტივტივებულ ფენას აქვს დენადობის თვისება სითხის მსგავსად. პირველი სამრეწველო გამოყენება შეტივტივებული ფენისა, ნავთობპროდუქტების კატალიზური კრეკინგის დროს, გაპრობებული იყო სწორედ მისი დენადობით, რაც აუცილებელია კატალიზატორის უწყვეტი რეგენერაციისათვის.

კატალიზატორის შეტივტივებულფენიანი საკონტაქტო აპარატის პრინციპული სქემა მოცემულია VIII.33 ნახაზზე. აპარატში არის ერთი ან რამდენიმე გამანაწილებელი გისოსი.

მორეაგირე აირნარევი გადის ქვემოდან ზემოთ და ყოველ თაროზე წარმოქმნის შეტივტივებულ ფენას. რეაქციის პროდუქტები გამოდის ზედა გაფართოებული ნაწილიდან. გაფართოების დანიშნულებაა აირიდან წატაცებული კატალიზატორის მარცვლების გამოყოფა. კატალიზატორიდან სითბოს მოცილება ხდება ფენებს შიგნით მოთავსებული წყლის მაცივრების საშუალებით. თბოცვლის ასეთი ხერხი იძლევა სითბოს ინტენსიურად მოცილებისა და მისი რეგულირების საშუალებას ფენების მიხედვით. თბომცვლელი მოწყობილობისა და მთლიანად საკონტაქტო აპარატის კონსტრუქცია მარტივია; არ არის საჭირო რთული და ვეებერთელა შუალედური გარე და შიგა თბომცვლელები; თბოცვლის საერთო ფართობი ნაკლებია, ვიდრე მფილტრაფენიან აპარატებში. ასეთი გამარტივება შესაძლებელი ხდება შეტივტივებული ფენის განსაკუთრებული თვისებების გამო. მყარი ნაწილაკების უწყვეტი მოძრაობის შედეგად სითბო გადაიტანება კონვექციით და ტემპერატურა ფენის შიგნით თანაბრდება. თბოგაცემის კოეფიციენტი შეწონილი ფენიდან თბოცვლის ზედაპირის მიმართ ათჯერ მეტია. ვიდრე მფილტრაფი ფენისათვის. ამიტომ შესაძლებელია ფენიდან სითბოს ინტენსიური გამოყვანა ისე, რომ არ გვექნეს საკონტაქტო მასის "ჩაქრობის" შიში. იზოთერმული რეჟიმის წყალობით აპარატის ყოველ ფენაში ადვილად ხორციელდება ტემპერატურული რეჟიმის ავტომატური რეგულირება.

შეწონილი ფენის უმნიშვნელოვანესი უპირატესობა არის კატალიზატორის მწარმოებლობის გადიდება ნაწილაკების ზომების შემცირებით და, შესაბამისად, მისი შიგა ზედაპირის სრული გამოყენების შედეგად ოპტიმალურ ტემპერატურასთან დიდი მიახლოების პირობებში.

შეტივტივებული ფენის ძირითადი ნაკლი უძრავთან შედარებით არის მამოძრავებელი ძალის შემცირება აირის უფრო სრული არევისა და მისი ნაწილის ფენაში მსხვილი ბუშტების სახით გავლის გამო. მეორე ნაკლია

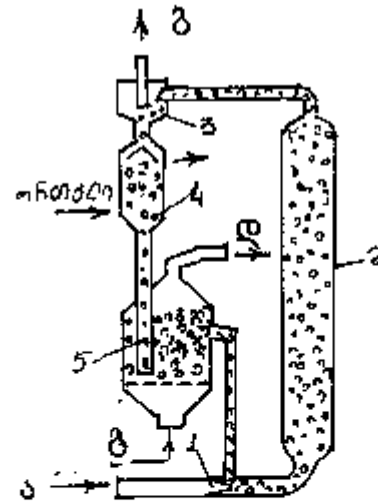


ნახ. VIII.34. შეტივტივებული ფენის სქემები:  
 I - კატალიზატორის რეგენერაციის გარეშე;  
 II - კატალიზატორის რეგენერაციით;  
 ა - ამოსავალი აირი; ბ - რეაქციის პროდუქტები; გ - რეგენირებული კატალიზატორი;  
 დ - კატალიზატორი რეგენერაციაზე.

კატალიზატორის მარცვლების ცვეთა. შეტივტივებული ფენისაგან აუცილებელია მტკიცე, ცვეთამედეგი, წვრილმარცვლოვანი საკონტაქტო მასები.

ტექნოლოგიური პროცესის პირობების მიხედვით გამოიყენება შეტივტივებულფენიანი აპარატები კატალიზატორის რეგენერაციის გარეშე ან უწყვეტი რეგენერაციით (ნახ. VIII.34). ასეთი პარატები წარმატებით გამოიყენება პროცესებში, რომლებიც მოითხოვს კატალიზატორის განუწყვეტელ შეცვლას რეგენერაციისათვის.

მოდრავაკატალიზატორიან რეაქტორებს ფართოდ იყენებენ ნავთობპროდუქტების ორთქლფაზოვანი კრეკინგისათვის, თუმცა მათი გამოყენება შეიძლება სხვა პროცესებშიც, სადაც საჭიროა კატალიზატორის უწყვეტი ცირკულაცია რეაქტორსა და რეგენერატორს შორის. აქ ისინი



ნახ. VIII.35. კატალიზური კრეკინგის დანადგარის სქემა მტვრისებრი კატალიზატორის ტივტივარის ნაკადით:

- 1 - ეფექტორი; 2 - მოძრავკატალიზატორიანი საკონტაქტო აპარატი; 3 - სეპარატორი; 4 - დასაორთქლი საცავი; 5 - რეგენერატორი. ა - ნედლეულის ორთქლი მილოვანი ღუმლიდან; ბ - ორთქლი აირის ნარევი რეგენერაციაზე; გ - ჰაერი; დ - საცეცხლის აირი ორთქლის ქვაბში

წარმატებით უწყვენ კონკურენციას შეტივტივებულ-ფენიან რეაქტორებს. გამოიყენება ორი ტიპის შეტივტივებულფენიანი რეაქტორები: ა) აირის ნაკადში შეტივტივებული წვრილმარცვლოვანი კატალიზატორით; ბ) მსხვილმარცვლოვანი კატალიზატორის მკვრივი ფენით, რომელიც ემეება შახტურ აპარატში ზემოდან ქვემოთ მორეაგირე აირების (ორთქლის) მიმართ წინაღი ან პირდაპირი დენით. დანადგარის სქემა კატალიზატორის შეტივტივებული ნაკადით ნაჩვენებია VIII.35 ნახაზზე.

ორთქლაირნარევის სიჩქარე იმდენად დიდია, რომ კატალიზატორის მარცვლებზე აირის ხახუნის ძალები აღემატება მარცვლების წონას. ამის შედეგად დაქუც-მაცეპული ან მტვრისებრი კატალიზატორი მოძრაობს აირის ნაკადთან ერთად, გამოყვება მას საკონტაქტო აპარატის ზედა გამოსასვლელში. კატალიზატორის ძირითადი მასა გამოეყოფა რეაქციის პროდუქტებს ციკლონურ სეპარატორებში და ეჟექტორით გადაეცემა რეგენერატორს, სადაც შეტივტივებულ ფენაში ჰაერით ამოიწვება კატალიზატორის ზედაპირიდან ნახშირბადოვანი ნივთიერებები. რეგენირებული გავარ-ვარებული კატალიზატორი ჭისა და მილდგარის გავლით გაიყვანება ნედლეულის ორთქლთან შესარევად და ეჟექტორის საშუალებით კვლავ მიეწოდება რეაქტორს.

მოძრაგკატალიზატორიანი დანადგარების ნაკლია აირის ნაკადიდან მტვრისებრი კატალიზატორის სრულად გამოყოფის სიძნელე. ამ დანადგარებში დიდ ადგილს იკავებს კატალიზატორის მტვრის დამჭერი ციკლონები, ელექტროფილტრები.

თხევადრეაგენტებიან და მყარკატალიზატორიან პროცესებს შეზღუდული გამოყენება აქვს. ამ პრო-ცესებისათვის, ისევე როგორც აირადი რეაგენტებისათვის, რეაქტორი შეიძლება შეიცავდეს კატალიზატორს მარ-ცვლოვანი მფილტრავი ფენის, შეტივტივებული ფენის ან კატალიზატორის ტივტივარის ნაკადის სახით. ყველაზე ხშირად გამოიყენება კატალიზატორის არევა რეაგენტებთან სარევიან ავზებში ან ავტოკლაავებში.