

საქართველოს ტექნიკური უნივერსიტეტი

თ. შაქარაშვილი, მ. ანდლულაძე

ნავთობის გადამუშავების  
ტექნოლოგიური საფუძვლები

II ნაწილი



დამტკიცებულია  
სახელმძღვანელოდ სტუ-ს  
სარედაქციო-საგამომცემლო  
საბჭოს მიერ

განხილულია ნათელი ფრაქციების კატალიზური პროცესები და ნავთობის ღრმა გადამუშავების საფუძველზე ნავთობქიმიური წარმოებისათვის საჭირო ნედლეულის მიღების შესაძლებლობა.

მეორე ნაწილი მოიცავს კატალიზურ კრეკინგს და კატალიზურ რიფორმინგს. მოცემულია აღნიშნული პროცესების კატალიზატორების მნიშვნელობა, აგრეთვე მიზომერიზაცია, ალკილირება, ნავთობის ფრაქციების ჰიდროკრეკინგის დემერკაპტანიზაცია და სხვ. პროცესები.

განკუთვნილია საქართველოს ტექნიკური უნივერსიტეტის 25.02, 25.04.05, 25.02.01, 08.06 და 09.09 სპეციალობების სტუდენტების, მაგისტრანტებისა და ასპირანტებისთვის.

რეცენზენტები: პროფ. გ. არეშიძე,  
პროფ. თ. ხოშტარია

მეორე ნაწილი განიხილება, როგორც ამავე დასახელების წიგნის პირველი ნაწილის გაგრძელება. წიგნის ორივე ნაწილში განხილილია ნავთობის შედგენილობა და კლასიფიკაცია, პირველადი და მეორეული გარდაქმნები, მოიცავს ნავთობის ღრმა გარდაქმნის პროცესებს, როგორცაა: კატალიზური კრეკინგი, კატალიზური რიფორმინგი და პლატფორმინგი, იზომერიზაცია და ალკილირება, ჰიდრირება-დეჰიდრირება, ჰიდროკრეკინგი და სხვ. ამასთანავე აღწერილია ისეთი პროცესები, როგორცაა ნავთობიდან პარაფინული ნახშირწყალბადების გამოყოფა კარბამიდური მეთოდით, მისი ტექნოლოგიური რეჟიმიტა და ტექნიკური სქემით, არმატული ნახშირწყალბადების მიღება რიფორმინგით, ბიტუმის წარმოება და სხვ. მოცემულია სხვადასხვა პროცესების ტექნოლოგიური სქემები და განხილილია პროცესების რეჟიმების პარამეტრები. მითითებულია საგზაო ბიტუმების ხარისხის გაუმჯობესების მიმართულება.

(ნავთობის პირველადი გადამუშავების პროცესები, რომლებიც აერთიანებს ნავთობის პირველად გამოხდას ატმოსფერული წნევის და ვაკუუმის ქვეშ, გულისხმობს ნავთობის დაყოფის ვიწრო ფრაქციებად. წარმოებისათვის ხელსაყრელია ნავთობის ღრმა გადამუშავება. ამიტომ ატმოსფერული გამოხდით მიღებული ნათელი ფრაქციები მოითხოვს მეორეულ გადამუშავებას, კატალიზური პროცესებით გაკეთილშობილებას (რიფორმინგი, იზომერიზაცია, ჰიდროკრეკინგი და სხვ.).

ნავთობის ღრმა გადამუშავება გულისხმობს ნავთობის მძიმე ფრაქციების (ვაკუუმური გაზოილი) და ნავთობის პირველადი გამოხდის ნარჩენების გარდაქმნას.

კატალიზური დესტრუქციული პროცესები ხორციელდება მძიმე ფრაქციების მოლეკულების დახლეჩის ხარჯზე 450-450° C-ზე, რაც საშუალებას იძლევა მნიშვნელოვნად გაიზარდოს ნათელი ფრაქციებისა და აირების გამოსავალი.

( ნავთობის პირდაპირი გამოხდის ნარჩენებისა და მძიმე ფრაქციების თერმული და კატალიზური კრეკინგის, რიფორმინგის, აგრეთვე ჰიდროკრეკინგისა და სხვა პროცესების დანერგვა ნავთობპროდუქტების, კერძოდ, მაღალი ხარისხის ძრავების საწვავის მიღების შესაძლებლობას იძლევა.)

ღრმისათვის აშშ-ში, დასავლეთ ევროპის ქვეყნებსა და იაპონიაში ნავთობის გადამუშავების სიღრმე 85-93%-ს აღწევს. მაშინ, როცა რუსეთსა და დსთ-ს ქვეყნებში 60-65%-ია. თუმცა, არის მცდელობა ნავთობის გადამუშავების სიღრმე ამ უკანასკნელ ქვეყნებში 70 და მეტ პროცენტამდე გაიზარდოს.

# 1. კატალიზური პროცესები

## 1.1. კატალიზური კრეკინგი

ნეთობის გადამუშავების ყველაზე გავრცელებული პროცესია კატალიზური კრეკინგი. მისი ძირითადი დანიშნულებაა მძიმე გაზოილის ( $350-560^{\circ}\text{C}$ ) ფრაქციის გადამუშავება და შედეგად ბენზინის ფრაქციის მიღება ოქტანური რიცხვით,  $\text{კრანაკლებ } 76-78$  (ძრავული მეთოდი).

ბენზინის მაქსიმალური გამოსავალი კატალიზური კრეკინგის დროს 50%-ს და უფრო მეტს შეადგენს. ბენზინი შეიცავს ნაწილობრივ იზოპარაფინულ, ნაფტენურ და არომატულ ნახშირწყალბადებს, აგრეთვე მძიმე აირად ნახშირწყალბადებს – ( $\text{C}_3-\text{C}_4$ ): პროპილენს, იზობუტანსა და ბუტილენებს; ნარჩენი – გაზოილი კი შეიცავს პოლიციკლურ არომატულ ნახშირწყალბადებს.

თერმული კრეკინგის დროს  $\text{C}-\text{C}$  ბმის გახლეჩა მიმდინარეობს ჯაჭვური რეაქციის მექანიზმით, რაც იწვევს დიდი რაოდენობით აირის წარმოქმნას  $\text{C}_1-\text{C}_2$ -ის ჩათვლით, ხოლო კატალიზური კრეკინგის დროს რეაქცია მიმდინარეობს კატალიზატორის აქტიურ ზედაპირზე კარბონ-იონის წარმოქმნით. ეს ხელს უწყობს არა მარტო  $\text{C}-\text{C}$  ბმის გახლეჩას, არამედ უჯერი ნახშირწყალბადების იზომერიზაციას, თანაც აჩქარებს რეაქციას.

კატალიზური კრეკინგის პროცესი ფართოდ გამოიყენება ამერიკასა და კანადაში) თუ 1988 წლისათვის მისი წარმოება  $-33\%$ -ს შეადგენდა, დღეისათვის იგი 46%-მდე გაზრდილი.

ნეთობის ფრაქციების კატალიზური კრეკინგი ხასიათდება ნახშირწყალბადებში უმთავრესად  $\text{C}-\text{C}$  ბმის გახლეჩით, წყალბადის გადანაწილებით, არომატიზაციისა და იზომერიზაციის, გადაჯგუფების, კონდენსაცია-პოლიმერიზაციისა და კოქსის წარმოქმნის რეაქციებით. )

(კრეკინგის ძირითადი რეაქციები ენდოთერმულია – მიმდინარეობს სითბოს შთანთქმით. ზოგ შემთხვევაში ადგილი აქვს სითბოს გამოყოფას, ასეთი პროცესებია: ციკლიზაცია, ოლეფინების პოლიმერიზაცია, ალკილირება და სხვ. ეს რეაქციები ეგზოთერმულია. )

## 1.2. კატალიზური კრეკინგის კატალიზატორება

(კატალიზური კრეკინგის ჩასატარებლად კატალიზატორად თავდაპირველად იყენებდნენ ბუნებრივ თიხას. შემდეგში აღნიშნული კატალიზატორები შეცვალა სინთეზურმა ამორფულმა ალუმოსილიკატებმა. დღეისათვის ისინი შეცვლილია კრისტალური ალუმოსილიკატებით ან ცეოლითშემცველი კატალიზატორებით. )

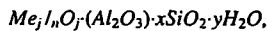
ალუმინსილიკატური კატალიზატორის ძირითად შემადგენელ კომპონენტს  $\text{SiO}_2$  და  $\text{Al}_2\text{O}_3$  შეადგენს, სადაც  $\text{Al}_2\text{O}_3$  – 10-25%-ია.

რაც უფრო მეტია  $Al_2O_3$ -ის შემცველობა, კატალიზატორი მით უფრო მდგრადია და დიდი ხნით ინარჩუნებს აქტივობას. კატალიზატორის აქტივობაზე მოქმედებს სხვა ლითონების – რკინის, ვანადიუმის, ტიტანის, ნიკელის, სპილენძის მინარეგები, რომლებიც ხელს უწყობს ისეთ რეაქციებს, როგორებიცაა: დეჰიდრირება, კონდენსაცია, დიდი რაოდენობით წყალბადისა და კოქსის მიღება.

კატალიზატორის აქტივობისათვის მნიშვნელოვან როლს ატარებს მის სტრუქტურასა და ზედაპირს. მათი ზედაპირი 150-400 მ<sup>2</sup>/გ-ია. მნიშვნელოვან როლს ასევე თამაშობს დიამეტრსაც. თუ ფორის დიამეტრი ნაკლებია ნივთიერების მოლეკულის დიამეტრზე, მაშინ ასეთი ფორები მთლიანად არ იქნება გამოყენებული კატალიზური კრეკინგისთვის. გარდა ამისა, მიღებული დახლული მცირე მოცულობის მქონე მოლეკულები იწყებენ ფორებში ხელახლა შექმნას, რასაც თან ახლავს მეორეული პროცესები და მატულობს აირი და კოქსი. ამიტომ კატალიზური კრეკინგის დროს კატალიზატორად იხმარება დიდფორიანი აქტიური ცენტრების მქონე კატალიზატორები. ფორების სიდიდე 50-100 Å უნდა იყოს. თანამედროვე კატალიზატორები 3-20% ცეოლითს შეიცავს ბუნებრივი ან სინთეზური სახით.

ცეოლითები კატალიზატორს ანიჭებენ მაღალ აქტივობასა და სელექციურობას, ისინი ზღბიან მეტად სტაბილური მდგომარეობის წვევის ორთქლის გავლენით, განსაკუთრებით  $x$  და  $y$  ტიპის ცეოლითები.

ცეოლითები სამგანზომილებიანი კრისტალური სტრუქტურის მქონე ალუმოსილიკატებია, ზოგადი ფორმულით:



სადაც  $n$  არის ლითონის კატიონის ვალენტობა;  $x$  –  $SiO_2/Al_2O_3$  მოლური ფარდობა;  $y$  – წყლის მოლური რიცხვი.

$SiO_2/Al_2O_3$  ფარდობა  $X$  ტიპის ცეოლითებისათვის არის 2,3-3,0, ხოლო  $Y$  ტიპისათვის 3,1-6-მდე.

ცეოლითები თერმომდგრადია. თერმომდგრადობა იზრდება ტუტეშიწათა ელემენტების კატიონების დამატებით. თუ  $X$  და  $Y$  ცეოლითში  $Na^+$ -ს შეცვლიან ორ- ან სამეალენტნიანი ლითონით, ან ამონიუმის კატიონით, მიიღება სხვადასხვა აქტივობის მქონე ცენტრები, რაც კატალიზატორს აქტიურებს. ეს უკანასკნელი კი განსაზღვრავს ბენზინის გამოსავალს, რომელიც ~2-ჯერ იზრდება.

ალუმინთან სილიციუმის მაქსიმალური ფარდობა ცეოლითშიმცველ კატალიზატორებში ხელს უწყობს ბენზინის ოქტანური რიცხვის გაზრდასაც. კატალიზატორების ნაკლს წარმოადგენს პაერის დაბინძურება  $CO$ -თი. დღეისათვის არსებობს დანამატები, რომელთა მეშვეობით  $CO$  გარ-

დაიქმნება  $CO_2$ -ად 8%-დან 0,2%-მდე წვის პროცესის შედეგად. დანამატების სახით გამოიყენება  $Pt, Pd$  დაფენილი  $Al_2O_3$ -ზე.

### ✓ 1.2.1. ამორფული კატალიზატორები

ამორფულ კატალიზატორებს იყენებდნენ წინათ. მათ ხშირად ასინთეზებდნენ კატალიზური კრეკინგისთვის. საერთოდ, ამორფული ალუმინ-სილიკატური კატალიზატორები მაღალფოროვანი ნივთიერებებია. ამორფულ ალუმინ-სილიკატურ კატალიზატორს ღებულობენ თხევადი მინის  $Na_2O \cdot 3SiO_2$  და  $Al$ -ის სულფატის ურთიერთქმედებით. ერთმანეთთან შერევისას წარმოიქმნება ნატრიუმის სილიკატის ჰიდროზოლი  $Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ , რომელიც შემდეგ გადადის ჰიდროგელში. pH-ის დასარეგულირებლად საწყის ხსნარს ემატება  $H_2SO_4$ . იგი გამოიყენება კოაგულაციის შესამცირებლად, რაც გავლენას ახდენს სილიკატის სტრუქტურაზე.

ალუმინ-სილიკატური ნაწილაკების აქტივაციის აზრი მდგომარეობს მის დამუშავებაში სუსტი  $Al_2(SO_4)_3$  ხსნარით, რათა მოხდეს  $Na$ -ის იონის შეცვლა  $Al$ -ის იონით.  $Na$ -ის იონი იწვევს კატალიზატორის აქტივაციის შემცირებას.

გააქტიურებისა და წყლით ჩარეცხვის შემდეგ გრანულები შრება გამოყოფილი მხოლავი აირებით, სადაც 90-92%-იანი სინესტე 8-10%-მდე მცირდება, ხოლო ნაწილაკების ზომა – 7-8-ჯერ.

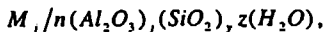
ბოლო საფეხური არის გამოწვა 700-750°-ზე. ეს პროცესი ზრდის კატალიზატორის თერმულ სტაბილურობას და მდგრადობას. გამოწვის შემდეგ კატალიზატორში სინესტე რჩება 0,8-1,0%.

### 1.2.2. ბუნებრივი ცეოლითური კატალიზატორი

(ცეოლითები ეწოდება ბუნებრივ და სინთეზურ ალუმოსილიკატებს, რომლებსაც აქვთ ძალიან წერილი ფორები. ისინი წარმოადგენენ ნატრიუმის ან  $Ca$ -ის ან სხვა ლითონების ალუმინსილიკატებს, დაკრისტალბულს წყლის მოლეკულებთან, ან ალუმინ-სილიციუმ მჟავას მარილებს. ყველა ცეოლითს აქვს კრისტალური აგებულება. )

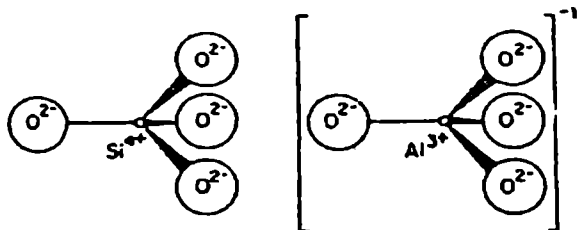
არსებული ცეოლითებიდან წარმოებაში გამოიყენება მხოლოდ რამდენიმე, ძირითადად ტეტრაედრის აგებულებით 4-უანგბადის ანიონითა და  $Si$  ან  $Al$ -ის კათიონებით.  $Si$ -ის თითოეულ იონს აქვს +4 მუხტი, რომელიც 4-უანგბადის იონით ნეიტრალდება ტეტრაედრის წვეროებში. ხოლო  $Al$ -ის შემცველ ტეტრაედრს აქვს ნარჩენი -1 მუხტი, ვინაიდან სამვალენტაინი  $Al$  დაკავშირებულია ოთხ ანიონ უანგბადთან. ყოველი ტეტრაედრი, რომელიც შეიცავს  $Al$ -ს, იღებს კატიონისგან +1 მუხტს, რათა გახდეს ელექტრონეიტრალური.  $Na$ -ის კატიონები ცეოლითში მიიღება კატალიზატორის მომზადებისას. მათი შეცვლა ადვილია იონგაცვლით, რაც ერთ-ერთი

ძირითადი მეთოდია ცეოლითის თვისებების შესაცვლელად. სილიციუმის და ალუმინუმშემცველი ტეტრაედრები გეომეტრიულად ისეა განლაგებული, რომ  $Al-O-Al$  ბმის წარმოქმნა შეუძლებელია. ფორმულის ელემენტარული უჯრედი ასე გამოიხატება:



სადაც  $M$  არის კატიონი, რომლის შეცვლა შეიძლება; ხოლო  $j, n, y$  და  $z$  მთელი რიცხვებია. ვალენტობა აღინიშნება  $n$ -ით.

(სხვადასხვა ცეოლითის სტრუქტურა სხვადასხვანაირია.) ყველა ცეოლითისთვის ფორების ზომა განისაზღვრება ხერხელების დიამეტრით, რომელიც წარმოიქმნება 4, 6, 8, 10 ან 12 თანგბადის რგოლებით, თითოეული მათგანი შეესაბამება 2,6; 3,6; 4,3; 6,3 და 7,4 Å-ს.



ცეოლითის სტრუქტურის პირველადი ბლოკები

წარმოებებში გამოიყენება ცეოლითი 9- და 12-წევრიანი თანგბადიანი რგოლებით. საწარმოო პროცესებისათვის მნიშვნელოვანია  $A, X, Y$  ერიონითი და სინთეზური მორდენითი (ცხრილი 1). ცეოლითი  $X$  და  $Y$ , ერიონითი და მორდენითი განსაკუთრებით მნიშვნელოვანია კრეკინგის საწარმოებლად. სამივე ტიპის ცეოლითი სინთეზურია.  $A$  ტიპის, რომელთა ფორები 0,3-0,5 ნმ-ია, გამოიყენება ნახშირწყალბადოვანი აირების გასაშრობად და გასაწმენდად  $H_2S$ -ისა და  $CO_2$ -ისაგან; აგრეთვე ნალკანების გამოსაყოფად სხვა რიგის ნახშირწყალბადებისაგან.  $Y$  ტიპის ცეოლითის ფორები 0,8-0,9 ნმ-ია,  $X$  ტიპისა კი - 0,8-1,3 ნმ, ე.ი. უფრო მეტი გამოიყენება პოვა  $X$  და  $Y$  ტიპის ცეოლითებმა.

ცხრილი 1

ცეოლითის ტიპი	ქიმიური შედგენილობა	ფორების სიდიდე Å
$A$	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 4,5H_2O$	4,2
$x$	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2,5SiO_2 \cdot 6H_2O$	7,4-8,1
$y$	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 4,8SiO_2 \cdot 8,9H_2O$	7,4-8,1



ამრიგად, ცეოლითის უპირატესობა ალუმინსილიკატთან შედარებით, მის სელექციურობაშია, რაც დაკავშირებულია ცეოლითის ფორმებში ნახშირწყალბადების უფრო მაღალ კონცენტრაციასა და უფრო სუსტი მჟავური ცენტრების არსებობასთან.

### 1.2.3. სინთეზური ცეოლითური კატალიზატორები

სინთეზური ცეოლითი იწარმოება ბუნებრივი ცეოლითშემცველი მინერალისაგან ან თიხისაგან, მაგალითად, კაოლინისაგან  $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O$  მისი გამოწვეთ  $600^\circ C$ -ზე მიიღება ჯერ მეტაკაოლინი, ხოლო შემდეგ  $925^\circ C$ -ზე – შინელი,  $1050^\circ C$ -ზე გამოწვეთ კი – X ცეოლითი ( $3Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ ).

კატალიზური კრეკინგის სამრეწველო პროცესების განვითარებამ უფრო აქტიური და სელექციური სინთეზური კატალიზატორების შექმნის აუცილებლობა წარმოშვა.)

სინთეზური კატალიზატორები შედგება ძირითადად ალუმინის ოქსიდისა და სილიციუმის ოქსიდის კომპონენტებისაგან. კატალიზური კრეკინგის კატალიზატორები სტრუქტურის მიხედვით არსებობს ამორფული და კრისტალური.

საერთოდ, ალუმინ-სილიკატური კატალიზატორი შეიცავს 10-12%  $Al_2O_3$ -ს, რადგან საჭიროა ძლიერი მჟავური გარემო. უფრო დაბალი კონცენტრაცია ამცირებს მჟავიანობას, უფრო მაღალი კონცენტრაცია ზრდის კატალიზატორის ღირებულებას.

სილიკატული,  $Al_2O_3$  და არც მათი მექანიკური ნარევი მშრალი სახით არ წარმოადგენს აქტიურ კატალიზატორს კრეკინგისთვის. საჭიროა მათი ნარევის გამოლექვა ჭარბ  $SiO_2$ -ზე.

ადრე ქარხნებში იყენებდნენ ამორფულ ბუნებრივ და სინთეზურ ალუმოსილიკატებს 10-15%  $Al_2O_3$ -ისა და 75-80%  $SiO_2$ -ის შემცველობით. იგი შეიცავდა აგრეთვე მცირე რაოდენობით  $H_2O$ -ს და რკინის, მანგანუმის, კალციუმისა და ნატრიუმის ოქსიდების მინარევებს. დღეისათვის თითქმის ყველა ქარხანა მუშაობს ცეოლითშემცველ სინთეზურ, კრისტალურ ალუმინ-სილიკატურ კატალიზატორზე.

ამორფული და კრისტალური კატალიზატორები მზადდება (3-5 მმ) მიკროსფერული ნაწილაკების სახით, რომელთა კუთრი ზედაპირია 105-440 მ<sup>2</sup>/გ, ზომა – 10-120 მმკ. კატალიზატორის სფერული ფორმა უზრუნველყოფს მის ნაკლებად ცვეთას, მისი სინთეზირება შეიძლება მოცემული ტექნოლოგიური რეჟიმით.

### 1.3. კატალიზური კრეკინგის კატალიზატორების ძირითადი თვისებები

(ალუმინ-სილიკატებთან შედარებით ცეოლითები მნიშვნელოვნად აქტიური კატალიზატორებია კრეკინგისთვის.) ამის გამო, მცირე ზომის ლიფტ-რეაქტორებმა შეცვალეს დიდი ზომის რეაქტორები მდურე შრით. გაზოილის კრეკინგის დროს ცეოლით REHX-ის აქტივობა ალუმინ-სილიკატის აქტივობასთან შედარებით მთელი რიგით მაღლია. კოქსის წარმოქმნა აიხსნება ნახშირწყალბადების დრმა ადსორბციით კატალიზატორის ახალ აქტიურ ცენტრებზე, რასაც იწვევს კრეკინგის დასაწყისში რეაქციის სიჩქარე.

კატალიზატორის აქტივობას შეუძლია გაზარდოს აირების და კოქსის გამოსავალი. ცეოლითის სტრუქტურა რეგენერაციის დროს ირღვევა დიდი სითბოს გამოყოფის გამო. სითბოს მოსაცილებლად კატალიზატორის შედგენილობაში შეჰყავთ ამორფული ალუმინ-სილიკატი, ეწ. მატრიცა. იგი ერთდროულად წარმოადგენს ნედლეულის ტრანსპორტიორს ცეოლითამდე. მიზანშეწონილია გამოყენება დიდი ფოროვანი ალუმინ-სილიკატისა, რომელიც ერთდროულად ეხმარება კოქსს კატალიზატორის ზედაპირზე თანაბარ განაწილებაში. კატალიზატორის მარცვლების ცვეთადობის თავიდან ასაცილებლად, მას ემატება ბარიუმის მარილები ან სხვა მოდიფიკატორები. კრეკინგის დროს დესორბირი მუშავდება წყლის ორთქლით. რეაქტორ-რეგენერატორში კატალიზატორის უწყვეტ ნაკადად მისაწოდებლად აუცილებელია კოქსის სწრაფი მოცილება. ამისათვის კატალიზატორს ემატება გარდამავალი ვალენტობის მქონე ლითონები, რომლებიც კოქსს  $CO_2$ -ად გარდაქმნიან.

(კატალიზატორის თვისებაა ექსპლუატაციის დროს შეინარჩუნოს აქტივობა, რასაც ეწოდება აქტივობის სტაბილურობა.) დროთა განმავლობაში ზდება კატალიზატორის ფორების შეცხობა, ზედაპირის აქტიური ცენტრების ცვეთა, თანდათანობით მოწამვლა, რაც იწვევს ცეოლითის დეზაქტივაციას.

კატალიზატორი უნდა იყოს სელექციური, მაგალითად, ცეოლითით ალუმინ-სილიკატის შეცვლა სელექციურობას გულისხმობს.

კრეკინგის ჩატარებისას ცეოლითზე მიიღება უფრო ნაკლები რაოდენობით ოლეფინები, ვიდრე ალუმინ-სილიკატების გამოყენებისას. ამის მიზეზია პარაფინების უფრო სწრაფი დესორბცია, ვიდრე ოლეფინის, რომელიც ცეოლითის ზედაპირზე ჩერდება მანამ, სანამ დაჰიდრირდება წყალბადით. ცეოლითები, ალუმინ-სილიკატებთან შედარებით, ზრდიან ბენზინის, ხოლო ამკირებენ კოქსისა და მსუბუქი პროდუქტების გამოსავალს.

კოქსის დაბალი გამოსავალი ცეოლითზე აიხსნება წყალბადის შედარებით სწრაფი გადაჭანით კრეკინგის პროდუქტების მოლეკულებს შორის.

(კატალიზატორის თერმული სტაბილურობა ნიშნავს შეინარჩუნოს თავისი თვისებები მაღალ ტემპერატურაზე. ეს თვისება განსაკუთრებით მნიშვნელოვანია რეგენერაციის დროს.) ცეოლითშემცველი კატალიზატორებისთვის, კერძოდ,  $Y$  ტიპისთვის სტაბილურობის შენარჩუნება ხდება  $750-800^{\circ}\text{C}$ -ზე.

კატალიზატორს უნდა ახასიათებდეს მექანიკური მდგრადობაც უწყვეტი მორევის პირობებში რეაქტორ-რეგენერატორული ბლოკის სისტემაში. კატალიზატორის ცვეთადობისადმი მდგრადობა ისაზღვრება მისი ცვეთის კუთრი ზარჯით. განსაზღვრის ორი მეთოდი არსებობს: ერთი წისქვილში დაფქვისას და მეორე ექსპლუატაციისას.

კატალიზატორი მდგრადი უნდა იყოს მომწამვლელი ნივთიერებებისადმი ( $S$ ,  $N$ ,  $V$ ,  $A$ ) და მეტალორგანული ნაერთებისადმი, რომლებიც არსებობს ნედლეულში.

კატალიზატორის ფორების მოცულობას საკმაოდ დიდი მნიშვნელობა აქვს კრეკინგის პროდუქტების გადასატანად რეაქტორიდან რეგენერატორში. კატალიზატორის ფორების ზომის სტანდარტად მიღებულია  $0,4-0,5$  სმ<sup>3</sup>/გ.

კატალიზატორს ახასიათებს აქტივობის დაკარგვაც, ე.ი. ხდება მისი დაძველება. კატალიზატორი განიცდის მაღალი ტემპერატურის გავლენას, მექანიკურ ზემოქმედებას, ცვეთას და სხვ.) დეზაქტივაციის დროს ადგილი აქვს სტრუქტურულ ცვლილებებს: ნაყარი სიმკვრივე იზრდება, მცირდება ნაწილაკების საშუალო დიამეტრი, აქტივაციის ენერჯის მნიშვნელობა და სტაბილურობა. ეს კი იწვევს ცეოლითის უბნებისა და მატრიცის ბლოკირებას.

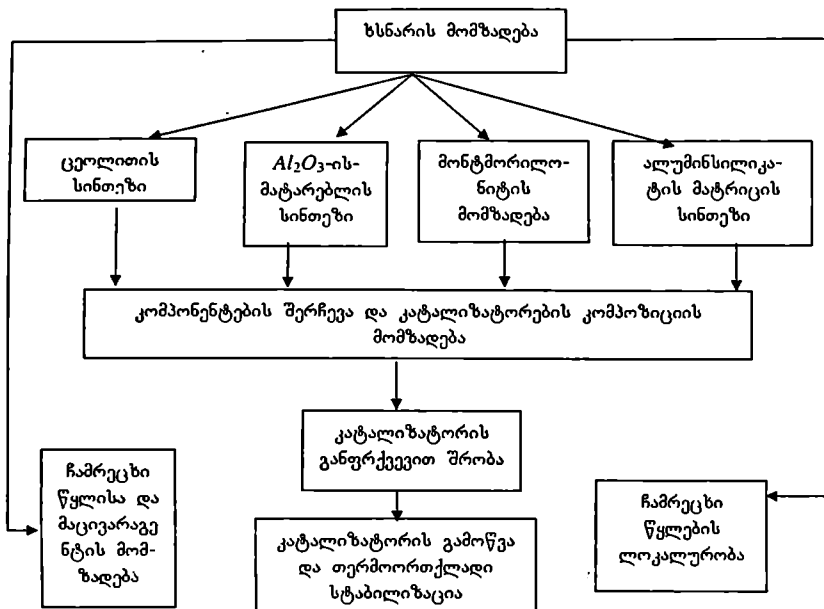
ცეოლითის ზარისხის გაუარესება მუშაობის პროცესში ნაკლებია, ვიდრე ამორფული კატალიზატორის, მაგალითად, ცეოლითისთვის აქტივობის დაქვეითება ხდება  $0,2\%$ -ით, მაშინ როცა ამორფულისთვის  $6,2\%$ -ია დროის ერთსა და იმავე შუალედში.

კატალიზატორის მოსამზადებელ ნედლეულად გამოიყენება: სილიკატული, ალუმინის ჰიდროქსიდი, ბენტონიტური თიხა, იშვიათმიწათა ელემენტების ნიტრატების ხსნარები; ზოლო რეაგენტებად:  $H_2SO_4$ , დიზელის საწვავი,  $NaOH$ ,  $NH_3$ ,  $Al(NO_3)_3$ , ამონიუმის სელიტრა, სუფრის მარილი და სხვ.

კრეკინგის საწარმოო კატალიზატორები უნდა აკმაყოფილებდეს:

- 1) ქიმიური თვისებებიდან: შედგენილობას, ელემენტების მდგომარეობას, აქტიური ცენტრების აღნაგობას.
- 2) ფიზიკური თვისებებიდან: ფოროვანი სტრუქტურის მდგრადობას, ნაყარ წონას, ფრაქციულ შედგენილობას და გრანულების ფორმას.
- 3) ექსპლუატაციური: აქტიურობას, სელექციურობას, ღირებულებას, წარმოების ეკოლოგიურობას, მექანიკურ სიმტკიცეს, გამძლეობას ცვეთამედევობისადმი, წყლის ორთქლისა და ტემპერატურის მკვეთრი ცვლილებისადმი.

კრეკინგის კატალიზატორის წარმოების ტექნოლოგიის  
ბლოკ-სქემა



(კრეკინგის თანამედროვე კატალიზატორები უნდა აკმაყოფილებდეს ბენზინის მაღალ გამო-სავალს 50%-ზე მეტს, მისაღები ოქტანური რიცხვით; უნდა შეეძლოს მძიმე ნავთობური ნარჩენებისა და პროდუქტების მეორეული გარდაქმნა, აგრეთვე ღიდი გამოსავლით ნაჯერი და უჯერი აირების წარმოქმნა.)

კატალიზატორებს, რომლებიც მდებარეობს 10 X და 10 Y ცეოლითების საფუძველზე, აქტი-ვობის ინდექსი უნდა ჰქონდეს ~50. ზოგიერთი მათგანი შეიცავს რენიუმის ოქსიდს, რაც ზრდის ბენზინის გამოსავალს.

ცეოლითმცმცველ კატალიზატორში ცეოლითის რაოდენობა ~20%-ია. კატალიზატორ ცეო-ლითის თავისებურებაა სწრაფი დეზაქტივაცია. 540-700°C-ზე წარმოებს მისი რეგენერაცია-გამოწევა ინერტული აირის თანაობისას. ალუმინ-სილიკატი აუცილებლად უნდა იყოს პილარატირებული.

(კატალიზურ კრეკინგზე მოქმედებს მთელი რიგი ფაქტორები: )

1) ტემპერატურა. მაგალითად, 470-480°C შუალედში ბენზინის გამოსავალი მაქსიმუმ-მალურია, ხოლო ტემპერატურის 490-500°-მდე გაზრდით. ბენზინის გამოსავალი მცირდება აიროვანი ნივთიერებებისა და კოქსის რაოდენობის გაზრდის ხარჯზე.

2) წნევა. წნევის გაზრდით მცირდება ბენზინის გამოსავალი, აირების გამოყოფა, ასევე ოლეფინებისა და არომატული ნახშირწყალბადების რაოდენობა კატალიზური კრეკინგის პროდუქტში.

ბოლო პერიოდში ტემპერატურის გაზრდის შემთხვევაში 510-530°C, წნევას ზრდიან 0,21-0,28 მპა-მდე.

3) მოცულობითი სიჩქარე – კატალიზატორთან ნედლეულის კონტაქტის დრო. მისი განზომილებაა (მ<sup>3</sup>/მ<sup>3</sup> სთ) ანუ სთ<sup>-1</sup>, განისაზღვრება შემდეგი ფორმულით:

$$V_0 = V_{\text{ნედლ.}} / V_{\text{კატ.}}$$

სადაც  $V_{\text{ნედლ.}}$  გატარებული ნედლეულის რაოდენობაა, მ<sup>3</sup>/სთ;  $V_{\text{კატ.}}$  – კატალიზატორის მოცულობა, მ<sup>3</sup>.

რაც მეტია მოცულობითი სიჩქარე, მით მცირეა გარდაქმნის ხარისხი. მაღალი მოცულობითი სიჩქარე (3-5სთ<sup>-1</sup>) დაშვებულია მხოლოდ ძლიერ აქტიური კატალიზატორის შემთხვევაში.

4) კატალიზატორის ცირკულაციის ჯერადობა. ჯერადობა გულისხმობს რეაქტორში მიწოდებული კატალიზატორისა და ნედლეულის რაოდენობების თანაფარდობას. იგი განისაზღვრება შემდეგი ფორმულით:

$$N = R/B,$$

სადაც  $R$  რეაქტორში მიწოდებული კატალიზატორის რაოდენობაა, კგ/სთ;  $B$  – ნედლეულის რაოდენობა, კგ/სთ.

ანალოგიურად ისაზღვრება მოცულობაშიც, სადაც  $R$  და  $B$  გაიზომება მ<sup>3</sup>/სთ, მათ შორის გადამყვანი ფორმულაა

$$N_0 = \rho_{\text{ნედლ.}} \cdot N / \rho_{\text{კატ.}}$$

სადაც  $\rho_{\text{ნედლ.}}$  ნედლეულის სიმკვრივეა 20°C-ზე, კგ/მ<sup>3</sup>;  $\rho_{\text{კატ.}}$  – კატალიზატორის სიმკვრივე, კგ/მ<sup>3</sup>.

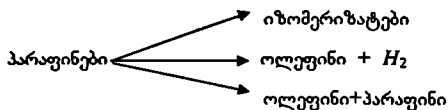
კატალიზატორის ცირკულაციის ჯერადობის გაზრდა სარეაქციო ზონაში იწვევს მისი ყოფნის დროის შემცირებას. შედეგად მცირდება მასზე კოქსის დალექვა, იზრდება კატალიზატორის საშუალო აქტივობა, რაც ზრდის მიზნობრივი პროდუქტების გამოსავალს.

კატალიზატორის ცირკულაციის ჯერადობის გაზრდით შეიძლება ნედლეულის გარდაქმნისა და კატალიზატორის დაკოქსვის ხარისხის რეგულირება.

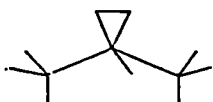
## 1.4. კატალიზური კრეკინგის ნედლეული და მათი

### გარდაქმნის მექანიზმი

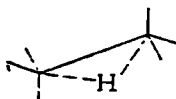
(კატალიზური კრეკინგისათვის ყველაზე ტიპური ნედლეულია პარაფინები. მათი დახლეჩის სიჩქარე იზრდება მოლეკულური მასის გაზრდისას. პარაფინების მოლეკულები იხლიჩება ნებისმიერ ნახშირბად ატომთან. )



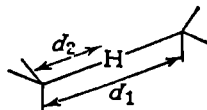
პარაფინული ნახშირწყალბადების პროტონირების დროს შესწავლილია პროტონირებული პროპანის სხვადასხვა იზომერული სტრუქტურები, რომლებიც წარმოიქმნება პროტონის შეტევით პროპანის მეორეულ ნახშირბადთან. ამ დროს იდენტიფიცირებულია სამი სტრუქტურა: 1) ძლიერი H-H კომპლექსი იზოპროპილის იონით; 2) არახაზოვანი, ხიდისებრი სტრუქტურა; 3) ხაზოვანი ხიდისებრი სტრუქტურა.



1)

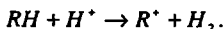


2)

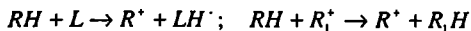


3)

ასეთივე სამი სტრუქტურა არსებობს უფრო მაღალმოლეკულური ნახშირწყალბადებისათვის. ნეიტრალური მოლეკულიდან პროტონის მოხლეჩა ხდება შემდეგნაირად:



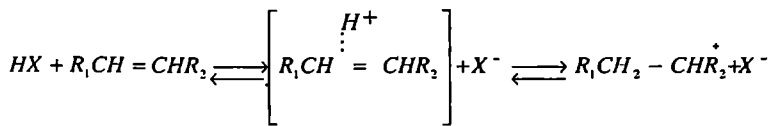
დღეისათვის აღიარებულია ლუისის ცენტრები ( $L$ ) ანუ ძლიერი კარბონიონები, რომლებიც ადვილად რეაგირებს ნეიტრალურ მოლეკულებთან ჰიდრიდონის მოხლეჩითა და კარბკატიონის წარმოქმნით:



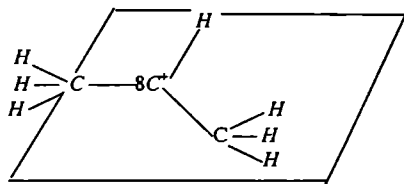
ეს რეაქციები განსაკუთრებით მნიშვნელოვანია კატალიზური რეაქციების დასაწყისში. კატალიზური კრეკინგის დროს კიდევ ერთ ძირითად რეაქციას წარმოადგენს წყალბადის გადაადგილება. შედეგად წარმოიქმნება კარბონიონი, რომელთაგან ყველაზე აქტიურია მესამეული კარბკატიონი. მიღებული პროდუქტი ძირითადად იზოპარაფინებია. ამის გამოა, რომ კატალიზური კრეკინგით მიღებული აირი მდიდარია იზობუტანით.

ყველაზე აქტიურ ნეითიერებად კატალიზური კრეკინგის დროს ითვლება ოლეფინები — უჯერი ნახშირწყალბადები. მათი პროტონირება მიმდინარეობს პროტონის შეტევით ოლეფინის

$\pi$ -ელექტრონებთან.) ამ დროს წარმოიქმნება  $\sigma$ -ბმა იმ ნახშირბადად, რომელიც არის ორმაგ ბმასა და შემტვე წყალბადს შორის. ასეთ შემთხვევაში მეორე ნახშირბად ატომზე წარმოიქმნება დადებითი მუხტი:



წარმოქმნილ კარბონონს აქვს  $Sp^2$  მდგომარეობა, რის გამოც ელექტრონდენფიციტურ ცენტრის ირგვლივ ატომების კონფიგურაცია ბრტყელია, მაგალითად, მეორეულ პროპილკარბენ-იონის სტრუქტურა იქნება



ვინაიდან ბრტყელი კონფიგურაცია უფრო მდგრადია, არაბრტყელი კონფიგურაციის მოლეკულები წარმოქმნიან შედარებით ნაკლებ სტაბილურ კარბონიუმის იონს. ამ შემთხვევაში მუხტი მთლიანად ლოკალიზებულია ერთი ნახშირბადის ატომზე.

ოლეფინები, როგორც უფრო აქტიური ნახშირწყალბადები, გვაძლევს პარაფინს+დიენები, პარაფინს+დიენი+არენი, პოლიმერს+კოქსი.

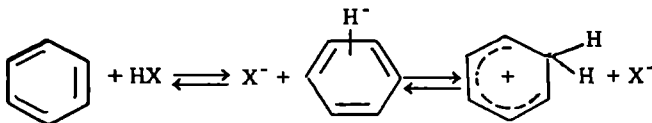
კატალიზური კრეკინგისთვის ნაფტენური ნახშირწყალბადები უფრო ხელსაყრელია პარაფინებთან შედარებით. ნაფტენები ნაკლები რაოდენობით აირებს და დიდი რაოდენობით ბენზინს იძლევა. ამას განსაზღვრავს გრძელი მესამეული რადიკალების არსებობა ალკილ-ნაფტენებში, რომელთა მოხლეჩას გაცილებით ნაკლები ენერგია სჭირდება. ამით ისინი იზოპარაფინებს ემსგავსებიან. მაგალითად, დეკალინი და 2,7-დიმეთილ-ოქტანი, რომლებსაც ნახშირბად ატომების ტოლი რიცხვი აქვთ, კრეკინგის დროს ერთნაირი სიჩქარით განიცდიან კრეკინგს. აღსანიშნავია ისიც, რომ ნაფტენების კრეკინგის დროს მიღებული პროდუქტები უფრო მდიდარია წყალბადით, ვიდრე პარაფინების დროს. ეს კარგად აიხსნება კარბონიონის თეორიით.

ალკილნაფტენების კრეკინგის დროს შესაძლებელია აგრეთვე ციკლანების იზომერიზაცია: ზუთწვერიანის ექვსწვერიანში და პირიქით. აგრეთვე ალკილის ჯგუფების მიგრაცია და ეთილციკლოპექსანიდან დიმეთილციკლოპექსანის მიღება.

აბრიადა, ალკილნაფტენები იძლევა ციკლოპექსანს+ოლეფინი და არომატულ ნახშირწყალბადებს.

არომატული ნახშირწყალბადებიდან შიშველობითიანები და მოკლე ალკილ-ჯაჭვიანები უფრო მდგრადება კრეკინგისადმი. ალკილარომატული ნახშირწყალბადები კრეკინგის დროს განიცდიან დეალკილირებას ოლეფინების წარმოქმნით, ე.ი. მიიღება არომატული ნახშირწყალბადი გვერდითი ჯაჭვის გარეშე.

არომატული მოლეკულის პროტონირების დროს ალკენებისაგან განსხვავებით ადგილი აქვს მუხტის მთლიან დელოკალიზებას მხოლოდ არომატულ ბირთვში

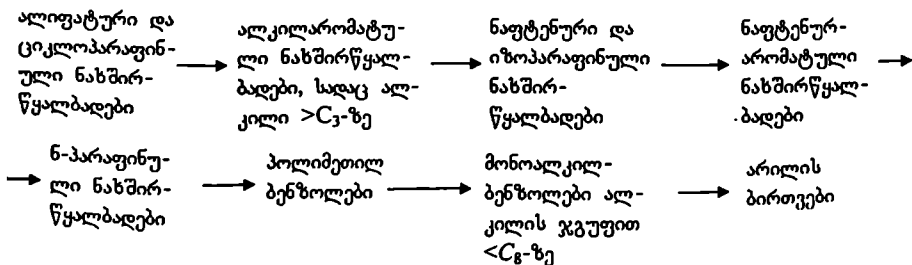


გრძელჯაჭვიანი ალკილ-არომატული ნახშირწყალბადების კონდენსაციის რეაქციის შედეგად მიიღება კონდენსირებულბირთვიანი არენები და კოქსი.

პოლიციკლური არომატული ნახშირწყალბადების კრეკინგის დროს ფერხდება დახლეჩის პროცესი. მათგან მიღებული პროდუქტის გამოსავალი მცირეა დიდი რაოდენობით კოქსის წარმოქმნის გამო.

პოლიკონდენსირებული არენები ყველაზე აქტიურად უკარგავენ კატალიზატორებს აქტიურ ცენტრებს. კატალიზატორის ზედაპირზე არსებული აქტიური ცენტრები თანდათანობით იფარება არენებით, რომლებიც გადადის კოქსში და იღებს ყვესფერ შეფერილობას. კატალიზატორი ამით კარგავს აქტივობას და საჭიროებს რეგენერაციას. /

კატალიზური კრეკინგის პროცესში ბმების გახლეჩის გარდა C-C ბმის სიმტკიცის მზრიაც არსებობს გარკვეული თანამიმდევრობა:





## 1.5. კატალიზური კრეკინგის საწარმოო

### დანადგარები

კატალიზური კრეკინგის ძირითადი ნედლეულია ვაკუუმური და დაკოქსის გაზოილები, კერძოდ, 350-500 და 350-560°C-იანი ფრაქციები. ბენზინის მაქსიმალური და კოქსის მინიმალური რაოდენობა მიიღება შემდეგი შედგენილობის ვაკუუმ/გაზოილის ფრაქციიდან:

პარაფინულნაფტენური ნახშირწყალბადები – 41 %;

მსუბუქი არომატიკა – 15,5 %;

საშუალო არომატიკა – 18,5 %;

მძიმე არომატიკა – 18,1 %;

ფისები – 6,9 %.

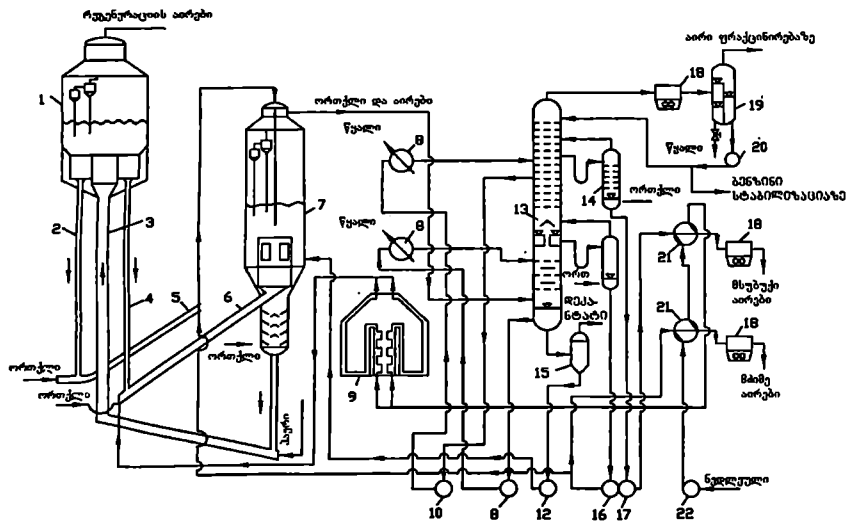
დღეისათვის კატალიზური კრეკინგის ჩასატარებლად ეფექტურია ცეოლითშემცველი კატალიზატორები. მათი მექანიკური სიმტკიცე არანაკლებ 94-95%-ია.

დანადგარი შედგება რამდენიმე ბლოკისაგან: 1) რეაქტორული (იგი მოიცავს რეაქტორსა და რეგენერატორს, შეერთებულს სატრანსპორტო ხაზებით); 2) დამყოფი – გამომხდლები (სარეაქტიფიკაციო და გამორთქვლის სვეტები, აირგამომყოფი); 3) მაცხელებლები (ღუმლის, თბომცვლელებისა და მაცივრების ბლოკები).

### საწარმოო დანადგარის 1-A/1-M ტექნოლოგიური სქემა

ნედლეული მიეწოდება ღუმელს, სადაც 270°C-მდე ცხელდება და შედის შემრევი აქ შეერევა კატალიზატორს. მიღებული სუსპენზია წყლის ორთქლის წნევის ქვეშ ლიფტ-რეაქტორის გავლით მიეწოდება სეპარატორს. ერთდროულად მეორე კვანძ-შემრევი რეაქტორული მიწოდება რეაქტორ-სეპარატორის ცრუგატხევადებულ ფენას. ლიფტ-რეაქტორში სპეციალური მოწყობილობით გაფრქვეული ნედლეული ორთქლთან ერთად შეერევა ცხელ კატალიზატორს, რომელიც ეშვება რეგენერატორიდან შესაბამისი ხაზებით. შედეგად იზრდება მიკროსფერული კატალიზატორის ნაწილაკების დალექვის სიჩქარე, წარმოიქმნება სასურველი ნაკადი, რომელიც ლიფტ-რეაქტორის გავლით მიემართება რეაქტორ-სეპარატორში. ლიფტ-რეაქტორში მოძრაობის დროს ნარევი ცხელდება რეაქციის ტემპერატურამდე, სადაც ნარევი მცირე ხნით ყოფნდება, რაც დამოკიდებულია ნედლეულის მიწოდების სიჩქარეზე. კრეკინგის პროდუქტები (აირი და ორთქლი)

გავლის ორსაფეხურიან ციკლონებს, სადაც ხდება კატალიზატორის ნაწილაკების დაჭერა და ნელლული მიეწოდება სარექტიფიკაციო სვეტს. რეაქტორის გამოორთქელის სექციიდან დაკოქსილი კატალიზატორი სიძიმის ძალით ეშვება რეგენერატორის ძირში, სადაც მიეწოდება ჰაერი. რეგენერატორის ხაზში იწყება კატალიზატორის გამოწვა, რომელიც მთავრდება დამყოფნებელში. აირი რამდენიმე ციკლონის გავლით რეგენერატორის ზედა ნაწილიდან გადის ატმოსფეროში. კატალიზატორი დამყოფნებლიდან ეშვება ძირს, შეერევა ნელლულს. კატალიზატი მიემართება სარექტიფიკაციო სვეტში, სადაც იყოფა აირად, ბენზინის ფრაქციად, მსუბუქ და მძიმე გაზოილად. აირები, ბენზინისა და წყლის ორთქლთან ერთად გაიყვანება სვეტის ზედა ნაწილიდან, ცივდება ჰაერის მაცივარში და შედის გაზსეპარატორში; რაც შეეხება ბენზინის ფრაქციას, ნაწილი ბრუნდება სვეტში მოსარწყავად, ხოლო საბალანსო რაოდენობა სტაბილიზაციის ბლოკს მიეწოდება აირების აირრექტიფიკაციისთვის; წყალი კი აირსეპარატორიდან ჩაედინება კანალიზაციაში.



ნახ. 1. 1-A/1-M კატალიზური კრეკინგის ტექნოლოგიური სქემის დანადგარის აღწერა

1 - რეგენერატორი; 2,4 - რეგენერირებული კატალიზატორის ტრანსპორტის ხაზები; 3 - დაკოქსილი კატალიზატორის ტრანსპორტის ხაზი; 5,6 - ლოფტრეაქტორები; 7 - რეაქტორ სეპარატორი; 8,21 - თბომცვლელები; 9 - მილაღუმები; 10-12, 16,17,20,22 - ტუმბოები; 13 - სარექტიფიკაციო სვეტი; 14 - გამოორთქელის სვეტი; 15 - შლამგამყოფი; 18 - ჰაერის მაცივრები; 19 - აირგამყოფი.

სვეტის გვერდითი პროდუქტები (მსუბუქი და მძიმე გაზოილი) მიეწოდება გამოორთქლის სვეტს, რომლის ძირიდან მიღებული აღნიშნული ფრაქციები თბომცველის და ჰაერის მაციერის გავლით იგზავნება საცავში. სვეტის ძირიდან გამოყვანილი მძიმე გაზოილი, როგორც რეცირკულატი რეგენერირებული კატალიზატორის შემრევი იგზავნება ხელახალი კრეკინგის ჩასატარებლად. სვეტის ქვედა ნაწილიდან გამოყვანილი ჰაერის მაციერით გაცივებული მძიმე გაზოილი გამოიყენება მოსარწყავად; მორწყვით ხდება კატალიზატორის იმ ნაწილაკების დაღეძვა, რომლებიც ზევით მიაქვს ორთქლს. დაგროვილი კატალიზატორის ნამცეცები სვეტის ძირიდან გადადის დეკანტატორში, საიდანაც ნარჩენ არამატულ მძიმე გაზოილთან ერთად, ტუმბოთი გაიყვანება სისტემიდან.

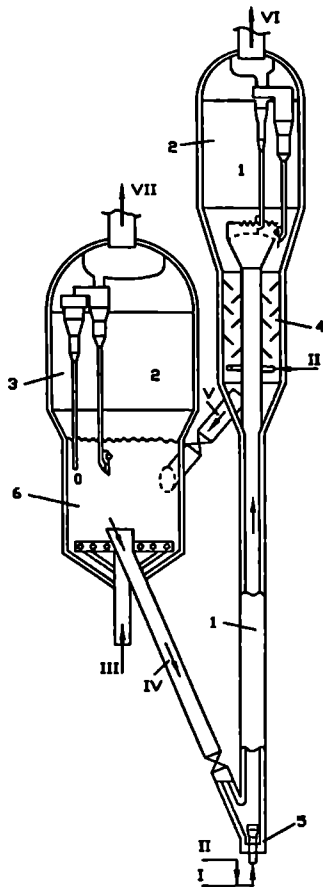
სვეტში მუდმივი ტემპერატურის შესანარჩუნებლად, სვეტის შუა ნაწილიდან ხდება ფრაქციის გამოყვანა, გაცივება წყლის მაციერით და მისი მიწოდება ზედა თეფშზე.

დანადგარის მუშაობის რეჟიმი:

რეაქტორში ტემპერატურა, °C	450-510°
წნევა, მპა	0,15-0,20
ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე, სთ <sup>-1</sup>	1;2-3,0
კატალიზატორის ცირკულაციის ჯერადობა	2-10
რეგენერატორის ტემპერატურა, °C	620-630°C
წნევა რეგენერატორში, მპა	0,2-0,3 МПа.

დანადგარის ეფექტიანობის გაზრდაზე რუსეთში მუშაობს მოსკოვის ВНИИ НП, გროზნოში ГрозНИИ და აზერბაიჯანის რესპუბლიკაში ИНХП АН. ბოლო ორი ინსტიტუტის წინადადებით, კრეკინგი და რეცირკულატი მიმდინარეობდა ორ ვერტიკალურ ლიფტ-რეაქტორში, რომლებიც მთავრდება ფორსირებული ცრუგათხვავებული ფენით (იხ. ნახ. 2), ზღ. ა მოსკოვის ВНИИ НП-ის პროექტით კრეკინგი მიდის ვერტიკალურ ლიფტ-რეაქტორში და შემდეგ საფეხურებრივ-წინააღობრივ ზონაში ნედლეულ კატალიზატორთან ერთად მიეწოდება ზედა სექციაში წყლის ორთქლით ან სხვა პროდუქტით მაგალითად, რეცირკულატი.

კატალიზური კრეკინგის სამრეწველო დანადგარების შემდგომი განვითარებით (ГрозНИИ, ВНИИ НП, ИНХП. АН აზერბაიჯანის რესპუბლიკის) შეიქმნა კომბინირებული Г-43-107-ისა და КТ-1-ის სახის დანადგარები.



ნახ. 2. Г-43-107 კატალიზური კრეკინგის რეაქტორ-რეგენერატორის  
ბლოკის პრინციპული სქემა

- 1 - პირდაპირი ღონის რეაქტორი; 2,3 - მასგარირებული კამერები;  
 4 - დესორბერი; 5 - ნედლეულის შემოჭვევი; 6 - მარეგენერირებელი  
 სექცია; I - ნედლეული; II - წყლის ორთქლი; III - პაერი;  
 IV - რეგენერირებელი კატალიზატორი; V - დაკოქსილი კატალიზატორი;  
 VI - კრეკინგის პროდუქტი; VII - საკამლე აირები.

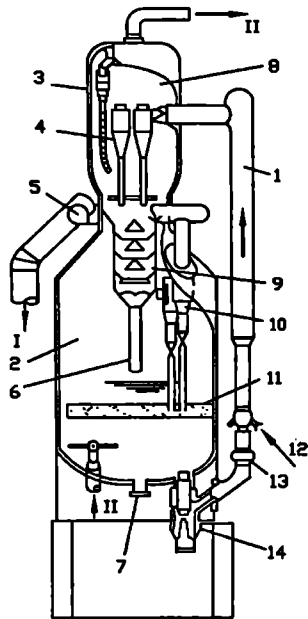
თანამედროვე დანადგარის Γ-43-107-ის კონსტრუქციის დროს გათვალისწინებულია შემდეგი ტექნოლოგიური პრინციპები:

1. ნედლეულის კრეკინგის ჩატარება ლიფტ-რეაქტორში მაღალ ტემპერატურაზე, კატალიზატორთან მცირე კონტაქტის დროით და კატალიზატორის სწრაფი მოცილებით მიღებული პროდუქტიდან;
2. ნედლეულისა და რეცირკულატის კრეკინგის დროს რეცირკულატის მიღება უნდა ხდებოდეს დაბალი კოეფიციენტი;
3. კატალიზატორის რეგენერაციის დროს მაღალ წნევასა და ტემპერატურაზე არ უნდა წარმოიქმნას კატალიზატორზე 0,05-0,1%-ზე მეტი კოქსი;
4. კატალიზატორის გამოორთქელა უნდა ხდებოდეს მაქსიმალურად;
5. აუცილებელია კატალიზატორის მინიმალური მოცულობის გამოყენება.

#### კატალიზური კრეკინგის დანადგარები საზღვარგარეთის ზოგიერთ ფირმებში

„ეკოვის“ ფირმის ფლუიდ ულტრართოფლოე (ნახ. 3) გამოიყენება ნავთობის სხვადასხვა ფრაქციიდან (მათ შორის, მძიმე ფრაქციიდანაც) მაღალოქტანური ბენზინის, მსუბუქი ოლეფინებისა და საშუალო ფრაქციების მისაღებად, მათ იყენებენ როგორც დიზელსაწვავს ან საქვებე საწვავს.

დანადგარზე ლიფტ-რეაქტორს მრავალი ფრქვევანა აქვს ნედლეულის გასაფრქვევად. იგი ბოლოვდება შემობრუნებული მართკუთხა მუხლით, რათა სწრაფად მოხდეს კატალიზატორის მოცილება კრეკინგის პროდუქტიდან და არ განვითარდეს კრეკინგის ღრმა მოვლენები. ლიფტ-რეაქტორის გამოსასვლელთან დაყენებულია ორი ციკლონი. სეპარატორის ზედა ნაწილში პროდუქტებს მოაცილებენ გაყოლილ კატალიზატორს. ნამუშევარი კატალიზატორი თავსდება გამოორთქელის ზონაში, სადაც სუფთავდება წატაცებული ნახშირწყალბადებისაგან, შემდეგ თავსდება რეგენერატორში.



ნახ. 3. ფულუვ ულტრაიოთიფულე ფირმის „კელოგის“  
კატალიზური კრეკინგის პროცესის სქემა

- 1 - ლიფტრეაქტორი; 2 - რეგულატორი; 3 - ზედა ციკლონები;  
4 - ციკლონები ლიფტრეაქტორის გამოსასვლელთან; 5 - საკამლე  
აირების გარეთა კოლექტორი; 6 - ნამუშევარი კატალიზატორის ყუთი;  
7 - ნამუშევარი კატალიზატორის გამოსავანი სარკველი; 8 - სეპარატორი;  
9 - გაბორბტელის სექცია; 10 - რეგულატორის ორსაფეხურიანი ციკლონები;  
11 - გენერატორში კატალიზატორის ფენიდან სითბოს ამრთმევი კლანკილა;  
12 - ნედლეულის მისაწოდებელი კვანძი; 13 - კომპოსტორი ლიფტრეაქტორზე;  
14 - რეგულირებადი კატალიზატორის ლიფტრეაქტორში შესაყვანი სარკველი

აღნიშნული ფირმა მსოფლიოში ცნობილია კატალიზური კრეკინგის დანადგარების შექმნით. ფირმა იძლევა ყველაზე თანამედროვე და კარგად გამოცდილი კატალიზური კრეკინგის ტექნოლოგიურ სექმას, რომელიც ძალიან მოკლე დროში გავრცელდა მსოფლიოში. პროცესი გამიზნულია გაზოილისა და მძიმე მაზუთის სელექციური კონვერსიისათვის. მიზნობრივ პროდუქტებს წარმოადგენს მაღალოქტანური ბენზინი, დისტილატები და C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> ოლეფინები.

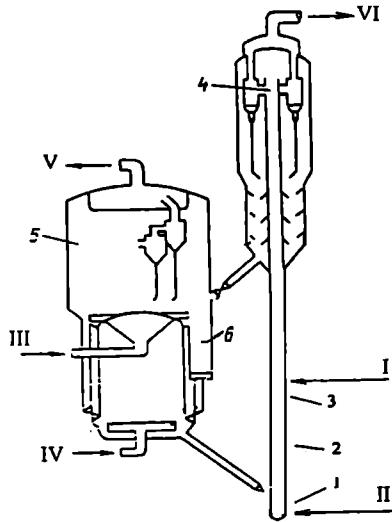
კატალიზური კრეკინგი მიმდინარეობს ნედლეულისა და კატალიზატორის კონტაქტის მცირე დროში. ნედლეული ლიფტ-რეაქტორში ხვდება ინჟინრულად სპეციალურად გადაწყვეტილ სისტემაში. რეაქციის პროდუქტები რეაქტორისა და ციკლონების გავლით გამოდის რეაქტორის ზედა ნაწილებიდან და მიემართება სარეაქტიფიკაციო სვეტში დასაფრაქციონირებლად. დაკოქსედი კატალიზატორი თავსდება რეგენერატორში, სადაც მიმდინარეობს კოქსის გამოწევა.

### IOOP-ფირმის კატალიზური კრეკინგი ფლუოიდ IOOP

ფლუოიდ-IOOP-ის პროცესი გამოიყენება გაზოილისა და მაღალმოლეკულური ნახშირწყალბადების ფრაქციის გადასამუშავებლად მაღალოქტანური ბენზინის, საქვებების საწვავის, ოლეფინების ალკილირებისა და პოლიმერიზაციის, გათხვეადებული ნავთობური აირის და სხვა პროდუქტების მისაღებად.

დანადგარი შედგება ლიფტ-რეაქტორისაგან, რომელშიც გვაქვს რეგენირებული კატალიზატორი. წინასწარი აჩქარების ზონა შერწყმულია ნედლეულის შეყვანის მაღალეფექტურ სისტემასთან, რაც განპირობებულია ნედლეულის სწრაფი დისპერსირებით კატალიზატორის განზავებულ ფაზაში. ეს უკანასკნელი კი ხელს უწყობს ბენზინისა და სხვა ფასიანი პროდუქტების გამოსავლის გაზრდას კრეკინგის პირველ სტადიაზე. შერევის კანძში მიწოდებული აირადი ნახშირწყალბადების დანიშნულებათა რეგენირებული კატალიზატორის აქტივობის შემცირება გარკვეულ დონემდე და მიახლოება წონასწორულ აქტივაციამდე, აგრეთვე კატალიზატორის ზედაპირზე მძიმე ლითონების დალექვის შემცირება (ნახ. 4).

კატალიზატორის რეგენერაცია ხდება ორსაფეხურიან რეგენერატორში, რომელიც ხელს უწყობს კატალიზატორის რეგენერაციის დროს კოქსის გამოწვის ტემპერატურის შემცირებას. I საფეხურზე ხდება კოქსის ძირითადი ნაწილის გამოწევა, მეორეზე კი მთავრდება. კოქსის გამოწვის მბოლავი აირები გაიყვანება I საფეხურიდან, რაც ჟანგბადის ეფექტური გამოყენების შესაძლებლობას იძლევა.



ნახ. 4.  $\text{IOPI}$ -ის ფირის ფლუიდ- $\text{IOPI}$ -ის კატალიზური კრეკინგის პროცესის სქემა

- 1 - ლიტერატორი; 2 - წინასწარი აჩქარების ზონა; 3 - ნედლეულის მიწოდების კვანძი;  
 4 - ციკლონი; 5 - რეგენერატორი; 6 - კატალიზატორის მაცივარი  
 I - ნარჩენი ნედლეული და გამსხნელები, II - გამსხნელი (მსუბუქი აირი),  
 III - ჰერი, IV - ჰერი, V - მბოლავი აირი, VI კრეკინგის პროდუქტების გამოსასვლელი.



## 1.6. ნეთობის ნათელი ფრაქციების კატალიზური გაკეთილშობილება (რიფორმინგი)

(გაკეთილშობილება გულისხმობს ატმოსფერულ-გაქუშური დისტილატების შედგენილობის ისეთ ცვლილებას, რომლის დროსაც დისტილატების ერთი ან რამდენიმე მახასიათებელი უმჯობესდება მათში შემავალი ნახშირწყალბადების ჭიმური გარდაქმნის შედეგად.

გაკეთილშობილების პროცესს მიეკუთვნება:

1. ბენზინის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდა;
2. ბენზინის ფრაქციების კატალიზური რიფორმინგი;
3. იზოსელექტორფორმინგი.

### 1.6.1. ბენზინის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდა

ბენზინის ფრაქციის ჰიდროგაწმენდის ძირითადი დანიშნულებაა მისგან ისეთი ნივთიერებების გამოყოფა, რომლებიც იწვევს პლატინისა და მასთან ბი- და პოლილითონური კატალიზატორების დეზაქტივაციას. ასეთ ნივთიერებებს მიეკუთვნება: გოგირდის, აზოტისა და ფანგბადის ნერთები, ლითონორგანული ნერთები, რომლებიც შეიცავს დარიშხანს, სპილენძს და სხვ. მათ მიეკუთვნება აგრეთვე მეორეული წარმოშობის ბენზინის შედგენილებაში მყოფი უჯერი ნახშირწყალბადები.

ამ ნივთიერებათა მოცილება ხორციელდება ალუმინ-კობალტ ან ალუმინ-ნიკელ-მოლიბდენის კატალიზატორებზე ჰიდრირებით. ჰიდრირების პროდუქტები (გოგირდწყალბადი, ამიაკი) წყალი ჰიდროგენიზატს გამოეყოფა სეპარატორში. ლითონთა ნერთები ილექება ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორზე და თანდათანობით ამცირებს მის აქტივობას; წყლის მოცილება ხორციელდება გამოორთქელის სვეტში.

გოგირდწყალბადის, ამიაკის და წყლის მოცილების შემდეგ, ჰიდროგენიზატი მიეწოდება რიფორმინგის ბლოკს.

### ჰიდროგაწმენდის პროცესში მიმდინარე ძირითადი რეაქციები

ბენზინებში გოგირდოვანი ნერთები წარმოდგენილია მერკაპტანების ( $R-SH$ ), სულფიდების ( $R-S-R'$ ) და დისულფიდების ( $R-S-S-R'$ ) სახით. გარდა აღნიშნული ნერთებისა, მეორეული წარმოშობის ბენზინის ფრაქციებში გვხვდება უჯერი ნახშირწყალბადები. მაღალი ტემპერატურისას ისინი განიცდიან პოლიმერიზაციას და დაკოქსვას.

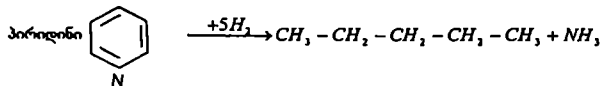
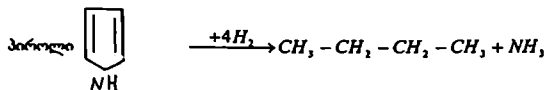
მერკაპტანები, სულფიდები და დისულფიდები შესაბამის ნახშირწყალბადებში ადვილად ჰიდრირდებიან შედარებით დაბალი ტემპერატურების პირობებში:

მერკაპტანები  $R-SH+H_2 \rightarrow RH+H_2S$ ;

დისულფიდები  $R-SS-R'+3H_2 \rightarrow RH+R'H+2H_2S$ ;

სულფიდები  $R-S-R'+2H_2 \rightarrow RH+R'H+H_2S$ .

აზოტოვანი ნაერთებიც გარდაიქმნება პარაფინებად და ამონიაკად:



ჟანგბადიანი შენაერთები გარდაიქმნება ნახშირწყალბადებად და წყლად. ლითონური მინარევი გროვდება კატალიზატორზე და თანდათანობით ხდება დეჰაქტივაცია.

ჰიდრირების რეაქციები მიმდინარეობს სითბოს გამოყოფით, მაგრამ რადგან პროცესის ჯამური თბური ეფექტი დიდი არ არის (20-87 კჯ/კგ ნედლეულზე), ბენზინის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდას რეაქტორში არ ახლავს ტემპერატურის მნიშვნელოვანი ზრდა: რეაქტორში შესვლისას იგი შეადგენს 330-350°C, გამოსვლისას - 370-380°C.

ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე იმყოფება 2,5-5,0 სთ<sup>-1</sup> ზღვარში; წყალბად-შემცველი აირის ცირკულირების ჯერადობა 80-დან 300 ნმ<sup>3</sup>/მ<sup>3</sup>-მდეა ნედლეულის მიმართ.

ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორები. ნედლეულის ჰიდროგაწმენდის პროცესში გამოიყენება AKM, AHMC, ΓO-30-7, ΓO-70 მარკის კატალიზატორები.

კატალიზატორების ძირითადი მახასიათებლები მოცემულია მე-2 ცხრილში.

ჰიდროგაწმენდის ბლოკის პროცესები ახალ კატალიზატორზე დასაწყისში მიმდინარეობს მინიმალურ ტემპერატურაზე, ხოლო შემდგომში კატალიზატორის აქტივობის დაცემასთან ერთად. იზრდება პროცესის ტემპერატურა.

კატალიზატორის ძალაღი აქტივაციის შესასუსტებლად ჰიდროგაწმენდის ტემპერატურას ინარჩუნებენ 210-250°C-ის ფარგლებში.

ჰიდროგენზატის ხარისხი მოწმდება ლაბორატორიული კონტროლით მასში H<sub>2</sub>S-ის, ამიაკის, ტენისა და ქლორის შემცველობის მიხედვით.

ჰიდროგენზატში გოგირდის შემცველობის გაზრდა განპირობებულია:

1. კატალიზატორის აქტივობის დაცემით;
2. ნედლეულის თბომცველის არაპერმეტულობით;
3. სტაბილიზატორის მუშაობის რეჟიმის დარღვევით.

ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორების ძირითადი  
მახასიათებლები

მაჩვენებლები	კატალიზატორები			
	AKM	AHMC	ГО-30-7	ГО-70
კატალიზატორის ფერი	ლურჯ- ციფერი	მოცისფრო- თეთრი	მომწვანო- მოცისფრო	მოცისფრო- თეთრი
გრანულების ზომა, მმ:				
სიგრძე	4-7	4-7	-	-
ღიაშეტი	4-5,5	4-5,5	2±0,5	1,8-5
(CoO), არანაკლებ	4	-	-	-
(NiO), არანაკლებ	-	4	4	4
(MnO <sub>2</sub> ), არანაკლებ	12	12	17-19	12
(Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0,16	0,13	0,20	0,15
(Na <sub>2</sub> O)	0,08	0,2	0,1	0,1
წყარი სიმკვრივე, გ/სმ <sup>3</sup>	0,64-0,74	0,64-0,74	0,8-0,9	0,64-0,78
სიმტკიცის ინდექსი გახლეწაზე, კგ/მმ, საშუალო	1,1	1,2	1,0	1,2
კუთრი ზედაპირი, მ <sup>2</sup> /გ, არანაკლებ	100	100	200	330

ჰიდროგაწმენდის ბლოკი გაშვებამდე იწმინდება და შრება; წარმოებაში ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორის აღდგენა და გაგოგირდიანება წარმოებს რიფორმინგის წყალბადშემცველი აირით, მასში წყალბადის შემცველობა 70-90%-ია.

გაშრობისას სისტემაში წნევას ინარჩუნებენ არანაკლებ 2,5 მპა-ს. ამ დროს ტემპერატურა თანდათანობით (სთ-ში 10-15°C-ით) იზრდება 200-230°C-მდე.

ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორები მაქსიმალურ აქტივობას აღწევენ მაშინ, როდესაც კატალიზატორის სტრუქტურაში შემავალი ლითონები ოქსიდური ფორმიდან გადავლენ სულფიდურში. გოგირდიანი ნაერთების დოზირება დამოკიდებულია კატალიზატორის ტიპზე და მისი გაგოგირდიანების უნარზე. დოზირება არ უნდა აღემატებოდეს კატალიზატორის მასის 6-8%-ს. გაგოგირდიანებას იწყებენ 230°C-დან კატალიზატორზე გოგირდშემცველი ნედლეულის გათვლილი რაოდენობის ეტაპურად მიწოდებით ტემპერატურის 315°C-მდე გაზრდასთან ერთად. ამ ტემპერატურას ინარჩუნებენ აირში გოგირდწყალბადის კონცენტრაციის სტაბილიზაციამდე. ოპერაცია მოითხოვს 4-6 სთ-ს.

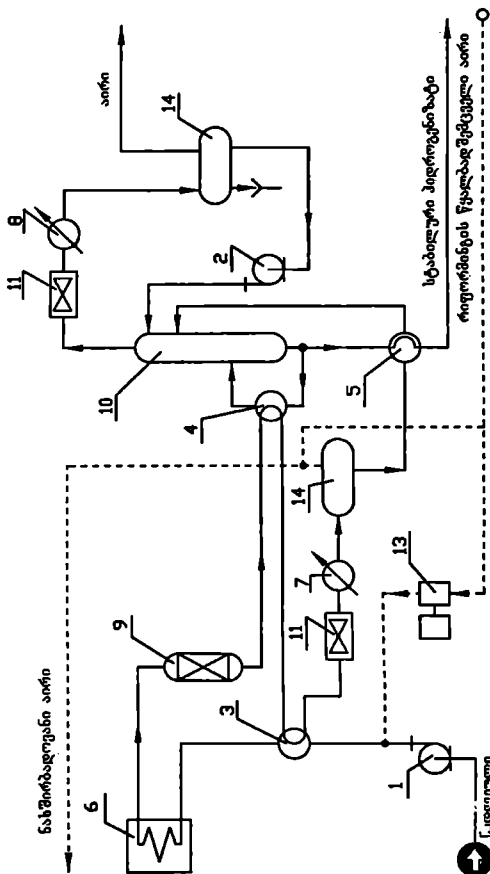
კატალიზატორის გაგოგირდიანების შემდეგ ნედლეულის ჰიდროგენიზაციის პროცესს ატარებენ გაწმენდის საჭირო ხარისხის მიღწევამდე. არაკონდენცირებული ჰიდროგენიზატი ცირკულირებს სქემით: ნედლეულის რეზერვუარი – ჰიდროგენიზატის რეაქტორი – მასტაბილიზებული სვეტი – სტაბილური ჰიდროგენიზატის რეზერვუარი. მას შემდეგ, რაც ჰიდროგენიზატში გოგირდის შემცველობა 1 მლნ<sup>-1</sup>-ზე ნაკლები გახდება, ჰიდროგენიზატს მიაწოდებენ რიფორმინგის ბლოკს.

### ბენზინების ჰიდროგაწმენდის ტექნოლოგიური სქემა

ბენზინების ჰიდროგაწმენდის ბლოკის პრინციპული სქემა მოცემულია მე-5 ნახაზზე. ნედლეული ტუმბოთი მიეწოდება თბომცველს, სადაც ცხელდება რეაქციის პროდუქტებით; ამის შემდეგ, ღუმელში 330-350°C-მდე გასხელებული ნედლეული შედის ჰიდროგენიზატის რეაქტორში, სადაც წნევა 3,5-4,0 მპა-ია. რეაქტორში მიმდინარეობს ნედლეულის ჰიდრირება. რეაქტორიდან გამოსული ჰიდროგენიზატი სითბოს გადასცემს რიბოილერს სვეტის ძირის გასაცხელებლად, ჰაერისა და წყლის მაციერების გავლით შედის სეპარატორში, სადაც მას გამოეყოფა წყალბადშემცველი აირი. ეს უკანასკნელი ბრუნდება ცირკულაციის სისტემაში, ხოლო არასტაბილური ჰიდროგენიზატი შედის სტაბილიზაციის სვეტში. წყალბადშემცველი აირის ნაწილი შერევა რიფორმინგის აირს, გაივლის საცირკულაციო კომპრესორს, ხოლო შემდეგ სამსვლიანი შემრევის მეშვეობით შერევა სტაბილურ ჰიდროგენიზატს. არასტაბილური ჰიდროგენიზატი სეპარატორიდან თბომცველის გაკლით შედის სტაბილიზაციის სვეტის შუა ნაწილში. სვეტის ზედა თუფში ირწყვება. სვეტის ზევიდან გამოიყოფა ნედლეულის მსუბუქი ნაწილი რეაქციის აქროლად პროდუქტებთან ერთად. ჰაერის მაციერის, კონდესატორ-მაციერისა და წყლის მაციერის გავლით იგი გროვდება აირსეპარატორში, რომლის ზედა ნაწილიდან გამოსული აირი მიიხმარება ჩირაღდნისათვის, ხოლო გამოყოფილი წყალი ჩადის დახურულ საკანალიზაციო სისტემაში. სტაბილური ჰიდროგენიზატი სვეტის ქვედა ნაწილიდან თბომცველის გავლით მიემართება კატალიზური რიფორმინგის სისტემის სამსვლიან შემრევაში.

#### 1.6.2. ბენზინის ფრაქციების კატალიზური რიფორმინგი

ბენზინისათვის ერთ-ერთი მნიშვნელოვანი და მთავარი მახასიათებელია დეტონაციური მედეობა – უნარი, თვითაალებას შეეწინააღმდეგოს შეკუმშვისას. ბენზინების დეტონაციური მედეობის საზომი ერთეულია ოქტანური რიცხვი (O<sub>r</sub>), რომელიც შეესაბამება იზოოქტანის მოცულობით %-ულ შემცველობას ნარევეში იზოოქტანი (O<sub>r</sub>=100): – ნ-პეტანი (O<sub>r</sub>=0).



ნახ. 5. სეზონის ფრაქციის პიროვნების დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1,2 - ტუმბოები; 3,4,5 - თბოიკვლები; 6 - ღებელი; 7,8 - წყლის მაცივარი; 9 - რეპტორი;  
 10 - სეფტი; 11,12 - სეფტის მაცივარი; 13 - კომპლესორი;  
 14 - საყვი; 15 - კომპლესორი.

ოქტანური რიცხვი ისაზღვრება ერთილინიდან ძრავულ დანადგარებზე УИТ-85 ან УИТ-65 ორი მეთოდით: ძრავული (ბ/ოსტი 511-82) და კვლევითი (ბ/ოსტი 8226-82).

√ ბენზინის დეტონაციურ მედეგობას განსაზღვრავს ნახშირწყალბადოვანი შედეგნილობა. მაღალი დეტონაციური მედეგობა აქვს არომატულ ნახშირწყალბადებს, ყველაზე დაბალი კი ნორმალურ პარაფინებს. შუალედური მდგომარეობა უკავია იზოპარაფინულ, ნაფტენურ და ოლეფინურ ნახშირწყალბადებს. ეს უკანასკნელი ეკოლოგიურად იმდენად მაღალი სისუფთავით ხასიათდება არომატულ ნახშირწყალბადებთან შედარებით, რომ დღეს მსოფლიო მზად არის მაღალოქტანურ ბენზინში მინიმუმამდე დაიყვანოს არომატული ნახშირწყალბადების შემცველობა და გაზარდოს ოლეფინური და იზოპარაფინული ნახშირწყალბადების რაოდენობა.

დაბალი დეტონაციური მედეგობა აქვს პირდაპირი გამოხდის ბენზინს. მათი ოქტანური რიცხვი არ აღემატება 40-55 ერთეულს (ძრავული მეთოდი). დაბალი ოქტანური რიცხვის მქონე ბენზინი წარმოადგენს ნელელულს მაღალოქტანური ბენზინების მისაღებად კატალიზური ფორმინგის, კერძოდ, რიფორმინგის გზით. ეს პროცესი ფართოდ გამოიყენება თანამედროვე ნავთობ-გადასამუშავებელ ქარხნებში. კატალიზური რიფორმინგის ძირითადი დანიშნულებაა ფრაქციაში პარაფინებისა და ნაფტენების ქიმიური გარდაქმნებით არომატული ნახშირწყალბადებისა და იზონაერთების მიღება, გარდა ამისა, ჰიდრირება-დეჰიდრირებისა და ჰიდროკრეკინგის პროცესების ჩატარება.

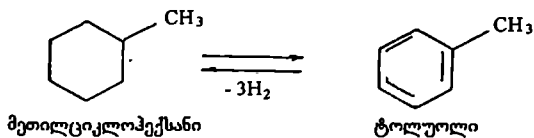
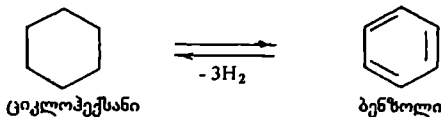
### კატალიზური რიფორმინგის პროცესის ქიმიში

(კატალიზური რიფორმინგის პროცესი მიმდინარეობს მაღალი ტემპერატურის პირობებში კატალიზატორების თანაობისას. კატალიზატორებად გამოიყენება პლატინა და პალადიუმი ან მათი შენარტები სხვა ლითონებთან) (რენიუმი, კადმიუმი), რომლებიც დაფენილია ჰალოგენებით (ქლორი ან ფტორი) პრომოტირებულ ალუმინის ოქსიდზე.

(კატალიზური რიფორმინგის ძირითად რეაქციებს წარმოადგენს დეჰიდრირება) (დეჰიდროგენიზაცია) ექვსწვერიანი ნაფტენებისა, რომლებიც არომატული ნახშირწყალბადების წარმოქმნის საფუძველია, აგრეთვე პარაფინების იზომერიზაცია და შემდგომში ნაწილობრივი დეჰიდროკრეკინგისა.

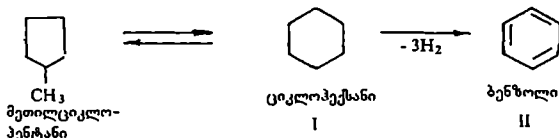
დეჰიდრირებას ექვემდებარება მხოლოდ ექვსწვერიანი ნაფტენები. ციკლოქექსანი – ბენზოლში, მეთილციკლოქექსანი – ტოლუოლში და ა.შ.

ნაფტენური ბირთვი კარგავს 3 მოლეკულა წყალბადს და გარდაიქმნება არომატულ ნახშირწყალბადად

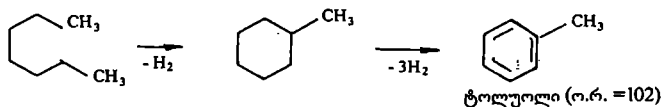


დეჰიდრირების რეაქცია შეეცევალია: 300°C-ზე დაბალი ტემპერატურისას წონასწორობა გადაინაცვლებს მარცხნივ; ტემპერატურის აწვეისას წონასწორობა უფრო მეტად გადაწეულია მარჯვნივ.

შიშეელებირთეიანი ხუთწეერიანი ნაფტენი, რომელსაც შეიცავს ბენზინი (ციკლოპენტანი), უშეალოდ არ დეჰიდრირდება, მაგრამ მისი კომოლოგები (მეთილციკლოპენტანი და სხე.) დეჰიდრირდება პლატინისა და სხვა აქტიური ლითონის თანაობისას. რიფორმინგის კატალიზატორების თანაობისას თავდაპირველად იზომერიზდება (I) ექვსწეერიანი ბირთეის წარმოქმნით (ტემპერატურის დაწეეით წონასწორობა გადაინაცვლებს მარცხნივ), ხოლო შემდეგ ექვსწეერიანი ნაფტენის ბირთეი დეჰიდრირდება არომატულ ნახშირწყალბადებამდე (II):



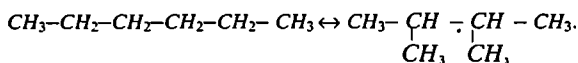
(რიფორმინგის პროცესში მეორე მნიშვნელოვანი რეაქციაა არომატიზაცია, რომელიც პარაფინების (ალკანების) დეჰიდროციკლიზაციით მიმდინარეობს: )



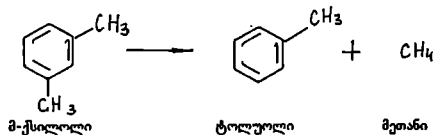
ნ-ჰექსანი (ო.რ.=0)

პარაფინების დეჰიდროციკლიზაცია პრაქტიკულად შეუქცევალია, მაგრამ მიმდინარეობს უფრო ნელა, ნაკლები სიღრმით და ხელეეციურობით, ვიდრე ნაფტენების დეჰიდროგენიზაცია. გარდა

ამისა, რიფორმინგის პროცესს თან ახლავს C<sub>9</sub>-C<sub>14</sub> პარაფინების ჰიდროკრეკინგი (სამრეწველო რიფორმინგის ტემპერატურა >500°C). ამავე დროს ადგილი აქვს C<sub>5</sub>-C<sub>6</sub> პარაფინული ნახშირწყალბადების იზომერიზაციას მაღალმოტანური იზომერატების წარმოქმნით. მაგალითად, ნორმალური პექსანი (ორ=25) იზომერიზდება 2,3-დიმეთილბუტანად (ორ=95)

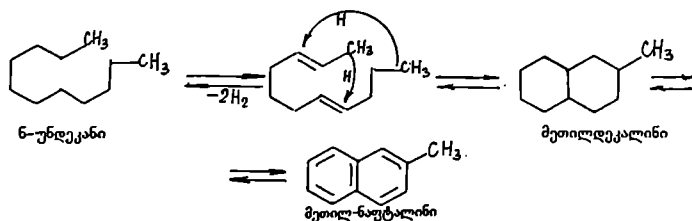


ალკილარმატულმა ნახშირწყალბადმა, რომელსაც შეიცავს ნელლეული და რომელიც წარმოიქმნება რიფორმინგის პროცესში, შეიძლება განიცადოს იზომერიზაცია და დეალკილირება. მაგალითად, მეტა-ქსილოლი ნაწილობრივ იზომერიზდება ორთო- და პარა-ქსილოლებად, და აგრეთვე ერთი მეთილის რადიკალის მოხლეჩით გარდაიქმნება ტოლუოლად:



ამ დროს წარმოქმნილი მეთანი, ისევე როგორც მსუბუქი ნახშირწყალბადები (მეთანიდან ბუტანების ჩათვლით) - ჰიდროკრეკინგის რეაქციის პროდუქტები - წყალბადშემცველ აირთან ერთად წარმოადგენენ რიფორმინგის პროცესის გვერდით პროდუქტს, თუმცა მნიშვნელოვანს.

დეალკილირების რეაქციასთან ერთად მიმდინარეობს შემჭიდროების რეაქცია, რომლის პროდუქტებს წარმოადგენს კონდენსირებული არომატული ნახშირწყალბადები (ალკილნაფტალინები, ალკილინდანები და სხვ.) რიფორმინგის საწყისი ნელლეულის მიმართ 0,5-0,7%-ის რაოდენობით. მათი წარმოქმნის სავარაუდო სქემა შემდეგია:





( მნიშვნელოვანი ფაქტორია ნედლეულის ხარისხი და მისი ვარგისიანობა რიფორმინგის პროცესისადმი, რაც გულისხმობს ნედლეულის ნახშირწყალბადოვან და ფრაქციულ შედგენილობას და აგრეთვე მასში კატალიზატორების დეზაქტივატორების არარსებობას. )

ნედლეულად გამოიყენება ნაფტენებით მდიდარი ბენზინის ფრაქცია. ამ შემთხვევაში ბენზინის ფრაქციიდან რიფორმატის გამოსავალი 3,5-5%-ით, ხანდახან კი 10-12%-ით მეტია, პარაფინული ნედლეულის რიფორმატთან შედარებით.

პარაფინული ნაეთობების ბენზინის ფრაქციების რიფორმინგის უპირატეს რეაქციას წარმოადგენს დეჰიდროციკლიზაცია, იზომერიზაცია და ჰიდროკრეკინგი, რომლებიც დაბალოქტანური ბენზინის ფრაქციიდან აეტობენზინ A-72-76-ის მიღების საფუძველია.

რიფორმინგის ნედლეულში ალიფატური უჯერი ნაერთების არსებობა არასასურველია, რადგან ამ შემთხვევაში ცირკულირებადი ნახშირწყალბადოვანი აირის წყალბადი არარაციონალურად იხარჯება უჯერი ნახშირწყალბადების ჰიდრირებაზე. ამიტომ კატალიზური რიფორმინგისათვის იყენებენ პირდაპირ ნახადი ბენზინის ფრაქციას; მეორეული ბენზინის ფრაქციის გამოყენება კატალიზური რიფორმინგის პროცესში შესაძლებელია მხოლოდ პირდაპირნახად ნედლეულთან ნარევის სახით, წინასწარი ღრმა ჰიდროგაწმენდის შემდეგ.

კატალიზური რიფორმინგის ნედლეულის ფრაქციული შედგენილობა განისაზღვრება პროცესის მიზნობრივი დანიშნულებით. თუ კატალიზური რიფორმინგის პროცესის მიზანია მაღალოქტანური ბენზინების წარმოება, მაშინ ნედლეულად აიღება 85-180°C ინტერვალში მდულარე ფრაქცია.

85°C-მდე მდულარე ფრაქციის რიფორმინგი არასასურველია, რადგან ამ დროს ძირითადად მიმდინარეობს ჰიდროკრეკინგი დიდი რაოდენობით აირის წარმოქმნით. ამ დროს არ ხორციელდება ნედლეულის არომატიზაცია, რადგან C<sub>6</sub> ნახშირწყალბადები ძნელად გარდაიქმნება არომატულ ნახშირწყალბადებად.

აღსანიშნავია, რომ ფრაქციას, რომელიც დღეს 85°C-მდე, აქვს მაღალი ოქტანური რიცხვი. იგი სუფთა კომპონენტის ან მისი იზომერატების სახით ემატება სასაქონლო ბენზინს.

არასასურველია 180°C-ზე მაღლა მდულარე ფრაქციის მქონე ნედლეულის გამოყენება რიფორმინგის პროცესში, რადგან იზრდება კოქსის რაოდენობა და კატალიზატორი კარგავს აქტივობას.

რიფორმინგი ხშირად ტარდება ბენზოლის და ტოლუოლის მისაღებად. ნედლეულს წარმოადგენს ბენზინის ვიწრო ფრაქციები: 62-85 და 85-105°C და ა.შ. შესაბამისად, ბენზოლი წარმოიქმნება ციკლოპექსანისაგან, ტოლუოლი კი - მეთილციკლოპექსანისაგან, დიმეთილ-

ციკლოპენტანისა და ნ-ჰექსანისაგან. ქსილოლების მისაღებად გამოიყენება ვიწრო ფრაქცია, მდლარე 105-127°C-ის ინტერვალში.

გოგირდოვანი ნივთიერებები არის კატალიზატორების ერთ-ერთი ძირითადი დეზაქტივატორი. სასურველია რიფორმინგის ნედლეულში გოგირდის შემცველობა იყოს მინიმალური. განსაკუთრებით მგრძობობიარეა გოგირდის მიმართ პლატინა-რენიუმის კატალიზატორები; გოგირდის შემცველობა ამ შემთხვევაში არ უნდა აღემატებოდეს  $1 \cdot 10^{-6}$  %-ს; ზღუდავენ აგრეთვე აზოტის  $0.5 \cdot 10^{-4}$  %-ზე და ტენის  $4 \cdot 10^{-4}$  %-ზე შემცველობას.

აუცილებელია გოგირდის შემცველმა ნედლეულმა რიფორმინგამდე განიცადოს ჰიდროგაწმენდა.

ციკულირებად წყალბადშემცველ აირში ტენის მაღალი შემცველობა კატალიზატორიდან გამორეცხავს ჰლოგენს ( $HCl$ -ის ან  $HF$ -ის სახით), მაგრამ ტენის ძალიან დაბალი შემცველობაც უარყოფითად მოქმედებს სარჩელის (ალუმინის ოქსიდი) თვისებებზე. ამიტომ ტენის შემცველობა აირში უნდა იყოს  $(1.0-1.5) \cdot 10^3$  %-ის ინტერვალში.

ლითონორგანული ნივთიერებების დასაშვები შემცველობა ჰიდროგაწმენდავ ნედლეულში უნდა იყოს  $0.005$  მლნ<sup>-1</sup>, ჰიდროგაწმენდილ ნედლეულში კი  $0.0001$  მლნ<sup>-1</sup>.

რიფორმინგის პროცესში მნიშვნელოვანი ფაქტორებია ტემპერატურა და ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე.

არომატიზაციის რეაქცია მიმდინარეობს მაღალი ტემპერატურისას ( $470-520^{\circ}C$ ) პლატინა-რენიუმის კატალიზატორების თანაობისას და ( $480-530^{\circ}C$ ) -ზე - პლატინის მონაწილეობით.

ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე ეწოდება ნედლეულის იმ მოცულობას, რომელიც გაივლის კატალიზატორის გარკვეულ მოცულობაში ერთი საათის განმავლობაში. მოცულობითი სიჩქარის განზომილებაა

$$V = \frac{m^3}{m^3 \cdot \text{სთ}} = \frac{1}{\text{სთ}} = \text{სთ}^{-1}.$$

მიზანშეწონილია პარაფინების არომატიზაცია (დეჰიდროციკლიზაცია) ჩატარდეს უფრო მაღალი ტემპერატურისა და ნედლეულის მიწოდების მაღალი მოცულობითი სიჩქარის პირობებში. მაგალითად, პარაფინული ნედლეულის რიფორმინგისას ორი სხვადასხვა რეჟიმის შემთხვევაში მიღებული კატალიზატების რაოდენობებია: 80% (მას.), ნედლეულის მიმართ,  $500^{\circ}C$ -ისა და  $V=1.5$  სთ<sup>-1</sup> პირობებში 87% (მას.). უნდა აღინიშნოს ისიც, რომ კოქსის გამოსავალი ბევრად უფრო დაბალია მეორე შემთხვევაში.

სამრეწველო პირობებში ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე სხვადასხვა დანიშნულების რიფორმინგის პროცესში სხვადასხვაა და იგი 1-დან 4 სთ<sup>-1</sup> ინტერვალში მერყეობს. მუდმივი მოცულობითი სიჩქარის შემთხვევაში სარეაქციო ტემპერატურის აწევისას

ნედლეულის არომატიზაციის ხარისხი იზრდება, მაგრამ კატალიზატის გამოსავალი გაძლიერებულიად მცირდება აირისა და კოქსის წარმოქმნის ხარჯზე. არომატიზაციის პროცესის ხარისხი იზრდება აგრეთვე მუდმივი ტემპერატურისა და ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარის შემცირების შემთხვევაშიც.

აქედან გამომდინარე, ტემპერატურისა და ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარის ფაქტორები მჭიდროდაა ერთმანეთთან დაკავშირებული. მათი შესაბამეული მოქმედებით ერთსა და იმავე კატალიზატორის შემთხვევაში შესაძლებელია ოპტიმალური შედეგების მიღწევა როგორც რიფორმატის გამოსავლით, ასევე მისი არომატიზაციის ხარისხით.

რიფორმინგის პროცესის ბირთვადი რეაქციები (ნაფტენების დეჰიდრირება, პარაფინების დეჰიდროციკლიზაცია და იზომერიზაცია) ტარდება სითბოს შთანქობით, ხოლო ჰიდროკრეკინგის რეაქცია – სითბოს გამოყოფით.) რაღაან რიფორმინგის მიმდინარეობისას კატალიზატორი ნაწილდება სამ რეაქტორში (საფეხურზე) და ყოველ რეაქტორში (საფეხურზე) უპირატესად მიმდინარეობს ესა თუ ის რეაქციები, ადგილი აქვს ტემპერატურის ვარდნას ნედლეულის გავლისას კატალიზატორის ფენაში. პირველი საფეხურის უპირატეს რეაქციას წარმოადგენს ნაფტენების დეჰიდრირება. დანარჩენ ორ საფეხურზე უპირატესად მიმდინარეობს პარაფინების დეჰიდროციკლიზაციის, იზომერიზაციისა და ჰიდროკრეკინგის რეაქციები. ტემპერატურის ჯამური ვარდნა დამოკიდებულია ყოველ საფეხურზე მიმდინარე რეაქციათა თანაფარდობაზე. ტემპერატურული ვარდნები, განსაკუთრებით პირველ საფეხურზე, წარმოადგენს კატალიზატორის აქტივობის მასხაიათებულს. კატალიზატორის აქტივობის დაწვეისას მცირდება როგორც ცალკეული რეაქტორების, ასევე ჯამური ტემპერატურული ვარდნა.

რეაქტორებში ტემპერატურული ვარდნა დამოკიდებულია აგრეთვე ნედლეულის ქიმიურ შედეგნილობაზე; რაც მეტია ნედლეულში ნაფტენები, მით მეტია ტემპერატურული ვარდნა. ეს უკანასკნელი გამოწვეულია არომატიზაციის რეაქციებით.

(რიფორმინგის პროცესში მნიშვნელოვანი ფაქტორია აგრეთვე წყალბადის წნევა და წყალბადშემცველი აირის ცირკულირების ჯერადობა.) რიფორმინგის სისტემაში წყალბადის წნევის გაზრდა აბრკოლებს ნედლეულის არომატიზაციას. მაგრამ წყალბადის მაღალი წნევა აუცილებელია კრეკინგის გვერდითი რეაქციების უჯერი პროდუქტების გასაჯერებლად. თუ წყალბადის წნევა არ არის მაღალი, მაშინ კატალიზატორის ზედაპირზე მიმდინარეობს უჯერი ნახშირწყალბადების ღრმა შემჭიდროება, რაც ამცირებს კოქსის წარმოქმნას, ე.ი. პროცესის წარმართვა წყალბადის მაღალი წნევის პირობებში მნიშვნელოვნად ზღუდავს კოქსწარმოქმნის პროცესს.

წყალბადის პარციალური წნევის გაზრდით იზრდება მისი მაჰიდრირებელი მოქმედება. წყალბადის მაღალი პარციალური წნევა მიიღწევა მისი ცირკულირებით. მიღებული მშრალი

აირი შეიცავს 80-90% (მოც.) წყალბადს და დანარჩენს აიროვან ნახშირწყალბადებს, რაც ზრდის კატალიზატორის მუშაობის ხანგრძლივობას.

როგორც წესი, წყალბადშემცველი აირის ჯერადობა დგინდება ნელლულის ხარისხით, კატალიზატორის აქტივობით, პროცესის სიღრმით და ეკონომიკური მოსაზრებებიდან გამომდინარე. სარეაქციო აირების ნარევის წყალბადშემცველი აირით მრავალჯერადი განზავება ზრდის კატალიზატორის მუშაობის ხანგრძლივობას.

პლათფორმინგის რეაქტორებში წყალბადშემცველი აირის წნევა 3,5-4,0 მპა, რაც საშუალებას იძლევა მნიშვნელოვნად შემცირდეს კატალიზატორის დაკოქსვა და, შესაბამისად, კატალიზატორის რეგენერაციის ვადა რამდენიმე თვემდე გაიზარდოს, რაც შემთხვევებში კი 1,5-3 წლამდე.

### რიფორმინგის კატალიზატორები

ბენზინების სამრეწველო კატალიზურ არმატიზაციას თავდაპირველად ატარებდნენ შედარებით დაბალაქტიური და დაბალსელექტიური კატალიზატორების, კერძოდ, ქრომისა და მოლიბდენის ოქსიდების თანაობისას. პროცესს ეწოდებოდა ჰიდროფორმინგი, სადაც წყალბადშემცველი აირის წნევა იყო 1,4 მპა. პროცესი მიმდინარეობდა კატალიზატორის დაკოქსვით, კატალიზატორი საჭიროებდა რეგენერირებას ყოველ 6-8 სთ-ში. ამასთან დაკავშირებით, ყოველი რეაქტორი იყო დუბლირებული. კატალიზატორის დაბალი აქტიურობა იწვევდა ნაფტენების არასრულ დეჰიდროგენიზაციას და პარაფინების მცირედ გარდაქმნას – დეჰიდროციკლიზაციისა და იზომერიზაციის მიმართულად.

შემდგომში რიფორმინგის პროცესში გამოიყენეს მაღალაქტიური და მაღალსელექტიური კატალიზატორები. ამ შემთხვევაში მნიშვნელოვან ეტაპს წარმოადგენდა ქრომ-მოლიბდენის ოქსიდების კატალიზატორებიდან პლატინის კატალიზატორებზე გადასვლა. (ამჟამად, მრეწველობაში გამოიყენება პლატინის ჯგუფის კატალიზატორები – ალუმინპლატინის (АП-64) და აგრეთვე КР სერიის ბილითონური კატალიზატორები (КР-104, КР-108, КР-110) და РБ-1. КБ და РБ სერიის კატალიზატორები, პლატინის გარდა შეიცავს რენიუმს და კადმიუმს, შესაბამისად.

პლატინის კატალიზატორი მიეკუთვნება ბიფუნქციურ კატალიზატორებს: აქტიურ მატარებელს (ალუმინის ოქსიდი ან ალუმოსილიკატი მაგ., გუმბრინი, ჭყვი) აქვს მყავური ცენტრები, რომლებზეც მიმდინარეობს პარაფინების და ციკლოპარაფინების იზომერიზაცია, ჰიდროკრეკინგი, წარმოქმნილი ოლეფინების წყალბადით გაჯერება და უმნიშვნელო იზომერიზაცია. წმინდად დისპერსირებულ მატარებლის ზედაპირზე თანაბრად დაფენილი პლატინა ჰიდრირება-დეჰიდრირების თვისებებით ხასიათდება, რაც დადებით გავლენას ახდენს დეჰიდრირების, დეჰიდროციკლიზაციის და იზომერიზაციის რეაქციებზე.

მატარებლის აქტივობის გასაძლიერებლად მის ზედაპირზე გაატარებენ ქალოგენებს (ქლორს ან ფტორს HCl-ის ან HF-ის სახით, შესაბამისად). ქალოგენი (უპირატესად, ქლორი) შეჰყავთ კატალიზატორის რეგენერაციის პერიოდში ან ნედლეულთან ერთად. მატარებლის პიდროკრეკინგის უნარი განისაზღვრება იმ აქტიური ცენტრების რაოდენობით, რომლებიც იმყოფება პლატინის „კრისტალების“ მახლობლად და რომლებიც მათ იცავს დაკოქსისაგან.

პლატინის კატალიზატორს აქვს მაქსიმალური მაჰიდრირებელი აქტივობა, მაშინ, როცა მატარებელზე პლატინის შემცველობა 0,08% (მას.)-ია. მაგრამ სამრეწველო კატალიზატორები შეიცავს 0,5-0,6% (მას.) პლატინას. თანაფარდობა დაფენილი პლატინისა და შესამავებული ქალოგენის მასებს შორის დაახლოებით ერთის ტოლია.

ბილითონურ კატალიზატორებს მიეკუთვნება პლატინა-რენიუმის კატალიზატორი, რომელშიც იმავე მატარებელზე იმყოფება ორივე ლითონი, თითოეული ~0,4% (მას.) რაოდენობით. მეორე ლითონის — რენიუმის არსებობა აბრკოლებს პლატინის კრისტალების გამსხვილებას დროთა განმავლობაში და, შესაბამისად, მისი აქტიური ცენტრების რიცხვის შემცირებას. ამ კატალიზატორზე მიმდინარე სამრეწველო პროცესს ეწოდება რენიფორმინგი. პლატინა-რენიუმის კატალიზატორს შეუძლია პროცესი 470-500°C და 1,4-2,0 მპა პირობებში წაიყვანოს. რენიუმის გარდა, მეორე ლითონის სახით გამოიყენება გერმანიუმი, ირიდიუმი, როდიუმი, კალა და ტყვია.

რიფორმინგის კატალიზატორების დახასიათება მოცემულია მე-3 ცხრილში (ძირითადი მაჩვენებლები). კატალიზატის ოქტანური რიცხვი 85-ზე ნაკლები არ არის.

ალუმინ-პლატინის (Al-64) კატალიზატორის დამზადების პროცესში ავოგირდიანებენ (ამუშავენ გოგირდით) მისი შენახვის, ტრანსპორტირებისა და ჩატვირთვის შემთხვევაში დეზაქტივაციის თავიდან აცილების მიზნით. გაავოგირდიანებული ალუმინ-პლატინის კატალიზატორი გამოიყენება აგრეთვე ახალ კატალიზატორად კრეკინგის დანადგარში მაღალი კრეკირებადი პროცესების შესასუსტებლად (ჩასახშობად).

Al-64 კატალიზატორისაგან განსხვავებით, KP სერიის კატალიზატორებს პირიქით, გამოიყენებენ გოგირდგამოუკლელი სახით, რაც მათ ხდის უფრო მგრძობიარეს სენახვისა და ჩატვირთვისას. ამ სერიის კატალიზატორები გაავოგირდიანებას იმ შემთხვევაში მოითხოვს, თუ კრეკინგის დანადგარებში გამოიყენება მაღალი კრეკირებადი პროცესების შესასუსტებლად.

რიფორმინგის მიზნობრივ რეაქციებს მაღალი სელექციურობით წარმართავს PP-სერიის კატალიზატორები, განსხვავებით KP და R-56 (საზღვარგარეთული) სერიების კატალიზატორებისაგან. PP-სერიის კატალიზატორები რიფორმინგ-ბენზინის გამოსავალს 86-88%-მდე ზრდის (მას.); წყალბადის გამოსავალს — 2,0-3,0%-მდე (მას.); წყალბადის კონცენტრაციას წყალბად-შემცველ აირში — 83-86%-მდე (მოც.).

## რიფორმინგის კატალიზატორების ძირითადი მაჩვენებლები

მაჩვენებლები	АП-64	KP 106A	KP 104A	KP-108	KP-110
ქიმიური შედგენილობა, % მას.					
პლატინა	0,62	0,6	0,36	0,36	0,36
რენიუმი	–	0,3	0,21	0,36	0,20
კადმიუმი	–	–	0,25	0,25	0,25
ქლორი	0,75	1,75	1,2	1,35	1,35
სულფატ-იონი	–	–	–	0,38	0,38
კატალიზატორის ნაყარი სიმკვრივე, გ/სმ <sup>3</sup>	0,64	0,63	0,64	0,63	0,63
სიმტკიცის კოეფიციენტი, კგ/მმ საშუალო	0,97		1,05		
ექსტრუდატების ზომა, მმ:					
დიამეტრი	2,8				
სიგრძე	5				
კუთრი ზედაპირი, მ <sup>2</sup> /გ არანაკლებ	195	–	210		
პროცესის ტემპერატურა, °C	510	510	500	490	490
ბენზინის ოქტანური რიცხვი, ძრავული მეთოდით	86	86,5	89	85,0	86
დებუტანიზებული ბენზინის გამოსავალი %, არანაკლებ	83	80	80	84	84

ПП-50 და ПП-51 კატალიზატორების მნიშვნელოვან უპირატესობას ანალოგებისაგან განსხვავებით, წარმოადგენს ბენზოლის წარმოქმნის დაბალი აქტივობა. ამის გამო, სასაქონლო რიფორმინგ-ბენზინში გამოიზნული ოქტანური რიცხვი მიიღწევა არომატული ნახშირწყალბადების შემცირებული შემცველობით და იზომერიზაციის პროდუქტების რაოდენობრივი გაზრდით;

ПП-კატალიზატორების სამრეწველო ექსპლუატაციამ ხანგრძლივი პერიოდის განმავლობაში სხვადასხვა საწარმოო სიტუაციების დროს (მრავალჯერადი გაჩერება და გაშვება რეგენერაციის გარეშე, ავარიული გაჩერებები, კომპრესორების ზეთის გამოტანა ცირკულაციიდან, რეგენერაციები და ა.შ.) დაადგინა კატალიზატორის მაღალი აქტივობა და საწყისი თვისებების აღდგენის უნარი.

რიფორმინგის კატალიზატორებს ПП-50 და ПП-51 აქვს გარანტიები:

– კატალიზატორების ექსპლუატაციის ვადა – არანაკლებ 8 წელი;

- დანადგარებზე კატალიზატორების მუშაობით მიღწევა შემკვეთის დაკვეთილი მაჩვენებლები;
- შესაბამისობა კატალიზატორების ტექნიკური პირობების ხარისხსა და მოცემული კატალიზატორების ხარისხის პასპორტს შორის;
- რეგენერაციათშორისი ციკლის ხანგრძლივობა 18-36 თვე;
- კატალიზატორის მუშაობის პერიოდში გადაშეშებული ნედლეულის რაოდენობა არანაკლებია 100 ტ/კგ კატალიზატორზე.

### რიფორმინგის კატალიზატორების რეგენერაცია და ოქსიქლორირება

რიფორმინგის პლატინისა და პოლილითონური კატალიზატორების უანგვეთი რეგენერაცია ხორციელდება კატალიზატორიდან კოქსის გამოწვისა და კატალიზატორის აქტივობის აღდგენის მიზნით.

კატალიზატორის აქტივობის შემცირების ნიშნებია:

1. კატალიზატის გამოსავლის შემცირება და ნახშირმჟავა აირების გამოსავლის გაზრდა;
2. კატალიზატის ოქსანური რიცხვის დაცემა, მასში უჯერი ნაერთების კონცენტრაციის გაზრდა, მოშვანო-ყვითელი შეფერილობის წარმოქმნა;
3. საცირკულაციო აირში წყალბადის კონცენტრაციის შემცირება 60-65%-მდე და მასში ნახშირწყალბადოვანი კომპონენტების კონცენტრაციის გაზრდა;

4. რეაქტორებში ტემპერატურული სხვაობის შემცირება, განსაკუთრებით პირველ რეაქტორში. რეგენერაციის დაწყებამდე შწარმოებლობას და აირნედლეულის ტემპერატურას თანდათანობით 20-40°C-ით ამცირებენ სთ-ში. 430°C-ზე წყვეტენ ნედლეულის მიწოდებას და აგრძელებენ 80-90%-იანი (წყალბადის მიმართ) წყალბადშემცველი აირის ცირკულირებას, რიფორმინგის სისტემას ათავისუფლებენ ნახშირწყალბადებისაგან. შემდგომში, ნახშირწყალბადების მოცილების მიზნით, კატალიზატორზე ატარებენ წყალბადს 10-12 სთ-ის განმავლობაში 500°C-მდე ტემპერატურის პირობებში. ამის შემდეგ რეაქტორებში ტემპერატურა დაყავთ 100°C-ზე, დაწვევენ წნევასც და სისტემას აზოტით განბერავენ წყალი აირების საბოლოოდ მოსაცილებლად.

რეგენერაციას ატარებენ ზღერული ტენიანობისა და კომპრესორების ქლორისაგან დაცვის პირობებში. ამისათვის რეგენერაციის სქემაში რთავენ წინასწარ გამშრალ ცეოლითს NaA, რეაქტორის შესასვლელში ტემპერატურას ზრდიან 250-270°C-მდე და იწყებენ ჰაერის მიწოდებას. აზოტ-ჰაერის ნარევი ჟანგბადის შემცველობა თავიდან 0,5-0,6%-მდეა (მოც.). რამდენიმე სთ-ის შემდეგ, ჟანგბადის შემცველობას ზრდიან 11%-მდე (მოც.) და კოქსის ძირითად

მასას გამოწვევენ 300-400°C-ზე. ამ სტადიაზე ჰაერს ყველა რეაქტორში აწოდებენ კოქსის გამოწვის დასაჩქარებლად.

მომდევნო სტადიაზე ტემპერატურას ზრდიან 480°C-მდე, ზოლო ჟანგბადის კონცენტრაციას 3%-მდე (მოც.). წვა ამ სტადიაზე არაინტენსიურია, შემდეგ კი სრულად წყდება. ამის შემდეგ რეაქტორში ტემპერატურა აყვავთ 500°C-მდე და ამ ტემპერატურისა და ჟანგბადის 3%-იანი კონცენტრაციის პირობებში სისტემას აყენებენ 4 სთ-ის განმავლობაში. ყველა სტადიაზე ტემპერატურები რეაქტორის შესასვლელში, წვის ზონაში და რეაქტორიდან გამოსასვლელში უნდა განსხვავდებოდეს არა უმეტეს 40°C-ისა. კატალიზატორზე კოქსის გამოწვის (ჟანგვითი რეგენერაციის) შემდეგ კატალიზატორს ჰაერის არეში აქლორიბენ ატმოსფერული წნევის პირობებში. ჰაერში ქლორის შემცველობა უნდა იყოს 0,4-0,5% (მოც.). პროცესს აწარმოებენ კატალიზატორის ქლორით სრულ გაჯერებამდე. ქლორის შემცველობა კატალიზატორში მიჰყავთ ოპტიმალურ (0,8-0,9% მოც.) მნიშვნელობამდე. ქლორირების შედეგად კატალიზატორში მცირდება ტყვიის, ბისმუტის და სხვა ლითონების შემცველობა; რაც შეეხება პლატინას, იცვლება მხოლოდ მისი დისპერსიულობა (პლატინის კრისტალების დაწილადება). სარჩულის თვისებები (კუთრი ზედაპირი და ფორიანობა) ქლორირებისას შესამჩნევად არ იცვლება. კატალიზატორის ქლორით რეგენერაციის შემდეგ, პრაქტიკულად მთლიანად აღდგება კატალიზატორის აქტივობა და სელექციურობა. ქლორით რეგენერაციის სარეკომენდაციო რეჟიმი:

ჰაერის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე, სთ <sup>-1</sup>	1000
ტემპერატურა, °C	500
რეგენერაციის დრო, სთ	1,5-2
ჰაერში ქლორის კონცენტრაცია, % მოც.	0,4-0,5.

ქლორის ჭარბი შემცველობა (1,4%-მდე მას.) კატალიზატორში მას ანიჭებს მაღალ კრეკირებად თვისებებს, რაც იწვევს რიფორმინგის პროცესში აირების რაოდენობის არასასურველ გაზრდას. ამიტომ, კატალიზატორში ქლორის ჭარბი რაოდენობის მოსაცილებლად აუცილებელია ქლორირების შემდეგ კატალიზატორი დამუშავდეს ჰაერით 500°C-ზე ქლორის შემცველობის ოპტიმალურ მნიშვნელობამდე დასაყვანად.

ქლორირების პროცესში წარმოქმნილი ქლორწყალბადისაგან მოწყობილობას იცავენ მწვავე ნატრიუმის ხსნარით.

/



## კატალიზური რიფორმინგის დანადგარი

მაღალკატანური ავტობენზინების კომპონენტების შწარმოებული თანამედროვე დანადგარი შედგება სამი ბლოკისაგან: ჰიდროგაწმენდის, კატალიზური რიფორმინგის, კატალიზატის სტაბილიზაციის.

გარდა აღნიშნული ძირითადი ბლოკებისა, დანადგარი მოიცავს აგრეთვე სელექციური ჰიდრირების, კრეკინგისა და ჰიდროკრეკინგის, ექსტრაქციის (გამხსნელების რეგენერაციით) და ინდივიდუალურ არომატულ ნახშირწყალბადებად (ბენზოლი, ტოლუოლი, ქსილოლები) რექტიფიკაციის ბლოკებს.

## კატალიზური რიფორმინგის ბლოკის ტექნოლოგიური სქემა

სტაბილური ჰიდროგენიზატი სამსელიანი შემრევის გავლით (სადაც მას შერევა ცირკულირებადი წყალბადშემცველი აირი), შედის თბომცვლელების წყებაში, სადაც ნარევი ცხელდება მესამე რეაქტორიდან გამოსული რიფორმინგის პროდუქტებით და მიემართება მრავალკამერიანი ლუმის პირველ სექციაში, შემდეგ კი შედის პირველ რეაქტორში. გაივლის რა კატალიზატორის ფენას, რეაქციის პროდუქტებისა და ნაწილობრივ გარდაუქმნელი ნედლეულის ნარევი შედის ლუმის მეორე სექციაში, აქედან მეორე რეაქტორში; შემდეგ კი — ლუმის მესამე სექციაში და ბოლოს, მესამე რეაქტორში (პროცესის ბოლო საფეხურზე). რეაქტორიდან გამოსული სითბოს გადასცემს აირნედლეულის ნარევს თბომცვლელებში. ცივი ჰაერის მაცივარ-კონდენსატორისა და წყლის მაცივრით აირპროდუქტის ნარევი შედის მაღალი წნევის სეპარატორში, სადაც მას გამოეყოფა წყალბადშემცველი აირი. აუცილებლობის შემთხვევაში (განსაკუთრებით ბლოკის გაშვების პერიოდში), წყალბადშემცველი აირი გაივლის აღსორბერს, სადაც იგი ცეოლითურ აღსორბერზე ტენისაგან შრება და მიეწოდება ცირკულაციურ კომპრესორს. წყალბადშემცველი აირის საბალანსო ნაჭარბის ნაწილი მიემართება ნედლეულის ჰიდროგაწმენდის ბლოკში, ხოლო დანარჩენი რაოდენობა გამოიყვანება დანადგარიდან და მოიხმარება ქარხნის საჭიროებისამებრ. არასტაბილური კატალიზატი მასში გახსნილი ნახშირწყალბადოვანი აირით, ერთი სეპარატორიდან წნევით გადაეცემა მეორე სეპარატორს, სადაც თხევად ფაზას შმრალი აირი გამოეყოფა სეპარატორის ზედა ნაწილიდან. სეპარატორის ქვედა ნაწილიდან გამოძეული არასტაბილური კატალიზატი გაივლის თბომცვლელს, მიიღებს სითბოს სტაბილური კატალიზატიდან და შედის სტაბილიზაციის სექტში. აღნიშნული სექტის ქვედა ნაწილის ტემპერატურული რეჟიმის შენარჩუნება ხდება სტაბილური კატალიზატის ნაწილით, რომელიც ცირკულირებს ლუმელთან, თბება და ბრუნდება სექტში. სექტის ზედა ნაწილიდან გამოიყოფა სტაბილური თენახალი (პროპან-ბუტანური ფრაქცია), რომელიც კონდენსაციისა და გაცივების შემდეგ გროვდება საცავში. აქედან, სტაბილური

თანახადის ნაწილი ტუმბოთი მიეწოდება სტაბილიზაციის სვეტს მომრწყველად, ხოლო სტაბილური კატალიზატის ძირითადი ნაწილი პაერისა და წყლის მაცივრის გავლით მიემართება კომპანდირებაზე მაღალექტანური ბენზინის საწარმოებლად ან ექსტრაქციის ბლოკში მისგან იმ არომატული ნახშირწყალბადების კონცენტრატის მისაღებად, რომელიც შემდგომში რექტიფიკაციას განიცდის ინდივიდუალურ არომატულ ნახშირწყალბადებად დაყოფის მიზნით.

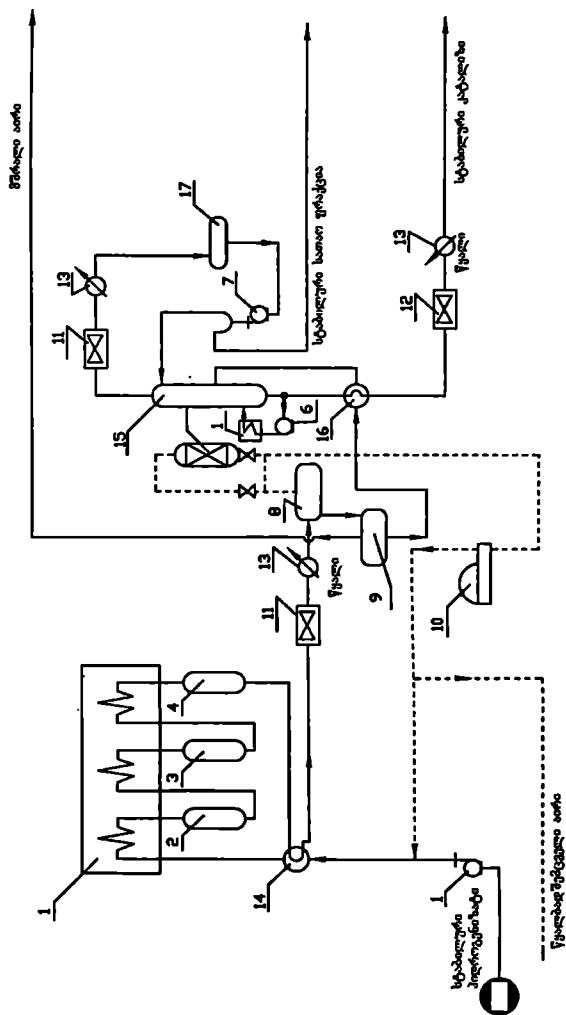
რიფორმინგის ბლოკის გაშვება. გაშვების წინ რიფორმინგის ბლოკი განიბერება აზოტით (სისუფთავის ხარისხი არანაკლებ 99%-ისა) სისტემიდან ჟანგბადის სრულად გამოდენის მიზნით. აზოტის შემდეგ სისტემა გამოიტივრება და ირეცხება წყალბადშემცველი აირით, რომელიც წყალბადის მიმართ 90%-იანია (მოც.), შეიცავს ტენს არა უმეტეს 5 მლნ<sup>-1</sup>, გოგირდწყალბადს არა უმეტეს 10 მგ/მ<sup>3</sup>. ამ მიზნით გამოიყენება მომუშავე რიფორმინგის ბლოკის წყალბადი ან სარეზერვო წყალბადშემცველი აირი წყალბადის საცავიდან. ამომუშებენ რიფორმინგის სისტემას ცივი ცირკულაციის პერიოდში 1-1,5 მპა წნევის პირობებში. ცირკულაცია ხორციელდება ცეოლითიანი აღსორბერების გავლით. შემდეგ იწყებენ სისტემის გახურებას.

ამ პერიოდში გამოყოფილი ტენი აირთმევა სეპარატორში, წყალბადშემცველი აირის ცირკულაციის ჯერადობა უნდა იყოს 1000 მმ<sup>3</sup>/მ<sup>3</sup>. წნევას სისტემაში ინარჩუნებენ ახალი წყალბადშემცველი აირით (გაჯერების) ხარჯზე. ტემპერატურის ზრდას 230-280°C-მდე უზრუნველყოფენ სთ-ში 10-20°C-ის მატებით.

280°C-ის მიღწევისას (ამ დროისათვის შრომა დამთავრებული უნდა იყოს) იწყებენ კატალიზატორის გაგოგირდიანების ოპერაციას, რაც შეადგენს არა უმეტეს 3 სთ-ს. გაგოგირდიანება შეიძლება ჩატარდეს როგორც მუდმივი ტემპერატურის, ასევე ტემპერატურის 400°C-მდე აწევის პირობებში. გაგოგირდიანებისათვის იყენებენ გოგირდშემცველ ნაერთებს (ეთილმერკაპტანს, დიმეთილსულფიდს) ბენზინში 2-3-ჯერ განზავებული იმ ქლორორგანული ნაერთების (დიქლორეთანი, ოთხქლოროანი ნახშირბადი) თანაბრისას, რომლებსაც აწოდებენ მაღოზირებული ტუმბოთი. გამაგოგირდიანებულ ნარევს აწოდებენ ან ყველა რეაქტორს ერთდროულად, ან თანამიმდევრობით რეაქტორიდან რეაქტორში. გოგირდის და ქლორის ხარჯი განისაზღვრება კატალიზატორის მასის პროცენტობით, რაც პოლილითონური კატალიზატორებისათვის შეადგენს:

გოგირდისათვის 0,05-0,1%, ქლორისათვის 0,02-0,05%.

კატალიზატორის გაგოგირდიანების დამთავრების შემდეგ წყალბადშემცველი აირის ცირკულაციის სისტემაში ტემპერატურას მიიყვანენ 400°C-მდე და იწყებენ ჰიდროგაწმენდის ბლოკიდან ჰიდროგენიზატის მიწოდებას. ამ დროს წყალბადშემცველი აირის ცირკულაცია უნდა იყოს არანაკლებ 1200 მმ<sup>3</sup>/მ<sup>3</sup>, ხოლო სისტემის წნევა 1,0-2,0 მპა. ამ პერიოდში ნედლეულის ხარჯის გაზრდასთან ერთად, ტემპერატურას თანდათანობით ზრდიან 470-480°C-მდე. წყალბადის გამოყოფის ხარჯზე წყალბადშე-



ნახ. 6. კაბალიზური რეორბანგის ბლოკის ტექნოლოგიური სქემა.

- 1 - ლუბლი, 2,3,4 - რეაქტორები; 5,6,7 - ტუმბოები; 8 - მაღალი წნევის სესტატიონი, 9 - დაბალი წნევის სესტატიონი;  
 10 - სიყარველყოი კომბესტორი; 11,12 - პერის მაციურები; 14 - თომბეწმელი; 15 - სეწბი; 16 - თომბეწმელი; 17 - მეწკრები.

მცველი არის წნევა სისტემაში იზრდება ნორმალურ დონემდე. წყალბადის ნაწილი მიეწოდება ჰიდროგაწმენდის ბლოკს, ხოლო მიღებული კატალიზატი მიიმართება სტაბილიზაციის ბლოკში. ყველა ბლოკზე მყარდება მუშაობის რეჟიმი.

დანადგარის ექსპლუატაციისას კატალიზატორის აქტივობა ეცემა. მისი რეგენერაციისათვის თანდათანობით ზრდიან ტემპერატურას რიფორმინგის საფეხურების მიხედვით. რეგენერაცია ეხება ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორსაც. რეგენერაციის ჩატარების წინ დანადგარი წყვეტს მუშაობას.

ჰიდროგაწმენდის კატალიზატორის რეგენერაცია შეიძლება ჩატარდეს ორი მეთოდით: ორთქლ-ჰაერიანი ან აირ-ჰაერიანი მეთოდებით. უპირატესობა ენიჭება ორთქლ-ჰაერიან მეთოდს.

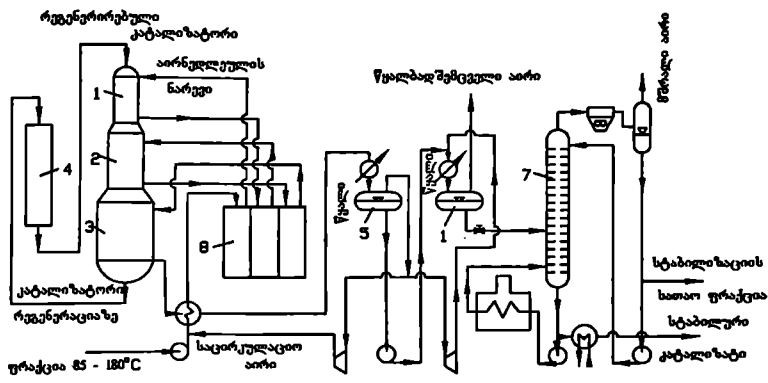
ორთქლ-ჰაერიანი მეთოდით კატალიზატორის რეგენერაცია ტარდება რამდენიმე სტადიით. რეგენერაცია იწყება სისტემის შევებით ინერტული აირით (აზოტით), მისი ცირკულაციის უზრუნველყოფით წნევის პირობებში და სთ-ში  $30^{\circ}\text{C}$ -ით ტემპერატურის გაზრდით. რეაქტორში ტემპერატურის  $200^{\circ}\text{C}$ -მდე მიღწევისას, წვეტენ ღუმლის მუშაობას, რეაქტორში ტემპერატურას ამცირებენ ორთქლ-ჰაერიანი ნაკადის გატარებით, აწარმოებენ რეაქტორის ჰაერით განბერვას წყლის ორთქლის გარეშე.  $50^{\circ}\text{C}$  ტემპერატურის დამყარებისას რეაქტორს გახსნიან შემდგომი სამუშაოების ჩასატარებლად.

კატალიზატორის რეგენერაციის პერიოდში ყველა სტადიაზე პერიოდულად ამოწმებენ კანგბადისა და ნახშირორჟანგის შემცველობას ორთქლ-ჰაერის ნაკადში, აგრეთვე კატალიზატორის ზედაპირიდან კოქსის გამოწვის უწყვეტურობასაც რეაქტორში შესვლისა და გამოსვლის ტემპერატურების კონტროლით.

სამრეწველო რიფორმინგის პროცესისათვის ძირითადად კატალიზატორს წარმოადგენს ალუმინ-პლატინის კატალიზატორი ( $0,3-0,8 \text{ Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$  პლატინა ალუმინის ოქსიდზე). ბოლო წლებში, პლატინასთან ერთად სარჩულზე აყენენ რენიუმს, ვინაიდან ბილითონური პლატინა-რენიუმის კატალიზატორის გამოყენება რეაქტორებში წნევის 3-4-დან 0,70-1,3 მპა-მდე დაწევის საშუალებას იძლევა. კატალიზატორს აქვს ცილინდრული ფორმა, დიამეტრით 2,6 მმ და სიმაღლით 4 მმ.

ამჟამად ფართოდ არის გავრცელებული პლატფორმინგი კატალიზატორის სტაციონარული შრით (არარეგენერირებადი მეთოდი); კატალიზატორის მუშაობის ხანგრძლივობა შეადგენს 360 დღეს.

ბოლო დროს ყურადღება ეთმობა პლატფორმინგის პროცესს კატალიზატორის უწყვეტი რეგენერაციით. ამ პროცესში სამი რეაქტორი განლაგებულია ერთმანეთზე და წარმოადგენილია ერთი კონსტრუქციის სახით. პირველი რეაქტორიდან (ზედა) კატალიზატორი იყრება მეორეში, შემდეგ მესამეში. ბოლო რეაქტორიდან კატალიზატორი მიეწოდება სპეციალურ რეგენერატორს და რეგენერაციის შემდეგ ხელახლა შედის პირველ რეაქტორში. ამგვარად, ზორციელდება უწყვეტი პროცესი. ამ დროს შესაძლებელია შედარებით მაღალი აქტიურობის კატალიზატორის საშუალო დონის შენარჩუნება, ვიდრე ეს არის სტაციონარული კატალიზატორების სისტემებში (ნახ. 7).



ნახ. 7. კატალიზატორის მოძრავი შრით რეგენერირების (პლატინის) დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1,2,3 - რეაქტორები, 4 - კატალიზატორის რეგენერატორი; 5,6 - მაღალი და დაბალი წნევის სეპარატორები; 7 - სტაბილიზაციის სვეტი; 8 - მრავალფეხიანი ღუმელი.

1.6.3. ინდივიდუალური არომატული ნახშირწყალბადების (ბენზოლის, ტოლუოლისა და ქსილოლების) წარმოება

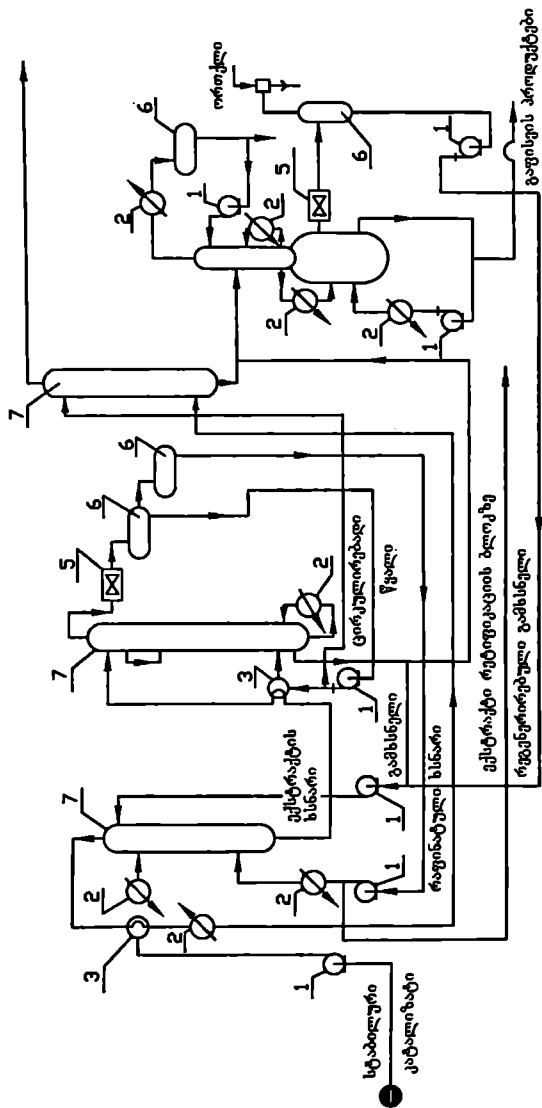
ინდივიდუალური არომატული ნახშირწყალბადების წარმოებისათვის ნედლეულად აიღება 62-105°-იანი ფრაქცია.

კატალიზური რეგენერირების ბლოკს ახლავს ცალკე ბლოკები, სადაც წარმოებს: 1) უჯერი ნერთების სელექციური ჰიდრირება; 2) გამხსნელის ექსტრაქცია და რეგენერაცია; 3) ექსტრაქტის ინდივიდუალურ არომატულ ნახშირწყალბადებად დაყოფა.)

უჯერი ნახშირწყალბადების სელექციური ჰიდრირება

არომატული ნახშირწყალბადების წარმოებას პარალელურად ახლავს უჯერი ნახშირწყალბადების ბოლომდე ჰიდრირების ბლოკი. ჰიდრირების ტემპერატურად მიღებულია 180-220°C, გატარების მოცულობით სიჩქარედ 5-7 სთ<sup>-1</sup>, წნევედ 1,4-2,0 მპა. პროცესის ნორმალური მსვლელობის დროს ჰიდრირდება მხოლოდ ოლეფინები, ხოლო არომატული ნახშირწყალბადები რჩება უცვლელი. ასეთ შემთხვევაში ტემპერატურული სხვაობა რეაქტორში შესასვლელსა და გამოსასვლელში არ უნდა აღემატებოდეს 6-10°-ს. სხვაობა განსაკუთრებით შეიძინევა კატალიზატორის მუშაობის ციკლის ბოლოს.

სელექციური ჰიდრირების შედეგად წარმოებული არომატული ნახშირწყალბადების ექსტრაქციის პრინციპული სქემა მოცემულია მე-8 ნახაზზე.



ნახ. 8. არმატული ნაშრომის აღწერა. გამხსნელი გამხსნელი მაქსიმალური ტურბინის ბლოკის რეჰენერირებადი გამხსნელი სტამბოლური კატალიზატი. 1 - ტურბინა; 2 - თბოსაცდელი; 3 - მაქსიმალური ტურბინის ბლოკის რეჰენერირებადი გამხსნელი; 4 - შუამდინარე ტურბინის ბლოკი; 5 - კონდენსირებადი გამხსნელი; 6 - კონდენატის ტურბინა; 7 - გაზის ტურბინის პროდუქტი.

სტაბილური კატალიზატი (62-105°) გადაიტუმბება სვეტში ორი თბომცვლელის გავლით, სადაც ერთი ცხელდება სვეტის ზედა ნაწილიდან გამოსული პროდუქტით, ხოლო მეორე – ორთქლით 150°-მდე. სვეტის ზედა ნაწილი ირწყვება გამხსნელი ტრიეთილენ – (ტეგ) ან დიეთილენ-გლიკოლით (დეგ). გამხსნელი შეერევა კატალიზატს პერფორირებულ თევზზე და ხდება არომატული ნახშირწყალბადების გამოწვილვა. გამხსნელი სელექციურია. აღსანიშნავია, რომ ტრიეთილენ-გლიკოლი უფრო სელექციურია, ვიდრე დიეთილენ-გლიკოლი, რაც ტეგ-ის ეკონომიურ ხარჯვაში გამოიხატება. ორივე გამხსნელის სელექციურობას ზრდის წყლის დამატება: დეგ-ზე – 7-10%, ხოლო ტეგ-ზე – 5-10%. ამ შემთხვევაში პრაქტიკულად გამოირიცხება პარაფინების გახსნა. საექსტრაქციო სვეტში ნახშირწყალბადების გადაეგუვებით წარმოიქმნება ორი ხსნარი: რაფინატი, რომელიც სვეტის ქვევიდან გამოიყოფა და წარმოადგენს ნორმალური და იზოპარაფინების ნარევეს მცირე რაოდენობა არომატული და გაუხსნელი ნაფტენური ნახშირწყალბადებით, აგრეთვე მცირე რაოდენობა გამხსნელით; ხოლო მეორე ექსტრაქტული ხსნარი გაზიდვებულა ექსტრაქციური არომატული ნახშირწყალბადებით.

რაფინატის ხსნარი, მაციერის გავლით, მიეწოდება გამრეცხ სვეტს, სადაც ზევიდან ესხმება წყალი (კონდენსატი). კონდენსატი გამხსნელს რაფინატისაგან რეცხავს და გამოიყოფა სვეტის ზევიდან, როგორც ნახშირწყალბადების გამხსნელის ან როგორც პიროლიზის ნედლეული.

გამხსნელი უბრუნდება პირველ სვეტს. წყალშერეული ექსტრაქტული ხსნარი, მაცივარში გაცივების შემდეგ, მეორე სვეტს ზედა ნაწილში მიეწოდება რექტიფიკაციისათვის. სვეტის ზედა ნაწილიდან გამოყოფილი არომატული ნაერთები და წყლის ორთქლი კონდენსირდება ჰაერის მაცივებში და კონდენსატი გროვდება ევაპარატორში; არომატული ნახშირწყალბადების ექსტრაქტი გროვდება ბუფერულ საცავში. ექსტრაქტის დიდი ნაწილი განიცდის რექტიფიკაციას არომატული ნახშირწყალბადების გამოყოფის მიზნით, ხოლო ექსტრაქტის მცირე ნაწილი ორთქლით ცხელდება თბომცვლელში და მიეწოდება ექსტრაქციის პირველ სვეტს არომატიკის კონცენტრაციის გასაზრდელად.

სვეტის ძირიდან წყალი გამოიტუმბება და მისი უმეტესი ნაწილი გამოიხდება მეორე სვეტიდან, ხოლო ნარჩენი მიეწოდება მესამე სვეტს რაფინატის გასარეცხად. გამხსნელის ნაწილი ცირკულირებს თბომცვლელში, რათა მეორე სვეტს შეუნარჩუნდეს მუდმივი ტემპერატურა, ნაწილი კი გაიყვანება მეოთხე სვეტში. არომატული ნახშირწყალბადების ექსტრაქციისათვის შემუშავებულია შემდეგი პირობები:

თანაფარდობა	დეგ	ტეგ
გამხსნელი: ნედლეული (მას)	11,7:1	7,8:1
ექსტრაქტის მცირე ნაწილი: ნედლეული (მოც.)	0,48:1	0,43:1

პირველ სვეტში შესვლისას, °C

ნელდებული	149	147
ექსტრაქტის მცირე ნაწილი	147	148
წნევა, მპა	0,48	0,48
მეორე სვეტში, °C		
ზევით	110	109
ქვეით	149	148.

აღნიშნულ პირობებში ბენზოლი გამოიყოფა 90%-ზე მეტი, ხოლო ტოლუოლი – 95-98%, ორივე შემთხვევაში.

კონტროლი წარმოებს გარდატეხის მაჩვენებლით ან აირ-თხევადი ქრომატოგრაფიით. ბენზოლის და ტოლუოლის დაცილება ხორციელდება ორ სხვადასხვა სვეტში. სქემა მარტივია. ქსილოლების გამოსაყოფად 140°-ზე ჩაირთება მესამე სვეტი.

#### 1.6.4. ახალი კატალიზატორების შემუშავება და დანერგვა

რიფორმინგის კატალიზატორები მსოფლიოს სხვადასხვა ქვეყნებში სხვადასხვაა. დღეისათვის ხმარებაშია როგორც მხოლოდ პლატინის, ისე ბი- და პოლილითონური კატალიზატორები. როგორც ადრე აღვნიშნეთ, AII-64 – ალუმინალატინის, KP-104, KP-108, KP-110 და PE-1 კატალიზატორები Pt-ის გარდა შეიცავენ Re, Cd და ა.შ. მაგალითად, ფრანგული ფირმის „პროკატალიზ“ (IFP) ინსტიტუტს აქვს კატალიზატორები: PG-492 და PG-582. ამერიკულმა ფირმამ UOP შეიმუშავა კატალიზატორები: R-56 და R-72. R-56 ბილითონურ – Rt-Re კატალიზატორს წარმოადგენს. ეს კატალიზატორი ექსპლუატაციის ხანგრძლივობით და მაღალი აქტიურობით გამოირჩევა ადრე არსებულ R-62-თან შედარებით. ბილითონური კატალიზატორის თანაობისას C<sub>5</sub>-ის გამოსავალი 4%-ით, ხოლო R-72-ის გამოყენებისას არომატიზაციის ხარისხი და კატალიზატორის გამოსავალი 1-2%-ით იზრდება; მცირდება პარაფინების კრეკინგი.

საფრანგეთის ნავთობის ინსტიტუტში (IFP) ჩატარდა ძალიან ფართო კვლევები ოქტანური რიცხვის გაზრდის მიზნით 97-100 ერთეულამდე, რეაქციის ტემპერატურის გაზრდით. ინსტიტუტში შეიმუშავდა კატალიზური რიფორმინგის კატალიზატორის პერიოდული რეგენერაციის სამი ძირითადი ტექნოლოგია: დუალფორმინგი, დუალფორმინგი პლუსი და ოქტანაიზინგი.

IFP ფირმამ წარმოებაში დანერგა დუალფორმინგის პროცესი. ამ პროცესის უპირატესობა ისაა, რომ ტექნოლოგიურ სქემაში არსებული აღჭურვილობა მაქსიმალურადაა გამოყენებული. არის



ახალი აპარატები – რეაქტორი კატალიზატორის უწყვეტი რეგენერაციისათვის, ახალი ტიპის თბომცვლელები, კომპრესორები H<sub>2</sub>-სთვის და სხვა მრავალი. რეაქტორში წნევა მცირდება 2,6 მპა-დან 1,5 მპა-მდე; სიახლეა ისიც, რომ ნელეულზე დაყენებულია გოგირდნაერთების დამჭერები კატალიზატორის ხანგრძლივი მუშაობისათვის. რეკონსტრუქციისათვის უფრო ნაკლებია დანახარჯი, ვიდრე კატალიზატორის რეგენერაციის ახალი რეაქტორის ასაგებად არის საჭირო.

დულაფორმინგი პლუსი დულაფორმინგისგან იმით განსხვავდება, რომ იგი შეიძლება მიებას რიფორმინგის დანადგარს ნებისმიერ ადგილზე, რაც მის მონტაჟს და დემონტაჟს აადვილებს. გარდა ამისა, ბლოკს შეუძლია იმუშაოს 0,5 მპა წნევაზე.

პროცესის განსახორციელებლად არასტაბილური კატალიზატი მაღალი წნევის სეპარატორიდან წყალბადთან ერთად მიეწოდება ახალ ფირფიტებიან თბომცვლელს – „პაკინოქს“, საიდანაც, მაცხელებელი ღუმლის გავლით, შედის ახალ რეაქტორში. რეაქტორი კატალიზატორის უწყვეტ რეგენერატორთანაა დაკავშირებული. იგი მუშაობს წყალბადის რეცირკულაციის გარეშე.

რაც შეეხება მესამე ტექნოლოგიას – ოქტანაზინგს, იგი რიფორმინგის დანადგარიდან ინარჩუნებს პიდროგაწმენდისა და სტაბილიზაციის ბლოკებს, ხოლო რიფორმინგის დროს მთლიანად იცვლება რეაქტორები, ღუმლები, რეგენერატორები. კომპრესორი ემატება წყალბადის ცირკულაციისთვის. კატალიზატორის გადატანა რეაქტორიდან რეაქტორში ხდება წყალბად-შემცველი აირით და ბოლოდან პირველში – აზოტით. ეს უკანასკნელი ამცირებს კატალიზატორის ხაზუნს, რის გამოც კატალიზატორის დანაკარგი მცირდება. რეგენერირებული კატალიზატორის რაოდენობა 15%-ია ნელეულის საერთო რაოდენობიდან გამოზინდნარე. კატალიზატორი GR-201 ფირმა „პროკატალიზის“ მიერ არის შემუშავებული. იგი ბილითონურია, აქვს მაღალი მუშაობის დრო – 8 წელი, ეიზუალურად წარმოადგენს ბურთულაკებს, გარეგანი ძალის მიმართ მდგრადია, აქვს საკმარის კარგი კუთრი ზედაპირი. კატალიზატის გამოსავალი მაღალი და ოქტანური რიცხვიც 100 ან მეტია, მაგრამ მისი მონტაჟი დულაფორმინგზე ორჯერ უფრო ძვირია. 1 ბარელი ნელეულის გადასამუშავებლად იხარჯება 1320\$. დღეისათვის დამონტაჟებულია 90 დანადგარი და 30-ზე მეტი მონტაჟდება.

გარდა აღნიშნული ფირმისა, მნიშვნელოვანია ამერიკის ფირმები IOOPH, ენგელგარდი და შვედონი, რომელთა ტექნოლოგიები ყველაზე უფრო მეტადაა გავრცელებული.

IOOPH-ის ტექნოლოგიით დანადგარი იკავებს მინიმალურ ფართობს, ვინაიდან რეაქტორები ერთმანეთის თავზე ვერტიკალურადაა განლაგებული. დანადგარზე ერთნახალი ბენზინის ფრაქციიდან მიიღება მაღალ-ოქტანური ბენზინი ან არომატული ნახშირწყალბადები. კატალიზატორად გამოიყენება Pt, რომლის რეგენერაცია მიმდინარეობს უწყვეტად. ასეთ რიფორმინგს პლატფორმინგს

უწოდებენ. ასეთი დანადგარები ეკონომიურია და საშუალებას იძლევა პროცესი დაბალ წნევაზე ჩატარდეს. ერთდროულად იზრდება ნედლეულის გარდაქმნის სიღრმეც.

დაბალ წნევაზე (0,9-1,2 მპა) მუშაობის დროს ო.რ. ~100-ია; არომატული ნახშირწყალბადების შემცველობა – 55-58%;

ასევე მნიშვნელოვანია ენგელგარდის ფირმის ტექნოლოგია, რომლის მიხედვით მაღალოქტანური ბენზინი მიიღება ოთხ რეაქტორში. რიფორმინგის გარდა, პროცესში ადგილი აქვს მსუბუქ პიდროკრეკინგს და მცირე რაოდენობით კოქსის წარმოქმნას. ცნობილია 150 ასეთი დანადგარი, რომელთა ჯამური მწარმოებლობა 1,8 მლნ. ბარ/დღე-ღ. ერთი ბარელი ნედლეულის გარდაქმნაზე იხარჯება 1000-1400 დოლარი.

რაც შეეხება „შვერონის ფირმას“, მის მიერ შემოთავაზებული პროცესის დასახელებაა რენიფორმინგი, ვინაიდან პლატინის კატალიზატორს დამატებული აქვს რენიუმი. ნედლეულად იღებენ პირდაპირი გამოხდის ბენზინს, რომელიც უმეტესად შეიცავს პარაფინებს ან ნაფტენებს. პროცესის შედეგად მიიღება დიდი რაოდენობით არომატული ნახშირწყალბადები და წყალბადი.

საყურადღებოა მიღებული შედეგები

	ნედლეული	
	პარაფინული	ნაფტენური
რიფორმატის გამოსავალი, %	80,1	84,7
ო.რ.	98,0	100
რიფორმატის შედგენილობა:		
ალკანები	32,4	27,5
ციკლოალკანები	1,1	2,6
არენები	66,5	69,9

დღეისათვის შვერონის მსოფლიოში დამონტაჟებული აქვს 75 დანადგარი.

### 1.7. იზომერიზაციის პროცესი (იზოსელექტოფორმინგი)



(ნათობპროდუქტების როგორც დაბალმოლეკულების, ისე მაღალმოლეკულების იზომერიზაციას უდიდესი მნიშვნელობა ენიჭება.) ბენზინის ფრაქციის იზომერიზაცია ძირითადად გულისხმობს C<sub>10</sub> ნორმალური აგებულების ნახშირწყალბადების იზომერიზაციას სხვადასხვა სიგრძის იზომერატებში. იზომერიზაციის ერთ-ერთი მნიშვნელოვანი თვისებაა იზომერატების ოქტანურ რიცხვებს შორის სხვაობა. ო.რ. განსაზღვრულია კვლევიით და ძრავული მეთოდებით) მათ შორის სხვაობა 2 ან 3 პუნქტია. გარდა ამისა, იზომერების გაჩენა რიფორმატში იწვევს

არომატული ნახშირწყალბადების და პირველ რიგში, ბენზოლის შემცირებას, რაც აუბეზობებს ბენზინის ხარისხს და მას ეკოლოგიურ სისუფთავეს ანიჭებს.

( მეორე ძირითადი თვისება – იზომერული ნაერთები ნაჯერი ორთქლის წნევის აწევაზე ნაკლებ გავლენას ახდენს. ამ ფაქტს დიდი მნიშვნელობა ანიჭება, რადგან დღეისათვის გაზრდილია მოთხოვნა სასაქონლო ბენზინებზე ნაჯერი ორთქლის წნევის დაწვევის მიმართ, რაც შეზღუდავს აორთქლებას და ეკოლოგიურ დაბინძურებას. ამდენად, იზომერული,  $C_5$  და  $C_6$  და ა.შ. არსებობა დადებით გავლენას ახდენს სასაქონლო ბენზინის ხარისხზე.

იზოსელექტოფორმინგის დანადგარი მსოფლიოში ~30-ია. ფირმები რუსეთში, ЮОПин (BP) ბრიტში პეტროლეუმი, შელი, კელოგი მსოფლიოს ბაზარზე აღნიშნულ პროცესს ლიცენზირებას უწევენ.

იზომერიზაციის პროცესით ნ-ბუტანინდან იზობუტანის მიღება პირველად განხორციელდა პირველი მსოფლიო ომის დროს ფრიდელ-კრაფტისის კატალიზატორზე  $AlCl_3$ -ზე. იგი ძალიან აქტიური იყო და წარმოქმნა თანამდევი პროდუქტები, ამიტომ მან საწარმოო გამოყენება ვერ პოვა.

შუკდგომში იზომერიზაციისთვის საჭიროა შეიქმნას ბიფუნქციური კატალიზატორები: Pt ან Pd  $\gamma$  ტიპის ცეოლითზე. აღნიშნულ კატალიზატორებზე იზომერიზაციის პროცესი მიმდინარეობს 315-345°C-ზე; Pt-მორდენიტს პროცესი 260°C-ზეც მიჰყავს, მასში Pt-ის რაოდენობა 0,3-0,5%-ია.

ცნობილი გახდა, რომ ნ-ალკანების იზომერიზაციის დროს მოლეკულური წონის ზრდასთან ერთად იზრდება რეაქციის სიჩქარე. რეაქციას ხელს უწყობდა რბილი პირობები.

იზომერიზაციის პროცესი კარბკატონის მექანიზმით ხორციელდება. ნ-ალკანების გარდაქმნა მიდის ორი მიმართულებით: ჰიდრირება-დეჰიდრირება და თვით იზომერიზაცია. როცა ნ-ალკანის მოლეკულა აღწევს კატალიზატორამდე, მოლეკულის წყალბადის ერთ-ერთი ატომი ადსორბირდება ლითონის ცენტრზე, ხოლო მასთან დაკავშირებული C-ის ატომი – მეფურ ცენტრზე. ადსორბირებული მოლეკულა იზომერიზდება და მოლეკულური წყალბადის ( $H_2$ )-ის მოქმედებით კატალიზატორის ზედაპირს სცილდება.  $H_2$ -ის მოქმედება ამცირებს კოქსსაც კატალიზატორის ზედაპირზე. კატალიზატორის ხარჯი 0,1-0,3%-ია ნედლეულის მიმართ.

$C_5$ - $C_6$  პარაფინების იზომერიზაციის ყველაზე გავრცელებული ფირმებია: კომპანია ЮОПინ-ის პენექსი, კომპანია შელის „ზაიზომერი“ და კომპანია ТИП-ის „იუნონ-კარბაიდი“. ნ-ალკანების იზომერიზაციის შედეგად ბენზინის ფრაქციის ო.რ. 10-20 ერთეულით იზრდება. ТИП-ის პროცესით იზომერიზაცია შეიძლება ორი მიმართულებით განხორციელდეს: ერთი – ო.რ.-ის გაზრდით, მეორე კი გამოსავლის გაზრდით. დღეისათვის იზომერიზაციის პროცესით ТИП და ЮОПინ-ის 21 ნაეთობ-გელასამუშავებელი ქარხანა და Шел-ის 6 ქარხანა მუშაობს.

ТИП-ის სისტემა წარმოადგენს ზაიზომერის ან პენექსის და იზოსივის კომბინაციას. იზოსივი არის პროცესი, რომელიც იზომერიზაციებიდან გამოყოფს ნ-პარაფინებს, რომლებიც ბრუნდება იზომერიზაციის პროცესში. ამ მომენტისათვის ო.რ. 88-90-ია კვლევითი მეთოდით, მაშინ, როდესაც ნელეულის ო.რ. 68-ის ტოლია.

ნელეული ერევა პროდუქტს – იზომერიზატს და მიეწოდება აღსორბციის ბლოკს, საიდანაც არააღსორბირებული ნახშირწყალბადები მიემართებიან სტაბილიზაციის სექტში. აღსორბირებული ნახშირწყალბადები დესორბირდება ცეოლითიდან და მიეწოდება იზომერიზაციის რეაქტორს. იზომერიზაციის პროდუქტები დესორბენტთან ერთად ცივდება და მიეწოდება სეპარატორს და შემდეგ აღსორბერს. თუ საჭიროა იზომერიზატის მიღება მაქსიმალური ო.რ.-ით, მაშინ ნელეული პირდაპირ განიცდის იზომერიზაციას, რაც, ამავე დროს, ჰექსანისა და ჰექტანის ნაწილობრივ ჰიდროკრეკინგსაც იწვევს.

### 1.8. ოქტანური რიცხვის განსაზღვრის წესი

ოქტანური რიცხვი საწვავის დეტონაციური მედეობის საზომი ერთეულია. იგი განსაზღვრავს საწვავის ვარგისიანობას კარბოურატორიანი შივანის ძრავებისათვის. ოქტანური რიცხვის გასაზომად საკვლე საწვავს ადარებენ ეტალონურ საწვავს. საცდელი საწვავის ოქტანური რიცხვი განისაზღვრე-

01	99
----	----

02	98
----	----

03	97
----	----

-----

61	39
----	----

-----

96	04
----	----

97	03
----	----

98	02
----	----

99	01
----	----

ბა გვერდელენტური დეტონაციური თვისებების მქონე იზოოქტანისა (რომლის ოქტანური რიცხვია 100) და ნ-ჰექტანის (რომლის ოქტანური რიცხვია 0) ნარევი იზოოქტანის პროცენტული (მოცულობითი) რაოდენობით. მაღალი ოქტანური რიცხვით ხასიათდება იზოალკანები და არომატული ნახშირწყალბადები. მათი ოქტანური რიცხვი იზრდება ჩანაცვლებული მეთილის რადიკლების რაოდენობის გაზრდით. აქვე უნდა აღინიშნოს, რომ ოქტანური რიცხვი განსაკუთრებით მაღალი აქვს მეტა- და პარამედიამარეობაში მეთილჩანაცვლებულ არომატულ ნახშირწყალბადებს. ორთომედიამარეობაში მეთილის რადიკალი, პირიქით, ამცირებს ოქტანურ რიცხვს. არომატულ ნახშირწყალბადებში დეტონაციისადმი მდგრადობა გამოიყენება რეაქტიული საწვავის გაეთილშობილებისათვის, ოქტანური რიცხვის აწვეის მიზნით.

იზოოქტანისა და ნ-ჰექტანის ეტალონური ნარევები

რაც მეტა საწვავის ოქტანური რიცხვი, მით მაღალია საწვავის ხარისხი.

ოქტანური რიცხვის განსაზღვრა შემდეგნაირად ხორციელდება.

ამზადებენ ნ-პეტანისა და იზოოქტანის 100 ეტალონურ ნარევეს: 1-დან 99-ის ჩათვლით ნ-პეტანს უმატებენ 99-დან 1-ის ჩათვლით იზოოქტანს (2,2,4-ტრი-მეთილ პენტანი).

თავდაპირველად თითოეული ეტალონური ნარევისათვის საზღვრავენ დეტონაციისადმი მდგომარეობას და მის სკალას ადგენენ ეტალონური ნარევისათვის. შემდეგ საზღვრავენ საკვლევი საწვავის დეტონაციისადმი მდგომარეობას და მიღებულ სიდიდეს ადარებენ ეტალონური ნარევის დეტონაციური მდგომარეობის სკალის სიდიდეებს.

საქდელი სინჯის დეტონაციური მდგომარეობის სიდიდის სახლოებით სკალის რომელიმე სიდიდესთან აიღება შესაბამისი ეტალონური ნარევი და მასში იზოოქტანის პროცენტული შემცველობა, რაც საკვლევი საწვავის ოქტანური რიცხვის ეკვივალენტურია. მაგალითად, თუ შერჩეულ ეტალონურ ნარევეში იზოოქტანის %-ული შემცველობა 98-ია, ნიშნავს, რომ საკვლევი საწვავის ოქტანური რიცხვი 98-ის ტოლია.

## 2. ალკილირება

ბენზინის ფრაქციის გაკეთილშობილება გულისხმობს მის გამდიდრებას მაღალოქტანური კომპონენტებით. მაღალოქტანური კომპონენტების მიღების ერთ-ერთი წყარო კი ალკილირებაა. ალკილირებას აწარმოებენ სხვადასხვა მეთოდით, მაგალითად, გოგირდმკაფით აწარმოებს ექსონი და სტრატკო, ხოლო ფტორწყალბადმკაფით – კომპანია ЮОПН და ფილიპს-პეტროლეუმი. ეს უკანასკნელი ადამიანისთვის მკვებელია და ამიტომ მრავალი მკვლევარი ცდილობს იზობუტანის ალკილირება ოლეფინით ჩაატაროს მყარ კატალიზატორზე.

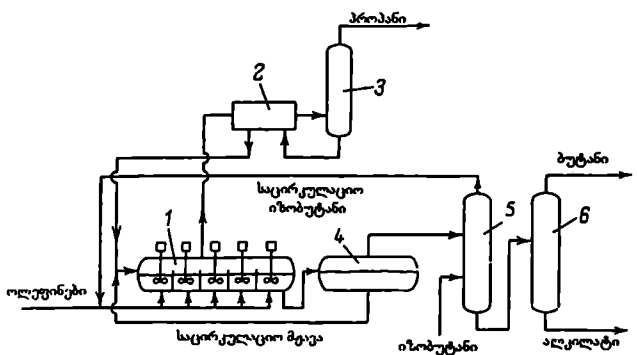
ფირმებიდან უპირატესობა ენიჭება ექსონის კომპანიას. იგი ალკილირებისას იყენებს „ავტო-მაკივებლებს“, რაც პროცესს ამარტივებს და აიაფებს. გარდა ამისა, რეაქციისთვის „ავტომაკივებლები“ დაბალ ტემპერატურას იძლევა, რითაც უზღობესდება ალკილაციის თვისებები. ფირმის მიერ კასკადური რეაქტორების გამოყენება იზობუტანის მაღალი კონცენტრაციის შენარჩუნების საშუალებას იძლევა.

კასკადურ რეაქტორებში ალკილირების პროცესის დაბალი სიჩქარე ხარისხიანი ალკილაციის მიღების შესაძლებლობას იძლევა; მცირდება კოროზია სარექტიფიკაციო სექტში; კასკადური რეაქტორები ქმნის დაბალ წნევას, რაც არის სარეველას ხანგრძლივი მუშაობის გარანტი. აღსანიშნავია, რომ გოგირდმკაფის ხარჯიც ნაკლებია. კასკადის ნაკლად შეიძლება ჩაითვალოს ის, რომ ერთ-ერთ სექციაში რეჟიმის დარღვევა იწვევს მთლიანად რეაქტორების კასკადის გაჩერებას; მეორეც ის, რომ მოძრაობის მიმართულებით ემულსიის გადაადგილება იწვევს იზობუტანის კონცენტრაციის შემცირებას (ნახ. 9).

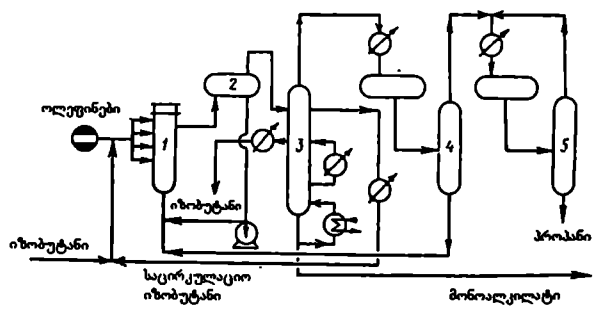
გარდა ექსონისა, არსებობს სხვა ფირმების მიერ შემოთავაზებული მეთოდები, როგორცაა ЮОПН-ის და ფილიპს-პეტროლეუმის კომპანიები და სხვ. ЮОПН-ის კომპანიის მიხედვით, რეცირკულირება იზობუტანთან შერეული ოლეფინიანი ნედლეული მიეწოდება რეაქტორის ძლიერი მორევის ქვეშ ფტორწყალბადმკაფისთან საკონტაქტოდ. მიღებული ნარევი ჩერდება დამყოფებელში, შემდეგ ფტორწყალბადმკაფი რეაქტორში ხელახლა რეცირკულირებს. რეაქტორი წარმოადგენს მილოვან აპარატს, რეაქცია მიმდინარეობს 20-40°-ზე. ალკილაცი დამყოფებით გამოეყოფა ფტორწყალბადმკაფის და მიეწოდება რეაქტორების კოლონას, სადაც საცირკულაციო იზობუტანი გამოიყოფა რეაქტორის გვერდიდან. რეგენერატორის ქვედა ნაწილი ცხელდება 200-205°C-მდე. აღნიშნულ ტემპერატურაზე ფტორორგანული ნაერთები იშლება და ალკილაცი სცილდება იზობუტანი, პროპანი და კატალიზატორი. რეაქტორის ქვევიდან გამოიყოფა მონოალკილაცი, რეაქტორის ზევიდან კი – პროპანი, HF და ნაწილობრივ, იზობუტანი. სარეაქციო მასა მიეწოდება დეპროპანიზატორს, რომლის ძირიდანაც ნარჩენი ისევ რეაქტორს მიეწოდება, დანარჩენი კი პროპანის სეცტს.

ციკლის დამთავრებით ვლებულობთ ალკილატს მაღალექტანური რიცხვით, მაგალითად, ძრავული მეთოდით - 94-95-ს, კვლევითი მეთოდით - 97-ს.

აღნიშნული ტექნოლოგიით დამონტაჟებულია 95-ზე მეტი საწარმოო დანადგარი. მათი მწარმოებლობა 600-დან 21 ათას ბარ/დღ-ს შეადგენს ალკილატის მიხედვით (ნახ. 10).



ნახ. 9. ექსონის კომპანის გვირგვინით ალკილრების დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1 - რეაქტორი; 2 - მაცივებელი კომპრესორი; 3 - დეპროპანიზატორი;  
 4 - დამყოვნებელი; 5 - დეიზობუტანიზატორი; 6 - ბუტანის სვეტი.



ნახ. 10. IOOP-ის ფორმის ფტორწყვალადმეათი ალკილრების დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1 - რეაქტორი; 2 - დამყოვნებელი; 3 - სექტირევერატორი;  
 4 - დეპროპანიზატორი; 5 - პროპანის სვეტი.

### 3. ნავთობის ფრაქციების ჰიდროკრაქციონი

ჰიდროკრაქციონის პროცესი საკმაოდ ცნობილია მსოფლიოს ყველა ნავთობგადასამუშავებელ ქარხანაში, მართო აშშ-ში დღიური მწარმოებლობა 1,2 მლნ ბარელს შეადგენს.

ჰიდროკრაქციონის ნედლეულს შეადგენს კატალიზური კრაქციონის ფრაქცია, რომლის გარდაქმნით მიიღება მაღალი ხარისხის პროდუქტი.

აშშ-ში ჰიდროკრაქციონის მნიშვნელოვანი ფორმებია: შვერონი, რომლის ჰიდროკრაქციონს დაერქვა იზოკრაქციონი; IOPIH-ის – იონიზონი; ამოკოს – ულტრაკრაქციონი და სხვ. ამ პროცესებში იყენებენ სხვადასხვა კატალიზატორებს. ყველა კატალიზატორი შეიცავს ცეოლითს და სხვადასხვა ალუმოსილიკატურ მატრიცას, რომლებზეც დაფენილია VI და VII ჯგუფის ლითონები.

აშშ-ში განსაკუთრებით გავრცელებულია შვერონის იზოკრაქციონი, რომელშიც იყენებენ ვაკუუმ-გაზოილს, კატალიზური კრაქციონის გაზოილს და სხვ.

რეაქციის შედეგად მიიღება მაღალხარისხიანი პროდუქტი – ნავთი, რეაქტიული ძრავის საწვავი, დიზელის საწვავი, რომელთა გამოყენება პირდაპირ დანადგარიდან შეიძლება. ბენზინის ფრაქცია კი ნედლეულია რიფორმინგისათვის. გარდა ამისა, ჰიდროკრაქციონით შეიძლება მივიღოთ მაღალი ხარისხის ბაზური ზეთები – ნედლეული კატალიზური კრაქციონისათვის, დაბოლოს, ბენზინური ფრაქცია პიროლიზისათვის ეთილენის მისაღებად. აღნიშნული რეაქციები ცეოლითზე მიმდინარეობს უფრო მრავალფეროვნად და მაღალი ხარისხით.

მნიშვნელოვანია აგრეთვე ჰიდროკრაქციონის კომპანია იუნონ-ოილი და ეკო, რომლის ჰიდროკრაქციონის დანადგარი ერთსაფეხურიანი და ორსტადიანია.

ნედლეული ცხელდება თბომცვლელსა და ლუმელში, შვერევა ცირკულირებად წყალბად-შემცველ აირს (წშა) და მიეწოდება რეაქტორის პირველ საფეხურს, რათა გასუფთავდეს გოგირდისა და აზოტისაგან, ხოლო ნაწილობრივ – არომატული ნახშირწყალბადებისაგან. შემდეგ აირ-სითხე მიეწოდება მეორე რეაქტორს, სადაც წარმოებს შეხება ჰიდროკრაქციონის კატალიზატორთან. მიღებული პროდუქტები სითბოს გადასცემენ ნედლეულს, მიემართებიან მაღალი და დაბალი წნევის სეპარატორებში, შემდეგ კი სარეაქტიფიკაციო სვეტში – გამოსახდელად.

შემთავაზებულია ჰიდროკრაქციონის პროცესები, სადაც ნედლეულად აიღება კატალიზური კრაქციონის გაზოილი, ვაკუუმური გაზოილი და დასაკოქსი გაზოილი; პროცესის შედეგად მიიღება: ბენზინი, რეაქტიული საწვავი, დიზელის საწვავი და კატალიზური კრაქციონის ნედლეული.

არის კიდევ ერთი პროცესი საფრანგეთის ნავთობის ინსტიტუტის მიერ შემუშავებული, ნედლეულად აღებულია მაღალმდლარე ვაკუუმ-გაზოილი; მიღებულია დიზელის საწვავი და მაღალ-ხარისხიანი კატალიზური კრაქციონის ნედლეული.



## მაზუთისა და გუდრონის ჰიდროკრეკინგი

მაზუთისა და გუდრონის ჰიდროკრეკინგის პროცესი შეიძლება შეიქმნას ფირმებმა – ამოკომ და ლუმუს კრესტმა. მათი ტექნოლოგიით სულ 5 დანადგარი მუშაობს საერთო მწარმოებლობის 5-დან 60 ათას ბარ./დღ-მდე. დანადგარები მუშაობს 245 ატმ და 700-825°F პირობებში. დანადგარის მთავარი ამოცანაა მაღალმდუღარე, მაღალმოლეკულური ნახშირწყალბადების ფრაქცია გადაამუშაოს: – საწვავად ან კატალიზური კრეკინგის ნედლეულად, ვისბრეკინგისა და სხვა პროცესების ნედლეულად.

აღნიშნული პროცესი ლიცენზირებული აქვთ სხვა ფირმებსაც, მათ შორის მნიშვნელოვანია შვედონის კომპანია. ნედლეულად აღებული აქვთ მაზუთი ან გუდრონი; ღებულობენ კრეკინგისა და დაკოქსვის პროდუქტს, აგრეთვე – საშუალო დისტილატს დიზელის საწვავისათვის. ასეთი დანადგარი აშშ-ში დამონტაჟებულია ~10.

#### 4. ნავთობპროდუქტების ჰიდროგაფინება

##### და დემერკაპტანიზაცია

(კატალიზური ჰიდროგაფინება ერთ-ერთი ძირითადი პროცესია ნავთობგადასამუშავებელ ქარხნებში. მაგალითად, აშშ-ში ჰიდროგაფინებიდან დასადავრების საერთო მწარმოებლობა 10 მლნ ბარ/დღ-ს აღწევს. ჰიდროგაფინება წარმოებს ბენზინის (განსილულია კატალიზური რეფორმინგში), ნავთის, დიზელის, ზეთის ფრაქციებისა და, უფრო მეტიც, აშშ-ში ნავთობის ნარჩენებისაც კი. ჰიდროგაფინების გამოყენებული კომპანიებია: ექსონი, შვერონი, ამოკო, ენგელგარდი, IOOPH და სხვ.)

IOOPH-ის დამონტაჟებული აქვს ჰიდროგაფინების 570 დანადგარზე მეტი, ისინი აწარმოებენ პირდაპირი გამოხდის ბენზინის, ნავთის, დიზელის საწვავის, ზეთების და, საერთოდ, ნავთობის მძიმე ფრაქციების ჰიდროგაფინებას.

ყველაზე პოპულარულია ექსონის კომპანიის მიერ დამონტაჟებული დანადგარები. ისინი ნავთობის მსუბუქი ფრაქციიდან გუდრონამდე ყველა ფრაქციის ჰიდროგაფინებას ახორციელებენ მწარმოებლობით 4,3 მლნ. ბარ/დღ-დ. ნედლეული იფილტრება და გამწმენდი აპარატების გავლის შემდეგ ცხელდება რეაქციის ტემპერატურამდე, შეერევა წყალბადმშემცველ აირს და მიწოდება რეაქტორს, რომელსაც აქვს უძრავი კატალიზატორიანი შრე.

რეცირკულაციური აირიც გადის აბსორბერს  $H_2S$ -ისაგან გასათავისუფლებლად და ისევ უკან ბრუნდება სისტემაში.

მიღებული პროდუქტი სარექტიფიკაციო სვეტს მიწოდება დასაყოფად. რეაქტორში შეიძლება გამოყენებულ იქნეს ერთი ან რამდენიმე კატალიზატორი, იმისდა მიხედვით, თუ რა ნედლეული მოიხმარება და როგორია პროცესის მიზანი. ასე, მაგალითად, ბენზინისა და დიზელისათვის ჰიდროგაფინება გამოიყენება მაშინ, როდესაც მათში გოგირდის შემცველობა 0,05%-ზე ნაკლებია; გაზოილის, მზუთის და გუდრონის ჰიდროგაფინებით მიიღება კატალიზური კრეკინგის ნედლეული. ეს პროცესები ამცირებს მათში კოქსის, ლითონების, გოგირდისა და მრავალბირთვიანი არენების შემცველობას.

ექსონთან ერთად მნიშვნელოვანია შვერონის, ამოკოს, ლუმუს კრესტის და სხვა კომპანიების ტექნოლოგიები.

ჰიდროკატალიზური პროცესების გარდა, ნათელი ნავთობპროდუქტების გაფინების სხვა პროცესებიც არსებობს, მაგალითად, კატალიზური დემერკაპტანიზაცია ანუ მეროქსი, IOOPH ფირმის.

პროცესი მეროქსი ნიშნავს მერკაპტანების დაჟანგვას ტუტე არეში. ნედლეულად აღებულია გათხვეადებული აირები, ნავთის და დიზელის ფრაქციები. კატალიზატორებად იყენებენ ხელატური აგებულების VI-ჯგუფის ლითონების კომპლექსნაერთებს ტუტე (NaOH) ხსნარში.

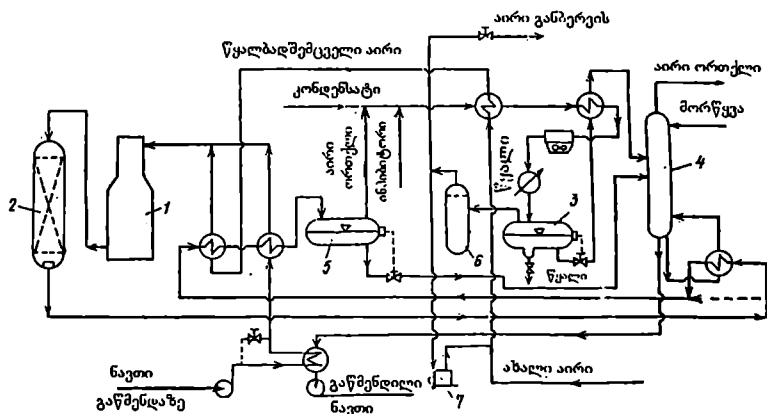
ტექნოლოგიური პროცესის ძირითადი არსია ნედლეულში არსებული  $H_2S$ -ის და ორგანული მჟავების მოცილება ტუტის მეშვეობით, ხოლო შემდგომ „მეროქსით“ დაბალმოლეკულური

მერკაპტანების მოცილება და მათი დაჟანგვა დისულფიდებში რეაქტორში პაერის ჟანგბადით.)  
 სეპარატორის მეშვეობით სარეაქციო მასას სცილდება დისულფიდები და მიეწოდება რეაქტორს  
 მაღალმოლეკულური მერკაპტანების დისულფიდებში გადასაცემად. აქ კვლავ მიეწოდება პაერი  
 და დამატებით „მეროქსი“. შემდგომში სეპარატორით ხდება სუფთა პროდუქტის გამოყოფა.

(გარდა „მეროქსის“ პროცესისა, არსებობს სხვა პროცესებიც, რომლებიც მაგალითად,  
 ბენზინს აცილებს ბენზოლს. ამ პროცესს დიდი მნიშვნელობა ენიჭება როგორც ეკოლოგიური,  
 ისე საწვავისადმი წაყენებული მოთხოვნების დაკმაყოფილების თვალსაზრისით.) პროცესს ახორ-  
 ციელებს IOOII-ის ფირმა. (არის ფირმები, რომლებიც ბენზინს, ნაფტანსა და დისტილატებს  
 აცილებს წყალსა და ტუტეს. ასეთი ფირმაა პეტროლატი. )

#### 4.1. ნავთის ფრაქციის პიდროგაწმენდის დანადგარი

დანადგარი, რომლის ტექნოლოგიური სქემა წარმოდგენილია მე-11 ნახაზზე, გულისხმობს  
 ნედლეულში – ნავთში გოგირდის შემცველობის შემცირებას 0,166-დან 0,001%-მდე (მას.) და  
 უფრო დაბალ მაჩვენებელამდე. დანადგარის მწარმოებლობაა 3975 მ<sup>3</sup>/დღ-ლ ნედლეულის მიმართ.  
 რეაქტორში კატალიზატორის მოცულობა 156 მ<sup>3</sup>-ია, რეაქტორის შიგა დიამეტრი 3,81 მ.



ნახ. 11. ნავთის პიდროგაწმენდის დანადგარის  
 ტექნოლოგიური სქემა

- 1 - ლუმბი; 2 - რეაქტორი; 3,5 - სეპარატორები;  
 4 - სტაბილიზაციის სექტი; 6 - მიმღები; 7 - კომპრესორი.

თბომცვლელებში გაცხელებული ნედლეული მიემართება შემრევის ხაზში წყალბადშემცველ აირთან შესარევად. მიღებული აირნედლეულის ნარევი გაივლის ლუმლის კლაკნილას, სადაც დაახლოებით  $380^{\circ}\text{C}$ -მდე ცხელდება და შედის კატალიზატორის უძრავშიან რეაქტორში.

რეაქტორის ქვედა ნაწილიდან გამომაველი აირპროდუქტის ნარევი თანამიმდევრობით ცივდება სადულარაში, მაცივარში და მიეწოდება სეპარატორს. აქ ნარევი 3,8 მპა წნევით დაიყოფა თხევად და აირორთქლის ფაზებად. თხევადი ფაზა, რომელიც წარმოადგენს პიდროგაწმენდილ ნავთს, სეპარატორის შემდეგ ექვემდებარება ფიზიკურ სტაბილიზაციას შესაბამის სვეტში.

აირებისა და ორთქლების ნარევი მაღალი წნევის სეპარატორიდან გამოსვლის შემდეგ ცივდება თანამიმდევრობით შერთებულ თბომცვლელებში. მიზანშეწონილია, რომ ამ უბანზე  $177^{\circ}\text{C}$  ტემპერატურამდე გასაცივებელი ნაკადის მოძრაობის სიჩქარე არ აღემატებოდეს 9 მ/წმ-ს. კონდენსატორ-მაცივირიდან გამოსული სამფაზიანი ნარევი დაიყოფა სეპარატორში. ნახშირწყალბადოვანი კონდენსატი უპირატესად შედგება ბენზინის და მსუბუქი ნავთის ფრაქციებისაგან. სეპარატორიდან გამოსვლის შემდეგ კონდენსატი ცხელდება თბომცვლელებში და შედის სტაბილიზაციის სვეტში; ხოლო სეპარატორიდან გამომაველი წყალბადშემცველი აირი, გაივლის რა მიმღებს და წვეთგამყოფს, კომპრესორით იკუმშება დაახლოებით 4,9 მპა-მდე; აირთა ნარევი თბომცვლელებში გაცხელების შემდეგ უერთდება გაცხელებულ ნედლეულს.

სტაბილიზაციის სვეტის ზევიდან გადის ორთქლი და აირები, ქვედა ნაწილიდან კი – გაწმენდილი ნავთი.

სვეტის მუშაობის რეჟიმი ისეთია, რომ შესაძლებელი იყოს პროდუქტის მიღება ფეთქვის საჭირო ტემპერატურით. ამ სვეტის ძირის ტემპერატურა  $267^{\circ}\text{C}$ -ია, წნევა 0,44 მპა. თბომცვლელების წინ ცხელ აირორთქლის ნარევეს აშხეფებენ წყალს და ინჰიბიტორის ხსნარს, ამ დროს ნარევის ტემპერატურა  $205^{\circ}\text{C}$ -მდე ეცემა. ცხელ სეპარატორში აირპროდუქტის ნარევი დაიყოფა რამდენადღე უფრო მაღალ ტემპერატურაზე.

რეაქტორის პიდრავლიკური წინააღმდეგობა კლაკნილას ბოლოში მნიშვნელოვნად მაღალია, ვიდრე დასაწყისში (0,21 და 0,07 მპა, შესაბამისად).

## დანადგარის მუშაობის რეჟიმი

სამუშაოს პირობები	ტემპ., °C	ჭარბი წნევა, მპა
ნელლეულის თბომცვლელში შესვლისას	70	5,27
ნელლეულის თბომცვლელიდან გამოსვლისას	251	5,03
წყალბადშემცველი აირის ნელლეულთან შერევის წინ	264	4,77
აირნელლეულის ნარევის:		
ლუმლის კლაკნილაში შესვლისას	218	4,64
რეაქტორში აირის შესვლისას	374	4,22
რეაქტორიდან აირის გამოსვლისას	383	4,36
სეპარატორში აირის შესვლისას	—	3,83
ცხელი აირორთქლის ნარევის:		
თბომცვლელში შესვლისას	205	3,83
აირების, ნახშირწყალბადოვანი კონდენსატის და წყლის ნარევის სეპარატორში შესვლისას	43	3,73
ჰიდროგაწმენდილი ნავთის სექტიდან გამოსვლისას	267	0,44
ცირკულაციური და ახალი აირების ნარევის:		
კომპრესორის შემდეგ — დამწნებ ხაზში	71	4,92

## 4.2. ღიზელის საწვავის ჰიდროგაწმენდა

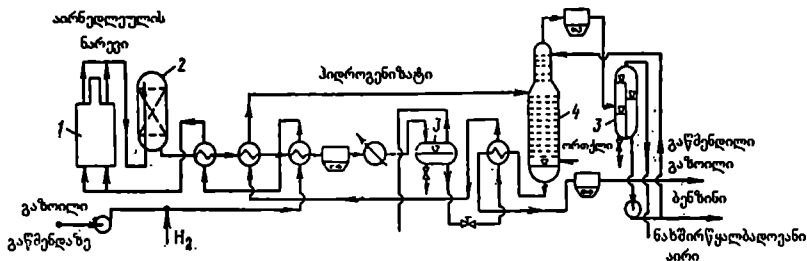
ცნობილია, რომ ტექნოლოგიური სქემის პროცესის პირობების და კატალიზატორის შერჩევა ხდება ნელლეულის ხარისხის (მათი ფრაქციული და ჯგუფური შედგენილობა), ქიმიური შედგენილობის, მინარევებისა და მიღებული პროდუქტების ხარისხის მიხედვით.)

(როგორც მიღებული პროდუქტის, ასევე ნელლეულის ხარისხი მკაცრად უნდა პასუხობდეს სტანდარტის მოთხოვნებს: არ უნდა შეიცავდეს 0,2%-ზე მეტ სინენტესს და მექანიკურ მინარევს. ეს ორივე ფაქტორი უარყოფითად მოქმედებს კატალიზატორზე.)

(ცნობილია აგრეთვე, რომ გოგირდ- და აზოტორგანულ ნაერთებს სხვადასხვა ფრაქციები სხვადასხვა შენაერთების სახით და რაოდენობით შეიცავს.)

0,2%-მდე გოგირდი მერკაპტანებისა და სულფიდების სახით გვხვდება ბენზინის ფრაქციებში (დუღილის საწყისი t-დან — 200°C-მდე); ნავთის ფრაქციაში (180-240°C) და ღიზელის საწვავში (180-360°C); გარდა ჩამონათვალისა, არამატული სულფიდები გვხვდება თიოფან-თიოფენების სახით; ნავთში მათი რაოდენობა 0,2-0,5%-ია, ხოლო ღიზელის ფრაქციაში 1,5%. აქედან გამომდინარე,

პროცესები ტარდება განსხვავებულად, თუმცა პროცესის ძირითადი პირობები, როგორცაა: ტემპერატურა, წნევა, ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე, წყალბადშემცველი აირის (წ.შ.ა) მიწოდების ჯერადობა, მასში  $H_2$ -ის კონცენტრაცია, კატალიზატორი და მისი აქტივობა იგივეა.



ნახ. 12. ღიზლის საწვავის ჰიდროგენაციის დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1 - ლუმბლი; 2 - რეაქტორი; 3 - სეპარატორები;  
 4 - სტაბილიზაციის სვეტი.

( $350^{\circ}$ -ის ქვევით გაუგოგირდიანება ნაკლებია, არ აღემატება  $55-58\%$ -ს.  $420^{\circ}$ -ზე შეიძინება გვერდითი რეაქციების სიჭარბე, რაც უარყოფითად მოქმედებს ჰიდროგენაციის კატალიზატორის აქტივობაზე. ამიტომ ჰიდროგენაციის ოპტიმალური ტემპერატურაა  $350-400^{\circ}C$ , წნევა  $1,1$ -დან  $2,2$  მპა-მდე და ნედლეულის გატარების სიჩქარე  $3$  სთ $^{-1}$ . ასეთ პირობებში გაუგოგირდიანება  $90\%$ -ს აღწევს. მაღალგოგირდშემცველი ნაერთებისათვის უფრო მიზანშეწონილია წნევა  $4$  მპა, რაც შეიძლება შეიქმნას წყალბადშემცველი აირის ცირკულაციით.

ამრიგად, ჰიდროგენაციის საწარმოო ოპტიმალური პირობები ალუმინ-კობალტ-მოლიბდენის (აკმ) ან ალუმინ-ნიკელ-მოლიბდენის (ანმ) კატალიზატორების თანაობისას, შემდეგია:

	ნათ. ფრ.	ღიზ. ფრ.
წნევა, მპა	2,5-3	2,5-3
ტემპერატურა, $C^{\circ}$	280-380	350-410 $^{\circ}$
ნედლეულის მიწოდების სიჩქარე, ნმ $^3$ /მ $^3$	300	$\geq 200$
წყალბადის პარციალური წნევა, მპა	1,8	1,8-2,0.

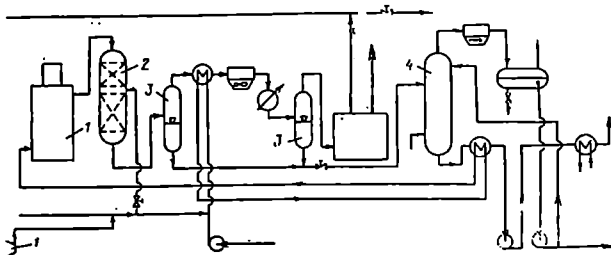
უნდა აღინიშნოს, რომ (გოგირდნაერთებიდან გოგირდის მთლიანი მოცილება, მაგალითად, რეაქტიული ძრავას საწვავისათვის საზიანოცაა, რადგან გოგირდი არის საწვავის ჟანგვის ბუნებრივი ინჰიბიტორი.)

როგორც პირობებიდან ჩანს, ანმ უფრო აქტიურია, ვიდრე აკმ. სამაგიეროდ, ანმ ნაკლებ აქტიურია უჯერი, არომატული და აზოტოვანი ნაერთების ჰიდრირების პროცესში. იგი მალე კარგავს აქტივობას. ამის მიზეზებია:

- 1) ტემპერატურის აწევა  $360^{\circ}\text{C}$ -ზე ზევით;
- 2) კატალიზატორის შედგენილობის ცვლილება;
- 3) კატალიზატორის აქტიური კომპონენტების დაკარგვა  $600^{\circ}\text{C}$ -ზე, აქროლადი ხდება  $\text{MoO}_3$  (მოლიბდენის სამჟანგი);
- 4) კატალიზატორის ზედაპირიდან მასზე წარმოქმნილი ნაერთების არადროული მოცილება წყალბადის მცირე პარციალური წნევის დროს.

#### 4.3. მინერალური ზეთის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდის დანადგარი

ზეთის ფრაქციების კატალიზური ჰიდროგაწმენდა ძირითადად გამოიყენება დეპარაფინირებული რაფინატების ინტენსიური შეფერილობის შესამცირებლად და აგრეთვე, დაჟანგვის საწინააღმდეგო სტაბილურობის გასაუმჯობესებლად. ერთდროულად ჰიდროგაწმენდის შედეგად მცირდება სიბლანტე, კოქსვალობა, ზეთების მჟავიანობა და გოგირდის შემცველობა; ზეთის გამყარების ტემპერატურა შეიძლება  $1-2^{\circ}\text{C}$ -ით გაიზარდოს, სიბლანტის ინდექსი — უმნიშვნელოდ (1-2 ერთეულით), სიბლანტე კი უმნიშვნელოდ შემცირდეს.



ნახ. 13. ვაკუუმური გაზოლის ჰიდროგაწმენდის დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1 - ლუმბი; 2 - რეაქტორი; 3 - სეპარატორები;  
 4 - სტაბილიზაციის სვეტი.

ჰიდროგაწმენდილი ზეთის გამოსავალი ნედლეულის 97-99%-ია (მას.). გვერდითი პროდუქტების სახით შედარებით მცირე რაოდენობით წარმოიქმნება გამონახალი, გამჭოლი აირები და ტენიური გოგირდწყალბადი. წყალბადის ჯამური რაოდენობა (რეაქციაში მონაწილე, გაწმენდილ პროდუქტში გახსნილი და ის რაოდენობა, რომელიც მიყვება გამაულ აირებს) შეადგენს ნედლეულის 0.2-

0,4%-ს (მას). ტექნიკური წყალბადის ხარჯი (ახალი აირი), რომელიც კატალიზური რეფორმინგდან შემოდის, მაღალია: ნელლულის 0,6-დან 1,4%-მდეა (მას). ამ აირში ბალასტი აირებიც შედის.

ჰიდროგაწმენდის დანადგარი შედგება რამდენიმე სექციისაგან: მაცხელებელი და რეაქტორული, სეპარაციულ-სტაბილიზაციის და წყალბადშემცველი აირის გოგირდწყალბადისაგან გაწმენდის სექციებისაგან. დეპარაფინიზებული რაფინატების ჰიდროგაწმენდისათვის დამახასიათებელია ნელლულის ერთჯერადი გატარება რეაქტორში. გოგირდწყალბადისაგან გაწმენდის შემდეგ, წყალბადშემცველი აირი ისევ უერთდება გამოსავალ ნელლულს და მუდმივად მიწოდებულ ახალ წყალბადშემცველ აირს.

მრეწველობაში გავრცელება პოვა ზეთების ჰიდროგაწმენდის დანადგარებმა, სადაც მაღალი ტემპერატურული (210-240°C) სეპარაციით შესაძლებელია ზეთოვანი ჰიდროგენიზაციიდან აირების ძირითადი მასის მოცილება.

ნელლული, რომელიც იჭირხნება ტუმბოთი, გაივლის თბომცვლელებს, უერთდება წინასწარ გაცხელებულ ახალ ტექნიკურ წყალბადს და წყალბადშემცველ საციურულაციო აირს (რომელიც მიეწოდება კომპრესორიდან). აირნელლულის ნარევი შედის ღუმლის კლაკინლაში, შემდეგ კი — კატალიზატორით ავსებულ რეაქტორში, სადაც ხორციელდება ჰიდროგაწმენდის პროცესი. რეაქტორში ნარევის მოძრაობა დაღმავალია, კატალიზატორის ფენა — უძრავი. რადგანაც რეაქტორის ჯამური თბური ეფექტი მცირეა, ამიტომ მაცივებელი აირი (Kvenching-აირი) რეაქტორის შუა ზონაში აღარ მიეწოდება. მოცემულ დანადგარზე გამოიყენება რეაქტორი კატალიზატორის ერთი ფენით. ნელლულის ძირითადი მასა შედის რეაქტორში. თხევად მდგომარეობაში თანმზღები აირების ამორთქლებადი მოქმედებისა და მოუხედავად, ნარევი მიემართება მაღალი წნევის მაღალტემპერატურულ სეპარატორში, სადაც იგი დაიყოფა. აირები დამატებით ცივდება მაცივრებში და მიეწოდება მაღალი წნევის დაბალტემპერატურულ სეპარატორს, ხოლო არასტაბილური ჰიდროგენიზატი (გახსნილი აირებით და გამონახადით) გაივლის დროსელირების სარქველს და მიემართება გამორთქვლის სვეტში. აქ წნევის დაწევისა და წყლის ორთქლით განბერვის ხარჯზე მოხდება გაზისა და გამონახადის სრული დაყოფა.)

ორთქლის ნარევი შედის წყლის კონდენსატორ-მაცივარში. აქ მიღებული სამფაზიანი ნარევი (2 თხევადი და 1 აირი) შემდგომში დაიყოფა სეპარატორში; წყლიანი კონდენსატი გაიყვანება სეპარატორის ძირიდან, გამონახადი კი სეპარატორის მარჯვენა ნაკვეთურიდან შეიწოვება ტუმბოთი და გაიყვანება დანადგარიდან. სვეტი მუშაობს არამძალი ჭვარი წნევის პირობებში.

გაშრობის მიზნით, ზეთი სვეტიდან მიეწოდება ვაკუუმური გაშრობის სვეტს, შემდეგ ტუმბოთი — ნელლულის თბომცვლეულს, წყლის მაცივარს, ფილტრს, დამატებით მაცივებელს და გაიყვანება დანადგარიდან ჰიდროგაწმენდილი ზეთის საცავში. ფილტრში ზეთი თავისუფლდება კატალიზატორის მტერისა და მყარი ნაწილაკებისაგან — კოროზიის პროდუქტისგან.



კონდენსატი, რომელიც მცირე რაოდენობით გროვდება დაბალტემპერატურულ მაღალი წნევის სეპარატორში, დროსელური სარქელის ხაზით გადადის მომდევნო სეპარატორში.

მაღალი წნევის წყალბადშემცველი აირი, პრაქტიკულად იმავე წნევაზე იწმინდება გოგირდ-წყალბადისაგან. გაწმენდილი აირის ნაწილი (გამჭროლი) საჭიროების შემთხვევაში გაიყვანება დასაწყავად. აირის მასის ძირითადი ნაწილი კი იჭირხნება კომპრესორში და ისევ შეერევა ნედლეულს.

დანადგარის მუშაობის რეჟიმი

ვაკუუმური გამშრობის სვეტში ნარჩენის წნევა, კპა	13,3
რეაქტორში წნევის სხვაობა, მპა	≈0,1
ნედლეულის მიწოდების მოცულობითი სიჩქარე, სთ <sup>-1</sup>	1-3
საცირკულაციო აირის ხარჯი თხევად ნედლეულზე, მ <sup>3</sup> /მ <sup>3</sup>	300-500
წყალბადის კონცენტრაცია საცირკულაციო აირში, %(მოც.) კატალიზატორი	არანაკლებ 75 ალუმინ-კობალტ-მოლიბდენი ან ალუმინ-ნიკელ-მოლიბდენის (აბების ზომა 4-4,5 მმ)

ძირითად აპარატებში ნაკადების ტემპერატურა და წნევა:

პროექტი ტემპ., °C ჭარბი წნევა, მპა

აირნედლეულის ნარევის შესვლისას:

ღუმლის კლავნილაში	>160	—
რეაქტორში	280-330	<4,0

აირპროდუქტის ნარევი სეპარატორში:

დაბალტემპერატურულში	200-230	3,5-3,8
მაღალტემპერატურულში	≈400	3,5-3,8

ჰიდროგაწმენდილი ზეთი:

ფილტრის წინ	<130	—
გამოორთქვლის სვეტში	190-225	≈0,3

კატალიზატორის მუშაობის ხანგრძლივობა 10-დან 60-თვემდეა, მისი ხარჯი 0,01-0,03 კგ-ია 1 ტ გაწმენდილ ნედლეულზე. კატალიზატორის რეგენერაციას სჭირდება დაახლოებით 1,5 დლ/ლ. თითქმის იგივე დროა საჭირო დამხმარე სამუშაოების შესრულებისას. ზოგიერთ დანადგარზე კატალიზატორის რეგენერაციას არ ახდენენ და ახლით ცვლიან.

მინერალური ზეთების ჰიდროგაწმენდის ბევრ დანადგარს აქვს სამი პარალელური ტექნოლოგიური ხაზი სამი სხვადასხვა სიბლანტის მქონე ზეთის ერთდროულად გასაწმენდად.

განხილულის მსგავსი დანადგარები გამოსადგვია აგრეთვე პარაფინული ნედლეულის ჰიდროგაწმენდისთვის, პარაფინის გაუფერულების მიზნით. }

## 5. ნავთობისა და ნავთობპროდუქტების დეპარაფინიზაცია და გაუფეთქება

ნავთობისა და მისგან გამოშვებული ნავთობპროდუქტების ძირითადი შემადგენელი კომპონენტებია: პარაფინული, ნაფტენური და არომატული ნახშირწყალბადები.

პარაფინული ნახშირწყალბადები — ალკანები წარმოადგენს ნავთობის მნიშვნელოვან პროცენტულ რაოდენობას. ისინი გვხვდება როგორც აირების — C<sub>5</sub>-მდე, ისე თხევადი — C<sub>16</sub>-მდე და C<sub>16</sub>-ზე მეტი შემცველობის შემთხვევაში, მყარი პარაფინების სახით.

თხევადი პარაფინები გვხვდება ბენზინების (85-180°C), ნავთისა და ღიზელის საწვავების (180-310°C) შედგენილობაში. მყარი პარაფინები ძირითადად თავმოყრილია მასში, მისგან მიღებულ ზეთის ფრაქციებში და აგრეთვე, გუდრონში. ნორმალური ალკანების გამოყოფას ნავთის, ღიზელის და ზეთების ფრაქციებიდან უდიდესი მნიშვნელობა ენიჭება, რადგან შედეგად რჩება დაბალი გაყინვის ტემპურატურის ნავთობპროდუქტები.

ნავთობიდან გამოყოფილ მყარ პარაფინებს დიდი გამოყენება აქვს ფარმაცევტულ, ქაღალდის, ელექტროტექნიკური ნაკეთობების გასაპოხ, ჰიდროსაიზოლაციო მასალებისა და სხვათა დამზადებულ წარმოებებში.

თხევადი პარაფინები სინთეზური გამრეცხი საშუალებების, აგრეთვე ალკილბენზოსულფონატებისა და ალკილსულფომჟავების მისაღებ ნედლეულს წარმოადგენს და წარმოებებში მცენარეული ზეთების გამოირცხვის საშუალებას იძლევა. ამავე დროს, თხევადი პარაფინები გამოიყენება ნავთობური გამხსნელების საწარმოებლად.

( დეპარაფინიზაციის ანუ ნ-პარაფინების ნავთობიდან და ნავთობპროდუქტებიდან მოცილების რამდენიმე გზა არსებობს: მათ შორის მნიშვნელოვანია კარბამიდული, ცეოლითებზე ადსორბციული (მოლეკულური საცრები) და ოლეუმით დამუშავების მეთოდები. ყველა მეთოდი გულისხმობს გამხსნელების გამოყენებასაც.)

ზეთოვანი ნედლეულიდან გამხსნელით სცილდება მყარი ნახშირწყალბადები — პარაფინები და ცერეზინები. ამ მიზნით პრაქტიკაში გამხსნელებად გამოიყენება კეტონებისა და არომატული ნახშირწყალბადების ნარევი (მეთილ-ეთილ-კეტონი და ტოლუოლი ან აცეტონი და ტოლუოლი), ალბული სხვადასხვა თანაფარდობით — 30-დან 60%-მდე) (მას.). კეტონი 70-დან 40% (მას.) და ტოლუოლი.

გამხსნელის ჯერადობა ნედლეულთან დამოკიდებულია დეპარაფინირებული რაფინატის სიბლანტეზე: ზეთოვანი ფრაქციის სიბლანტის გაზრდისას გამხსნელის ზარჯი იზრდება. ჩვეულებრივ გამხსნელის ჯერადობა ნედლეულთან შეადგენს (2-3):1 და (3,0-4,5):1. გამხსნელის ალბულ რაოდენობაზე დამოკიდებული თხევადი ნაწილის მყარისაგან გამოყოფის სიჩქარე,

დეპარაფინირებული ზეთის გამოსავალი, მისი გამყარების ტემპერატურა და ზეთის შემცველობა გაჩნდა ან პეტროლატუმში.

პროცესის სრულყოფისათვის საჭიროა გამხსნელის მიწოდება ულუფობით. ამ დროს იქმნება მაღალ- და დაბალღობადი ნახშირწყალბადების კრისტალიზაციით დაყოფის პირობები. ნედლეულის პირველი განზავებისას გამხსნელით უნდა გამოიყოს ყველაზე მაღალღობადი ნახშირწყალბადები, რომლებიც წარმოქმნიან დიდი ზომის კრისტალებს. ულუფობით განზავებისას (2-4 ულუფა) შეყვანილი გამხსნელის ტემპერატურა უნდა იყოს 2-3°C-ით უფრო მაღალი, ვიდრე ნარევისა იმ წერტილში, სადაც მიეწოდება გამხსნელი. გამხსნელის ულუფობრივი მიწოდება ეფექტურია ფართო ფრაქციული შედგენილობის დისტილატური ნედლეულის დეპარაფინიზაციისა და გაუზეთოვნების დროს.

საქარხნო პრაქტიკაში ფართოდ გავრცელებულია ორსაფეხურიანი ფილტრაციის დანადგარები, რომელთა მეშვეობით საფეხურიანი ფილტრაციით მიიღება ორი მიზნობრივი პროდუქტი: დეპარაფინირებული რაფინატი და ტექნიკური პარაფინი; გვერდით პროდუქტს წარმოადგენს სლოპ-ეოქსი. გაუზეთოვნების დანადგარებზე გამოიმუშავენ გაჩიდან ნედლ პარაფინს, ზოლო პეტროლატუმშიდან – ნედლ ცერეზინს.

დეპარაფინიზაციის წარმოდგენილ სქემებში სუსპენზიის გაცივება ხდება ამიაკით და ეთანით ან ამიაკით და პროპანით. სუსპენზიის ღრმა გაცივება განისაზღვრება ზეთის გამყარების ტემპერატურით.

### დეპარაფინიზაცია კარბამიდის გამოყენებით

დეპარაფინიზაცია კარბამიდის გამოყენებით განსხვავდება დეპარაფინიზაციის სხვა მეთოდებისაგან: პროცესი შერჩეული გამხსნელებით ტარდება დადებითი ტემპერატურების პირობებში. დეპარაფინიზაციისას კომპლექსწარმოქმნის დროს მნიშვნელობა აქვს კარბამიდის აგრეგატულ მდგომარეობას, აქტივატორებსა და გამხსნელებს. მიზნობრივ პროდუქტს კი, ყველა შემთხვევაში ერთი და იგივე პროდუქტები წარმოადგენს: დაბალგამყარებადი დიზელური საწვავი ან მსუბუქი ზეთი და თხევადი პარაფინები.

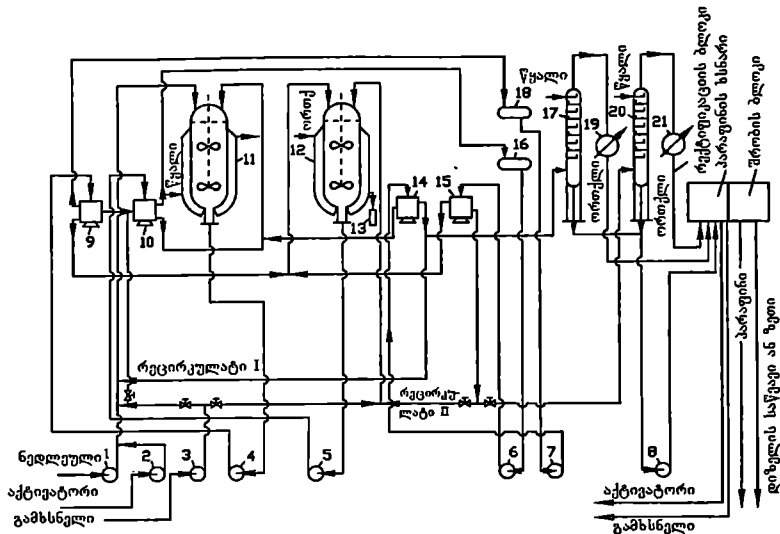
დეპარაფინიზაციის პროცესში კრისტალური კარბამიდის გამოყენება უფრო სასარგებლოა, რადგანაც მას აქვს მაქსიმალური აქტივობა ხსნართან შედარებით. კომპლექსწარმოქმნას ატარებენ მუდმივ ტემპერატურაზე.

Y  
(დანადგარის დანიშნულებაა ზამთრის ან არქტიკული ღიზელური საწვავის, დაბალი სიბლანტის ზეთების, აგრეთვე, თხევადი და რბილი პარაფინების მიღება.) ნედლეულად გამოიყენება შემდეგი პირდაპირნახადი ნავთობის ფრაქციები: 180-320, 200-320, 180-350, 200-350, 200-375, 240-350 და 325-400°C. დეპარაფინირებული პროდუქტების გამოსავალი შეადგენს დაახლოებით: 80-82% (მას.) ზამთრის ღიზელური საწვავისათვის (გამყარების ტემპერატურა -40°C); 82-85% (მას.) არქტიკული ღიზელური საწვავისათვის (გამყარების ტემპერატურით -60°C); 70-80% (მას.) ტრანსფორმატორული ან სათითისტრე ზეთისათვის. ნედლეულის მიმართ პროცესის საერთო დანაკარგები 0,5-0,7%-ია (მას.). თხევადი ან რბილი პარაფინი დამატებითი გაწმენდის გარეშე შეიცავს 9,5-9,8% (მას.) კომპლექსწარმოქმნელ ნივთიერებას და 0,5-2,0% (მას.) არომატულ ნახშირწყალბადებს; იგი შეიძლება გამოყენებულ იქნეს, როგორც ნედლეული ნავთობ-ქიმიური სინთეზისათვის. გამყარების ტემპერატურის დეპრესია არის 2,5-3,3°C. შემღვრვის ტემპერატურა 22-27°C.

დანადგარი მოიცავს შემდეგ ძირითად სექციებს: რეაქტორი, რომელშიც ნედლეული ან მისი ბენზინის ხსნარი კონტაქტირებს კარბამიდან ხსნართან აქტივატორის (მეთანოლი) თანაობისას და წარმოქმნის კომპლექსს. კომპლექსის ჩარეცხვის, მყარ და თხევად ფაზებად დაყოფის პროცესები მიმდინარეობს ცენტრიფუგებში. კომპლექსი ცხელი წყლით იშლება პარაფინად. მეთანოლი და კარბამიდის კვალი დამატებით ირეცხება წყლით. სქემაში შედის აგრეთვე რექტიფიკაციის ბლოკი, სადაც ზდება ბენზინის და მეთანოლის რეგენირება (დეპარაფინატიდან, პარაფინიდან და შესაბამისად, წყლიდან). დეპარაფინატისა და პარაფინის გაშრობა. გამხსნელი და აქტივატორი რეგენერაციის შერეულ უბრუნდება პროცესს. ტექნოლოგიური სქემა წარმოდგენილია მე-14 ნახ-ზე.

ნედლეული, აქტივატორი (თუ აუცილებელია ნედლეულის სიბლანტის შემცირება) და გამხსნელი (ბენზინი ნ-პ-1) შესაბამისი ტუმბოთი მიეწოდება კომპლექსწარმოქმნის რეაქტორს. იქვე მიეწოდება რეციკულატი, რომელიც წარმოადგენს: დეპარაფინატის ბენზინური ხსნარისა და 80%-იანი კრისტალური კარბამიდის სუსპენზიას (პულასს). რეაქტორში მექანიკური არევისა მიმდინარეობს კომპლექსწარმოქმნის რეაქცია, რომელიც ეგზოთერმულია. სითბო პერანგის მეშვეობით გადაეცემა ცივ წყალს.

კომპლექსის პულა ნახშირწყალბადოვან არეში უწყვეტად გაიყვანება რეაქტორის ქვედა ზონიდან ტუმბოთი ცენტრიფუგის I საფეხურში, სადაც კომპლექსი დამატებით ირეცხება გამხსნელით. გარეცხილი კომპლექსი ცენტრიფუგიდან შედის კომპლექსის დშლის რეაქტორში. არევისას კომპლექსი იშლება. კომპლექსის სწრაფად დასაშლელად რეაქტორის პერანგში შეჰყავთ ნაჯერი ორთქლი.



ნახ. 14. კარბამიდული დეპარაფინიზაციის დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა  
 1-8 - ტუმბოები; 9,10,14,15 - ცენტრიფუგები; II - კომპლექსწარმოქმნის რეაქტორი; 12 - კომპლექსის დაშლის რეაქტორი;  
 13 - კონდენსატორთმედი; 16,18 - შუალედური სკოლებები; 19,21 - ორთქლმასხურებლები

კარბამიდული პულპა ბენზინის ხსნარში რეაქტორიდან ტუმბოთი მიეწოდება II საფეხურის ცენტრიფუგებს, საიდანაც კარბამიდი ბრუნდება რეაქტორში.

დეპარაფინატის ხსნარი ბენზინში ცენტრიფუგიდან მიემართება შუალედურ მიმღებში, საიდანაც ტუმბოთი მიეწოდება III საფეხურის ცენტრიფუგას. აქ დამატებით გამოეყოფა კარბამიდული კომპლექსი დეპარაფინატს; ხსნარიდან წყლით ჩამორიცხება მეთანოლი, მასში გახსნილი კარბამიდის კვალით.

წყლიანი მეთანოლის ხსნარი სვეტების ძირიდან მიემართება რექტიფიკაციის ბლოკში, საიდანაც რეგენირებული მეთანოლი უბრუნდება პროცესს, ხოლო წყალი - სვეტებს. სვეტის ზევიდან გაიყვანება დეპარაფინირებული ხსნარი ბენზინში და ორთქლის მაცხელებლის გავლით მიემართება რექტიფიკაციის ბლოკში. ბლოკში შედის აგრეთვე ბენზინში პარაფინის ხსნარიც. რექტიფიკაციის ბლოკიდან გამოსული ბენზინი ცხელდება და უბრუნდება პროცესს, ხოლო დეპარაფინატი - თხევადი და რბილი პარაფინი, მიემართება გაშრობის ბლოკში, შემდეგ კ - რეზერვუარში (ან კომპაუნდირებაზე).

დანადგარის ტექნოლოგიური რეჟიმი:

რეაგენტის ჯერადობა ნედლეულის მიმართ, % (მას.)

კრისტალური კარბამიდი	(70-120):100
აქტივატორი	2:100
ბენზინი, ნედლეულის განსაზავებლად	(0-100):100
ბენზინი, კომპლექსის განსაზავებლად	(140-200):100
ხარჯი, კგ/ტ ნედლეული:	
კარბამიდი	1,8-2,0
ბენზინი	3,2-3,8
მეთანოლი	0,02-0,03.

პროცესის საიმედოობა განპირობებულია ნედლეულისა და გამხსნელში ტენის შემცველობით. ტენშემცველობის ნორმის გაზრდის შემთხვევაში იწყება თანდათანობითი დალექვა, გაწებობენ ან მყარი ფაზის დაკოშტვა, კომუნიკაციების ტუმბოების და სხვა მოწყობილობის დაცობა, რაც იწვევს პროცესის გაჩერებას. ჭარბი ტენის გამოყოფა ხდება ელექტროგამყოფში, ხოლო რეგენერირებულ გამხსნელს წინასწარ აწლობენ რეზერვუარში.

პროცესი უწყვეტი სქემით ხორციელდება კრისტალური კარბამიდის გამოყენებით. შემოთავაზებულია ნახევარპერიოდული პროცესის სქემა, რომელიც მუშაობს ცვლად ციკლურ რეჟიმში. ყოველ რეაქტორში კარბამიდის სტაციონარული შრის მეშვეობით თანამიმდევრობით მიმდინარეობს კომპლექსწარმოქმნის, კომპლექსის გარეცხვის, მისი დაშლის და შემდეგი ციკლის საშუაოს მოსამზადებელი სტადიები. ამ პროცესის ღირსებას წარმოადგენს: მუშაობის შესაძლებლობა დუღილის ფართო ტემპერატურული ზღვრის მქონე ნედლეულთან (ბენზინიდან ვაკუუმ-დისტილატამდე, დუღილის საბოლოო ტემპერატურით 420-450°C) და აგრეთვე განსაზღვრული ტექნოლოგიური პირობების დაცვისას ნახშირწყალბადოვანი ნედლეულიდან მაღალი სისუფთავის ინდივიდუალური პარაფინების გამოყოფა.

( დეპარაფინზაციის კარბამიდული პროცესი ფართოდაა გავრცელებული საზღვარგარეთ.) ერთ-ერთი ტექნოლოგიური ვარიანტია  $C_{10}-C_{40}$  ნახშირწყალბადების შემცველი ნედლეულის დეპარაფინზაციის პროცესი. ამ ვარიანტში ძირითად რეაგენტად გამოიყენება წყლიანი, ნაჯერი კარბამიდის ხსნარი 70°C-ზე. დიქლორმეთილენი  $CH_2Cl_2$ , რომელიც აქტივატორის როლს ასრულებს და ვინაიდან დუღდება 41°C-ზე, კომპლექსწარმოქმნის სტადიაში სითბოს ართმევის აგენტსაც წარმოადგენს. რეაქციის ზონაში მისი აორთქლების ხარჯზე ტემპერატურა 30-45°C ზღვრებში შენარჩუნდება.

## 6. ბიტუმის წარმოება

ბუნებრივი ბიტუმი საზოგადოებისათვის ცნობილია უკვე მრავალი ათასი წელია. გამოიყენება, როგორც სამშენებლო და პიდროსაიზოლაციო მასალები შენიშების საძირკვლებისა და სახურავებისათვის, აგრეთვე როგორც შემკავშირებელი საშუალება გზების მშენებლობისას.

ბუნებრივი წარმოშობის გარდა, ბიტუმი შეიძლება მიღებულ იქნეს ნავთობის, ფიქლების, ტორფის და ნახშირის გადამუშავების შედეგად.

ბიტუმის წარმოების ძირითადი ნედლეულია ნავთობის ვაკუუმური გამოხდის ნარჩენები – გუდრონი; ზეთების წარმოების გვერდითი პროდუქტები – დეასფალტიზაციის ასფალტენები, ანუ ასფალტენურ-ფისოვანი ნივთიერებები, რომლებიც იღებება გუდრონიდან თხევადი პროპანით. მათ დალექილ ბიტუმს უწოდებენ. ზოგ შემთხვევაში ბიტუმის წარმოებისათვის გამოიყენება თერმული კრეკინგის ნარჩენებიც.

ხარისხიანი, მაღალალასტიკური, მაღალთერმომდგრადი, კარგი შემკავშირებელი თვისებების, აგრეთვე ამ თვისებების მცირედ ცვლადი ბიტუმის წარმოება დაბალი და მაღალი ტემპერატურების პირობებში მოითხოვს ერთიდაიგივე ხარისხის ნედლეულის გამოყენებას. ასეთი ნედლეულია მძიმე, არომატული ნავთობების გუდრონები, რომლებიც დიდი რაოდენობით შეიცავს ასფალტენურ-ფისოვან ნაერთებს.

ცნობილია, რომ ბიტუმის წარმოებისათვის ფართო მასშტაბით გამოიყენება სხვადასხვა ნავთობების ნარევი. მათგან წარმოებული ბიტუმის თვისებები ხშირად არ აკმაყოფილებს მათ მიმართ წაყენებულ ხარისხის მოთხოვნებს. ნავთობებიდან მაღალხარისხიანი ბიტუმის საწარმოებლად აუცილებელია წინასწარ დადგინდეს ნედლეულის ქიმიურ-ჯგუფური შედგენილობა და შემდგომში მისი გადამუშავება განხორციელდეს განსაზღვრული ტექნოლოგიით.

**ბიტუმის შედგენილობა და ჯგუფური კომპონენტების გავლენა მის თვისებებზე**

ბიტუმი წარმოადგენს ნახშირწყალბადებისა და სხვადასხვა აგებულების პეტროორგანული ნაერთების საკმაოდ რთულ ნარევეს, რომელიც არ გამოიხლება ნავთობისათვის დამახასიათებელი ტრადიციული ტემპერატურების პირობებში. ბიტუმის შედგენილობა და მასში ცალკეული კომპონენტების თანაფარდობა განსაზღვრავს მის კოლოიდურ და რეოლოგიურ მახასიათებლებს. ბიტუმი შედგება ასფალტენების, ფისებისა და ზეთებისაგან, კერძოდ, პარაფინული, ნაფტენური და არომატული საფუძვლის მქონე ზეთებისაგან. თავის მხრივ, ბიტუმის კოლოიდური სტრუქტურა განაპირობებს მის ტექნიკურ პირობებს (პენტრაცია, დუქტილობა, დარბილების ტემპერატურა, სიმყიფე და სხვ.). ხშირად, ზეთებისა და ფისების ერთობლიობას უწოდებენ მალტენებს.

ბიტუმის კომპონენტური შედგენილობის განსაზღვრისათვის გამოიყენება სხვადასხვა მეთოდი, თუმცა ზოგადად მიღებულია მეთოდი, რომელიც ეყარება ასფალტენების, ფისების და ზეთების შერჩევით ხსნადობას სხვადასხვა გამხსნელში.

ბიტუმში ზეთების არსებობა ამცირებს მისი დარბილების ტემპერატურას, სიმკიცეს, ზრდის დენადობას და აორთქლებადობას.

ბიტუმში ზეთების შემცველობა და მისი ქიმიური შედგენილობა დამოკიდებულია გამოსავალ ნავთობებზე. ზეთების შედგენილობაში გვხვდება:

– ნორმალური და იზოკვებულების პარაფინული ნაერთები ნახშირბადატომების რიცხვით 26 და უფრო მეტი, რომელთა დულილის ტემპერატურაა 350-520°C, ლლობის ტემპერატურა 56-90°C, სიმკვრივე 790-820 კგ/მ<sup>3</sup> და მოლეკულური მასა 240-600;

– ნაფტენური სტრუქტურები ნახშირბადატომთა რიცხვით 20-დან 35-მდე, რომელთა სიმკვრივე 830-870 კგ/მ<sup>3</sup> და მოლეკულური მასა 450-650-ია.

– არომატული ნაერთები: მონოციკლური – მოლეკულური მასით 450-620, ბიციკლური – მოლეკულური მასით 430-600, პოლიციკლური – მოლეკულური მასით 420-670. მონოციკლურიდან პოლიციკლურში გადასვლის დროს მოკლდება გვერდითი ნახშირწყალბადოვანი ჯაჭვები.

– ფისები ჩვეულებრივ ტემპერატურაზე წარმოადგენს მოწითალო-რუხი ფერის მყარ ნივთიერებას, რომელთა სიმკვრივე 990-1100 კგ/მ<sup>3</sup>-ია. ფისები ბიტუმს ანიჭებს სიმკიცეს, პლასტიკურობას და წვლადობას. ფისები წარმოადგენს ციკლური და პეტეროციკლური სტრუქტურების მაღალმოლეკულურ ორგანულ კონდენსირებულ ნაერთებს, სადაც ბირთვები ერთმანეთთან დაკავშირებულია ალიფატური ჯაჭვებით. ფისები ნახშირბადის (79-87%) და წყალბადის (8,5-9,5%) გარდა, შეიცავს აზოტს (2%-მდე), ფანგბადს (1-10%) და გოგირდს (1-10%). ფისების მოლეკულური მასა მერყეობს 300-დან 2500-მდე. ფისები წარმოადგენს შუალედური ფორმის ნაერთს ზეთებსა და ასფალტენებს შორის.

ფისების გადასვლა ასფალტენებში გამოწვეულია არომატულ სტრუქტურებში ნახშირბადატომების წილისა და კონდენსაციის ზარისხის გაზრდით. ფისებში ნახშირბადატომთა რიცხვი 80-100-ია.

– ასფალტენი ფისების შემდგომი შექვიდროების პროდუქტია. იგი მყარი, გაუღობადი, შავი ან მურაფერის მყიფე ნივთიერებებია; უხსნადია ნორმალური აღნაგობის ნახშირწყალბადებში, სპირტებსა და სპირტულ-ეთერულ ნარეგებში, მაგრამ კარგად ხსნადია ბენზოლსა და მის ჰომოლოგებში, გოგირდნახშირბადში, ქლოროფორმსა და ოთხქლორიან ნახშირბადში.

ასფალტენი წარმოადგენს ნავთობის ყველაზე მაღალმოლეკულურ ნაერთებს (ძირითადად, პეტერონაერთებს) მოლეკულური მასებით 1500-დან 4000-მდე.



ბიტუმის სტრუქტურული კომპონენტებიდან შეიძლება გამოიყოს ასფალტენოგენური მჟავები და მათი ანჰიდრიდები, კარბენები და კარბოიდები. ასფალტენოგენური მჟავები და მათი ანჰიდრიდები ფისოვანი კონსისტენციის, სპირტში ან ქლოროფორმში კარგად, მაგრამ ბენზინში ძნელად ხსნადი სქელი მოყავისფრო-ნაცრისფერი ნივთიერებებია სიმკვრივით 1000 კგ/მ<sup>3</sup>. ეს ნივთიერებები ბიტუმს ანიჭებენ სტაბილურობას.

– კარბენები და კარბოიდები წარმოადგენს ნავთობისა და მისი ნარჩენების გადაშეშების მაღალტემპერატურულ მაღალნახშირბადოვან პროდუქტებს. კარბენები არ იხსნება ოთხქლორიან ნახშირბადში, კარბოიდები კი – გოგირდნახშირბადში.

ამგვარად, ბიტუმი წარმოადგენს რთულ კოლოიდურ სისტემას, რომელშიც ასფალტენები, კარბენები და კარბოიდები დისპერსიული ფაზაა, ზოლო მალტენები – სადისპერსიო არე.

ნავთობიდან წარმოებული ბიტუმის თვისებები მნიშვნელოვნადაა დამოკიდებული დისპერსიული ფაზის ნაწილაკის ზომასა და შემცველობაზე (მოცულობით). დისპერსიული ფაზის ნაწილაკების ზომების ნებისმიერი ცვლილება ბიტუმის კოლოიდურ სისტემაში იწვევს მისი ფიზიკურ-ქიმიური თვისებების შეცვლას.

#### წარმოებული ბიტუმის ასორტიმენტი

დანიშნულების მიხედვით, ნავთობიდან წარმოებული ბიტუმის სახეები: საგზაო, სახურავის, საიზოლაციო, მყიფე, მაღალდნობადი, დამარბილებელი (რუბრაქსები).

საგზაო ბიტუმები. მათ მიეკუთვნება სხვადასხვა მარკის ბიტუმები. გამოიყენება საავტომობილო გზების მშენებლობაში ასფალტენბეტონური ნაკერების მოსამზადებლად.

ბმსტ-ის, თანახმად საგზაო ბიტუმების პენეტრაციის – ნემსის შეღწევადობის მნიშვნელობებია: 40-60, 61-90, 91-130 და ა.შ.

გზების მშენებლობაში გამოიყენება გაუმჯობესებული ხარისხის ბიტუმები.

სახურავის ბიტუმები გამოიყენება გადახურვის (საფარველი) მასალად და სხვადასხვა ნაკეთობების დასამზადებლად.

სამშენებლო ბიტუმები გამოიყენება სხვადასხვა სამშენებლო სამუშაოების შესრულების დროს, კერძოდ შენობათა საძირკვლების ჰიდროიზოლაციისათვის.

საიზოლაციო ბიტუმები გამოიყენება ნავთობ- და აირგამტარი მაგისტრალების საიზოლაციოდ მათი კოროზიისაგან დაცვის მიზნით; აქვს მაღალი დარბილების ტემპერატურა (65-დან 100°C-მდე), პენეტრაცია 20-50, წელვადობა 2-დან 3 სმ-მდე.

მყიფე ბიტუმებს მიეკუთვნება ბიტუმები დარბილების ტემპერატურით 100-დან 135°C-მდე. გამოიყენება ლაქ-საღებავების, სასალტე და ელექტროტექნიკურ ნაკეთობათა წარმოებაში.

აუცილებელია აღინიშნოს, რომ მყიფე ბიტუმების (კერძოდ, ლაქის) წარმოება საჭიროებს სპეციფიკურ, უნიკალურ ნავთობებს ნედლეულის სახით.

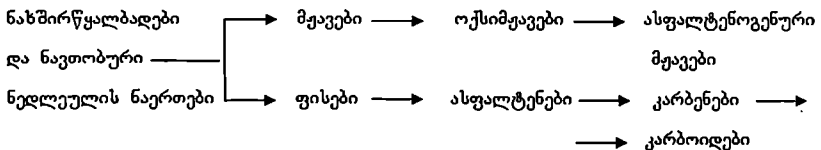
მაღალღებადი დამარბილებლები (რუბრაქსები) გამოიყენება რეზინისა და სასაღებ ნაკეთობათა წარმოებაში. ნემსის შეღწევადობის სიღრმის მიხედვით რუბრაქსების დარბილების ტემპერატურა ერთნაირია და 125-135°C-ის ინტერვალში იმყოფება.

**დაჟანგული ბიტუმების მიღების პრინციპები და დაჟანგვის პროცესების პარამეტრები**

ბიტუმს აწარმოებენ სამი მეთოდით: 1) ნავთობის ვაკუუმური გამოხდის შემდეგ ნავთობური ნარჩენების კონცენტრირებით (ნარჩენი ბიტუმი); 2) ნავთობური ნარჩენების – მახუთის, ნახეკრად გულრონის, გულრონის და სხვ. ჰაერის ჟანგბადით 180-300°C-ზე დაჟანგვით (დაჟანგული ბიტუმები); 3) ნავთობური ნარჩენების დისტილატებთან და ნარჩენ ან დაჟანგულ ბიტუმებთან შერევით (კომპაუნდირებით; კომპაუნდირებული ბიტუმები).

მსოფლიოში ბიტუმის ძირითადი რაოდენობა (75-დან 80%-მდე) იწარმოება დაჟანგვით. მე-თოდი გულისხმობს ნავთობური ნარჩენების ტექნიკური ჰაერის გარკვეული რაოდენობით განბერვას ბარბოტერის საშუალებით სვეტური ტიპის უწყვეტი მოქმედების სპეციალურ აპარატებში. სვეტში მუდმივად მიეწოდება გულრონი ან სხვა ნედლეული. ჰაერის მიწოდებით 200-300°C-ზე გულრონში იწყება ნავთობური ნახშირწყალბადების დაჟანგვა; დაჟანგვის რეაქციას თან ახლავს სითბოს გამოყოფა, რის გამოც კუბში ან სვეტში იზრდება ტემპერატურა.

დაჟანგვა მიმდინარეობს შემდეგი მიმართულებებით:



პროცესის პირობების მიხედვით შესაძლებელია დაჟანგვის მჟავე და ნეიტრალური პროდუქტების ურთიერთგარდაქმნა, მაგალითად, მაღალ ტემპერატურაზე ასფალტენოგენური მჟავეები გარდაიქმნება ასფალტენებად და გამოიყოფა ნახშირმჟავა აირი. შთანთქმული ჟანგბადის გარკვეული რაოდენობით წარმოიქმნება ჰიდროქსილების, კარბოქსილებისა და კარბოლების ჯგუფები.

დაჟანგვის პროცესში უწყვეტად იზრდება ფისებისა და ასფალტენების შემცველობა, მცირდება ზეთების შემცველობა, რადგან ფისები წარმოადგენს ზეთებისა და ასფალტენების შუალედურ ფორმას. ასფალტენების გარკვეული რაოდენობა შეიძლება წარმოიქმნას უშუალოდ ზეთების არომატული ნაერთებიდან. დაჟანგულ ბიტუმებში ასფალტენების 35-40%-იანი კონცენტრაციის დროს შესაძენევი ხდება კარბენებისა და კარბოიდების წარმოქმნა.

ძირითადი ფაქტორები, რომლებიც გავლენას ახდენს გუდრონის დაჟანგვის პროცესზე, შემდეგია: ნედლეულის (ნავთობის) ბუნება; გუდრონის დარბილების საწყისი ტემპერატურა, მასში ზეთის, პარაფინების და ნაფტენური ნაერთების შემცველობა; პროცესის ტემპერატურა, პერის ხარჯი და დაჟანგვის ხანგრძლივობა. წნევა რეაქციის ზონაში, რეაქტორში თხევადი ფაზის ღონე და სხვ. არის პროცესის დამატებითი ფაქტორები. ✓

ნედლეულის ბუნება. ნავთობის ბუნებისა და შედგენილობის მიხედვით შეიძლება მიღებულ იქნეს ბიტუმები, რომელთაც ერთი პარამეტრი ექნება ერთნაირი, სხვა პარამეტრები კი მკვეთრად განსხვავებული ერთმანეთისაგან, მაგალითად, ბიტუმებს, პენეტრაციით  $25^{\circ}\text{C}$ -ის დროს, 100-0,1 მმ დარბილების ტემპერატურა შეიძლება ჰქონდეთ  $48$ -დან  $80^{\circ}\text{C}$ -მდე.

ბიტუმების მისაღები ნავთობები იყოფა შემდეგ ჯგუფებად:

I ჯგუფი – საუკეთესო ნავთობები: 1) მაღალფისოვანი მცირეპარაფინული; 2) მაღალფისოვანი პარაფინული; 3) ფისოვანი მცირეპარაფინული.

II ჯგუფი – გამოსადეგი ნავთობები: 4) ფისოვანი პარაფინული; 5) მცირეფისოვანი მცირეპარაფინული.

III ჯგუფი – გამოუსადეგარი ნავთობები: 6) ფისოვანი მაღალპარაფინული; 7) მცირეფისოვანი პარაფინული; 8) მცირეფისოვანი მაღალპარაფინული.

ნედლეულის ბუნება განაპირობებს ბიტუმის ხარისხს. სხვადასხვა ნედლეულიდან მიიღება განსხვავებული თვისებების მქონე დაჟანგული ბიტუმები.

დაჟანგვის პროცესის ტემპერატურა

ტემპერატურის გაზრდით ჩქარდება დაჟანგვის პროცესი, იზრდება ბიტუმის დარბილების ტემპერატურა, მაგრამ ამავე დროს მიმდინარეობს გვერდითი რეაქციები, უპირატესად დეჰიდრირება მაღალმოლეკულური ასფალტენების წარმოქმნით, რაც ამცირებს ბიტუმის პენეტრაციას.

დაჟანგვის ტემპერატურის გაზრდით მცირდება პერის ხარჯი და დაჟანგულ ბიტუმში მცირდება ჟანგბადის წილი; ოპტიმალური ტემპერატურაა  $250^{\circ}\text{C}$ . უფრო მაღალი ტემპერატურის დროს ბიტუმში მცირდება რთულ-ეთერული ჯგუფების კონცენტრაცია, იზრდება დეჰიდრირების რეაქციების სიჩქარეები, კოქსის წარმოქმნა და უარესდება სიმყიფის მაჩვენებელი. დაბალი ტემპერატურის დროს ( $<230^{\circ}\text{C}$ ) ბიტუმში იზრდება სუსტი მჟავების შემცველობა. სასურველია, ყოველი ნედლეულისათვის კვლევის გზით განისაზღვროს დაჟანგვის ეფექტური ოპტიმალური ტემპერატურა, რომლის დროსაც მიიღება სასურველი ხარისხის ბიტუმი.

დაჟანგვის უფრო მაღალი ტემპერატურა ( $290$ - $300^{\circ}\text{C}$ ) გამოიყენება მაღალღონიანი ბიტუმების მისაღებად.

მაღალღობადი ბიტუმების დარბილების ტემპერატურა 100°C და უფრო მაღალია (ესენია: რუბრაქსები, რომლებიც გამოიყენება რეზინოტექნიკურ წარმოებაში; ბიტუმოვანი ლაქები, რომლებიც გამოიყენება საკაბელო წარმოებაში და საკაბელო ქუროს ამოსავსებად და ა.შ.). უნდა აღინიშნოს, რომ 275-300°C-ზე მაღალ ტემპერატურაზე შეიმჩნევა კარბენების და კარბოიდების წარმოქმნა, რაც ზრდის სიმკვრივეს, ამცირებს ბიტუმის პენეტრაციას და წელვადობას (გაჭიმვადობას).

– ნედლეულის ბუნებისა და საჭირო ხარისხის ბიტუმის მისაღებად აუცილებელია დაფანგვის შესაბამისი ტემპერატურის შერჩევა.

ჰერის ხარჯი და ნედლეულთან მისი კონტაქტირების დრო რეაქტორში მნიშვნელოვან გავლენას ახდენს ჟანგვის პროცესის ინტენსივობაზე და მიღებული ბიტუმების თვისებებზე. კონტაქტის დროისა და ჟანგვის ხანგრძლივობა მაღალი ტემპერატურის პირობებში, იწვევს ბიტუმების გარდაქმნას ასფალტენებად.

ჰერის კუთრი ხარჯის 1,76-დან 3,52 ლ/წთ.კგ-მდე გაზრდისას, ე.ი. 2-ჯერ, დაფანგვის პროცესის სიჩქარე 2,5-ჯერ იზრდება. ჰერის ხარჯის შემდგომი გაზრდა ნაკლებეფექტურია.

#### დაფანგული ბიტუმის წარმოების სამრეწველო დანადგარების პრინციპული სქემები

დაფანგული ბიტუმისათვის გამოიყენება ჰორიზონტალური და ვერტიკალური ცილინდრული კუბები, კლაკნილა რეაქტორები და სვეტური ტიპის პერიოდული, ნახევრად პერიოდული და უწყვეტი მოქმედების აპარატები. მათ აქვთ ჰერის მიწოდების, ნამწვი აირის მოცილების, ნედლეულისა და ჰერის ხარჯების, ტემპერატურის და პროდუქტის დონის საკონტროლო და რეგულირების მოწყობილობები.

ამჟამად, ნავთობგადასამუშავებელ ქარხნებში ძირითადად გამოიყენება ორი ტიპის დანადგარი: პერიოდული მოქმედების ვერტიკალური დამფანგავი კუბები და უწყვეტი მოქმედების სვეტური ტიპის აპარატები. ეს უკანასკნელი დამახასიათებელია თანამედროვე ქარხნებისათვის.

#### ბიტუმის უწყვეტი წარმოების სვეტური ტიპის დანადგარი

აღნიშნული დანადგარი გამოიყენება ნავთობპროდუქტების დაფანგვით ბიტუმის მისაღებად. ნედლეულს წარმოადგენს გულრონი, ნახევარგულრონი, თერმული კრეკინგისა და მათი ნარეგების ნარჩენები და მავუთი (350°C-ზე ზევით). მათი დაფანგვის შედეგად მიღებული პროდუქტებია: საგზაო, სამშენებლო, სახურავის და სპეციალური ბლანტი ბიტუმები.

სამშენებლო, სახურავის, სპეციალური საიზოლაციო ბიტუმები იწარმოება სამ-სამი მარკის; იწარმოება აგრეთვე სპეციალური ბიტუმი ლაქსალბრებისათვის, ბორბლების, ელექტროტექნიკური და სხვა დეტალებისათვის.

საგზაო დაჟანგული ბლანტი ბიტუმის გამოსავალი ნედლეულის (გუდრონის) მიმართ დაახლოებით 98%-ია (მას.), სამშენებლო ბიტუმის კი - 94-96% (მას.).

დანადგარი მოიცავს შემდეგ ძირითად სექციებს:

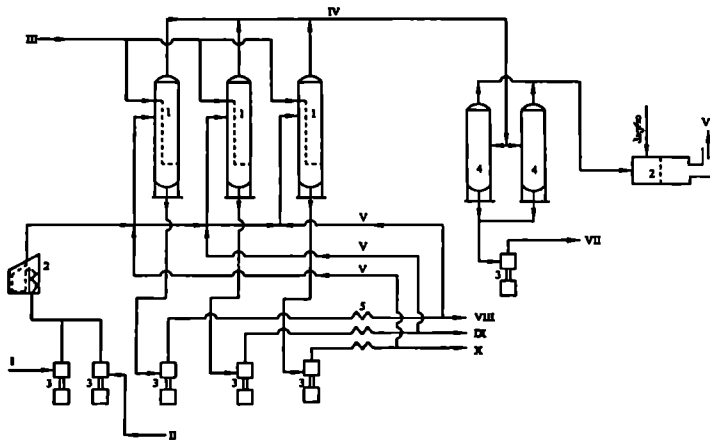
ნედლეულის მომზადების (ვაკუუმური დანადგარიდან მოწოდებული გუდრონი უნდა გაცივდეს საჭირო ტემპერატურამდე); სექტებში დაჟანგვის (უწყვეტი მოქმედების სექტური ტიპის რეაქტორები); ნავთობპროდუქტების, წყლის, დაბალმოლეკულური ალდეჰიდების, კეტონების, სპირტების, მჟავე ორთქლების კონდენსაციის და აგრეთვე მათი გაცივების; ჟანგვის პროცესის აირადი პროდუქტების დაწვის.

დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა წარმოდგენილია მე-15 ნახაზზე.

ნედლეული - გუდრონი - ვაკუუმური დანადგარის ძირიდან მიეწოდება თბომცვლელს, შემდეგ დაჟანგავ სექტს ზედა ნაწილში. დაჟანგავი ჰაერი რესივერის გავლით მიეწოდება სექტის ქვედა ნაწილში. გუდრონი მოძრაობს ქვევით, ხოლო ჰაერი - ზევით და მათი მჭიდრო კონტაქტის დროს მიმდინარეობს ნედლეულის დაჟანგვის პროცესი. დაჟანგვის შედეგად ზეთი გარდაიქმნება ფისებად, ფისები - ასფალტენებად. ჰაერის ჟანგბადი, ურთიერთქმედებს რა წყალბადთან, რომელსაც შეიცავს ნედლეული, წარმოქმნის წყლის ორთქლს. წყალბადის მზარდ დანაკარგს თან ახლავს ნედლეულის პოლიმერიზაცია და შესქელება. ჟანგბადის ძირითადი რაოდენობა გამავალი აირებით გაიყვანება წყლის ორთქლის სახით და მასთან ერთად, მცირე რაოდენობა ნახშირბადის ოქსიდის, დიოქსიდის და სხვა ნაერთების სახით.

დაჟანგულ ბიტუმში ქიმიურად ბმული ჟანგბადი განაწილებულია შემდეგნაირად: 40-დან 60%-მდე (მას.) რთულეთერული ჯგუფის ( $-COOR$ ) სახით, დანარჩენი რაოდენობა დაახლოებით თანაბრად ნაწილდება ჰიდროქსიდის ( $-OH$ ), კარბოქსიდის ( $-COOH$ ) და კარბონილის ( $=CO$ ) ჯგუფებს შორის.

ნამუშევარი ჰაერი, ჟანგვის აიროვანი პროდუქტები გამოდის სექტის ზევიდან და შულის შემრევი კონდენსატორის ქვედა ნაწილში. ნარევი ქვევიდან ზევით მოძრაობს დამაკონდენსირებელი წყლის საპირისპიროდ. წყლით კონდენსირდება ნავთობპროდუქტების, წყლისა და ჟანგბადშემცველი ნაერთების ორთქლის ნაწილი. კონდენსატი გაიყვანება კონდენსატორის ძირიდან, ხოლო ნავთობპროდუქტები ე.წ. „შავი სოლარი“ - დამჭერის გავლით ან უშუალოდ კონდენსატორიდან ტუმბოთი გადაიტუმბება საწვავის საცავში. „შავი სოლარი“ გამოიყენება საწვავი მაშუთის კომპონენტად.



ნახ. 15. ბიტუმის წარმოების დანადგარის ტექნოლოგიური სქემა

- 1 - დამჟანგავი სვეტები; 2 - ლუმბები; 3 - ტუმბოები; 4 - სეპარატორები; 5 - ჰაერის მაცივრები.  
 ნაკადები: I - გულრონი; II - შესაბე ვაკუუმური ნახალი; III - დამჟანგავი ჰაერი;  
 IV - ლაფანგვის აირები (ვანბერი); V - ბიტუმი რეციკულაციასზე; VI - საკვამლე აირები;  
 VII - შავი სოლარი; VIII, IX, X - სხვადასხვა მარკის ბიტუმები.

დაუკონდენსირებული ნაწილი - აზოტი, ნახშირბადის ოქსიდი და დიოქსიდი, ჟანგბადის კვალი - ლუმბეს მიეწოდება დასაწვავად. წარმოქმნილი საკვამლე აირები გამწოვი მილით გაიყვანება ატმოსფეროში.

შხა ბიტუმი დამჟანგავი სვეტის ძირიდან ტუმბოთი გაიწოვება ბიტუმ-ნავთობის თბომცვლელებში და ჰაერის მაცივრის აპარატის გავლით შედის მანაწილებელში. საგზაო ბიტუმის ადპეზიური თვისებების ასამაღლებლად მასში დოზირებით (უღუფებით) შეჰყავთ ზედაპირულად აქტიური ნივთიერებები 5%-მდე (მას.).

დანადგარი აღჭურვილია ნედლეულის, წნევის, შეკუმშული ჰაერის ხარჯის, ტემპერატურის და დამჟანგავ სვეტში თხევადი ფაზის ღონის საზომი ავტომატური რეგულირების მოწყობილობებით.

დანადგარის ტექნოლოგიური რეჟიმი:

ტემპერატურა სვეტში, °C:

ნედლეულის (შესასვლელში)	140-200
თხევადი ფაზის (ქვედა ნაწილში)	240-270
თხევადი ფაზის (შუა ნაწილში)	240-270
ზედა ნაწილში (სააირო სივრცე)	180-210

სასაქონლო ბიტუმების ტემპერატურა მაცივრიდან

გამოსვლის დროს, °C

180-220

სექტში ჭარბი წნევა, მპა

0,005-0,30.

### ბიტუმების წარმოება კომპაუნდირებით

ბიტუმების წარმოება ბაზური კომპონენტების შერევით ანუ კომპაუნდირებით ფართოდაა გამოყენებული და ხასიათდება პერსპექტიულობით, რადგან შესაძლებლობას იძლევა მიღებულ იქნეს წინასწარ განსაზღვრული თვისებების მქონე ბიტუმები. კომპაუნდირების პროცესი ავტომატიზებულია.

წინასწარ განსაზღვრულია მისაღები ბიტუმის ხარისხი და თვისებები. საწყის სტადიაზე აღგენურ შესარევი კომპონენტების რაობას, ხარისხს და მათ პროპორციებს. შემდგომში, შერევის პროგრამის მიხედვით, შესაბამისი საცაუებიდან საჭირო კომპონენტებს შეურევენ გუდრონს და მომხმარებელს ნარევს მიაწოდებენ ავტოტრანსპორტით.

ბიტუმის კომპაუნდირება უზრუნველყოფს ბიტუმისათვის საუკეთესო აღქვიური თვისებების მინიჭებას.

ბიტუმის ხარისხის გაუმჯობესება შესაძლებელია მასში მოდიფიკატორების შეყვანით. მაგალითად, დეფორმაციისადმი მდგრადობის გასაზრდელად საგზაო ბიტუმს უმატებენ სტიროლ-ბუტადიენ-სტიროლის (სბს) პოლიმერს, რაც საგზაო ბიტუმის მოხმარების ვადას თითქმის 2-ჯერ ზრდის.

სასურველი მარკის საგზაო ბიტუმის მიღება შესაძლებელია აგრეთვე გუდრონის შერევით სხვა მარკის საგზაო დაჟანგულ ბიტუმთან.

### მოდიფიცირებული ბიტუმის წარმოება

ბოლო ათწლეულში საკმაოდ გაიზარდა საავტომობილო გზებზე ტვირთგადაზიდვის ინტენსივობა, რაც, თავის მხრივ, იწვევს საგზაო საფარის დაზიანებას. საგზაო საფარის ვარგისიანობაზე მოქმედებს აგრეთვე კლიმატური ცვლილებები, რაც ხშირად იწვევს საგზაო საფარის შეუქცევად დეფორმაციას (პლასტიკურობის გაუხეშება, სიმყიფის გაზრდა, საფარის დახეთქვა და მისი დაბერება). ყოველივე ზემოთ აღნიშნული მოითხოვს საგზაო საფარის დაუგვემავ შეკეთებას.

ბიტუმების თბომგრძობელობის, სიმყიფისა და დაბერების თავიდან ასაცილებლად მათ უმატებენ სპეციალურ ნივთიერებებს (ნატურალურ კაუჩუკს, დაფხვნილ რეზინს).

ნივთიერებებს, რომელთა დამატება აუმჯობესებს ბიტუმის ხარისხს, ეწოდება მოდიფიკატორები, მათ შემცველ ბიტუმებს კი – მოდიფიცირებული. მოდიფიკატორების სახით გამოიყენება სინთეზირებული პოლიმერული მასალების ფართო სპექტრი.

მოდფიკატორების, კერძოდ, პოლიმერული მასალების (მაგ., სპს-ს) შეყვანა, წარმოქმნის ბიტუმის რთულ კოლოიდურ სტრუქტურას, სადაც სპს ძლიერ კომოგენიზებულია. შედეგად იცვლება ბიტუმის რეოლოგიური მახასიათებლები: ტემპერატურული მგრძობელობა, ადპეზიური თვისებები, ელასტიკურობა, სიმტკიცე, მცირდება დეფორმაცია დატვირთვის დროს. მოდიფიცირებული ბიტუმის მნიშვნელოვანი თავისებურებაა სტაბილურობის შენარჩუნება შენახვისა და ექსპლუატაციის დროს, ე.ი. მოდიფიცირებული ბიტუმი გარკვეული დროის განმავლობაში ინარჩუნებს თავის თვისებებს. მაგალითად, ბიტუმში შეყვანილი პოლიმერ-მოდფიკატორი ააბსორბირებს ბიტუმის დაბალმოლეკულურ ფრაქციებს, რითაც ამცირებს აორთქლებას და ზრდის მის გამძლეობას.

მოდფიცირებულ ბიტუმს აქვს ადპეზიის მაღალი უნარი, დაჟანგული ბიტუმისა და გულ-რონის შერევით მიღებული ნარევისაგან განსხვავებით.

ასეთი წესით მიღებული ბიტუმი პასუხობს მსოფლიო სტანდარტის მოთხოვნებს და პრაქტიკულად არ არის დამოკიდებული ნავთობის ასორტიმენტზე.

### ბიტუმპოლიმერული ჰიდროსაიზოლაციო მასალები

ჰიდროსაიზოლაციო მასალები ფართოდ გამოიყენება შენობების სახურავების დასაცავად ატმოსფერული ნალექებისაგან, წყალქვეშა და წყლისზედა კაშხლებისა და ხიდების ჰიდროსაიზოლაციისათვის. ამჟამად, ეს მასალები მზადდება 1 მ სივანის და 10-მეტრიანი ან უფრო მეტი სიგრძის რულონების სახით.

ყველაზე ფართოდ გავრცელებულ სახურავის მასალას დაჟანგული ბიტუმის საფუძველზე, წარმოადგენს რუბეროიდი – მუყაო, გაჟღენთილი ბიტუმით და მსხვილ- ან წვრილმარცვლოვანი მონაყართ. ასხვავებენ მინარუბეროიდებს, ფოლგოზოლებს (ფოლგის საფუძველი) და ა.შ.

ჰიდროსაიზოლაციო მასალები განსხვავდება შემდეგი თვისებების მიხედვით: ჰიდროსაიზოლაციო (წყალშეუღწევადი, წყლის შთანთქმელი, ჰიდროფილური, ჰიდროფობური); დროში სტაბილურობა (დამოკიდებულებით გარემომცველი გარემოს ხანგრძლივი ზემოქმედებისადმი) – გაჯირჯევაბლობა, კიბური და ბიოკიბური მდგრადობა, ყინვისა და სითბოს მიმართ მდგრადობა; ადპეზიურობა – მასალების შეკავების უნარი სახურავის ზედაპირზე, გადასახურავ კონსტრუქციაზე დამაგრების უნარი.

ჰიდროსაიზოლაციო მასალის რულონი მზადდება ბიტუმპოლიმერული მასალის, რომელიც დაფენილია მუყაოზე ან ტილოზე, შემვსებისა და დამცავი ფენისაგან.

ჰიდროსაიზოლაციო მასალა დაჟანგული ბიტუმის საფუძველზე, ხასიათდება შემდეგი ნაკლოვანებებით: ტემპერატურული ცვლილებებისადმი ცუდი ამთვისებლობით, არასაკმარისი თერმომდგრადობით, სწრაფი დასკდობით (დახეთქვით) ტემპერატურის ხშირი ცვლილების შედეგად.



დაბალი ყინვამდგრადობით, არასაკმარისი წყალმდგრადობით და სიმტკიცის თვისებებით, ცუდი ადპეზიით, სწრაფი დაბერებით და ა.შ. ბიტუმის ამ თვისებების გასაუმჯობესებლად აწარმოებენ მათ მოდიფიცირებას სხვადასხვა პოლიმერების, შემესვების და სხვა დანამატების მეშვეობით.

მოდიფიკატორების სახით ფართოდ გამოიყენება ატაქტიკური და იზოატაქტიკური პოლიპროპილენები (АПП და ИПП, შესაბამისად), სტიროლ-ბუტადიენ-სტიროლური (СБС) კაუჩუკი, პლასტიფიკატორები, პოლიოლფენები.

ჰიდროსაიზოლაციო მასალაზე АПП და ИПП-ის ნარევის დამატება ზრდის მის ლღობის ტემპერატურას (დაახლოებით 160°C-მდე), ყინვაგამძლეობას (-15°C), წყლისა და ქიმიური ზემოქმედებისადმი მდგრადობის უნარს. მასზე მოქმედებს მხოლოდ ძლიერი მჟავა (მაგ., HNO<sub>3</sub>) მაღალი ტემპერატურის დროს.

СБС კაუჩუკის გამოყენება ბიტუმპოლიმერულ მასალას ანიჭებს მაღალ ელასტიკურობას და ყინვაგამძლეობას. ასეთი ჰიდროსაიზოლაციო მასალის რულონები შეიძლება გამოყენებულ იქნეს განსაკუთრებით მკაცრ კლიმატურ პირობებში.

შეკესხად გამოიყენება დოლომიტური ან კირქვის ფხენილი, ტალკი. შემესვები ზრდის ჰიდროსაიზოლაციო მასალის სიმტკიცეს და გამძლეობას. კირქვის ფხენილი ჰიდროსაიზოლაციო მასალას ანიჭებს ტუტანი და სულფატური გარემოს მიმართ მდგრადობას.

აღსანიშნავია, რომ მოდიფიკატორების და შემესვების დამატება განუსაზღვრელი რაოდენობით არ შეიძლება, მათი რაოდენობები დგინდება ანალიზების საფუძველზე.

ჰიდროსაიზოლაციო მასალის (კერძოდ, რუბეროიდის) ყველაზე ფართოდ გავრცელებული საფუძველია მუყაო ან ტილო. ტილო შეიძლება იყოს ორგანული ან მინერალური მასალისაგან დამზადებული.

დაყვანული ბიტუმის ბაზაზე დამზადებული გადახურვის რულონისათვის გამოიყენება მუყაო, რომელიც წარმოადგენს ნატურალური და სინთეზური საფეიქრო, ხის, მაკულატურის და ა.შ. დაფეიქილი მასალების რთულ ნარევეს.

გადახურვის ჰიდროსაიზოლაციო რულონის ერთ-ერთი მნიშვნელოვანი შემადგენელია ნებისმიერი მონაყარი. იგი გამოიყენება როგორც შხის ზემოქმედების შემცირების, დაბერების პროცესის შეწყვეტის, აგრეთვე ცეცხლმძლეობის და რულონის დახვევის შემთხვევაში, ერთმანეთთან შეწყების თავიდან აცილების საშუალება.

1. Левинтер М.Е., Ахметов С.А. Глубокая переработка нефти. 1992.
2. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа. под ред. Б.И. Бондаренко, М.: Химия, 1983. – 227 с.
3. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть II. М.; ЦНИИТЭ нефтехимии, 2001,- 424 с.
4. Маслянский Г.Н. Каталитический риформинг бензинов. - Л.: Химия, 1985.-233 с.
5. Покопова Ю.В. Химия высокомолекулярных соединений нефти. Л.: ЛГУ, 1980.- 179 с.
6. Радченко У.Д., Нефедов Б.Г., Алиев Р.Р. Промышленные катализаторы гидрогенизационных процессов. - М.: Химия, 1987.-311 с.
7. Информационно-аналитический материал "Тенденция развития каталитического риформинга. - М.: ЦНИИТЭ нефтехим. 1999.-156 с.
8. Современные катализаторы нефтепереработки. - М.: ЦНИИТЭ нефтехимии, 1999.
9. Сулимов А.Д. Производство ароматических углеводородов из нефтяного сырья. - М.: Химия, 1975. С. 38-41, 47-48, 74-75, 200-110, 152-156; 186-190.
10. Гайне А.А., Сомов В.Е., Варшавский О.М. Ароматические углеводороды (выделение, применение, рынок). Справочник. СПб.: Химиздат, 2000. С.57-62, 67-75, 360-362.
11. შაქარაშვილი თ., ანდლულაძე მ. კატალიზური პროცესების თეორია (დამხმარე სახელმძღვანელო). თბილისი: ტექნიკური უნივერსიტეტი, 1996.-103 გვ.
12. Ахметов О.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Уфа: Гилем, 2002,-672 с.
13. Мановиян А.К. Технология переработки природных энергоносителей. –М.: Химия, „Колос“, 2004.-455 с.

წინასიტყვაობა .....	3
შესავალი .....	4
<b>1. კატალიზური პროცესები</b> .....	<b>5</b>
1.1 კატალიზური კრეკინგი .....	5
1.2 კატალიზური კრეკინგის კატალიზატორები .....	5
1.2.1. ამორფული კატალიზატორები.....	7
1.2.2. ბუნებრივი ცეოლითური კატალიზატორი.....	7
1.2.3. სინთეზური ცეოლითური კატალიზატორები.....	9
1.3. კატალიზური კრეკინგის კატალიზატორების ძირითადი თვისებები .....	10
1.4. კატალიზური კრეკინგის ნელეული და მათი გარდაქმნის მექანიზმი .....	14
1.5. კატალიზური კრეკინგის საწარმოო დანადგარები.....	17
1.6. ნავთობის ნათელი ფრაქციების კატალიზური გაკეთილშობილება (რიფორმინგი).....	25
1.6.1. ბენზინის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდა .....	25
1.6.2. ბენზინის ფრაქციების კატალიზური რიფორმინგი.....	28
1.6.3. ინდივიდუალური არომატული ნახშირწყალბადების (ბენზოლის, ტოლუოლისა და ქსილოლების) წარმოება .....	45
1.6.4. ახალი კატალიზატორების შემუშავება და დანგრევა .....	48
1.7. იზომერიზაციის პროცესი (იზოსელექტოფორმინგი).....	50
1.8. ოქტანური რიცხვის განსაზღვრის წესი.....	52
<b>2. ალკილირება</b> .....	<b>54</b>
<b>3. ნავთობის ფრაქციების ჰიდროკრაკინგი</b> .....	<b>56</b>
<b>4. ნავთობპროდუქტების ჰიდროგაწმენდა და დეჰერაკატანიზაცია</b> .....	<b>58</b>
4.1. ნავთის ფრაქციის ჰიდროგაწმენდის დანადგარი.....	59
4.2. დიზელის საწვავის ჰიდროგაწმენდა .....	61
4.3. მინერალური ზეთის ფრაქციების ჰიდროგაწმენდის დანადგარი.....	63
<b>5. ნავთობისა და ნავთობპროდუქტების დეჰერაკატანიზაცია და გაუფეთქება</b> .....	<b>66</b>
<b>6. ბითუმების წარმოება</b> .....	<b>71</b>
<b>7. ლიტერატურა</b> .....	<b>82</b>

1

რედაქტორი ე. გიორგაძე  
ტექნიკური რედაქტორი ნ. ცირეკიძე  
კორექტორი ნ. დოლიძე  
კომპიუტერული უზრუნველყოფა ე. ვარდუაშვილის

გადაეცა წარმოებას 31.05.2005 წ. ხელმოწერილია დასაბეჭდად 28.11.2005. ქაღალდი 60X84/1/8. ნაბეჭდი თაბახი 5,25. პირობითი ნაბეჭდი თაბახი 6,55. სააღრიცხვო-საგამომცემლო თაბახი 5. ტირაჟი 100. შეკვ. № 278

გამომცემლობა „ტექნიკური უნივერსიტეტი“. თბილისი, კოსტავას 77



სტუ-ს სტამბა, თბილისი, კოსტავას 75