

სიქინავა ლალი

მრავალკომპონენტური ნარევიების რექტიფიკაცია სპირტის წარმოებაში
საინჟინრო მეცნიერებების დოქტორის აკადემიური ხარისხის მოსაპოვებლად
წარმოდგენილი

დ ი ს ე რ ტ ა ც ი ა

კვების წარმოების პროცესები და აპარატები

სამეცნიერო ხელმძღვანელი:

ავთანდილ თვალჭრელიძე
აკ. წერეთლის სახელმწიფო
უნივერსიტეტის პროფესორი
ფიზიკა-მათემატიკის მეცნიერებათა
დოქტორი.

ქუთაისი, 2010 წ.

სარჩევი

შესავალი	4
თავი 1. მრავალკომპონენტური რექტიფიკაცია. სადისერტაციო კვლევის მიზნები და ამოცანები.....	5
1.1. რექტიფიკაცია კვების ტექნოლოგიაში.....	5
1.2. სარექტიფიკაციო დანადგარები	10
1.3. მათემატიკური მოდელირება, როგორც მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის თეორიული შესწავლის ძირითადი მეთოდი	17
1.3.1. ზოგადი დებულებები	17
1.3.2. ფაზური წონასწორობის სითხე-ორთქლი მოდელები.....	20
1.3.3. მასაგადაცემა სისტემაში სითხე-აირი (ორთქლი)	22
1.3.4. სარექტიფიკაციო კოლონის თევზზე მასაგადაცემის პროცესის მათემატიკური აღწერა.....	25
1.3.5. სარექტიფიკაციო კოლონის თევზზე ფაზათა კონტაქტის ზედაპირის განსაზღვრა.....	33
1.3.6. სპირტების სარექტიფიკაციო გასუფთავება მასაცვლით ზონაში ქიმიური რეაქციების გათვალისწინებით.....	36
1.4. მინარევები, რომლებიც ახლავს სპირტს.....	40
1.5. რექტიფიკაციის ზოგიერთი თანამედროვე ტენდენცია.....	44
1.6. სადისერტაციო კვლევის მიზნები და ამოცანები.....	48
თავი 2. მრავალკომპონენტური არასტაციონარული რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება სპირტის წარმოებაში და მისი კომპიუტერული რეალიზაცია.....	50
2.1. ძირითადი დებულებები.....	50
2.2. მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის განტოლებათა სრული სისტემა.....	51
2.3. განტოლებათა სისტემა, რომელიც განსაზღვრავს სისტემის „სითხე-ორთქლი“ წონასწორობას და გაუწონასწორებლობას	57
2.3.1. ორთქლი-სითხის წონასწორობა სისტემაში „წყალი-ეთანოლი“ მინარევებით. .	57
2.3.2. ფაზებს შორის მასაგადაცემა მრავალკომპონენტური სისტემაში.....	61
2.4. რიცხვითი ალგორითმი და პროგრამა პერსონალური კომპიუტერისათვის.....	63

თავი 3. სპირტხსნარების რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება.	65
3.1. წყალსპირტოვანი ხსნარების თვისებების ექსპერიმენტალური მონაცემები.	65
3.2. მათემატიკური მოდელის ძირითადი განტოლებები და რიცხვითი ალგორითმი.	69
3.3. კოლონის კონსტრუქციული პარამეტრების გავლენა რექტიფიკაციის პროცესზე.	69
3.3.1. სპირტის კოლონები.	69
3.3.2. თეფშების რიცხვის გავლენა.	70
3.3.3. მკვებავი თეფშის განლაგების გავლენა.	78
3.4. კოლონის სარეჟიმო პარამეტრების გავლენა რექტიფიკაციის პროცესზე.	82
3.4.1. ფლეგმის რიცხვის გავლენა.	82
3.4.2. კოლონებში რექტიფიკაციის პროცესის ზოგიერთი ინტეგრალური მახასიათებლები.	88
თავი 4. მინარევებიანი სპირტხსნარის რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება.	91
4.1. ძირითადი დებულებები.	91
4.2. სათაო მინარევები.	93
4.3. ნარჩენი მინარევები.	95
4.4. შუალედური მინარევები.	98
4.5. საბოლოო მინარევები.	100
ზოგადი დასკვნები	104
ლიტერატურა	108

შესავალი

ეთილის სპირტი (ეთანოლი, ღვინის სპირტი) არის ერთ-ერთი ძირითადი ტექნიკური პროდუქტი ან ნედლეულის სახე. ის გამოიყენება მრეწველობის ბევრ დარგში: კვების, ქიმიურ, ელექტროტექნიკურ, პარფიუმერულ, ფარმაცევტულ და სხვა. 150-ზე მეტი სხვადასხვა მრეწველობა გამოიყენებს სპირტს, როგორც ნედლეულს ან დამხმარე მასალას. ეთილის სპირტის სპეციფიკური ფიზიოლოგიური ქმედება განაპირობებს მის გამოყენებას რიგი სასმელების (არაყი, ლიქიორი, ნაყენი) დამზადებისას და ღვინის სპირტების სიმაგრის ასამაღლებლად.

რექტიფიკაცია- ერთ-ერთი ძალზედ გავრცელებული ტექნოლოგიური პროცესია ნავთობგადამამუშავებელ, ნავთობ- და კოქსოქიმიურ, ქიმიურ, აირის, ფარმაცევტულ და მრეწველობის სხვა დარგებში და რჩება, როგორც ძირითადი მეთოდი ეთილის სპირტის გამოყოფისა და გასუფთავებისთვის სპირტის, ჰიდროლიზურ, სულფიტ-სპირტის და ქიმიურ დარგებში. სარექტიფიკაციო კოლონებში ყოველწლიურად გადამამუშავდება მილიონი ტონა სხვადასხვა პროდუქტი.

წარმოების უდიდესი მასშტაბები, აპარატურის დიდი ლითონტევადობა, ენერჯის მაღალი ხვედრითი დანახარჯები, დამამუშავების ხარისხობრივი მაჩვენებლების მიმართ მუდმივად მზარდი მოთხოვნები იწვევს რექტიფიკაციის პროცესის საიმედო მეთოდების შექმნის აუცილებლობას. ყველაზე პერსპექტიული მიდგომა სარექტიფიკაციო აპარატების გაანგარიშებისა და პროექტირების მიმართ არის მათემატიკური მოდელირების მეთოდის გამოყენება, რომელიც საშუალებას იძლევა გამოავლინოს აუცილებელი კანონზომიერებები კომპიუტერული ტექნიკის საშუალებებით.

სადისერტაციო კვლევა მიძღვნილია მათემატიკური მოდელების შემუშავებას და მათ საფუძველზე მათემატიკური მოდელირების მეთოდებით მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესების კვლევას სპირტის წარმოებაში.

თავი1. მრავალკომპონენტური რექტიფიკაცია. სადისერტაციო კვლევის მიზნები და ამოცანები.

1.1. რექტიფიკაცია კვების ტექნოლოგიაში.

რექტიფიკაცია-ერთ-ერთი ძალიან გავრცელებული ტექნოლოგიური პროცესია კვების, ქიმიურ, ნავთობგადამამუშავებელ, გაზის და მრეწველობის სხვა დარგებში. ამ პროცესების საშუალებით მსოფლიოში ყოველწლიურად გადამამუშავდება ასობით მილიონი ტონა სხვადასხვა პროდუქტი.

რექტიფიკაცია-ეს არის ბინარული ან მრავალკომპონენტური აირადი, ან თხევადი ნარევის გაყოფის პროცესი პრაქტიკულად სუფთა კომპონენტებად ან ნარევებად, რომლებიც გამდიდრებულია ადვილადაქროლადი ან ძნელადაქროლადი კომპონენტებით; პროცესი ხორციელდება ორთქლისა და სითხის არაწონასწორული ნაკადების კონტაქტის შედეგად[2,3,4,7,15,28,46,59,105].

რექტიფიკაცია გამოიყენება თხევადი ნარევის გასაყოფად კომპონენტებად ან ფრაქციებად, რომლებიც განსხვავდებიან აქროლადობით (ფუგიტიურობით) და ხორციელდება მრავალჯერადი მასა- და თბოცვლის გზით ურთიერთსაწინააღმდეგოდ მოძრავ ორთქლსა და სითხის ნაკადებს შორის.

რექტიფიკაციის დროს ფაზათა ურთიერთქმედება წარმოადგენს ადვილადაქროლადი კომპონენტის დიფუზიას თხევადი ფაზიდან ორთქლის ფაზაში და ძნელადაქროლადი კომპონენტისა-ორთქლის ფაზიდან თხევადში. ნაკადებს შორის კონტაქტი შეიძლება იყოს საფეხურებიანი (თეფშებიან კოლონებში), ან უწყვეტი (ჩანაწყოებიან კოლონებში). საკონტაქტო მოწყობილობების (თეფშების, ჩანაწყოების) დანიშნულება მდგომარეობს ისეთი პირობების შექმნაში, რომლებიც ხელს შეუწყობს ორთქლისა და სითხის ნაკადების მაქსიმალურ მიახლოებას. იმისათვის, რომ ამ ნაკადებს შორის მოხდეს ნივთიერებათა და ენერგიების ცვლა, ისინი უნდა იყვნენ არაწონასწორული ერთმანეთის მიმართ. ორთქლისა და სითხის ნაკადების კონტაქტის დროს მასა- და თბოცვლის შედეგად გაუწონასწორობის სიდიდე მცირდება, შემდეგ ნაკადები გამოიყოფა ერთმანეთისგან და პროცესი გრძელდება მოცემული ფაზების ახალი კონტაქტის გზით უკვე სხვა საფეხურზე, სხვა სითხის და ორთქლის ნაკადებით. თეფშებზე ორთქლისა და სითხის

ურთიერთსაწინააღმდეგო მოძრაობისას თანმიმდევრული, მრავალჯერადი კონტაქტის შედეგად კოლონის მთელ სიმაღლეზე ურთიერთქმედი ფაზების შემცველობა არსებითად იცვლება: ორთქლის ნაკადი ზევით მოძრაობისას მდიდრდება ადვილადაქროლადი კომპონენტებით, ხოლო სითხე ჩაედინება რა ქვევით, ღარიბდება ადვილადაქროლადი, და მდიდრდება ძნელადაქროლადი კომპონენტით. კონტაქტის საკმარისად გრძელი გზის დროს შეიძლება მივიღოთ ორთქლი, რომელიც გამოდის კოლონის ზედა ნაწილიდან და წარმოადგენს მეტ-ნაკლებად სუფთა ადვილადაქროლად კომპონენტს, რომლის კონდენსაციისას მიიღება დისტილატი, ხოლო კოლონის ქვედა ნაწილიდან - შედარებით სუფთა ძნელადაქროლადი კომპონენტი, ე.წ. კუბური ნარჩენი.

ფლეგმა წარმოიქმნება ორთქლის (რომელიც გამოდის კოლონის ზედა ნაწილიდან) ნაწილობრივი კონდენსაციის შედეგად სპეციალურ თბომცვლელ აპარატებში – დეფლეგმატორებში, ან შეჰყავთ კოლონაში კვების სახით. კოლონაში ორთქლის ნაკადის შექმნისათვის მის ქვედა ნაწილში მიაწოდებენ

გარკვეულ სითბოს რაოდენობას გამაცხელებელი ორთქლის შეყვანით (კოლონის ღია გაცხელების შემთხვევა) ან მისი მიწოდებით სპეციალურ თბომცვლელში, რომლის თბოგადაცემის ზედაპირიდან სითბო გადაეცემა მდულარე კუბურ ნარჩენს (დახურული გაცხელების შემთხვევა).

ხშირად გასაყოდ ნარევს (კვებას) თხევად, ორთქლისმაგვარი ან შერეული სახით მიაწოდებენ კოლონის შუა ნაწილში საკონცენტრაციო ან გამამაგრებელ, და გამოსახდელ ან ამომწურავ ნაწილებს შორის. კოლონის გამოსახდელი ნაწილის ზედა თეფშს უწოდებენ მკვებავ თეფშს. კოლონას, რომელსაც გააჩნია საკონცენტრაციო და გამოსახდელი ნაწილები, უწოდებენ სრულ სარექტიფიკაციო კოლონას. სრული სარექტიფიკაციო კოლონისგან განსხვავებით არასრულ კოლონებში გამოსახდელი კოლონის დისტილატის შემდგომი გამდიდრებისთვის ადვილადაქროლადი კომპონენტით ან საკონცენტრაციო კოლონის ნარჩენის-ძნელადაქროლადი კომპონენტით საჭიროა მათი დამატებითი რექტიფიკაცია.

ფლეგმით გამდიდრება, რომელიც საჭიროა რექტიფიკაციის პროცესის განხორციელებისათვის, მიიღწევა გამოსახდელ კოლონაში თხევადი კვების მიწოდებით ზედა თეფშზე. სრულ კოლონებში გამდიდრება წარმოებს ორთქლის კონდენსატის ხარჯზე, რომელიც გამოდის კოლონის ზედა ნაწილიდან. დანარჩენი

ორთქლი წარმოქმნის დისტილატს- კოლონის ზედა პროდუქტს, ამიტომ დისტილატის გამდიდრება და ართმევა რაოდენობრივად დაკავშირებულია ერთმანეთთან. საკონტაქტო მოწყობილობის კონსტრუქცია უნდა უზრუნველყოფდეს მასში მაქსიმალური თბოცვლის დიდ სიდიდეს. ეს მიიღწევა პირველ რიგში ფაზათა კონტაქტის განვითარებული ზედაპირის შექმნით. სარექტიფიკაციო კოლონების თეფშები შეიძლება იყოს ხუფებიანი, ცხაურებიანი, ქერცლოვანი, სარქველებიანი და სხვა. ჩანაწყობიანი კოლონა წარმოადგენს ცილინდრს, რომელიც გავსებულია ჩანაწყობებით-განვითარებული ზედაპირის მქონე სხეულებით (რგოლები, სფეროები, ბადეები, ბლოკები, პაკეტები, ლარტყები და სხვა). ორთქლი და სითხე კონტაქტშია ჩანაწყობის ზედაპირზე ურთიერთსაწინააღმდეგო მოძრაობისას.

საკონტაქტო მოწყობილობების მუშაობა ფასდება სითხისა და ორთქლის გამშვებუნარიანობით, უნარით გაიყოს მუშა ნარევი, მუშაობის მდგრადობის დიაპაზონით, ჰიდრავლიკური წინააღმდეგობით და სხვა.

გამოსახდელი ნივთიერების გაყოფის უნარს უწოდებენ სკონტაქტო მოწყობილობის ან კოლონის ეფექტურობას და ჩვეულებრივ აფასებენ თეორიული თეფშების რიცხვით (კონცენტრაციის ცვლილების საფეხურები) და გადატანის ერთეულის რიცხვით. თეფშებიანი კოლონების ეფექტურობას როგორც წესი, აფასებენ თეორიული თეფშების რიცხვით.

თეფშების მქვ დამოკიდებულია მათ კონსტრუქციაზე, კოლონის დიამეტრზე, თეფშებსშორის მანძილზე, ორთქლის სიჩქარეზე, კოლონის ჩატვირთვაზე, გასაყოფი ნივთიერების ფიზიკურ თვისებებზე და ბევრ სხვა ფაქტორზე, ამიტომ ჩვეულებრივ მქვ-ს საზღვრავენ ცდების საფუძველზე.

ჩანაწყობიანი კოლონების მუშაობის ეფექტურობას აფასებენ გადატანის ერთეულის რიცხვით, რომელიც წარმოადგენს კოლონაში კონცენტრაციის ცვლილებას, რომელიც მოდის მამოძრავებელი ძალის ერთეულზე. ხშირად გამოიყენება ჩანაწყობის სიმაღლე, რომელიც ექვივალენტურია გადატანის ერთი ერთეულის. ის იცვლება ფართო საზღვრებში ჩანაწყობის კონსტრუქციებზე და ზომებზე დამოკიდებულებით, აგრეთვე კოლონის მუშაობის ჰიდროდინამიკურ რეჟიმზე დამოკიდებულებით. მცირე ჩანაწყობისთვის ეს სიდიდე შეადგენს

რამდენიმე მილიმეტრს, დიდისთვის (რომელსაც ახასიათებს ორთქლისა და სითხის მაღალი გამშვებუნარიანობა)- 1-1,5მ.

სპირტის წარმოებაში დიდი გავრცელება ჰპოვა ხუფებიანმა თეფშებმა. მრავალხუფებიან თეფშებს გამოიყენებენ კოლონებში ისეთი სითხეების გასაყოფად, რომლებიც არ შეიცავს შეწონილ ნაწილაკებს, ხოლო ერთხუფიანს- ისეთი სითხეების გასაყოფად, რომლებსაც აქვს შეწონილი ნაწილაკები. იშვიათად გამოიყენება ბადეებიანი თეფშები, რომელთაც აქვთ 2,5-3,5 მმ ზომის ნახვრეტები, (ზემოთ აღნიშნული პირველი სახის სითხეების გამოსახდელად) და 8-12 მმ (მეორე სახის სითხეებისთვის). ბოლო წლებში სპირტის წარმოებაში დაიწყო ახალი ტიპის თეფშების გამოყენება: ცხაურებიანი (გადამღვრელი მოწრობილობის გარეშე), ქერცლოვანი და სარქველებიანი. მათ ახასიათებს ორთქლისა და სითხის მაღალი გამშვებუნარიანობა. თეფშების ტიპის შერჩევას ითვალისწინებენ მათ ხვედრით მწარმოებლობას, ეფექტურობას, კონსტრუქციის ეკონომიურობას, აგრეთვე უნარს უზრუნველყოს კოლონის მუშაობის ოპტიმალური პირობები მოცემული ტექნოლოგიური რეჟიმის დროს.

თეფშების მდგრადი მუშაობა უნდა შეესაბამებოდეს ორთქლის და სითხის ისეთ დატვირთვას, რომლის დროსაც მიიღწევა მათი ინტენსიური კონტაქტი და მაღალი ეფექტურობა. ორთქლის მაღალი დატვირთვის დროს შეიძლება მოხდეს სითხის დიდი რაოდენობით გადატანა თეფშიდან თეფშზე, თეფშზე შეიძლება დაგროვდეს დასაშვებზე მეტი სითხის რაოდენობა. ორთქლით გადატვირთვის ზედა ზღვარი ხასიათდება თეფშების „გაბიდვით“. გარეგანი ნიშანი „გაბიდვისა“ არის წნევის მკვეთრი მომატება კოლონის ქვედა ნაწილში და წნევის დაცემა ზედა ნაწილში, როცა ორთქლის წნევა არის მინიმალურთან მიახლოებული, სითხის (ფლეგმის) ნაწილი გადადის თეფშიდან თეფშზე ისე, რომ არ შედის კონტაქტში ორთქლთან. სითხის დიდმა წნევამ შეიძლება გამოიწვიოს კოლონის „გაბიდვანა“. სითხის მაქსიმალურად დასაშვები წნევა განისაზღვრება მისი სიდიდით, რომელიც აუცილებელია გარემოთა კონტაქტის აქტიური ზონის შექმნისათვის.

თეფშების მუშაობაზე დიდ გავლენას ახდენს თეფშებს შორის მანძილი. ის განისაზღვრება პირველ რიგში ორთქლისა და სითხის კონტაქტისთვის პირობების შექმნის აუცილებლობით, რომელიც ხორციელდება ბარბოტაჟის, ქაფისა და შხეფის ზონაში. ეს ზონები განლაგებულია თანმიმდევრულად თეფშზე და უნდა

გადაადგილდნენ მოსაზღვრე თევშებს შორის. ყოველი ზონის სიმაღლე განისაზღვრება გასაყოფი სითხის ფიზიკური თვისებებით, თევშის კონსტრუქციით, ორთქლის დატვირთვით და ჩვეულებრივ განსაზღვრავენ ცდების საფუძველზე. ისეთ სითხეებთან მუშაობისას, რომელიც იძლევა ფხვიერ ქაფს, სითხის წატაცება ხორციელდება ქაფის ფანტელების ხარჯზე. კოლონებისთვის, რომლებიც გადაამუშავებენ სითხეებს, რომლებსაც არ ახასიათებს აქაფვა და არ შეიცავენ შეწონილ ნაწილაკებს, თევშებს შორის მანძილს ღებულობენ 170-230 მმ; კოლონებისთვის, რომლებიც გადაამუშავებენ შეწონილი ნაწილაკების მქონე სითხეებს, – 280-500 მმ.

თევშების მკვ კოლონების ექსპლუატაციის სხვადასხვა პირობებიდან გამომდინარე შეიძლება იცვლებოდეს საზღვრებში 0,35-0,65.

რექტიფიკაციის დროს გაყოფის ფიზიკურ საფუძველს წარმოადგენს ორმხრივი მასაცვლა ორთქლისა და სითხის წონასწორულ ნაკადებს შორის [4,7,20,28,30,74].

რექტიფიკაცია ცნობილია XIX საუკუნის დასაწყისიდან, როგორც ერთ-ერთი მთავარი ტექნოლოგიური პროცესი სპირტის წარმოებაში.

განსაკუთრებით აუცილებელია აღინიშნოს , რომ დისტილაცია (მარტივი და რექტიფიკაცია) ფართოდ გამოიყენება ლიქიორ-წყლის, სპირტის და კონიაკის წარმოებაში, ეთერზეთების და ზეთი-ქონის წარმოებაში.

კონიაკის წარმოებაში გამოხდის ქვეშ იულისხმება ღვინისაგან ეთილის სპირტისა და ზოგიერთი აქროლადი კომპონენტის გამოყოფა [38,60]. განასხვავებენ მარტივ, ფრაქციულ და რთულ გამოხდას. მარტივი გამოხდის დროს ღვინისაგან ღებულობენ ნედლ სპირტს. მისი ფრაქციული გამოხდისას ღებულობენ კონიაკის სპირტს. ფრაქციული გამოხდისას დისტილატს ყოფენ ფრაქციებად, რომლებსაც აგროვებენ ცალკე მოცემული შემცველობის შესაბამისად. რთული გამოხდის შედეგად ღებულობენ დისტილატს სპირტის დიდი შემცველობით (97,2%-მდე მოცულობის მიხედვით), რომელიც გასუფთავებულია მინარევებისაგან (სპირტ-რექტიფიკატს).

რექტიფიკაციის პროცესებს და მოწყობილობებს მიეძღვნა დიდი რაოდენობით პუბლიკაციები, აღვნიშნოთ მხოლოდ შედარებით მნიშვნელოვანი მონოგრაფიები და წიგნები პროცესებთან [2,4,6,7,15,19,23,28,30,31,44,46,49,59,72,74,77,104]

და მოწყობილობებთან [3,16,49,54,68,69,73,77] დაკავშირებით. ბოლო წლებში ნათლად გამოვლინდა მათემატიკური მოდელირებისა და ოპტიმიზაციის მეთოდების ფართოდ გამოყენების ტენდენცია სარექტიფიკაციო აპარატების გამოყენების დროს, განსაკუთრებით ქიმიურ და ნავთობქიმიურ მრეწველობაში [4,5,7,49,92].

1.2. სარექტიფიკაციო დანადგარები

ნედლი სპირტი შეიცავს 70-ზე მეტ სხვადასხვა აქროლად ნივთიერებას. ქიმიური მახასიათებლებით ისინი ძალზე განსხვავებულია და რექტიფიკაციის თვალსაზრისით შეიძლება დაიყოს 4 ძირითად ჯგუფად: სათაო, ნარჩენი შუალედური და საბოლოო. ეს დაყოფა მოხდა მინარევების აქროლადობაზე დამოკიდებულებით სარექტიფიკაციო დანადგარების მუშაობის პირობებში.

უწყვეტი ქმედების დანადგარებში მინარევების ართმევა უწყვეტად ხორციელდება კოლონის იმ თეფშებიდან, სადაც ისინი გროვდება დიდი რაოდენობით.

მინარევების გამოყოფა ნედლი სპირტიდან ხორციელდება სარექტიფიკაციო დანადგარებში (უწყვეტი და პერიოდული).

უწყვეტი ქმედების სარექტიფიკაციო აპარატებში კოლონების თეფშებზე წარმოიქმნება გარკვეული სიმაგრის წყალ-სპირტოვანი ხსნარი, რომელიც იზრდება ქვედა თეფშიდან ზევით. სათაო მინარევები გაივლიან მთელ კოლონას შეფერხების გარეშე. შუალედური და ნარჩენი მინარევები ჩერდება იმ თეფშების ზონაში, სადაც მათი რექტიფიკაციის კოეფიციენტი 1-ის ტოლია. აქ ისინი აირთმევა.

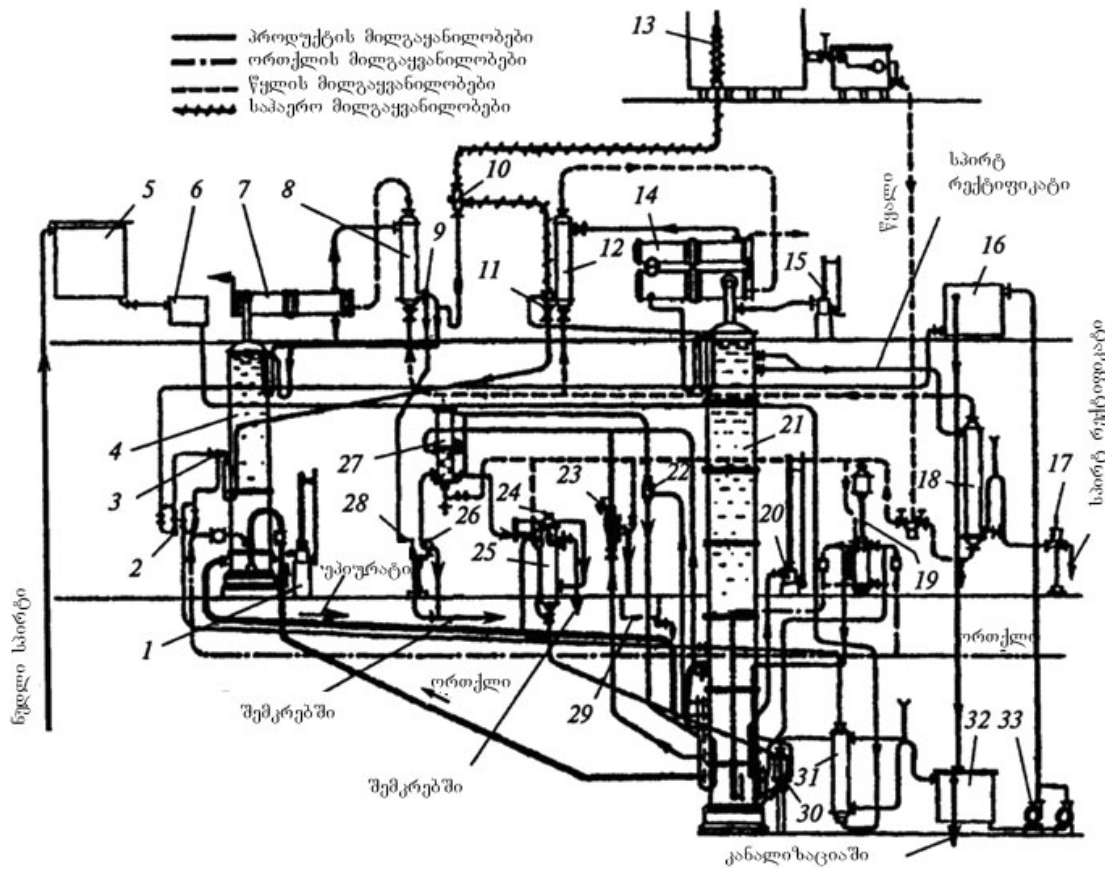
უწყვეტი ქმედების სარექტიფიკაციო დანადგარებში ნედლი სპირტიდან დებულობენ სპირტ-რექტიფიკატს, ამ დროს უწყვეტად აირთმევა თანმდევი პროდუქტები- ეთერალდეჰიდური ფრაქცია, რახის ზეთი, შუალედური პროდუქტები. რექტიფიკაციის ნარჩენს წარმოადგენს ლუტერული წყალი.

სპირტის ქარხნებში ფართო გავრცელება ჰპოვეს დანადგარებმა, რომლებშიც ერთ კოლონაში ნედლი სპირტიდან თავდაპირველად გამოიყოფა შედარებით აქროლადი კომპონენტები. შემდეგ ნედლი სპირტი, რომელიც გათავისუფლებულია საწყისი მინარევების ძირითადი მასისაგან, მიეწოდება მეორე კოლონას, სადაც

ხდება სპირტ-რექტიფიკატის გამოყოფა, რახის ზეთის ართმევა და ნარჩენი ლუტერული წყლის მოცილება. ამავე კოლონაში აირთმევა საწყისი ფრაქციის ნარჩენი. ამგვარად, ისეთი რთული ნარევის გაყოფა, როგორცაა ნედლი სპირტი, წარმოებს დანადგარში, რომელიც შედგება 2 კოლონისაგან. პირველ მათგანს უწოდებენ საეპიურაციოს, მეორეს-სარექტიფიკაციოს. სარექტიფიკაციო კოლონას უმჯობესია ვუწოდოთ „სპირტის კოლონა“. სახელწოდება – სარექტიფიკაციო გაუგებარია, რადგანაც ყველა კოლონა, რომელიც გამოიყენება ნადულის სარექტიფიკაციო დანადგარში, წარმოადგენს სარექტიფიკაციოს. ისტორიულად კი დაარქვეს-„სპირტის“, რადგან უმრავლეს შემთხვევაში და ამჟამადაც მისგან გამოდის მზა სპირტი.

ორკოლონიან სარექტიფიკაციო დანადგარში (ნახ.1) ნედლი სპირტი დამწნევი ავზიდან 5, რეგულატორის 6 გავლით მიეწოდება გამაცხელებელს 31, აქ ნედლი სპირტი ცხელდება ლუტერული წყლის გაცივების ხარჯზე, რომელიც გამოდის სარექტიფიკაციო კოლონიდან 21. გაცხელებული ნედლი სპირტი მიეწოდება შემრევში 3, სადაც შეერევა ლუტერულ წყალს, რომელიც მოედინება დამწნევი ავზიდან 16, სადაც ლუტერული წყალი მოცულობიდან 32 მიეწოდება ტუმბოებით 33. ნედლი სპირტი შეერევა ლუტერულ წყალს მინარევების რექტიფიკაციის კოეფიციენტის ასამაღლებლად. შერეული და გაცხელებული ნედლი სპირტი მიეწოდება საეპიურაციო კოლონას 4, რომელიც შედგება 2 ნაწილისაგან: ქვედა, რომელიც განლაგებულია ნედლი სპირტის შესასვლელის ქვევით, და ზედა. საეპიურაციო კოლონას გააჩნია ჰორიზონტალური მილოვანი დეფლეგმატორი 7 წყლის გამაგრილებელით და ვერტიკალური მილოვანი კონდენსატორი 8 სამზერი სარკმლით 9, ამ კოლონაში გამოიყოფა საწყისი პროდუქტები, რომლებიც მიეწოდება სარკმელში 28, აქედან კი შემკრებში. ნედლი სპირტი (ეპიურატი), გათავისუფლებული სათაო მინარევების დიდი ნაწილისაგან, მიემართება საეპიურაციო კოლონის ქვედა ნაწილიდან სარექტიფიკაციო კოლონაში 21. ეს კოლონა აღჭურვილია ორდოლიანი დეფლეგმატორით 14, კონდენსატორით 12, სამზერი სარკმლით 11. კოლონაში 21 სპირტ-რექტიფიკატი აირთმევა ერთ-ერთი ზედა თეფშიდან (ზემოდან მე-4 ან მე-5) თხევადი სახით და მიემათება მაცივარში 18, იქედან კი-სარკმელში 17. სათაო მინარევების ნაწილი, რომელიც რჩება ეპიურატში, გამოიყოფა სარექტიფიკაციო

კოლონაში და გადაადგილდება კონდენსატორიდან 12 საეპიურაციო კოლონაში. ამ პროდუქტს უწოდებენ არაპასტერიზებულ ან არასტანდარტულ სპირტს.



ნახ.1. ორკოლონიანი სარექტიფიკაციო დანადგარისპრინციპული სქემა.

რახის ზეთის ორთქლი სეპარატორიდან 22 მიეწოდება მაცივრის 27 ზედა სექციაში, სადაც ის კონდენსირდება. კონდენსატი მიეწოდება ცხიმგამომყოფში 25 შემრევის 24 გავლით, სადაც დაემატება წყალი, რომელიც საჭიროა ცხიმის გამოსაყოფად. გამოყოფილი ცხიმი მიემართება შემკრებში, ხოლო წყალ-სპირტოვანი ხსნარი ბრუნდება კოლონაში გამაცხელებლის 30 გავლით.

სარექტიფიკაციო კოლონაში აირთმევა აგრეთვე შუალედური პროდუქტები (შემაგრებული რახის ზეთი). გამაცხელებელი ორთქლი მიეწოდება სარექტიფიკაციო კოლონის ქვედა ნაწილში. მისი მიწოდება კონტროლირდება ორთქლის წნევის რეგულატორით 19.

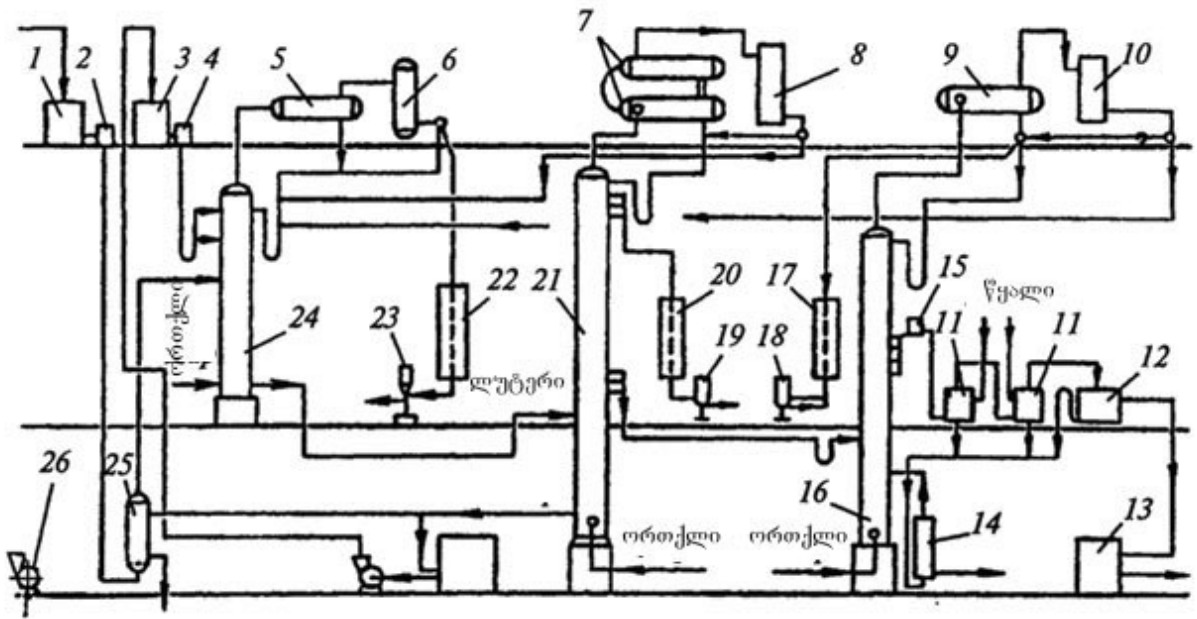
საეპიურაციო კოლონა ცხელდება ორთქლით, რომელიც მიეწოდება სარექტიფიკაციო კოლონის კუბური ნაწილიდან. არაკონდენსირებული აირები კონდენსატორიდან სეპარატორის 10 გავლით მიემართება კონდენსატორში 13,

რომელიც დამონტაჟებულია ცივ წყლიან ბაკში. კონდენსატორში შეიკრიბება სპირტის ორთქლი, რომელსაც წარიტაცებს აირები, აირები კი გამოიყოფა ატმოსფეროში. კუმშვისაგან აპარატურის დაცვისათვის დამონტაჟებულია ვაკუუმ-მწყვეტარები 1,15,20. წყლისა და ნედლი სპირტის რაოდენობები კონტროლირდება როტამეტრით 2. ლუტერულ წყლიანი სპირტის დანაკარგები კონტროლირდება საცდელი მაცივრის 23 საშუალებით, რომელშიც წყალ-სპირტოვანი ორთქლი კონდენსირდება და იკრიბება შემკრებში 29.

გამაცივებელი წყალი მიეწოდება ავზიდან 13 მაცივარს, კონდენსატორს და დეფლეგმატორს.

ორკოლონიანი სარექტიფიკაციო დანადგარის გარდა არსებობს აგრეთვე დანადგარები თევშების დიდი რიცხვით. მასში ამონტაჟებენ დამატებით კოლონებს სპირტ-რექტიფიკატის გასასუფთავებლად საწყისი და ნარჩენი ფრაქციისაგან.

სამკოლონიან სარექტიფიკაციო დანადგარში (ნახ.2) საეპიურაციო და სარექტიფიკაციო დანადგარებთან ერთად არის რახის კოლონა. ნედლი სპირტი ტუმბოთი 26 მიეწოდება დამწნევ ავზში 1, აქედან დაწნევის რეგულატორის 2-გავლით ის მიეწოდება თბომცვლელში 25, სადაც ცხელდება ლუტერული წყლის სითბოთი, რომელიც გამოდის სარექტიფიკაციო კოლონიდან 21. გაცხელებული ნედლი სპირტი მიეწოდება საეპიურაციო კოლონაში 24, რომელიც ცხელდება ორთქლით. საეპიურაციო კოლონის ზედა ნაწილში გათვალისწინებულია ლუტერული წყლის შეყვანა, რომელიც შემკრებიდან ტუმბოთი მიეწოდება რეზერვუარში 3 და დაწნევის რეგულატორში 4. საეპიურაციო კოლონას გააჩნია დეფლეგმატორი 5 და კონდენსატორი 6. საწყისი ფრაქცია აირთმევა კონდენსატორში 6 და მიემართება მაცივარში 22, საიდანაც მოხვდება სარკმელში 23. საეპიურაციო კოლონის ქვედა ნაწილიდან ეპიურატი მიეწოდება სარექტიფიკაციო კოლონას 21. ეს კოლონა აღჭურვილია ორდოლიანი ჰორიზონტალური დეფლეგმატორით 7 და კონდენსატორით 8.



ნახ.2. სამკოლონიანი სარექტიფიკაციო დანადგარის პრინციპული სქემა.

სპირტ-რექტიფიკატი აირთმევა მოცემული კოლონის რამდენიმე ზედა თეფშიდან სითხის სახით, ცივდება მაცივარში და გამოიყოფა სარკმლიდან 19. არაპასტერიზებული სპირტი, ისევე როგორც ორკოლონიან დანადგარში, სარექტიფიკაციო კოლონის კონდენსატორიდან მიეწოდება საეპიურაციო კოლონაში. ამგვარად, ამ ნაწილში დანადგარი მსგავსია ორკოლონიანი დანადგარისა.

რახის სითხე, რომელიც აირთმევა სარექტიფიკაციო კოლონაში, მიემართება რახის კოლონაში 16, რომელსაც გააჩნია დეფლექტორი 9 და კონდენსატორი 10. კოლონა 16 განკუთვნილია სარექტიფიკაციო კოლონიდან რახის ზეთის მოსაცილებლად, რაც ქმნის კარგ პირობებს ეთილის სპირტის რექტიფიკაციისათვის, აგრეთვე რახის ზეთის და შუალედური პროდუქტების გამოყოფისათვის უფრო კონცენტრირებული სახით. რახის სითხე, რომელიც აირთმევა კოლონაში 16, მიეწოდება სამზერი სარკმლიდან 15 რახის გამომყოფში 11 და რახის ზეთის დეკანტორში 12, აქედან რახის ზეთი მიეწოდება შემკრებში 13. სარეცხი წყალი ცხელდება თბომცვლელში 14 რახის კოლონის ლუტერული წყლის სითბოთი. მაცივარი 17 და სარკმელი 18 განკუთვნილია საბოლოო ფრაქციის (რახის სპირტის) ართმევისათვის.

გარდა უწყვეტი ქმედების სამკოლონიანი სარექტიფიკაციო დანადგარისა, გამოიყენება აგრეთვე დანადგარები, რომლებშიც არის მე-4 კოლონა- საბოლოო გასუფთავების კოლონა. ამ კოლონაში უშვებენ სპირტ-რექტიფიკატს სარექტიფიკაციო კოლონიდან. საბოლოო გასუფთავების კოლონაში გამოიყოფა სპირტის მინარევების ნარჩენები, რაც უზრუნველყოფს მისი ხარისხის მომატებას. საბოლოო კოლონა ყოველთვის ცხელდება ორთქლით, რომელსაც უშვებენ კლაკნილა მილებიდან.

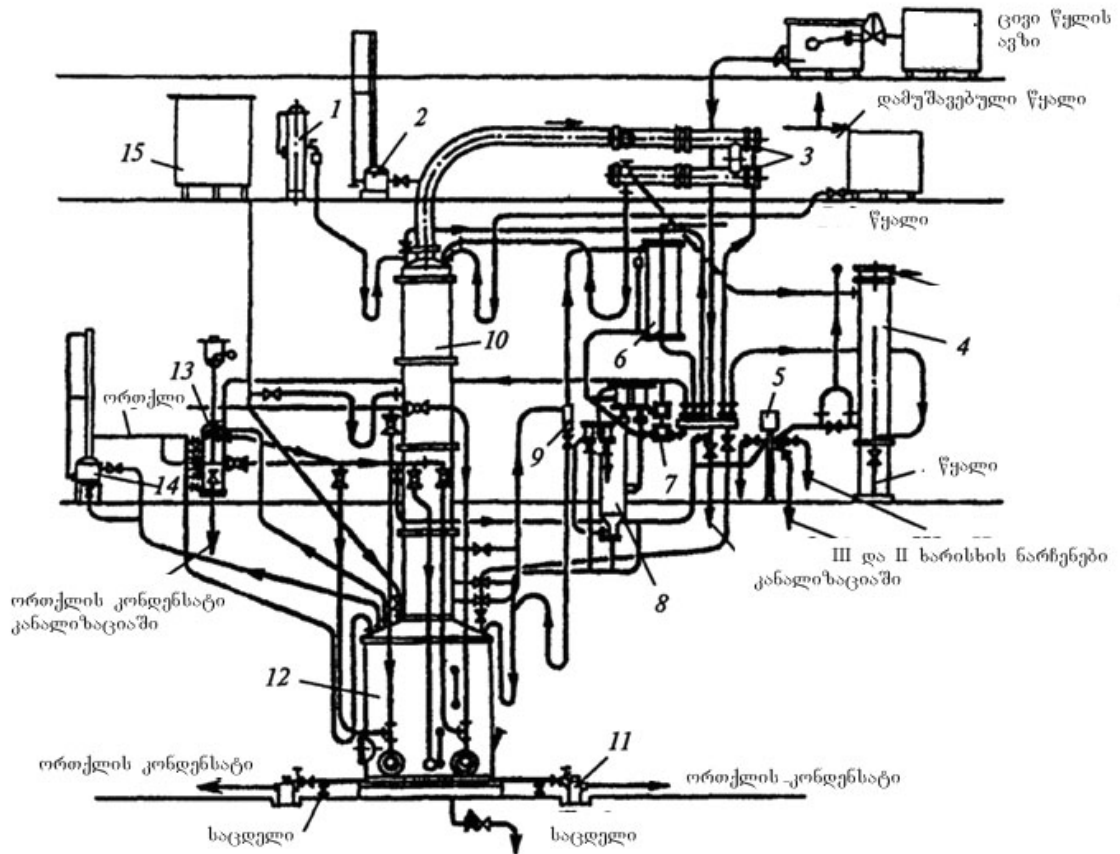
ცხრილ 1-ში მოცემულია სარექტიფიკაციო დანადგარების ხარჯვითი მახასიათებლები.

ცხრილი 1

კოლონა	ხარჯი, კგ 1 დალ უწყლო სპირტზე			
	ორთქლის		წყლის	
	სპირტ-რექტიფიკატის წარმოებისთვის სიმაგრით მოც. %			
	95,52	96...96,2	95,5	96,5
საეპიურაციო	4...5	4...5	-	-
სარექტიფიკაციო	16...20	24...25	-	-
რახის	4...6	4...7	-	-
საბოლოო გასუფთავების	3...5	2...3	-	-
სულ:				
ოთხკოლონიანი აპარატი	24...36	34...43	300...360	340...430
სამკოლონიანი აპარატი	27...31	32...40	270...310	320...340
ორკოლონიანი აპარატი	20...25	28...33	175...180	220...250

პერიოდული ქმედების კუბური სარექტიფიკაციო დანადგარები თანამედროვე პირობებში გვხვდება ლიქიორისა და სპირტის მცირე მწარმოებლობის ქარხნებში.

კუბური სარექტიფიკაციო დანადგარი (ნახ.3) მუშაობს უწყვეტი შევსების პრინციპით, რომელიც წარმოადგენს შედარებით პროგრესულს ასეთი მოწყობილობისთვის. ასეთი მეთოდის გამოყენება აახლოებს კუბურ დანადგარს ექსპლუატაციის მეთოდით უწყვეტი ქმედების დანადგართან.



ნახ.3. კუბური სარექტიფიკაციო დანადგარის პრინციპული სქემა.

კუბური დანადგარის ძირითად ელემენტს წარმოადგენს კუბი 12, სარექტიფიკაციო კოლონა 10, დეფლემატორი 3 და მაცივარი 4. პერიოდული ქმედების დანადგარის მუშაობისას ნედლი სპირტი დამწნევი ავზიდან 15 მიეწოდება კუბში 12. საწყისი პროდუქტების უკეთესად გამოყოფისათვის კუბის ზედა ნაწილიდან კბილანებიან გამანაწილებელ თევზს ან კონუსურ საფრქვეველს. ნედლი სპირტის კუბში ჩატვირთვისას ის ცხელდება ორთქლით, რომელიც მიეწოდება ბარბოტერიდან. კუბის ავსებისას რთავენ გამაცხელებელ ელემენტებს – მადულარებს, საიდანაც კონდენსატს მოაცილებენ საკონდენსაციო ქოთნით 11, შემდეგ მოაცილებენ ალდეჰიდებს და ეთერებს. ამის შემდეგ იწყებენ I ხარისხის სპირტის ართმევას, რომელსაც უშვებენ სამზერი სარკმლიდან 5, გამოხდის

პროცესში სპირტს ქიმიურად ასუფთავებენ, რისთვისაც კოლონის ზედა თეფშზე ავზიდან 1 მიწოდებენ კაუსტიკური სოდის წყალ-სპირტოვან ხსნარს. რახის ზეთი გროვდება კოლონის გარკვეულ ზონაში. მათ გამოყოფენ I ხარისხის სპირტის ართმევის დროს რახის ზეთის ორთქლის სახით. ეს ორთქლი სეპარატორით 9 მიეწოდება მაცივარში 6; შემრევში 7 კონდენსატის წყალთან შერევის შემდეგ რახის სითხე მიეწოდება ცხიმგამომყოფში 8. წყალ-სპირტოვანი ხსნარი ცხიმგამყოფიდან ბრუნდება კუბში. I ხარისხის სპირტის ართმევის შემდეგ აირთმევა საბოლოო ხარისხის სპირტი, რომელიც შეიცავს შუალედურ და ნარჩენ პროდუქტებს. როცა კუბში სითხე აღარ შეიცავს სპირტს, წყალს უშვებენ და იწყებენ მუშაობის ახალ ციკლს. შემდგომში ყველა ოპერაციას იმეორებენ იმავე თანმიმდევრობით. ორთქლის მიწოდება კუბში რეგულირდება რეგულატორით 13. აპარატი დაცულია თელვისაგან ვაკუუმ-მწყვეტარებით 2 და 14.

1.3. მათემატიკური მოდელირება, როგორც მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის თეორიული შესწავლის ძირითადი მეთოდი.

1.3.1. ზოგადი დებულებები

რექტიფიკაციის პროცესი- ერთ-ერთი ყველაზე გავრცელებული ნარევის გაყოფის პროცესია კვების და ქიმიურ ტექნოლოგიაში. განსაზღვრების თანახმად რექტიფიკაციის პროცესს უწოდებენ ნარევის გაყოფის თერმულ პროცესს ნარევის მრავალჯერადი აორთქლებისა და კონდენსაციის გზით, რომელსაც თან სდევს თბო და მასაცვლა. ამგვარად, რექტიფიკაციის პროცესი მოიცავს ერთმანეთთან ურთიერთკავშირში მყოფ თბო და მასაგადაცემის მოვლენებს. რექტიფიკაციის პროცესში მონაწილე ნივთიერებათა ნაკადები ორფაზიანი და მრავალკომპონენტურია. პროცესის მიმდინარეობის დროს ფაზის ყოველ წერტილში გამყოფ ზედაპირზე ხდება იმპულსის, ენერჯის და მასის გადატანა. მთელი პროცესი მიმდინარეობს აპარატში, რომელსაც აქვს კონკრეტული გეომეტრიული მახასიათებლები, რომლებიც თავის მხრივ გავლენას ახდენს პროცესის ხასიათზე.

შედარებით ეფექტურ და რაციონალურ მეთოდს მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის შესწავლისა გვაძლევს მათემატიკური მოდელირების მეთოდი [31,82,86,92]. მათემატიკური მოდელირების ქვეშ იგულისხმება მოვლენისა და ობიექტის თავისებურებების შესწავლა მათემატიკურ მოდელზე. მის მიზანს წარმოადგენს პროცესის მიმდინარეობის ოპტიმალური პირობების განსაზღვრა, მათი მართვა მათემატიკური მოდელის საფუძველზე და მისი შედეგების გადატანა ობიექტზე.

მათემატიკური მოდელირება მოიცავს სამ ურთიერთდაკავშირებულ ეტაპს:

- 1) შესასწავლი ობიექტის (მათემატიკური მოდელი) მათემატიკური აღწერა;
- 2) მათემატიკური აღწერის განტოლებათა სისტემის ამოხსნის მეთოდის შერჩევა და მისი რეალიზაცია მოდელირებადი პროგრამის ფორმაში;
- 3) მოდელის ობიექტთან შესაბამისობის (ადექვატურობის) დადგენა.

შევჩერდეთ მათემატიკური აღწერის ცნობილ მიდგომებზე სარექტიფიკაციო კოლონაში.

ძირითადი დაშვებები:

- კოლონაში მხოლოდ ორი ფაზაა-სითხე და ორთქლი;
- თევშებს შორის სივრცეში არ არის კონტაქტი ფაზებს შორის;
- თევშებს შორის სითხის გადატანა არ არსებობს;
- თევშებზე სითხე სრულიად შერეულია;
- რექტიფიკაციის პროცესი სრულიად სტაციონარულია, ანუ კოლონის ყოველ წერტილში პარამეტრები არ იცვლება დროის მიხედვით.

განიხილება $I(i = 1, \dots, I)$ კომპონენტისგან შემდგარი ნარევის გაყოფა სარექტიფიკაციო კოლონაში, რომელიც მოიცავს $J(j = 1, \dots, J)$ თევშს. თევშების ნუმერაცია ქვევიდან ზევით: თევში 1 – კუბის მადუღარა; თევში J – კონდენსატორი ან დეფლემატორი. სითხის კონცენტრაცია j – ურ თევშზე შეიძლება წარმოდგენილ იქნას

$$x_{ij}(i = 1, \dots, I; j = 1, \dots, J)$$

ყოველ თევშზე შეიძლება მიეწოდოს თხევადი კვების ნაკადი F_j კონცენტრაციით

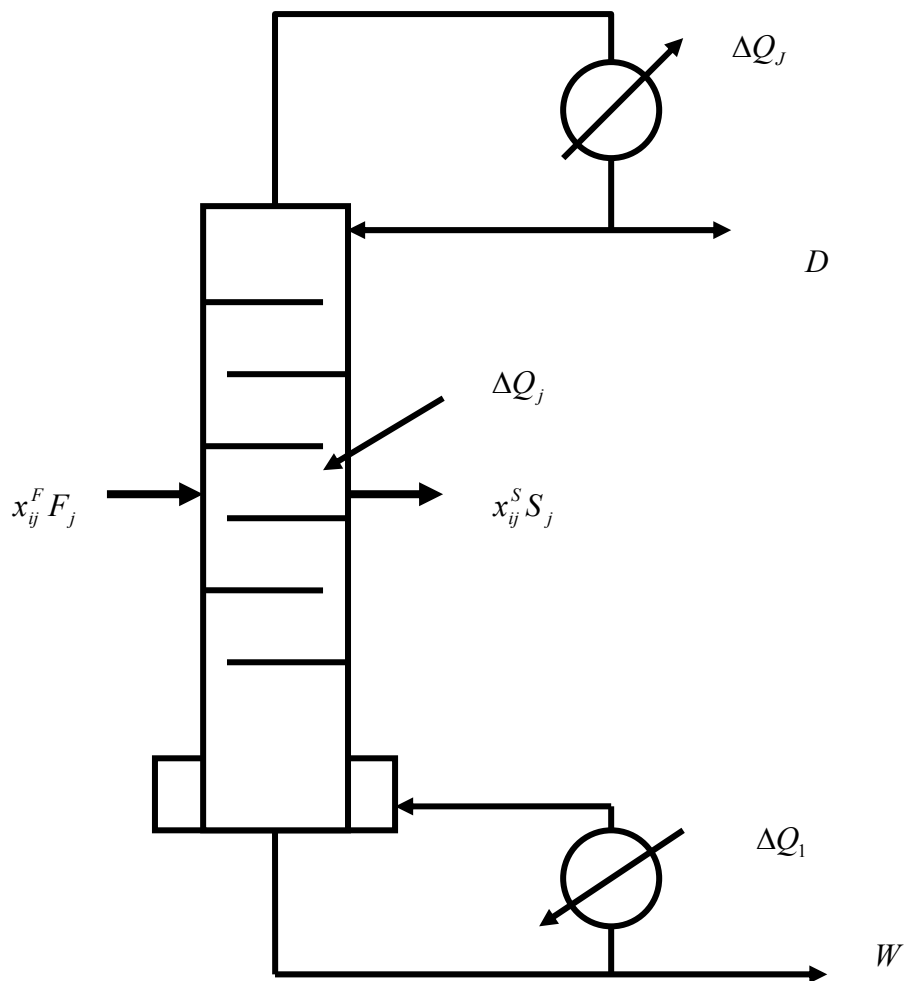
$$x_{ij}^F(i = 1, \dots, I; j = 1, \dots, J)$$

ყოველ თევზზე შეიძლება მიეწოდოს ან გამოიყოს სითბოს ნაკადი ΔQ_j (მიწოდებისას $\Delta Q_j > 0$, გამოყოფისას $\Delta Q_j < 0$).

როგორც წესი, მასაგადაცემის ეფექტურობას თევზზე აფასებენ მერფის მოდიფიცირებული მქკ-ის გამოყენებით მრავალკომპონენტური ნარევისათვის:

$$E_{ij} = \frac{y_{ij} - y_{i,j-1}}{y_{ij}^* - y_{i,j-1}} \quad (1-1)$$

სადაც y_{ij} - იმ ორთქლის ფაზის შემცველობაა, რომელიც მოცილდება j თევზს, $y_{i,j-1}$ - იმ ორთქლის ფაზის შემცველობაა, რომელიც მიეწოდება j თევზს $j-1$ თევზიდან; y_{ij}^* - ორთქლის ფაზის წონასწორული შემცველობა j თევზზე.



ნახ.4. სარექტიფიკაციო კოლონის სქემა

ორთქლის ფაზის წონასწორული შემცველობა j თევშზე განისაზღვრება ფორმულით

$$y_{ij}^* = K_{ij} \cdot x_{ij}, \quad (1-2)$$

სადაც K_{ij} ფაზური წონასწორობის კონსტანტაა j თევშზე i კომპონენტისთვის.

ამგვარად, მათემატიკური მოდელის ასგებად აუცილებელია:

- აიგოს ფაზური წონასწორობის- სითხე-ორთქლი მოდელი;
- აიგოს თევშზე გაყოფის პროცესის მოდელი მისი ეფექტურობის გათვალისწინებით;
- აიგოს თევშებიანი სარექტიფიკაციო კოლონის მოდელი, ანუ თევშების კასკადისა, რომლის კვების ნაკადია F_j და ნახადი S_j , აგრეთვე მიწოდებული (გამოყოფილი) სითბოს რაოდენობა ΔQ_j .

1.3.2. ფაზური წონასწორობის სითხე-ორთქლი მოდელები.

იმისათვის, რათა ორფაზიანი მრავალკომპონენტიანი სისტემა იმყოფებოდეს წონასწორობის მდგომარეობაში, ორივე ფაზაში ტემპერატურა და წნევა უნდა იყოს ერთნაირი [21,24,30,33,38,45,48,78,97]. თუ ორი ფაზა წონასწორულ მდგომარეობაშია, ერთი ფაზიდან მეორეში ნივთიერების ერთმხრივი გადასვლა (ან შემცველობის ცვლილება) არ შეინიშნება. სითხე-ორთქლი წონასწორობის გაანგარიშებისას ჩვენთვის საინტერესო სიდიდეებს წარმოადგენს ტემპერატურა T , წნევა P და ორივე ფაზის შემცველობა. ამ დროს შეიძლება გამოვყოთ ამოცანების 4 ძირითადი ტიპი იმაზე დამოკიდებულებით, თუ რომელი ცვლადები მოიცემა და რომელი იანგარიშება. ამოცანების პირველ ტიპს მიეკუთვნება ორთქლის შემცველობისა და ნარევის ტემპერატურის გაანგარიშება სითხის საწყისი შემცველობისა და წნევის მიხედვით. მეორე ტიპს მიეკუთვნება ორთქლის შემცველობისა და წნევის განსაზღვრა სითხის შემცველობისა და ტემპერატურის მიხედვით. ამოცანების მესამე და მეოთხე ტიპები მოიცავს სითხის შემცველობის განსაზღვრას ორთქლის შემცველობის მიხედვით მოცემული ტემპერატურისა და წნევის დროს.

ნარევის ყოველი i კომპონენტისთვის თერმოდინამიკური წონასწორობის პირობა მოიცემა გამოსახულებით[30,31]:

$$f_i^V = f_i^L \quad (1-3)$$

სადაც f_i^V და f_i^L - i კომპონენტის ფუგიტიურობაა შესაბამისად ორთქლში და სითხეში.

ორთქლის ნარევი კომპონენტის ფუგიტიურობა დამოკიდებულია ტემპერატურაზე, წნევაზე და ნარევის შემცველობაზე:

$$f_i^V = y_i \Phi_i P \quad (1-4)$$

სადაც ფუგიტიურობის კოეფიციენტს Φ_i ჩვეულებრივ ანგარიშობენ მდგომარეობის განტოლებით, იდეალური აირების ნარევისთვის $\Phi_i = 1$.

i კომპონენტის ფუგიტიურობა თხევად ფაზაში დამოკიდებულია ამ ფაზის შემცველობაზე, აქტიურობის კოეფიციენტზე γ_i და სუფთა i კომპონენტის ორთქლის წნევაზე T ტემპერატურის დროს- P_i^0 :

$$f_i^L = x_i \gamma_i P_i^0 \quad (1-5)$$

ჩავსვათ (1-4) და (1-5) (1-3)-ში, მივიღებთ სითხე-ორთქლი წონასწორობის მათემატიკური აღწერის განტოლებათა სისტემას

$$y_i \Phi_i(y_i, T) P = x_i \gamma_i(x_i, T) P_i^0(T), i = 1, \dots, I \quad (1-6)$$

(1-6) სისტემას უმატებენ სტექიომეტრიულ თანაფარდობას:

$$\sum_{i=1}^I y_i = 1 \quad \text{ან} \quad \sum_{i=1}^I x_i = 1 \quad (1-7)$$

და ღებულობენ $I+1$ განტოლებათა სისტემას $I+1$ უცნობის განსაზღვრისათვის ამოცანის ტიპზე დამოკიდებულებით წონასწორობის გაანგარიშებისას.

ჩვეულებრივ წონასწორობის გაანგარიშებისას ორთქლის ფაზა შეიძლება ჩაითვალოს იდეალურად $\Phi_i = 1$. თხევად ფაზაში აქტიურობის კოეფიციენტის γ_i დამოკიდებულება შემცველობაზე და ტემპერატურაზე განისაზღვრება ორთქლის სითხის წონასწორობის ერთ-ერთი განტოლებით (ვილსონის, იუნკვაკის, იუნუფაკის) [41,92] ან უშუალოდ ექსპერიმენტალური მონაცემებით. სუფთა i

კომპონენტის ორთქლის წნევის განსაზღვრისათვის გამოიყენებენ ემპირიულ განტოლებებს:

$$\ln P_i^0(T) = A_i + \frac{B_i}{T} + C_i T + D_i \ln T$$

ან ანტუანის განტოლებას

$$P_i^0 = \exp\left(A_i + \frac{B_i}{C_i + T}\right)$$

სადაც A_i, B_i, C_i, D_i - ცნობილი კონსტანტებია.

სითხე-ორთქლის წონასწორობის განტოლებათა სისტემა არაწრფივია და მისი ამოხსნა წარმოებს იტერაციული მეთოდებით, მაგ.: ნიუტონ-რაფსონის მეთოდით [14,34,47,55].

1.3.3. მასაგადაცემა სისტემაში სითხე-აირი (ორთქლი)

ფაზებს შორის წონასწორობის არარსებობის დროს ხდება ნივთიერების გადატანა ერთი ფაზიდან მეორეში. ამ პროცესს უწოდებენ მასაგადაცემას. მასაგადაცემა არის რთული პროცესი, რომელიც შედგება ნივთიერების გადატანისაგან ყოველი ფაზის ფარგლებში ფაზის მოცულობიდან ფაზათა გამყოფი საზღვრისაკენ, ფაზათა გამყოფი საზღვრიდან მეორე ფაზის მოცულობაში (მასაგაცემა) და ნივთიერების გადატანისაგან ფაზათა გამყოფი ზედაპირის გასწვრივ.

ჯ. გიბსისა [17,31,89,95] და გ. ლუისის [45,95] ფუნდამენტალური კვლევები უდევს საფუძვლად მასაცვლითი პროცესების გაანგარიშების თანამედროვე მეთოდებს [6,16,30,31,80,84,95].

ნივთიერების გადატანა ფაზის შიგნით ხორციელდება მოლეკულური, კონვექციური და ტურბულენტური დიფუზიის გზით. უძრავ გარემოში გადატანა ხდება მხოლოდ მოლეკულური დიფუზიის გზით, ხოლო მოძრავ გარემოში- მოლეკულური და კონვექციური დიფუზიის გზით. ტურბულენტური მოძრაობისას გადატანა ხორციელდება ძირითადად ტურბულენტური დიფუზიის გზით. დიფუზიური პროცესები აღიწერება ფიკის კანონით [30,44,51] - i კომპონენტის რაოდენობა, რომელიც გადაიტანება l მიმართულებით F ფართის გასწვრივ დროის ერთეულში ტოლია:

$$M_i = -D \frac{dC_i}{dl} F \quad (1-8)$$

ფიკის კანონი მიახლოებითაა, მასში ქიმიური პოტენციალის გრადიენტი შეცვლილია კონცენტრაციის გრადიენტით C_i .

მასაგაცემის პროცესის განხილვისას მამოძრავებელ ძალად დებულობენ ერთ-ერთ ფაზაში კომპონენტის ფაქტიურ კონცენტრაციასა და ამავე კომპონენტის წონასწორულ კონცენტრაციას შორის (მასის გადატანის არარსებობის დროს). ჩვეულებრივ თვლიან, რომ ნივთიერების გადატანის მიმართ წინააღმდეგობა ფაზათა გამყოფ ზედაპირზე არ არსებობს, რაც ტოლფასია იმისა, რომ ფაზათა შეხების ზედაპირზე დროის ყოველ მომენტში არის წონასწორობა. ამგვარად, პროცესის მიმართ ზოგადი წინააღმდეგობა შედგება ყოველი ფაზის წინააღმდეგობისგან, ანუ ადგილი აქვს ფაზური წონასწორობის ადიტიურობას.

აქედან გამომდინარე აღვწეროთ ნივთიერების გადატანა y კონცენტრაციის მქონე აირადი (ორთქლის) ფაზიდან x კონცენტრაციის მქონე თხევად ფაზაში. მასაგაცემის განტოლებები აირადი და თხევადი ფაზებისთვის ჩაიწერება შემდეგი სახით:

$$\begin{aligned} M &= \beta_y F (y - y_*) \\ M &= \beta_x F (x_* - x) \end{aligned} \quad (1-9)$$

სადაც M - ნივთიერების რაოდენობაა, რომელიც გადაიტანება დროის ერთეულში, ეს სიდიდე განტოლებებში ერთი და იგივეა, რადგან მთელი კომპონენტი, რომელიც გადაიტანება აირად ფაზაში ფაზათა გამყოფი ზედაპირისკენ, გადადის თხევად ფაზაში; F - ფაზათა შეხების ზედაპირია; y_*, x_* - წონასწორული კონცენტრაციებია.

პროპორციულობის კოეფიციენტებს β_y და β_x უწოდებენ მასაგაცემის კოეფიციენტებს და წარმოადგენენ ნივთიერების რაოდენობას, რომელიც გადაიტანება ფაზის შიგნით დროის ერთეულში ერთეული ფართის გასწვრივ, როცა მამოძრავებელი ძალა 1-ის ტოლია. მასაგაცემის კოეფიციენტის სიდიდე დამოკიდებულია ფაზის მოძრაობის ხასიათზე და მის თვისებებზე. თანამედროვე პირობებში ფართო გავრცელება ჰპოვა ნივთიერების გადატანის მექანიზმის შემდეგმა მოდელებმა: აფსკური მოდელი, შეღწევის მოდელი და ფაზათა გამყოფი ზედაპირის აღდგენის მოდელი. პირველ მოდელში მასაგაცემის კოეფიციენტი

პროპორციულია მოლეკულური დიფუზიის კოეფიციენტისა. ბოლო ორ მოდელში მასაგაცემის პროცესი განიხილება, როგორც არასტაციონარული, ხოლო მასაგაცემის კოეფიციენტი პროპორციულია მოლეკულური დიფუზიის კოეფიციენტისა ხარისხით 0,5.

ფაზათა შეხების ზედაპირზე ფაზათა წონასწორობის პირობიდან გამომდინარე:

$$y_* = m_x x \quad (1-10)$$

(1-9)-ის გარდაქმნის შედეგად ვღებულობთ:

$$M = K_y F(y - y_*) \quad (1-11)$$

სადაც K_y უწოდებენ მასაგაცემის კოეფიციენტებს, რომელიც მიეკუთვნება აირის კონცენტრაციას და ფანისაზღვრება განტოლებით:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m_x}{\beta_x} \quad (1-12)$$

(1-11) განტოლება აღწერს ნივთიერების გადასვლას აირადი ფაზიდან თხევად ფაზაში და უწოდებენ მასაგაცემის განტოლებას. ამ დროს მამოძრავებელ ძალას წარმოადგენს კონცენტრაციათა სხვაობა $(y - y_*)$.

(1-9) განტოლებათა სისტემა შეიძლება გარდავქმნათ შემდეგი სახით:

$$M = K_x F(x_* - x) \quad (1-13)$$

სადაც x_* - კომპონენტის კონცენტრაციაა თხევად ფაზაში, რომელიც წონასწორულია აირის კონცენტრაციისა y :

$$x_* = \frac{y}{m_y} \quad (1-14)$$

ხოლო მამოძრავებელ ძალას წარმოადგენს კონცენტრაციათა სხვაობა $(x_* - x)$. სიდიდე K_x წარმოადგენს მასაგაცემის კოეფიციენტს, რომელიც მიეკუთვნება სითხის კონცენტრაციას და განისაზღვრება თანაფარდობით:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m_y \beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (1-15)$$

(1-12) განტოლებაში $\frac{1}{\beta_y}$ სიდიდე ახასიათებს ფაზის წინააღმდეგობას აირად ფაზაში, ხოლო $\frac{m_x}{\beta_x}$ - თხევადი ფაზის წინააღმდეგობას. ამ სიდიდეების ჯამი $\frac{1}{K_y}$ არის მასაგადაცემის მიმართ ზოგადი წინააღმდეგობა. ამგვარად, (1-12) განტოლება გამოსახავს ფაზური წინააღმდეგობის ადიტიურობას.

1.3.4. სარექტიფიკაციო კოლონის თეფშზე მასაგადაცემის პროცესის მათემატიკური აღწერა.

მოცემული ქვეთავის მასალა ძირითადად ჩამოყალიბებულია [30,31,35,56,57,81,95,96]-ში.

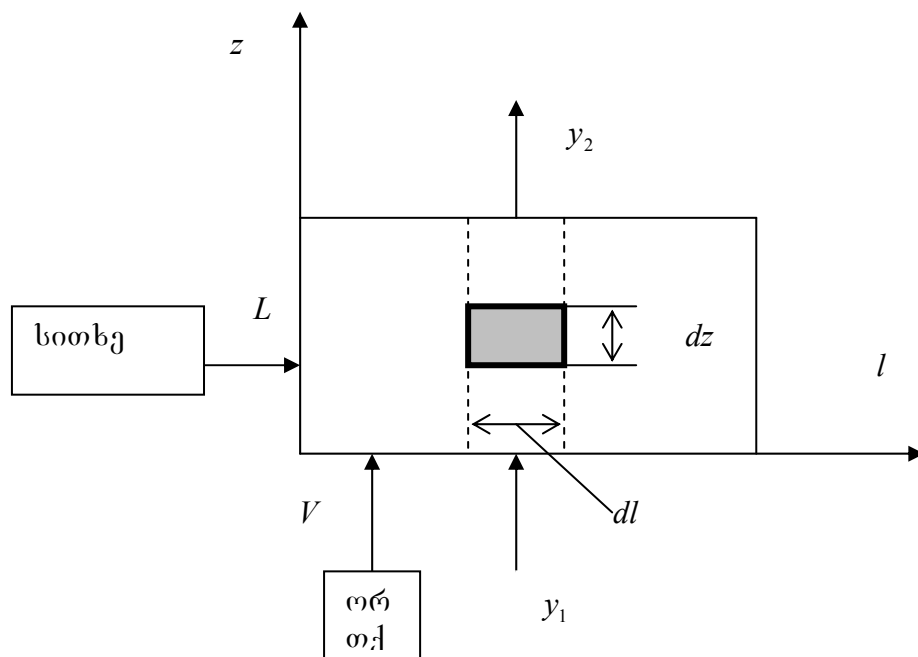
მასაცვლის ინტენსივობის დასახასიათებლად მასაცვლითი გარემოს ელემენტში შემოაქვთ ლოკალური ეფექტურობის ცნება η' :

$$\eta' = \frac{y_2 - y_1}{y_* - y_1} \quad (1-16)$$

სადაც y_1 - იმ ფაზის შემცველობაა, რომელიც მიეწოდება მასაცვლით ელემენტში; y_2 - ფაზის შემცველობაა, რომელიც ცილდება მასაცვლით ელემენტს; y_* - ფაზის წონასწორული შემცველობაა. ლოკალური ეფექტურობა ახასიათებს წონასწორობის მიღწევის ხარისხს მასაცვლით ელემენტში. მასაგადაცემის მაღალი სიჩქარის დროს ($K_y \rightarrow \infty$) ფაზის კონცენტრაცია y_2 გამოსვლისას მიისწრაფის წონასწორულისაკენ y_* ($y_2 \rightarrow y_*$) და მასაგადაცემის ლოკალური ეფექტურობა კი- ერთისკენ. მასაგადაცემის კლებადი სიჩქარის დროს ($K_y \rightarrow 0$) ფაზის კონცენტრაცია y_2 გამოსვლისას მიისწრაფის შემავალი კონცენტრაციისაკენ y_1 ($y_2 \rightarrow y_1$) და მასაგადაცემის ლოკალური ეფექტურობა კი- 0-კენ.

ორთქლისა და სითხის ნაკადების ზოგიერთი მიმართულების დროს ლოკალური ეფექტურობა η' შეიძლება დავაკავშიროთ მასაგადაცემის კოეფიციენტთან K_y . ვთქვათ, მასაცვლა მიმდინარეობს სისტემაში სითხე-ორთქლი,

ამავე დროს სითხე მოძრაობს l მიმართულებით, ხოლო ორთქლი- z მიმართულებით.



ნახ.5. ნაკადების სქემა მასაცვლით გარემოში.

განვიხილოთ მასაცვლითი გარემოს ელემენტი $dV = dl db dz$ (ნახ.5) (ვთვლით, რომ ცვლილება მესამე მიმართულებით b არ არის, ანუ ვიხილავთ ბრტყელ ამოცანას).

თუ v არის ორთქლის ნაკადის მოძრაობის სიჩქარე, მაშინ განსახილველი ელემენტისთვის დადგენილ რეჟიმში შეიძლება ჩავწეროთ მასის ბალანსის განტოლება დროის ერთეულში:

$$dy \cdot v dl db = K_y \cdot dF \cdot (y_* - y)$$

სადაც dF -ით აღნიშნულია ელემენტში ფაზათა კონტაქტის ზედაპირი, ფაზათა კონტაქტის ზედაპირის განსაზღვრა უმრავლეს შემთხვევაში რთულია. ბარბოტაჟულ მასაცვლით აპარატში ეს ზედაპირი წარმოადგენს ბუშტულაკების, ქაფისა და შხეფის ერთიანობას, ხოლო ჩანაწყობიან აპარატებში- ნალექის გეომეტრიული ზედაპირის გარკვეულ ნაწილს, რომელიც სველდება სითხით. მიღებულია, რომ გაანგარიშებებში მასაგაცემისა და მასაგადაცემის კოეფიციენტები მივაკუთვნოთ არა

კონტაქტის ფართის ერთეულს, არამედ მასაცვლითი გარემოს მოცულობის ერთეულს. თუ შემოვიტანთ სიდიდეს – ფაზათა კონტაქტის ხვედრით ზედაპირს:

$$a = \frac{dF}{dl \cdot dz \cdot db} \quad (1-17)$$

ანუ ფაზური კონტაქტის ზედაპირს აირსა და სითხეს შორის მასაცვლითი გარემოს ერთეულ მოცულობაში, მაშინ მასის შენახვის განტოლება ელემენტისათვის მიიღებს სახეს:

$$\frac{dy}{dz} = \frac{K_y a}{v} (y_* - y) \quad (1-18)$$

სიდიდეებს $K_{yV} = K_y a$ და $K_{xV} = K_x a$ უწოდებენ მასაგადაცემის მოცულობით კოეფიციენტებს. მასაგადაცემის კოეფიციენტების ცდის შედეგად მიღებული მნიშვნელობები განზოგადდება კრიტერიალური განტოლებების მეშვეობით. [26]-ში სამართლიანად აღინიშნება, რომ მოცულობითი კოეფიციენტების გამოყენებისას გაანგარიშებები მნიშვნელოვნად მარტივდება, რადგან აუცილებელი არაა ხვედრითი ზედაპირის a მნიშვნელობის ცოდნა, რომლის განსაზღვრაც რთულია. ამასთანავე მოცემულ შემთხვევაში რთულდება პროცესისა და მისი შედეგების ანალიზის შესწავლა, რაც აიხსნება გარე ფაქტორების სხვადასხვაგვარი გავლენით ყოველ თანამამრავლზე $K_y(K_x)$ და a , რომელთა წარმოებულებსაც წარმოადგენს მასაგადაცემის მოცულობითი კოეფიციენტი.

თუ უგულებელვყოფთ სიდიდეების $\frac{K_y a}{v}$ ცვლილებებს სითხის ფენის მთელ სისქეზე, (1-18)-ის ინტეგრირებით მივიღებთ ლოკალური ეფექტურობის η' მასაგადაცემის მოცულობით კოეფიციენტზე $K_y a$ დამოკიდებულების განტოლებას:

$$\eta' = 1 - e^{-\frac{K_y a h}{v}} = 1 - e^{-N_{0y}} \quad (1-19)$$

$$\text{სადაც სიდიდეს } N_{0y} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_* - y} = \frac{K_y a h}{v} \quad (1-20)$$

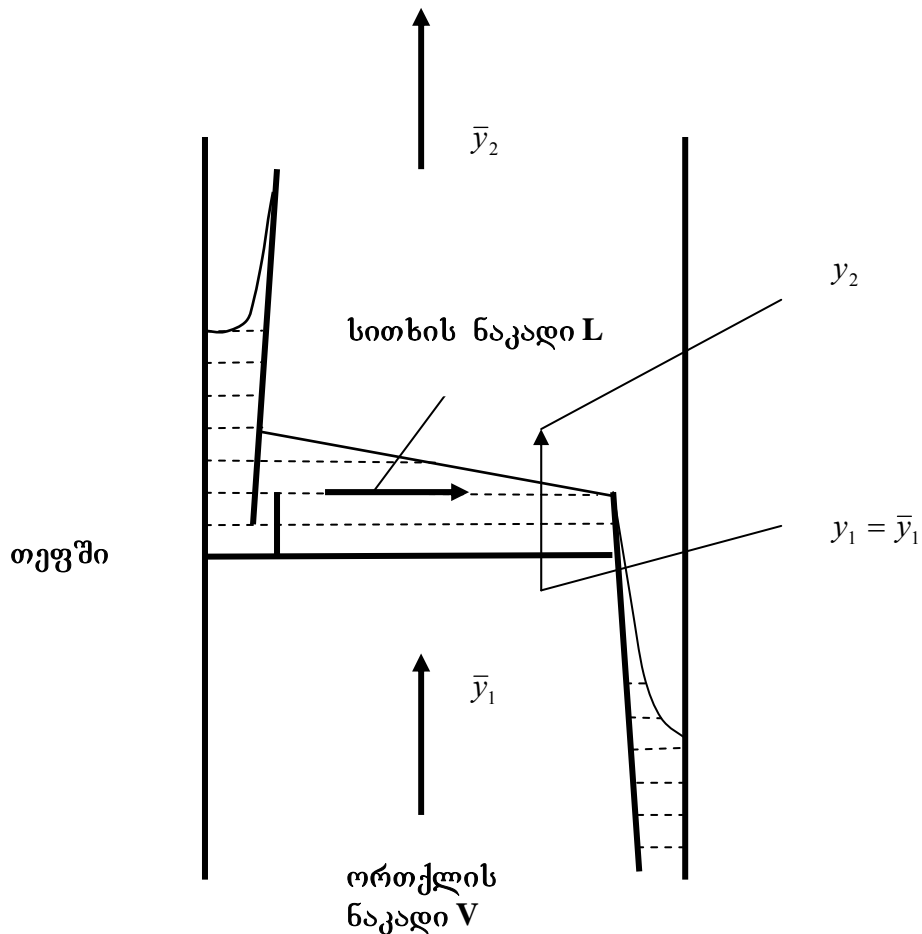
უწოდებენ გადატანის ერთეულის რიცხვს.

მასაგადაცემის შეფასებისთვის მთელ მასაცვლით გარემოში (სარექტიფიკაციო კოლონის თევზზე) შემოაქვთ თევზის ეფექტურობის ცნება ან თევზის მარგი ქმედების კოეფიციენტისა მერფის მიხედვით:

$$\eta = \frac{\bar{y}_2 - \bar{y}_1}{y_* - \bar{y}_1} \quad (1-21)$$

\bar{y}_1 - ორთქლის შემცველობა, რომელიც მიეწოდება თევზზე; \bar{y}_2 - ორთქლის ფაზის საშუალო შემცველობა; y_* - ფაზის წონასწორული შემცველობა. ნახ.1.3.3-ზე ნაჩვენებია თევზზე ორთქლისა და სითხის ნაკადების სქემა.

ისევე, როგორც ლოკალური ეფექტურობა, η სიდიდე ახასიათებს თევზზე წონასწორობის მიღწევის ხარისხს. თევზის ეფექტურობას ვღებულობთ მასაგადაცემის გასაშუალოებით სითხის მოძრაობისას როგორც განვი, ასევე გრძივი მიმართულებით. განვიხილოთ თევზის ეფექტურობის განსაზღვრის მიღებული მეთოდები.



ნახ.6. თევზზე ორთქლისა და სითხის ნაკადების სქემა

პრაქტიკულად ყველა გამოყენებული სარექტიფიკაციო თევზების მათემატიკური მოდელი ორთქლის ნაკადის აღწერისათვის თევზის მასაცვლით

გარემოში გამოიყენებს იდეალური გამოძევების სქემას. (1-18)-ის ინტეგრირებით დებულობენ თანაფარდობას:

$$y_2 - y_1 = \frac{1}{v(l, b)} \int_0^h K_y a(y_* - y) dh \quad (1-22)$$

რომელიც განსაზღვრავს ორთქლის ლოკალურ შემცველობას, რომელიც ტოვებს თევზის მასაცვლით გარემოს ბარბოტაჟის ელემენტარული ფართიდან $dS = dl db$.

არსებობს შემდეგი მიდგომები თევზზე სითხის მოძრაობის აღწერისთვის:

1) თევზზე სითხის სრული შერევა;

ამ შემთხვევაში მატერიალური ბალანსის განტოლებას მთელი თევზისათვის აქვს სახე:

$$L(x_2 - x_1) = V(\bar{y}_2 - y_1),$$

სადაც x_1, y_1 - შესაბამისად სითხისა და ორთქლის შემცველობებია, რომლებიც მოეწოდება თევზზე; x_2 - იმ თხევადი ფაზის შემცველობაა, რომელიც სცილდება თევზს; \bar{y}_2 - იმ ორთქლის ფაზის საშუალო შემცველობაა, რომელიც სცილდება თევზს; თუ შემოვიღებთ თევზის ეფექტურობის სიდიდეს η , ბოლო განტოლება შეიძლება ჩაწეროთ შემდეგი სახით:

$$L(x_2 - x_1) = V\eta(\bar{y}_2 - y_1) \quad (1-23)$$

იდეალური შერევის მოდელის შესაბამისად სითხის შემცველობა მასაცვლითი გარემოს ყველა წერტილში ერთნაირია და შესაბამისად, ორთქლის საშუალო შემცველობა \bar{y}_2 ტოლი უნდა იყოს ლოკალური შემცველობის y_2 . აქედან გამომდინარეობს, რომ

$$\eta = \eta' \quad (1-24)$$

ანუ, თევზზე სითხის იდეალური შერევის დროს თევზის ეფექტურობა (მქკ მერფის მიხედვით) ტოლია მასაგადაცემის ლოკალური ეფექტურობის.

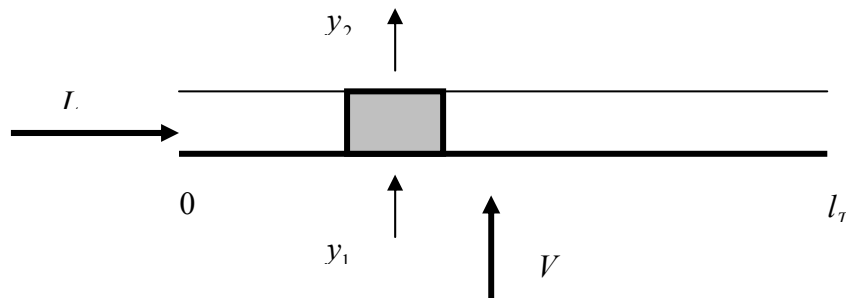
2) სითხის იდეალური გამოდევნება თევზზე.

მასის შენახვის განტოლებიდან მასაცვლითი გარემოს ელემენტისათვის (ნახ.7):

$$Ldx + \frac{V}{l_T} dl(y_2 - y_1) = 0$$

გამომდინარეობს სითხის იდეალური გამოდევნის განტოლება თევზზე:

$$L \frac{dx}{dl} = -\frac{V}{L_T}(y_2 - y_1) = -\frac{V}{L_T} \eta'(y_2 - y_1) \quad (1-25)$$



ნახ.7. ნაკადის სტრუქტურა სითხის იდეალური გამოდევნის დროს.

სადაც l_T - სითხის გზის სიგრძეა თევზზე.

თუ ჩავთვლით, რომ თევზის ფარგლებში ორთქლის წონასწორული შემცველობა შეიძლება აპროქსიმირდეს წრფივი დამოკიდებულებით (ეს სრულიად გამართლებულია ორთქლის შემცველობის საკმარისად მცირე ცვლილების დროს თევზის გავლისას):

$$y_* = mx + b$$

მაშინ (1-25) განტოლების ინტეგრირებით ვღებულობთ გამოსახულებას თევზის ეფექტურობისათვის, თუ ჩავთვლით, რომ ხდება სითხის იდეალური გამოდევნა:

$$\eta = \frac{\bar{y}_2 - y_1}{y_* - y_1} = \frac{L}{Vm} (e^{\frac{V}{L} \eta' m} - 1) \quad (1-26)$$

3) თევზზე სითხის მოძრაობის უჯრედოვანი მოდელი.

უჯრედოვანი მოდელის შესაბამისად სითხის ნაკადის მთელი სიგრძე თევზზე იყოფა იდეალური შერევის n რაოდენობის უჯრედად (ნახ.8).

ჩავწეროთ მატერიალური ბალანსის განტოლება ყოველი უჯრედისთვის:

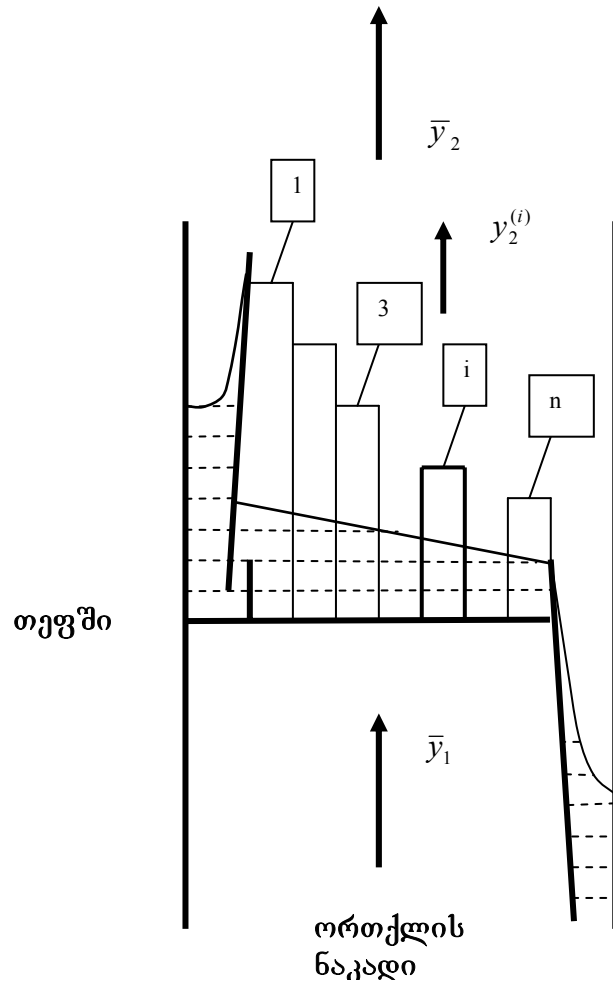
$$L(x_2^{(i)} - x_1^{(i)}) = -\frac{V}{n}(y_2^{(i)} - y_1) = -\frac{V}{n} \eta'(y_*^{(i)} - y_1)$$

$$x_1^{(i+1)} = x_2^{(i)}, i = 1, \dots, n$$

ამოვხსნით რა მიღებულ განტოლებათა სისტემას და გამოვიყენებთ მატერიალური ბალანსის ზოგად განტოლებას თევზზე

$$L(x_2 - x_1) = -V(\bar{y}_2 - y_1) = -V\eta(\bar{y}_* - y_1)$$

უჯრედოვანი მოდელის შესაბამისად სითხის ნაკადის მთელი სიგრძე თევზზე იყოფა იდეალური შერევის n რაოდენობის უჯრედად (ნახ.8).



ნახ.8. თევზზე სითხის ნაკადის უჯრედოვანი სტრუქტურა.

ჩავწეროთ მატერიალური ბალანსის განტოლება ყოველი უჯრედისთვის:

$$L(x_2^{(i)} - x_1^{(i)}) = -\frac{V}{n}(y_2^{(i)} - y_1) = -\frac{V}{n}\eta'(y_*^{(i)} - y_1)$$

$$x_1^{(i+1)} = x_2^{(i)}, i = 1, \dots, n$$

ამოვხსნით რა მიღებულ განტოლებათა სისტემას და გამოვიყენებთ მატერიალური ბალანსის ზოგად განტოლებას თევზზე

$$L(x_2 - x_1) = -V(\bar{y}_2 - y_1) = -V\eta(\bar{y}_* - y_1)$$

ვღებულობთ თევზის ეფექტურობის გამოსახულებას, როცა სითხის მოძრაობის მოდელი უჯრედოვანია:

$$\eta = \frac{L}{Vm} \left[\left(1 + \frac{V}{nL} \eta' m \right)^n - 1 \right] \quad (1-27)$$

4) სითხის თევზზე მოძრაობის დიფუზიური მოდელი.

დიფუზიური მოდელის განტოლება აიგება მასების ბალანსის საფუძველზე, რომელიც მოცემულია ნახ.9-ზე:

$$-Ldx + \rho_L FD_l \frac{d^2 x}{dl^2} dl - (y_2 - y_1) \frac{V}{l_T} dl = 0$$

ან

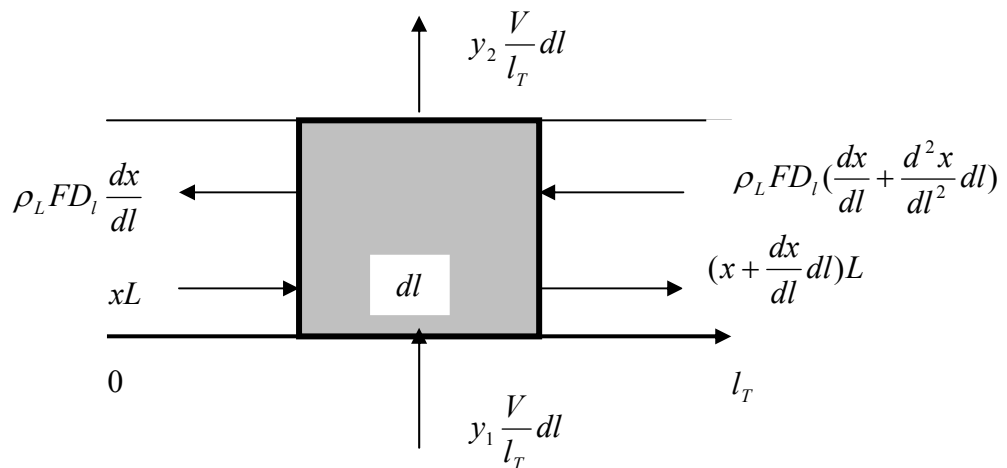
$$D_l \frac{d^2 x}{dl^2} - \frac{L}{\rho_L F} \frac{dx}{dl} - \frac{V \eta'}{\rho_L F l_T} (y_2 - y_1) = 0 \quad (1-28)$$

სასაზღვრო პირობები:

$$\frac{L}{\rho_L F} (x - x_1) = -D_l \frac{dx}{dl} \quad \text{როცა } l = 0$$

$$\frac{dx}{dl} = 0 \quad \text{როცა } l = l_T.$$

ამ განტოლებებში D_l არის გრძივი შერევის კოეფიციენტი, ρ_L - სითხის სიმკვრივე, F - სითხის ნაკადის ფართი თევზზე.



ნახ.9. მასების ნაკადის სტრუქტურა დიფუზიური მოდელისთვის.

თუ დავუშვებთ, რომ ერთი თევზის ფარგლებში ორთქლის წონასწორული შემცველობისთვის სრულდება შემდეგი წრფივი თანაფარდობა

$$y_* = mx + b,$$

მაშინ დიფუზიური მოდელის ამონახსნი შეიძლება წარმოვიდგინოთ თევზის ეფექტურობის გამოსახულების სახით:

$$\eta = \frac{1}{4p\lambda} \left\{ (1+p)^2 \exp\left(\frac{Pe}{2}(p-1)\right) - (1-p)^2 \exp\left(-\frac{Pe}{2}(1+p)\right) - 4p \right\} \quad (1-29)$$

სადაც $\lambda = \frac{mV}{L}$ - არის დიფუზიური პოტენციალის ფაქტორი; $p = (1 + \frac{4\lambda}{Pe} \eta')^{\frac{1}{2}}$;

$Pe = \frac{ul_T}{D_l}$ - პეკლეს რიცხვია; $u = \frac{L}{\rho_L F}$ - სითხის ნაკადის სიჩქარე თევზზე.

ხშირად თევზების ეფექტურობის გაანგარიშებას აწარმოებენ გადატანის ერთეულის რიცხვის დამოკიდებულებების საშუალებით ორთქლის და თხევად ფაზებში [28,29,75,77]. გადატანის ერთეულის რიცხვი m დაკავშირებულია ლოკალურ ეფექტურობასთან:

$$\eta' = 1 - \exp(-m) \quad \text{ან} \quad m = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_* - y} \quad (1-30)$$

1.3.5. სარექტიფიკაციო კოლონის თევზზე ფაზათა კონტაქტის ზედაპირის განსაზღვრა.

მასაგადაცემის პროცესის აღწერის დეტალიზაციაში ლოგიკურ ნაბიჯს წარმოადგენს მასაგადაცემის კოეფიციენტების და ფაზათა კონტაქტის ზედაპირის ცალ-ცალკე გათვალისწინება [13,56,57,61,62,63,89,96]. კოეფიციენტები, რომლებიც განეკუთვნება ნამდვილ ზედაპირს, განსაზღვრავენ ნივთიერების გადატანის სიჩქარეს. სწორედ მათთვის დგინდება კავშირი მოლეკულურ სატრანსპორტო მახასიათებლებს, ფაზათაშორისი ზედაპირის მდგომარეობასა და ჰიდროდინამიკას შორის. ზედაპირის სიდიდე თავისი ბუნებით წარმოადგენს ექსტენსიურ პარამეტრს.

მისი მნიშვნელობა აირის შემცველობის სიდიდესთან ერთად განსაზღვრავს ორთქლის ბუმტულაკების საშუალო ზედაპირულ-მოცულობით დიამეტრს, რომელიც შეიძლება ჩაითვალოს ორფაზიანი სისტემის მახასიათებლად. ამ დიამეტრის მნიშვნელობის ცოდნა აუცილებელია ექსპერიმენტების შედეგების განზოგადებისას მსგავსების თეორიის მეთოდებით. კონტაქტის ზედაპირისა და გადატანის სიჩქარის კოეფიციენტების განცალკევებით გათვალისწინება საშუალებას

იძლევა მივიღოთ უფრო საიმედო დამოკიდებულებები მასაცვლის გაანგარიშებისთვის სარექტიფიკაციო და აბსორბციული აპარატების თეფშებზე.

მოდრავი ორფაზიანი შრის დინამიკის თეორიული აღწერის სირთულესთან დაკავშირებით [11,18,22,30,36,37,39,50,51,52,56,67,87,91] თანამედროვე დრომდე ძირითადი ყურადღება ეთმობოდა ექსპერიმენტალურ კვლევებს. ბოლო წლებში შემუშავებულია და გამოიყენება პრაქტიკაში ფაზათაშორისი ზედაპირის განსაზღვრის სხვადასხვა მეთოდები, რომლებიც დაფუძნებულია ქიმიური რეაქციების მიმდინარეობაზე ან სხვადასხვა ფიზიკური ეფექტის რეალიზაციაზე [13,61,89]. კონტაქტის ზედაპირის კვლევისათვის სარექტიფიკაციო და აბსორბციული აპარატების თეფშებზე განსაკუთრებით ეფექტურს წარმოადგენს მეთოდი, რომელიც დაფუძნებულია სინათლის პოლარიზაციის მოვლენაზე გარემოთა გამყოფ ზედაპირზე, რომლებსაც აქვთ განსხვავებული ოპტიკური აქტივობა [88]. ექსპერიმენტალური მეთოდების საფუძველზე შესრულებულ იქნა რიგი სამუშაოებისა ფაზათა კონტაქტის ზედაპირის განსაზღვრისათვის ხუფებიან თეფშებზე [35], სარქველებიან თეფშებზე [56,63], ცხაურებიან თეფშებზე [35,63], და საერთოდ, ბარბოტაჟულ თეფშებზე [13,62]. ამ სამუშაოთა შედეგები განზოგადებულია სხვადასხვა ემპირიული დამოკიდებულებების სახით, რომელიც აკავშირებს ფაზათა კონტაქტის ზედაპირს სისტემის „სითხე-აირი“ ფიზიკო-მექანიკურ თვისებებთან, სარეჟიმო და კონსტრუქციულ პარამეტრებთან.

გავჩერდეთ მასაცვლითი აპარატების ჰიდროდინამიკური მოვლენების მათემატიკური მოდელირების შესაძლებლობებზე. ჩავწეროთ განტოლებათა სრული სისტემა, რომლებიც აღწერენ ორფაზიანი მონოდისპერსიული ნარევის ურთიერთშეღწევად მოძრაობას გადამტანი სითხის მცირემასშტაბიანი მოძრაობის, წნევების, ტემპერატურებისა და სიჩქარეების არდამთხვევის გათვალისწინებით ფაზებში, ფაზათა კუმშვადობისა და სიბლანტის, სფერული ბუმტუკების ზედაპირზე ფაზათა გადასვლის გათვალისწინებით [50]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_1}{\partial t} + \nabla^k \rho_1 v_1^k &= -nj, \\ \frac{\partial \rho_2}{\partial t} + \nabla^k \rho_2 v_2^k &= nj, \quad \frac{\partial n}{\partial t} + \nabla^k n v_2^k = -nj \\ (\rho_1 &= \rho_1^0 \alpha_1, \rho_2 = \rho_2^0 \alpha_2, \alpha_1 + \alpha_2 = 1, \alpha_2 = \frac{4}{3} \pi a^3 n); \end{aligned} \quad (1-31a)$$

$$\begin{aligned}\frac{d_2 a}{dt} &= \omega_{1a} + \frac{j}{4\pi a^2 \rho_{1a}^0} = \omega_{2a} + \frac{j}{4\pi a^2 \rho_{2a}^0}, \vec{v}_{21} = \vec{v}_2 - \vec{v}_1, \\ (1 - \varphi^{(1E)}) a \frac{d_2 \omega_{1a}}{dt} &= \frac{p_2 - p_1 - \frac{2\Sigma}{a}}{\rho_1^0} - \frac{4\mu_1 \omega_{1a}}{a \rho_1^0} - (1 - \varphi^{(2E)}) \frac{3\omega_{1a}^2}{2} + (1 - \varphi^{(3E)}) \frac{v_{21}^2}{4}, \\ (\varphi^{(1E)} &\approx \frac{1,1\alpha_2^{1/3} - \alpha_2}{\alpha_1}, \varphi^{(2E)} \approx \frac{1,47\alpha_2^{1/3} - 0,33\alpha_2}{\alpha_1}, \varphi^{(3E)} \approx -\frac{\alpha_2}{\alpha_1});\end{aligned}\quad (1-31\text{ბ})$$

$$\begin{aligned}\rho_1 \frac{d_1 \vec{v}_1}{dt} &= -\alpha_1 \vec{\nabla} p_{1*} + \alpha_1 \nabla^k \bar{\tau}_{1*}^k - \alpha_1 n \vec{f}_* - \alpha_1 n j (\vec{v}_2 - \vec{v}_1) + \rho_1 \vec{g}_1, \\ \rho_2 \frac{d_2 \vec{v}_2}{dt} &= -\alpha_2 \vec{\nabla} p_{1*} + \alpha_2 \nabla^k \bar{\tau}_{1*}^k + \alpha_1 n \vec{f}_* - \alpha_2 n j (\vec{v}_2 - \vec{v}_1) + \rho_2 \vec{g}_2, \\ p_{1*} &= \alpha_1 p_1 + \alpha_2 (p_2 - \frac{2\Sigma}{a}) + \rho_1^0 \alpha_2 (\omega_{1a}^2 + \frac{1}{6} v_{21}^2), \\ \tau_{1*}^{kl} &= -\frac{1}{2} \rho_1^0 \alpha_2 [v_{21}^k v_{21}^l - \frac{1}{3} (v_{21})^2 \delta^{kl}] + \tau_\mu^{kl}, \\ \tau_\mu^{kl} &= 2\mu (e^{kl} - \frac{1}{3} e^{mm} \delta^{kl});\end{aligned}\quad (1-31\text{გ})$$

$$\begin{aligned}\rho_1 \frac{d_1 k_{1\nu}}{dt} &= -n (\alpha_1 \vec{f}_m + \vec{f}_\mu) \cdot \vec{v}_{21} - \frac{3\rho_1^0 \alpha_2 \omega_{1a} v_{21}^2}{4a} - \rho_1 A_{1\nu} - n j (\frac{v_{21}^2}{2} - k_{1\nu}), \\ \rho_1 \frac{d_1 u_1}{dt} - \frac{\alpha_1 p_1}{\rho_1} \frac{d_1 \rho_1^0}{dt} &= -\vec{\nabla} \cdot \vec{q}_{1*} - n q_{1\Sigma} - n j (u_{1a} - u_1) + \tau_\mu^{kl} e^{kl} + \rho_1 A_{1\nu}, \\ \rho_2 \frac{d_2 u_2}{dt} - \frac{\alpha_2 p_2}{\rho_2} \frac{d_2 \rho_2^0}{dt} &= -n q_{2\Sigma} + n j (u_{2a} - u_2), \\ 4\pi a^2 \left[\frac{d_2 U_\Sigma}{dt} - \frac{2(\Sigma - U_\Sigma)}{a} \frac{d_2 a}{dt} \right] &= q_{1\Sigma} + q_{2\Sigma} + j (i_{1a} - i_{2a} + \frac{4\mu_1 \omega_{1a}}{a \rho_1^0}), \\ p_i &= p_i(\rho_i^0, T_i); u_i = u_i(\rho_i^0, T_i), (i=1,2), \\ U_\Sigma &= \Sigma(T_\Sigma) - T_\Sigma \frac{d\Sigma}{dT_\Sigma}.\end{aligned}\quad (1-31\text{დ})$$

სისტემის განტოლებები მიღებულია შენახვის ფუნდამენტალური კანონების საფუძველზე:

- (1-31ა) – მასის;
- (1-31ბ) – მცირემასშტაბიანი მოძრაობის მასისა და იმპულსის;
- (1-31გ) – მსხვილმასშტაბიანი მოძრაობის იმპულსის;
- (1-31დ) – სისტემის ცალკეული ნაწილების ენერჯის.

და შესაბამის საწყის და სასაზღვრო პირობებთან ერთად გვამღებს თეფშის საკონტაქტო მოწყობილობის ჰიდროდინამიკის ამოცანას. მიუხედავად ასეთი ამოცანების ამოხსნის სირთულისა, თანამედროვე რიცხვითი მეთოდები [14,34,47,55] საშუალებას იძლევა გამარტივების შემთხვევაში შემუშავდეს ამ ამოცანებისთვის ალგორითმები და პროგრამები კომპიუტერულ ტექნიკაში რეალიზაციისათვის.

1.3.6. სპირტების სარექტიფიკაციო გასუფთავება მასაცვლით ზონაში ქიმიური რეაქციების გათვალისწინებით.

[42]-ში შემუშავებულია სპირტხსნარების სარექტიფიკაციო გასუფთავების მათემატიკური მოდელი სარექტიფიკაციო კოლონების თეფშებზე ქიმიური რეაქციების გათვალისწინებით. ერთ-ერთი აქროლადი მინარევი, რომელიც თან სდევს სპირტის ხსნარს, არის მეთილის სპირტი (მეთანოლი). მეთანოლი ეთილის სპირტზე 80-ჯერ ტოქსიკურია. მისმა მაღალმა შემცველობამ პროდუქტში, მაგ.: არაყში შეიძლება გამოიწვიოს დაბრმავება ან კიდევ სიკვდილი. ამიტომ რექტიფიკაციის ერთ-ერთ ძირითად ამოცანას წარმოადგენს სპირტ-რექტიფიკატის გათავისუფლება მეთანოლისგან.

მეთილის სპირტს შეიცავს კარტოფილის ნადული, შედარებით ნაკლებია ხორბლისაში და პრაქტიკულად არ არის მელასაში. ის დიდი რაოდენობით არის ნადულში, რომელიც მიიღება შაქრის ჭარხლის თბური დამუშავების შედეგად. ის ძირითადად წარმოიქმნება პექტინური ნივთიერებების დაშლის შედეგად ნედლეულის წყალ-თბური დამუშავების პროცესში. ტემპერატურისა და თბური დამუშავების ხანგრძლივობის მომატებით მეთანოლის შემცველობა ნადულში იზრდება, თუმცა [8,71,100,101] ლიტერატურიდან ცნობილია, რომ პროცესი შეიძლება წარმოიშვას სპირტული დუდილის პროცესში.

ამასთან ერთად მრავალრიცხოვანი ექსპერიმენტალური მონაცემები, რომლებიც მიღებულია ქრომატოგრაფიული მეთოდებით დარგის საწარმოებში, აჩვენებენ მეთანოლის არსებობას სპირტში, რომელიც მიღებულის სუფთა მელასის ნახადისაგან [20].

მუშა ჰიპოთეზა, რომელიც ხსნის მეთანოლის გამოჩენის ფენომენს საკვებ სპირტში ნადულის რექტიფიკაციის შემდეგ, მაშინ, როცა ნადული თავის საწყის შემადგენლობაში არ შეიცავს მას, მდგომარეობს შემდეგში: მეთილის სპირტის

გარკვეული რაოდენობა წარმოიქმნება სარექტიფიკაციო კოლონებში ტემპერატურის ზემოქმედებით ქიმიური რეაქციების შედეგად. ზემოთ აღნიშნულის დასამტკიცებლად მასიური წარმოებისათვის შეიძლება გამოყენებულ იქნას სპირტის გასუფთავების რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელი. სარექტიფიკაციო კოლონაში მასაცვლის ზონაში შესაძლო თანმდევი რეაქციების სიმრავლიდან ყველაზე პერსპექტიულად აღიარებული იყო შემდეგი: მეთილაცეტატის $C_3H_6O_2$ ურთიერთქმედება წყალთან H_2O , რის შედეგად წარმოიქმნა მეთანოლი CH_4O და ძმარმჟავა $C_2H_4O_2$. მეთილაცეტატი და ძმარმჟავა წარმოადგენენ სპირტის თანმხლებ მინარევებს.

ქიმიურ რეაქციას აქვს სახე:



რეაქცია მიმდინარეობს ჰომოგენურ ორთქლის გარემოში თევზზე დიდი სიჩქარით, რის შედეგად ორთქლის თევზებსშორის სივრცეში მოძრაობის დროის განმავლობაში მიიღწევა ქიმიური წონასწორობა.

რექტიფიკაციის პროცესის მოდელი, რომელიც ითვალისწინებს ქიმიურ რეაქციებს თევზზე, წარმოდგენილია 4 ბლოკის გაერთიანების სახით:

- ორთქლში წონასწორული კონცენტრაციებისა და თევზზე ტემპერატურის გაანგარიშება (ბლოკი „წონასწორობა“);
- თევზის მქკ-ის განსაზღვრა ყოველი კომპონენტის მიხედვით (ბლოკი „მასაგადაცემა“);
- ქიმიური რეაქციის წონასწორობის კონსტანტისა და ორთქლის შემცველობის ცვლილების განსაზღვრა (ბლოკი „ქიმიური წონასწორობა“);
- ორთქლისა და სითხის ნაკადების გაანგარიშება ყოველ თევზზე („მასისა და ენერჯის ბალანსების ქვესისტემა“).

გავჩერდეთ ბლოკის „ქიმიური წონასწორობა“ მათემატიკურ აღწერაზე, რადგან დანარჩენი ბლოკები პრაქტიკულად არ განსხვავდება ზოგადად მიღებული აღწერისაგან. თევზზე (1) რეაქციის განზოგადებული განტოლება წარმოვადგინოთ შემდეგი სახით:



სადაც a, b, c, d – სტექიომეტრიული კოეფიციენტებია. რადგანაც თეფშზე მიიღწევა ქიმიური წონასწორობა, ამიტომ ურთიერთსაწინააღმდეგოდ მიმართული რეაქციების სიჩქარე (A და B-ს, C და D-ს შორის) ტოლია:

$$V_1 = V_2 = k_1 C_A^a C_B^b = k_2 C_C^c C_D^d, \quad (1-34)$$

სადაც k_1, k_2 -რეაქციის სიჩქარეების კონსტანტებია, ხოლო C_A, C_B, C_C, C_D - მოლარული კონცენტრაციები, რომლებიც აყვანილნი იქნებიან შესამაზამის ხარისხში (სტექიომეტრიული კოეფიციენტები), განსაზღვრავენ რეაქციის სიჩქარეებს V_1 და V_2 .

განტოლებიდან (1-34) ვღებულობთ ფორმულას რეაქციის წონასწორობის კონსტანტის გაანგარიშებისათვის:

$$K = \frac{k_1}{k_2} = \frac{C_A^a C_B^b}{C_C^c C_D^d} \quad (1.3-35)$$

განტოლებიდან (1.3-34), ვიცით რა ქიმიური რეაქციის წონასწორობის კონსტანტები და ნარევის საწყისი კომპონენტების კონცენტრაციები, შეიძლება განვსაზღვროთ ორთქლში ყველა ნივთიერების თუ რომელი კონცენტრაციები შეესაბამება წონასწორობას თეფშზე.

ქიმიური რეაქციის წონასწორობის კონსტანტა წარმოადგენს კომპონენტების მოლური კონცენტრაციების ფუნქციას წონასწორობის დროს. ამავე დროს ის დამოკიდებულია ტემპერატურაზე, რომლის დროსაც მიმდინარეობს ქიმიური რეაქცია, და პირდაპირ დაკავშირებულია რეაქციის თბურ ეფექტთან. K -ს გაანგარიშებისთვის შერჩეულ იქნა ლ.პ. ვლადიმროვის მიახლოებითი მეთოდი [38].

ქიმიური რეაქციის იზობარის განტოლებას, რომელიც აკავშირებს წონასწორობის კონსტანტის მნიშვნელობას რეაქციის შედეგად ენტალპიის ცვლილებასთან, აქვს სახე:

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H_T^0}{RT^2} \quad (1-36)$$

ინტეგრირების შემდეგ გვაქვს:

$$\ln K = -\frac{\Delta H_T^0}{RT} + const \quad (1-37)$$

გიბს-გელმჰოლცის განტოლებას აქვს სახე:

$$\Delta G_T^0 = \Delta H_T^0 - T \cdot \Delta S_T^0 \quad (1-38)$$

$$\Delta G_T^0 = -RT \ln K \quad (1-39)$$

გვამღევს გამოსახულებას:

$$\ln K = -\frac{\Delta H_T^0}{RT} + \frac{\Delta S_T^0}{T} \quad (1-40)$$

სადაც $\Delta H_T^0, \Delta S_T^0, \Delta G_T^0$ - შესაბამისად არის ენტალპია, ენტროპია და გიბსის თერმოდინამიკური პოტენციალი მოცემულ ტემპერატურაზე; $\Delta H_{298}^0, \Delta S_{298}^0$ - სისტემის ენტალპიისა და ენტროპიის სტანდარტული მნიშვნელობები; R - გაზის უნივერსალური მუდმივა $R = 1.987$ კალ/(მოლ.გრად).

$\Delta H_{298}^0, \Delta S_{298}^0$ განსაზღვრისათვის შესასწავლი რეაქციით ალგებრულად შეჯამდება $\Delta H_{298}^0, \Delta S_{298}^0$ მნიშვნელობები რეაქციის ყველა კომპონენტისთვის, თანაც პლიუსით აიღება რეაქციის პროდუქტები, ხოლო მინუსით-საწყისი ნივთიერებები.

(1-37)-ის და (1-40)-ის შედარება გვამღევს (1-37)-ში ინტეგრირების მუდმივას არსს:

$$const = \frac{\Delta S_T^0}{T} \quad (1-41)$$

თუ ჩავთვლით, რომ რეაქციის შედეგად ტემპერატურის უმნიშვნელო ცვლილება არ იწვევს სითბოტევადობის ცვლილებას, მაშინ მივიღებთ განტოლებას:

$$\ln K = -\frac{\Delta H_{298}^0}{RT} + \frac{\Delta S_{298}^0}{T} \quad (1-42)$$

$$\Delta H_{298}^0 = \Delta H_{C298}^0 + \Delta H_{D298}^0 - \Delta H_{A298}^0 - \Delta H_{B298}^0 \quad (1-43)$$

საწყისი ნივთიერებების კონცენტრაციები აღვნიშნოთ X_A, X_B, X_C, X_D . x -ით აღვნიშნოთ ნივთიერებათა კონცენტრაციის ცვლილება სისტემის წონასწორობის მიღწევის დროს, და გამოვიყენებთ რა წონასწორობის კონსტანტის მუდმივას, ვპოულობთ წონასწორობის უცნობ კონცენტრაციებს:

$$K = \frac{(X_A - x)(X_B - x)}{(X_C + x)(X_D + x)} \quad (1-44)$$

ანუ

$$x^2(K - 1) + x[K(X_C + X_D) + (X_A + X_D)] + KX_C X_D - X_A X_B = 0 \quad (1-45)$$

ამოვხსნით რა კვადრატულ განტოლებას (1.3-45), ვპოულობთ x . შემდგომში ვაზუსტებთ ყველა ნივთიერების კონცენტრაციებს:

$X_A = X_A - x; X_B = X_B - x; X_C = X_C + x; X_D = X_D + x$. კვადრატული განტოლების ორი ფესვიდან x შეირჩევა ისე, რომ არც ერთი წონასწორული კონცენტრაცია არ გამოვიდეს უარყოფითი.

გაანგარიშებები, რომლებიც შესრულებულია რექტიფიკაციის მოცემული მოდელის შესაბამისად, და ითვალისწინებს რა თევშებზე ქიმიურ რეაქციას, დაამტკიცა ადრე ექსპერიმენტალურად დადგენილი მეთანოლის გამოჩენის ეფექტი სპირტის სარექტიფიკაციო გასუფთავების პროცესში საეპიურაციო კოლონაში, სადაც ქიმიური პროცესები ინტენსიურად მიმდინარეობს, რაც იწვევს ეთილის სპირტის, მეთანოლის, ალდეჰიდების და რეაქციულად აქტიური ნაერთების მაღალი კონცენტრაციის ზონის წარმოქმნას.

საეპიურაციო კოლონის სხვადასხვა რეჟიმების ანალიზმა, რომელიც გაკეთდა მათემატიკური მოდელის საშუალებით, გამოავლინა შემდეგი ძირითადი კანონზომიერება: კოლონის მთელ სიმაღლეზე მეთანოლი იქცევა როგორც სათაო მინარევი, რადგან მისი რექტიფიკაციის კოეფიციენტი 1-ზე მეტია კონცენტრაციების დროს, რომელიც შეინიშნება კოლონაში. ეს დასკვნა არ შეესაბამება ზოგად შეხედულებას, რომ მეთანოლი არის ტიპიური საბოლოო მინარევი.

1.4. მინარევები, რომლებიც თან ახლავს სპირტს.

აქროლადი მინარევები, რომლებიც თან სდევს სპირტს, განსხვავდებიან დიდი მრავალფეროვნებით [68]. აქროლადი მინარევების რიცხვში აღმოჩენილია 70-ზე მეტი სხვადასხვა ნივთიერება. ქიმიური თვისებების მიხედვით ისინი იყოფიან სპირტებად, ალდეჰიდებად, მჟავებად. ბოლო დროს გამოყოფენ აზოტის და გოგირდის შენაერთების ჯგუფებს. მინარევების წარმომავლობა და ხასიათი დამოკიდებულია ნედლეულის ხარისხზე და სახეზე, მისი დამუშავების ტექნოლოგიურ რეჟიმზე და გამოყენებული მოწყობილობის ტიპზე.

მინარევები ძირითადად წარმოიქმნება დუღილის პროცესში, თუმცა მის წარმოქმნაზე არსებით გავლენას ახდენს ის ტექნოლოგიური ოპერაციები, რომლებიც წინ უსწრებს დუღილს, მაგ.: წყალ-თბური დამუშავების რეჟიმი და

ნედლეულის ანტისეპტირება, დამშაქრავი მასალების შეტანის ნორმა და სხვა. მინარევების გარკვეული ნაწილი წარმოიქმნება სარექტიფიკაციო კოლონაში.

სპირტის გასუფთავების პროცესის მიზანია – გათავისუფლდეს ის აქროლადი მინარევებისაგან და მიღებულ იქნას სტანდარტული კონცენტრაციის სპირტი. ერთდროულად, მოცილებული მინარევები უნდა იქნას მაქსიმალურად კონცენტრირებულნი და გათავისუფლებულნი ეთილის სპირტისაგან. ამ დროს სპირტის დანაკარგები მინიმალურია.

სპირტის წარმოების პრაქტიკაში ნადუდიდან წინასწარ გამოხდიან სპირტს თანმდევ აქროლად მინარევებთან ერთად.

მინარევების აქროლადობის შესაფასებლად ეთილის სპირტის აქროლადობასთან შედარებით შემოგვაქვს მინარევების რექტიფიკაციის კოეფიციენტის ცნება [93]:

$$K' = \frac{K_{np}}{K_{s.c.}} = \frac{\beta X}{\alpha Y},$$

სადაც X და Y ეთილის სპირტის შემცველობაა სითხეში და ორთქლში, %; α და β - მინარევების შემცველობა სითხეში და ორთქლში, %; $K_{s.c.} = Y/X$ - სპირტის აორთქლების კოეფიციენტი; $K_{np} = \beta/\alpha$ - მინარევის აორთქლების კოეფიციენტი.

რექტიფიკაციის კოეფიციენტი აჩვენებს რამდენად იზრდება ან მცირდება ორთქლში მინარევების შემცველობა ეთილის სპირტთან თანაფარდობით სითხესთან შედარებით. ის გვაძლევს ნათელ წარმოდგენას მინარევების ქმედებაზე რექტიფიკაციის პროცესში.

მინარევების აორთქლებისა და რექტიფიკაციის კოეფიციენტები დამოკიდებულია ეთილის სპირტის კონცენტრაციაზე წყალხსნარში, საიდანაც გამოიყოფა მინარევი. იმასთან დაკავშირებით, რომ ნედლ სპირტში მინარევების შემცველობა დიდი არ არის (ჩვეულებრივ, ჯამში არ აღემატება 0,5% ეთილის სპირტისა), უშვებენ, რომ ცალკეული მინარევების აქროლადობა დამოკიდებული არ არის სხვა მინარევების არსებობაზე ხსნარში.

ნახ.9.-ზე ნაჩვენებია აქროლადი მინარევების რექტიფიკაციის კოეფიციენტების დამოკიდებულება სპირტის კონცენტრაციაზე ატმოსფერული წნევის დროს [93]: 1-დიეთილ ეთერი; 2-მმრის ალდეჰიდი; 3-ჰიანჰველეთილის ეთერი; 4-აკროლენი; 5-

ძმარმეთილის ეთერი; 6-ძმარეთილის ეთერი; 7- H-ერბოს ალდეჰიდი; 8-დიაცეტილი; 9- ტრიეთილამინი; 10- კროტონის ალდეჰიდი; 11- ტრიმეთილამინი; 12- იზოპროპანოლი; 13-იზოცხიმეთილის ეთერი; 14-იზოვალერიანის ეთერი; 15- პროპიონეთილის ეთერი; 16-ძმარიზოამილის ეთერი; 17- H-პროპანოლი; 18- იზოვალერიანამილის ეთერი; 19-იზობუთანოლი; 20- H-ბუთანოლი; 21-იზამილოლი; 22-ფურფუროლი; 23-მეთანოლი.

ყველა ცნობილი მინარევი აქროლადობის მიხედვით ეთილის სპირტის აქროლადობის მიმართ შეიძლება დავაჯგუფოთ 4 სახედ: სათაო, ნარჩენი, შუალედური და საბოლოო.

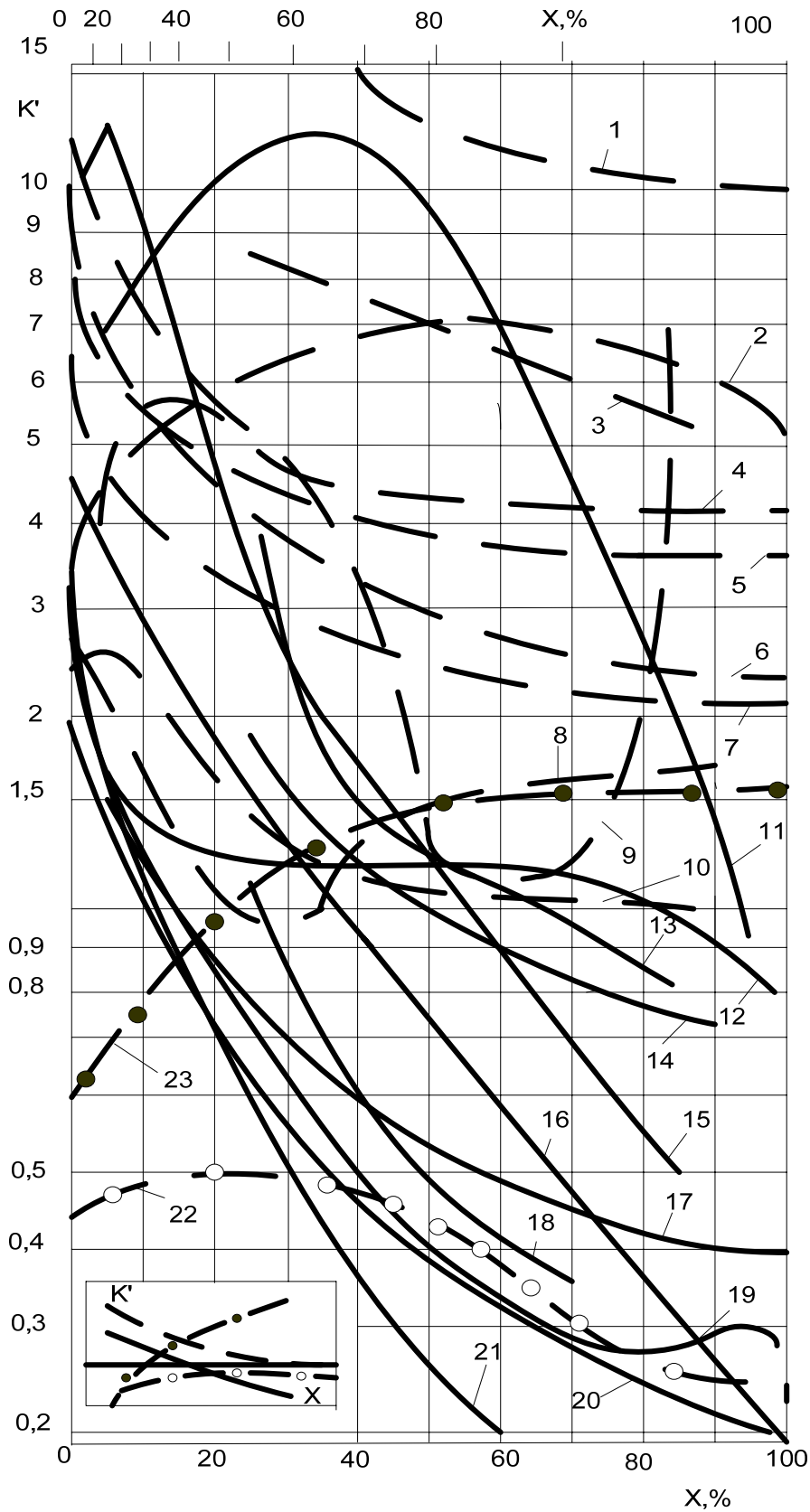
სათაო მინარევებს მიეკუთვნება მინარევები, რომლებსაც გააჩნიათ მაღალი აქროლადობა, ანუ აორთქლების მაღალი კოეფიციენტი, ვიდრე ეთილის სპირტს ამ უკანასკნელის ნებისმიერი კონცენტრაციის დროს ხსნარში. მათთვის ყოველთვის $K' > 1$. სრულ სარექტიფიკაციო კოლონაში სათაო მინარევებიანი წყალ-სპირტოვანი ხსნარის შეყვანისას სათაო მინარევები თავისუფლად გამოიყოფა კოლონის გამოსახდელ ნაწილში და კონცენტრირდება კოლონის საკონცენტრაციო ნაწილში, როგორც ადვილადაქროლადი კომპონენტი.

წყალსპირტოვანი ნარევი ამ დროს გამოდის ძნელადაქროლადი კომპონენტის როლში. საწყისი მინარევების ძირითადი წარმომადგენელია: ძმრის და ცხიმის ალდეჰიდი, აკროლენი, ჭიანჭველეთილის, ძმარმეთილის, ძმარეთილის და დიეთილეთერები და სხვა.

ნარჩენი მინარევების აქროლადობა ყოველთვის ნაკლებია ეთილის სპირტის აქროლადობაზე - $K' < 1$. ამიტომ ნარჩენი მინარევები წყალ-სპირტოვანი სითხის ნარევი შეიძლება განხილულ იქნას, როგორც ძნელადაქროლადი კომპონენტი. ტიპიურ ნარჩენ მინარევებს მიეკუთვნება ძმარმუჟა და ფურფუროლი.

შუალედურ მინარევებს გააჩნიათ ორმაგი თვისებები: სპირტის მაღალი კონცენტრაციის დროს მათ გააჩნიათ ნარჩენი მინარევების თვისება- $K' < 1$; დაბალ კონცენტრაციებზე პირიქით-სათაო მინარევების ხასიათი- $K' > 1$; სპირტის კონცენტრაციის განსაზღვრისას შუალედური მინარევების აქროლადობა ტოლია ეთილის სპირტის აქროლადობის - $K' = 1$. ამიტომ შუალედური მინარევები სრულ სარექტიფიკაციო კოლონაში, სადაც სპირტის კონცენტრაცია იცვლება 0-დან აზეოტროპულ წერტილამდე, დაგროვდება მის შუა ნაწილში, სადაც $K' \approx 1$, აქ კი,

როგორც ქვედა ზონაში, შუალედურ მინარევებს ახასიათებს სათაო მინარევების თვისებები და ისწრაფიან ზევით მოძრაობისკენ. ზევით კი მათ ახასიათებთ



ნახ.9. სპირტის თანმდევი აქროლადი მინარევების რექტიფიკაციის კოეფიციენტები ატმოსფერული წნევის დროს [85]

ნარჩენი მინარევების თვისება და გამოიყოფა უფრო აქროლადი კომპონენტის-ეთილის სპირტის მიერ. შუალედური მინარევები აირთმევა ჩვეულებრივ მათი მაქსიმალური დაგროვების ზონაში, და როგორც წესი სრული სარექტიფიკაციო კოლონის შუა ნაწილში. შუალედური მინარევების ძირითადი წარმომადგენლებია იზოამილის, იზობუთილის და პროპილის სპირტები, იზოვალერიანიზოამილი, ძმარიზოამილი, იზოვალერიანეთილის ეთერები (ნახ.9-ზე 11-21 მრუდები). ყოველი შუალედური მინარევისთვის არსებობს მაქსიმალური დაგროვების საკუთარი ზონა. შუალედური მინარევები, რომელთა რექტიფიკაციის კოეფიციენტი $K' = 1$, როცა სპირტის კონცენტრაციაა -70% ან მეტი, პირობით უწოდებენ ზედა, ხოლო სპირტის ნაკლები კონცენტრაციის დროს-ქვედა შუალედურ მინარევებს. ზედა შუალედურ მინარევებს მიეკუთვნება იზოვალერიანეთილის, იზოერბოეთილის ეთერები; ქვედა შუალედურ მინარევებს- რახის ზეთის სპირტები (გარდა იზოპროპანოლისა), იზოვალერიანიზოამილის და ძმარიზოამილის ეთერები. შუალედური მინარევების ასეთი დაყოფა საშუალებას იძლევა დეტალიზირდეს მათი ჯგუფური კონცენტრირების ზონები.

საბოლოო მინარევებისთვის, ისე როგორც შუალედურისთვის დამახასიათებელია აქროლადობა ლოკალურ პირობებში. თუმცა შუალედურისგან განსხვავებით საბოლოო მინარევების რექტიფიკაციის კოეფიციენტი $K' > 1$ სპირტის მაღალი კონცენტრაციის დროს, და $K' < 1$ - დაბალი კონცენტრაციის დროს. აქედან გამომდინარე საბოლოო მინარევი არ გროვდება კოლონის შუა ნაწილში, არამედ სპირტის კონცენტრაციაზე დამოკიდებულებით მოცემულ ადგილას მიემართება ზევით კოლონის გასწვრივ როგორც სათაო მინარევი, ან ქვევით-როგორც ნარჩენი. ნარჩენი მინარევის მაგალითია მეთილის სპირტი (ნახ.9-ზე მრუდი 23).

1.5. რექტიფიკაციის ზოგიერთი თანამედროვე ტენდენცია

ენერგომატარებლებზე ფასების მუდმივმა ზრდამ გამოიწვია სამრეწველო საწარმოების მიერ მთელს მსოფლიოში ახალი ენერგოშემნახველი ტექნოლოგიების დანერგვა. საქართველოსთვის, რომელსაც არ გააჩნია საკუთარი ენერგორესურსები, გარდა ჰიდროენერგორესურსებისა, ეს საკითხი ძალიან აქტუალურია. საბოლოო

პროდუქციის თვითღირებულება მის წარმოებაზე დახარჯული ენერჯის გამო იზრდება და შეიძლება გამოიწვიოს წარმოების არარენტაბელურობა.

მეორეს მხრივ, პროდუქციის კონკურენტუნარიანობის შესანახად აუცილებელია მისი ხარისხის მუდმივად ამაღლება. სპირტის და ლიქიორის წარმოებაში საბოლოო პროდუქტის ხარისხი დამოკიდებულია პირველ რიგში ძირითადად გამოყენებულ კომპონენტზე-საკვებ სარექტიფიკაციო სპირტზე. სპირტის ხარისხი განისაზღვრება მისი სისუფთავით, ანუ უცხო მინარევების არარსებობით, რომლებიც აუარესებენ გემოს და არის მავნე ადამიანის ჯანმრთელობისთვის.

მინარევების შემცირების ყველაზე იაფფასიანი მეთოდია- მისი ართმევის გაზრდა რექტიფიკაციის ეტაპზე. ამასთან ერთად მინარევებთან ერთად აირთმევა სპირტიც, ანუ მცირდება მზა პროდუქციის გამოსავლიანობა. ზოგიერთ დასავლეთის ქვეყნებში, აართმევენ რა დიდი რაოდენობის მინარევებს სულ რაღაც სამ კოლონაში ღებულობენ ნორმალური სიმაგრის სპირტს. ამავე დროს მინარევებთან ერთად გამოიყოფა დაახლოებით სპირტის 15%, რომელიც მიემართება საწვავი ეთანოლის გადასამუშავებლად და სხვა მიზნებისთვის. მაგალითად, რუსეთში და ბელორუსიაში ასეთი ვარიანტი არ გამოიყენება, რადგან არსებობს სპირტის ნიღების მკაცრი ნორმები და არ არის სათბობი ეთანოლის წარმოება. ამიტომ ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარში იყენებენ დამატებით კოლონებს. ხოლო სპირტი, რომელიც გასუფთავებულია მინარევებისგან, ბრუნდება სარექტიფიკაციო სიტემაში. მინარევთა სხვადასხვა ჯგუფისთვის კონცენტრირების პირობები სხვადასხვაა, ამიტომ ყოველ დამატებით კოლონაში იქმნება პირობები, რომლებიც საშუალებას იძლევა გამოიყოს მხოლოდ მინარევთა განსაზღვრული ჯგუფი. ზოგიერთი ფირმების

შემოთავაზება „სუპერ-კოლონების“ დადგმასთან დაკავშირებით, რომლებშიც ხდება სხვადასხვა ჯგუფის მინარევების კონცენტრირება ერთ კოლონაში, ეწინააღმდეგება რექტიფიკაციის საფუძვლებს [94]. მაგალითად, შეუძლებელია ერთდროულად ერთ კოლონაში კონცენტრირებულ იქნას იზოპროპილის სპირტი და მეთანოლი.

ამგვარად, დამატებითი კოლონების დადგმისას სპირტის ხარისხის მომატებასთან ერთად ხდება მისი გამოსავლიანობის მომატება, მაგრამ დამატებითი კოლონების გამოყენების გამო ენერჯის ხარჯი დამატებით გადასახადებს მოითხოვს.

თუმცა სპირტის ხარისხის მომატება შესაძლებელია ენერგეტიკული დანახარჯების გაზრდის გარეშე თანამედროვე ენერგომშენახველი ტექნოლოგიების გამოყენებით. მაგ.: ბუინის სპირტის ქარხანა (რუსეთი,სათათრეთის რესპუბლიკა) , რომელიც აგებულია ფინური ტექნოლოგიის შესაბამისად გამოიყენებს ორთქლს სპირტის რექტიფიკაციისათვის 36კგ/დალ 7 კოლონიან აპარატში. ეს 2-ჯერ ნაკლებია, ვიდრე ქარხნებში, რომლებიც მუშაობენ ენერგომშენახველების გარეშე და თან გამოიყენებენ იმავე რაოდენობის კოლონებს. ამასთანავე მიღებული სპირტის ხარისხი შეესაბამება მსოფლიო მოთხოვნებს. ეს მიიღწევა სითბოს მეორადი გამოყენების ხარჯზე, ანუ რეკუპერაციის გამოყენებით. კოლონების ნაწილი მუშაობს განმუხტვის ქვეშ, ხოლო ნაწილი- ატმოსფერული ან მაღალი წნევის ქვეშ. ამის საფუძველზე იქმნება შესაძლებლობა ერთი კოლონის ორთქლით გაცხელდეს სხვა კოლონები. ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარის მუშაობისას სითბოს რეკუპერაციის გამოყენებით, ერთდოულად იზრდება სპირტის ხარისხი, რადგან კოლონებში ოპტიმალური წნევა მინარევების ხელახლა წარმოქმნას და ქმნის სასიკეთო პირობებს სპირტის გასუფთავებისთვის. ტექნოლოგიური მოდერნიზაციის გარეშე შეუძლებელია სპირტის ხარისხის ამაღლება, მაგრამ ის უნდა მოხდეს სწორად, ენერგომოხმარების გაზრდის გარეშე, პირიქით, შეძლებისდაგვარად უნდა შემცირდეს.

მოვიყვანოთ პროდუქტშორისი თბოცვლის რეალიზებული კლასიკური მაგალითი- 5 კოლონიანი რექტიფიკაცია სპირტის წარმოებაში (ფირმა «ჟულიუს მონტზ», გემანია და სხვა). სამრეწველო სქემაში ჩანს, რომ დღემდე არსებული და მუშა მდგომარეობაში მყოფი ასობით სპირტის საწარმოსგან განსხვავებით პირველადი გამაცხელებელი ორთქლით ცხელდება მხოლოდ მე-3 კოლონა (ძირითადი რექტიფიკაცია) და მე-5 კოლონა (მინარევების კონცენტრირება). დანარჩენი კოლონების მადულარები ცხელდება სხვა კოლონების დისტილატების ორთქლით. შესაბამისად გამოიყენება დამატებითი ან გაორმაგებული თბომცვლელები და სხვა მოწყობილობები. ჩვეულებრივ რექტიფიკაციასთან შედარებით აქ იცვლება მუშა წნევები, ფლეგმის რიცხვები და სხვა. მართვა კომპიუტერიზირებულია.

რექტიფიკაციის ტექნოლოგიური პროცესი – ეს არის სპირტის წარმოების საბოლოო პროდუქტის – ეთილის სპირტის მიღების დამამთავრებელი და საპასუხისმგებლო სტადია. სპირტის მიღების ხარისხი ბევრად არის

დამოკიდებული ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარის მუშაობის ტექნოლოგიური რაჟიმების შენარჩუნების სიზუსტეზე. ნახადიდან სასაქონლო სპირტის გამოყოფა – შედარებით ენერგოტევადი სტადიაა მთელი წარმოებისა, რადგან ენერჯის მოხმარების ძირითადი წილი (80%-მდე) ქიმიურ ტექნოლოგიებში მოდის რეაქციული მასიდან პროდუქტების გამოყოფის სისტემაზე და მის გასუფთავებაზე. რექტიფიკაციის პროცესში მონაწილე აპარატები ერთმანეთთან დაკავშირებულია მატერიალური და ენერგეტიკული ნაკადებით, და არაიშვიათად წარმოქმნიან რეციკლებს. ტრადიციულ სისტემებში ტექნოლოგიური პარამეტრების მონიტორინგი და მისი მართვა მორიგე ოპერატორის ხელშია, რომელიც უზრუნველყოფს მიმდინარე პარამეტრების თვალყურის დევნებას და შენარჩუნებას მოცემული ტექნოლოგიური რეგლამენტის ფარგლებში.

გამოთვლითი ტექნიკისა და პროგრამული უზრუნველყოფის საშუალებების განვითარება საშუალებას იძლევა პროცესებისა და აპარატების გაანგარიშების ახალ დონეზე გადასვლისთვის ავტომატიზაციისა და მართვის ამოცანების გადაწყვეტისათვის.

ცალკეული აპარატებისა და ქიმიური პროცესების ტექნოლოგიური სტადიების მათემატიკური მოდელირების ამოცანების გადაწყვეტისთვის ეგმ-ის საშუალებით გამოიყენებენ რიგ მოდელირებად კომპლექსებს: ASPEN+, CHEMCAD, HISIS, PRO II. თუმცა კომპლექსების მონაცემების საშუალებით შეიძლება მივიღოთ როგორც კორექტული, ისე შეცდომით შედეგები. ტექნოლოგიური პროცესების მართვის სისტემის მოდელირება ხშირად წარმოებს თანამედროვე წარმოების 3 ძირითადი მდგენელის ურთიერთკავშირის გათვალისწინების გარეშე; ესენია: ტექნოლოგია+აპარატურები+ ავტომატური მართვის სისტემები, რომლებიც თავისი ერთიანობით განსაზღვრავენ გამოყოფის პროცესის ხარისხს.

ფაზური წონასწორობისა და სისტემის ფიზიკო-ქიმიური თავისებურებების ცვლილების მრავალფაქტორიანი მოდელის აგება გარემო პირობების (ტემპერატურა, წნევა და ა.შ.) ცვლილების დროს – ერთ-ერთი მთავარი შემადგენელი ნაწილია ქიმიური პროცესების მოდელირებისა. ამგვარად, ნახადის რექტიფიკაციის პროცესში კომპონენტების ყველა ბინარული ფაზური წონასწორობის ანალიზი საშუალებას იძლევა პროგნოზირებულ იქნას პროცესის კვლევის მიმართულება და შერჩეულ

იქნას გაყოფის წინასწარი პირობები. ნახადის რექტიფიკაციის პროცესისთვის ამას აქვს დიდი მნიშვნელობა, რადგან ნახადი და მისი გადამუშავების შედეგად მიღებული პროდუქტები- ეს არა მარტო მრავალკომპონენტური სისტემებია, არამედ ორთქლის უმეტესობას შეუძლია წარმოქმნას აზეოტროპები სპირტთან, წყალთან და ურთიერთს შორის. მოდელირებადი კომპლექსების საშუალებით შეიძლება მოდელი, რომელიც შედარებით ზუსტად აღწერს მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის ექსპერიმენტს: ადეკვატურობის კრიტერიუმია ტემპერატურისა და კონცენტრაციის პროფილების დამთხვევა. შემდგომში საანგარიშო მეთოდებით განხორციელდება ტექნოლოგიური პროცესის ცალკეული სტადიების ოპტიმიზაცია. ოპტიმიზაციის შემდეგ მოდელირებადი კომპლექსების საშუალებით სრულდება ოპტიმალური პირობების შემოწმება ექსტრემალურ სტენდზე.

1.6. სადისერტაციო კვლევის მიზნები და ამოცანები.

სპირტის მრეწველობაში მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესების კვლევის თანამედროვე თეორიული მეთოდების ანალიზი საშუალებას იძლევა გაკეთდეს ზოგიერთი დასკვნა:

- მათემატიკური მოდელირების მეთოდები ფართოდ გამოიყენება მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესების შესწავლისას ქიმიურ და ნავთობქიმიურ მრეწველობაში. თუმცა იქ გამოყენებული მათემატიკური მოდელები არ შეიძლება უშუალოდ გამოყენებულ იქნას მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის კვლევისთვის სპირტის წარმოებაში, სადაც მინარევები არიან სხვადასხვა კონცენტრაციის წყალ-სპირტოვან ხსნარში.
- მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის ცნობილი მათემატიკური მოდელები განიხილავენ სტაციონარულ პროცესებს. დინამიკური მათემატიკური მოდელების არარსებობა შეუძლებელს ხდის მთელი რიგი პრაქტიკული ამოცანების ამოხსნას, რომლებიც დაკავშირებულია მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის რეგულირებასა და

ავტომატიზაციასთან, გარდამავალი პროცესების კვლევასთან, სარექტიფიკაციო კოლონების მუშაობის რეჟიმების მდგრადობის შესწავლასთან.

- არ არსებობს მეცნიერულად დასაბუთებული ინჟინრული მეთოდიკა ფაზათაშორისი მასაგადაცემის გაანგარიშებისთვის სისტემაში „სითხე-ორთქლი“ შემდეგი ცვლადების პირობებში: წნევა, ტემპერატურა და კონცენტრაცია.

სადისერტაციო კვლევის მიზანს წარმოადგენს მათემატიკური მოდელების შექმნა და მათ საფუძველზე მათემატიკური მოდელირების მეთოდებით მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის კვლევა სპირტის წარმოებაში.

დასახული მიზნის მისაღწევად აუცილებელია გამოკვლეულ იქნას შემდეგი ამოცანები:

- 1) მრავალკომპონენტური რექტიფიკაცია;
- 2) მათემატიკური მოდელირების არსებული მეთოდების განხილვა და ანალიზი; ფაზათაშორისი მასაგადაცემის გაანგარიშების მეთოდიკის შემუშავება სისტემაში „სითხე-ორთქლი“ შემდეგი ცვლადების- წნევის, ტემპერატურისა და კონცენტრაციის პირობებში;
- 3) სპირტის წარმოებაში მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის მათემატიკური მოდელის შექმნა იმის გათვალისწინებით, რომ მინარევები არსებობენ სხვადასხვა კონცენტრაციის მქონე წყალ-სპირტოვან ხსნარში;
- 4) მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის დინამიკური მოდელის შექმნა სპირტის წარმოებაში;
- 5) მათემატიკური მოდელების რეალიზაცია გამოყენებითი ფორტრან-პროგრამების სახით პარსონალური კომპიუტერისთვის. გამოთვლითი ექსპერიმენტების ჩატარება;
- 6) გამოთვლითი ექსპერიმენტების ჩატარება და მიღებული შედეგების ანალიზი.

თავი2. მრავალკომპონენტური არასტაციონარული რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება სპირტის წარმოებაში და მისი კომპიუტერული რეალიზაცია.

2.1. ძირითადი დებულებები.

მრავალკომპონენტური არასტაციონარული რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელის აგებისას ჩვენს მიერ გამოყენებულია მათემატიკური მოდელების აგების ბლოკური პრინციპი, რომელიც დაფუძნებულია სისტემურ მიდგომაზე.

მათემატიკური მოდელირებისას რექტიფიკაციის პროცესი შეიძლება წარმოვიდგინოთ როგორც სისტემა, რომელიც შედგება ქვესისტემებისაგან: „ორთქლი-სითხის წონასწორობა“, „მასაგადაცემა“, „ჰიდროგაზოდინამიკა“, „თბოგადაცემა“ და სხვა. ამ ქვესისტემების ანალიზი თავის მხრივ საშუალებას იძლევა დაიყოს ისინი შედარებით დაბალი დონის ქვესისტემებად. მაგ. ქვესისტემისთვის „ჰიდროდინამიკა“ მიზანშეწონილია განხილულ იქნას მაკრო და მიკრო დონეები; ქვესისტემისთვის „თბოგადაცემა“ – სითხის ზოგადი ბალანსი (მაკროდონე) და ფაზათა ნაკადების თბური ქმედება(მიკროდონე).

ამ დროს რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური აღწერა იქმნება ცალკეული ქვესისტემების მათემატიკური აღწერის საფუძველზე; ეს ქვესისტემები წარმოადგენს ბლოკებს, რომელთაგან თითოეული მათგანი ხასიათდება შემავალი ცვლადების საკუთარი ნაკრებით, რომლებიც ასახავენ სხვა ქვესისტემების გავლენას, აგრეთვე შიდა ცვლადებით, რომლებიც უზრუნველყოფენ შესასწავლი ქვესისტემების ფუნქციონირებას.

მათემატიკური აღწერის წარმოდგენა ქვესისტემების (ბლოკების) გაერთიანების სახით საშუალებას იძლევა მოგვეცეს მისი აგების პროცედურა, როგორც ცალკეული ქვესისტემების აღწერის ოპერაციათა ერთიანობა; ანუ, რეალიზებულ იქნას მათემატიკური აღწერის ბლოკური პრინციპი. სრულად არწერის სიზუსტე მოცემულ შემთხვევაში განისაზღვრება ცალკეული ქვესისტემების აღწერის სიზუსტით, აგრეთვე ცალკეული ქვესისტემების წარმოდგენის სიზუსტის გავლენით მთლიანად აღწერის სიზუსტეზე.

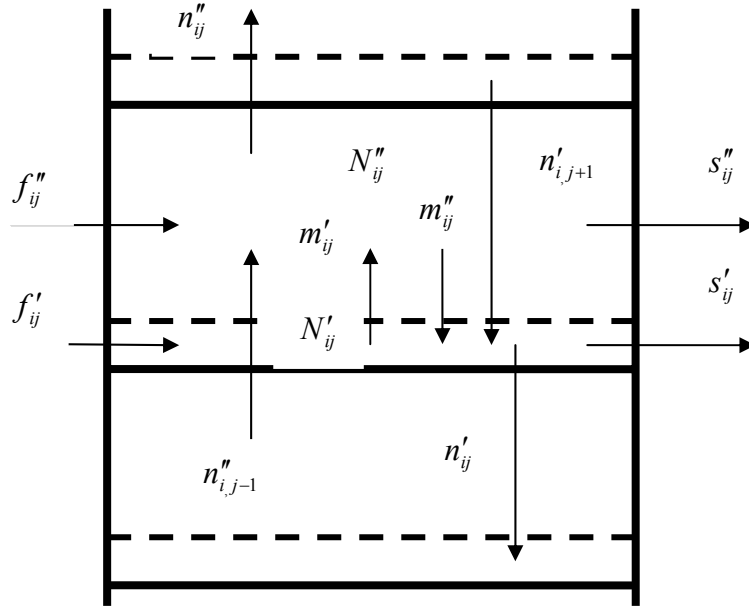
2.2. მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის განტოლებათა სრული სისტემა.

მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის ცნობილი მათემატიკური მოდელები [31,43,92] აგებულია მასის და ენერჯის ბალანსური თანაფარდობის ბაზაზე სარექტიფიკაციო კოლონაში ჰიდროდინამიკური მოვლენების გათვალისწინების გარეშე. ასეთ სუფთა თერმოდინამიკურ მოდელებს, როცა მასური ნაკადები სარექტიფიკაციო კოლონაში განისაზღვრება ორთქლი-სითხის წონასწორობის მოცემული ხარისხის უზრუნველყოფის პირობით თეფშზე, არ შეუძლიათ უზრუნველყონ სტაციონარული პროცესების ადეკვატური აღწერაც კი. ორფაზიან სისტემას სამრეწველო მასაცვლითი აპარატების თეფშებზე გააჩნია ძალიან რთული სტრუქტურა: ის ჰეტეროგენურია, ზოგიერთი მისი ფიზიკური პარამეტრიც არ არის განსაზღვრული, არ არსებობს ფაზათა გამყოფი ფიქსირებული ზედაპირი (ის უწყვეტად იცვლის თავის სიდიდეს და ფორმას, მოტივტივე ბუმბუკები და ჭავლები იწვევენ სითხის მოძრაობას, რომლის ზუსტი თეორიული აღწერა შეუძლებელია, [50,51,52]. ამ პირობებში პროცესის მათემატიკური მოდელების შემუშავებისას გამართლებულია გამარტივებული მიდგომები, რომლებიც დაფუძნებულია ჰეტეროგენური სისტემების მექანიკისა და თერმოდინამიკის ფუნდამენტალური კანონების გასაშუალოებაზე [30,50,51,52].

გადავიდეთ მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის მოდელის აგებაზე თეფშზე ორთქლი-სითხის მდგომარეობის გასაშუალოებული პარამეტრების გამოყენებით და ჰიდროდინამიკური თანაფარდობის გათვალისწინებით. განვიხილოთ ნარევის გაყოფა, რომელიც შედგება $I(i = 1, \dots, I)$ კომპონენტებისგან, სარექტიფიკაციო კოლონაში, რომელსაც აქვს $J(j = 1, \dots, J)$ რაოდენობის თეფში. მასური ნაკადების სქემა კოლონის თეფშებზე მოცემულია ნახ.10-ზე (სითხის ნაკადები აღნიშნულია ერთი შტრიხით, ორთქლისა-ორი შტრიხით).

i -ური კომპონენტის მასის ცვლილების სიჩქარე j -ურ თეფშზე

$$\begin{aligned} \frac{dN'_{ij}}{dt} &= n'_{i,j+1} - n'_{ij} + f'_{ij} - s'_{ij} + m''_{ij} - m'_{ij} \\ \frac{dN''_{ij}}{dt} &= n''_{i,j-1} - n''_{ij} + f''_{ij} - s''_{ij} - m''_{ij} + m'_{ij} \end{aligned} \quad (2-1)$$



ნახ.10. სითხისა და ორთქლის ნაკადების სქემა j თეფშზე

სადაც n'_{ij} - i კომპონენტის მასური ნაკადი სითხის ჩამოღინებისას j -დან ($j-1$) თეფშზე; n''_{ij} - i -ური კომპონენტის მასური ნაკადი ორთქლის გადასვლისას j -დან ($j+1$) თეფშზე. f'_{ij}, f''_{ij} - შესაბამისად i -ური კომპონენტის სითხისა და ორთქლის მასური ნაკადებია j -თეფშის კვებისას; s'_{ij}, s''_{ij} - i კომპონენტის შესაბამისად თხევადი და აირადი მასური ნაკადებია სითხის აორთქლებისა და ორთქლის კონდენსაციისას j -ურ თეფშზე.

სითხისა და ორთქლის მასური შემცველობა j თეფშზე:

$$x_{ij} = \frac{N'_{ij}}{\sum_{i=1}^I N'_{ij}}; y_{ij} = \frac{N''_{ij}}{\sum_{i=1}^I N''_{ij}} \quad (2-2)$$

ფაზათა ენერჯის სივრცით-გასაშუალოებული განტოლებები ფაზათა ენტალპიის მიმართ ჩაწეროთ შემდეგი სახით:

$$\begin{aligned} \frac{d(N'_j i'_j)}{dt} &= n'_{j+1} i'_{j+1} - n'_j i'_j + f'_j i'_{fj} - s'_j i'_{sj} + m''_j i''_{mj} - m'_j i'_{mj} + Q_{mj} + Q'_j \\ \frac{d(N''_j i''_j)}{dt} &= n''_{j-1} i''_{j-1} - n''_j i''_j + f''_j i''_{fj} - s''_j i''_{sj} - m''_j i''_{mj} + m'_j i'_{mj} - Q_{mj} + Q''_j \end{aligned} \quad (2-3)$$

სადაც კონტაქტური თბოცვლის ნაკადებს ფაზებს შორის თვლიან პროპორციულს ფაზათა ტემპერატურის სხვაობისა და თეფშზე ფაზათაშორისი ზედაპირის სიდიდისა:

$$Q_{mj} = \beta_{Qj} A_{mj} (T_j'' - T_j') \quad (2-4)$$

თბოცვლის კოეფიციენტი β_{Qj} განისაზღვრება ფაზათა ფიზიკური თვისებებით და თეფშზე ჰიდროდინამიკური მდგომარეობით; Q_j', Q_j'' - ფაზების მიმართ გარე თბური ნაკადები, ჯამური მასური ფაზური ნაკადები მიიღება შესაბამისი კომპონენტური ნაკადების აჯამებით, მაგალითად: $n_j' = \sum_{i=1}^I n_{ij}'$.

მცირე უწონასწორობის დროს, როცა ფაზათა ტემპერატურის გადახრა ფაზათა წონასწორობის ტემპერატურიდან $T_s(p, x_1, \dots, x_I)$ მცირეა, ხვედრითი ენტალპიები შეიძლება წარმოვადგინოთ შემდეგი სახით:

$$\begin{aligned} i' &= i'_s + c'_p (T' - T_s) \\ i'' &= i''_s + r + c''_p (T'' - T_s) \end{aligned} \quad (2-5)$$

სადაც $r(p, x_1, \dots, x_I)$ - ფაზური გადასვლის ხვედრითი სითბო (აორთქლების ან კონდენსაციის); $c'_p(p, x_1, \dots, x_I)$, $c''_p(p, y_1, \dots, y_I)$ - ხვედრითი სითბოტევადობები სითხისა და ორთქლის ფაზების მუდმივი წნევის დროს.

ყოველი ფაზის მოძრაობის რაოდენობის განტოლება შეიძლება წარმოვადგინოთ შემდეგი სახით:

$$\int_V \frac{\partial(\rho v)}{\partial t} dV = - \int_S \rho \vec{v} \cdot \vec{v}^n dS + \int_S \vec{\sigma}^n dS + \int_V \rho \vec{g} dV + \int_V \vec{P} dV \quad (2-6)$$

სადაც ტოლობის მარჯვენა ნაწილის პირველი შესაკრები შეესაბამება მოცემული ფაზის მოძრაობის რაოდენობის მოდინებას S ზედაპირის გასწვრივ; მეორე და მესამე შესაკრებები - გარეგანი ზედაპირული და მასური ძალების ზემოქმედებას, რომელიც მოდის მოცემულ ფაზაზე და ხასიათდება ტენზორით σ^{kl} და ვექტორით \vec{g} .

იმპულსების ცვლის ინტენსივობა (დროის ერთეულში და ერთეულ მოცულობაში) თხევად და აირად ფაზებს შორის შეიძლება წარმოვადგინოთ ჯამის სახით:

$$\vec{P} = -\alpha \vec{\nabla} p + \vec{F} + m \cdot \Delta \vec{v} \quad (2-7)$$

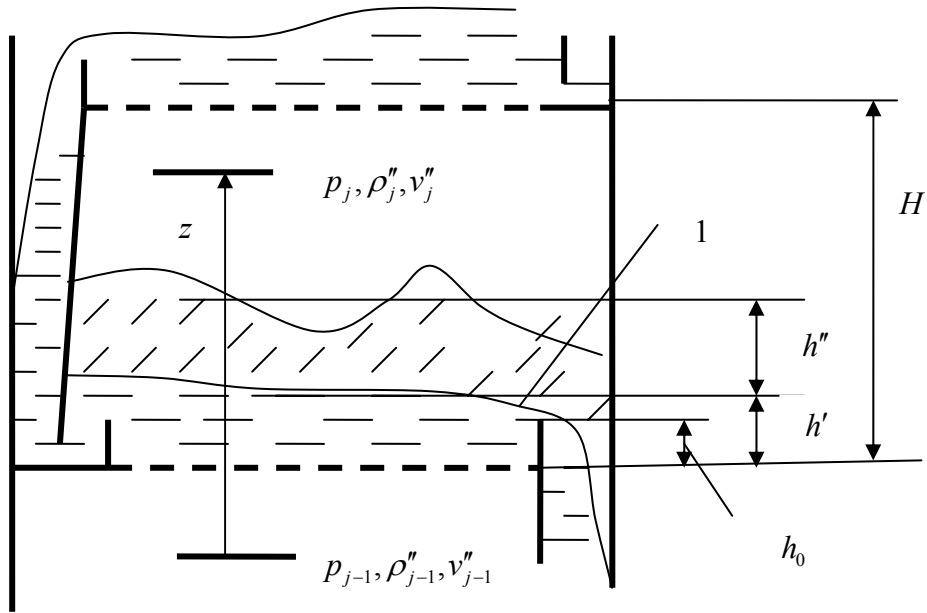
პირველი შესაკრები - არქიმედეს ძალა განპირობებულია მატარებელი გარემოს წნევის მაკროსკოპული ველის ჩანართების ზემოქმედებით (α - ჩანართების მოცულობითი წილი ნარევეში). ნახ.11-ზე მოცემულია პირობით სარექტიფიკაციო კოლონის თეფშზე ორფაზიანი გარემოს სტრუქტურა. საშუალო სიმაღლის h' შრეში მატარებელ გარემოს წარმოადგენს თხევადი ფაზა, ჩანართებს-ორთქლის ბუმბულაკები, საშუალო სიმაღლის h'' შრეში მატარებელი გარემოა ორთქლი, ჩანართები-სითხის წვეთები. მეორე და მესამე შესაკრებები დაკავშირებულია ფაზებს შორის სიჩქარული გაუწონასწორებლობით (ფაზების სიჩქარეების \vec{v}' და \vec{v}'' არდამთხვევა), მათ შორის შესაკრები \vec{F} ჩნდება ხახუნის ძალის საფუძველზე (სტოქსოვის ძალა), მიერთებული მასების ეფექტით და სხვა, ხოლო შესაკრები $m \cdot \Delta \vec{v}$ ითვალისწინებს ფაზის იმპულსის ცვლილებას ფაზური გარდაქმნის საფუძველზე. პირველ მიახლოებაში \vec{F} ძალაში შეიძლება გავითვალისწინოთ ბლანტი ხახუნის ძალა ფაზებს შორის ურთიერთქმედების დროს, რომელიც დამოკიდებულია სიჩქარეთა სხვაობაზე, ჩანართის ზომაზე, რაოდენობაზე და ფორმაზე და ფაზათა ფიზიკურ თვისებებზე.

ნახ.11-ზე აღნიშნულია გამოყოფილი მოცულობის V სასაზღვრო ზედაპირები გამარტივებული სახით იმ დაშვებით, რომ სისტემის პარამეტრები იცვლება დროის მიხედვით და ვერტიკალური კოორდინატის z გასწვრივ, ჩავწერთ (2-6)-ის წევრები:

$$\int_S \rho v^2 dS = \rho_j'' v_j''^2 A_j - \rho_{j-1}'' v_{j-1}''^2 A_{j-1} = \frac{n_j''^2}{\rho_j'' A_j} - \frac{n_{j-1}''^2}{\rho_{j-1}'' A_{j-1}}$$

$$\int_S p dS = p_j A_j - p_{j-1} A_{j-1}$$

$$\int_V \rho g dV = -g N_j''$$



ნახ.11. ორფაზიანი სისტემის სტრუქტურის სქემა

უნივერსალური თეორიული და ემპირიული ანალიტიკური დამოკიდებულებები (2-6)-ის ბოლო წევრის ინტეგრალქვეშა გამოსახულების ჩაწერისათვის, ფაზათაშორისი ურთიერთქმედების ძალებს შორის მხოლოდ ბლანტი ხახუნის ძალის გათვალისწინებისას არ არსებობს [28,45,46,47].

თუ ჩავთვლით, რომ ხახუნის ძალა კვადრატულადაა დამოკიდებული ფაზათა სიჩქარის სხვაობაზე, გვექნება დამოკიდებულება:

$$\int_V PdV = f(n_{j-1}''^2, n_j''^2, p_{j-1}, p_j, \dots),$$

რომლის კონკრეტული სახე დგინდება ექსპერიმენტალური მონაცემებით, რომლებიც მიღებულია განსახილველი საკონტაქტო მოწყობილობის მუშაობის კონკრეტული რეჟიმების დროს. თუ ჩავთვლით მოძრაობის მსხვილმასშტაბიან სურათებს კვაზისტაციონარულს, შეიძლება უგულებელვყოთ მოძრაობის რაოდენობის ცვლილების სიჩქარე განსახილველ მოცულობაში V , და მივიღოთ საბოლოო თანაფარდობა (2-6)-თვის:

$$\frac{n_j''^2}{\rho_j'' A_j} - \frac{n_{j-1}''^2}{\rho_{j-1}'' A_{j-1}} - p_j A_j + p_{j-1} A_{j-1} + g N_j'' - f(n_{j-1}''^2, n_j''^2, \dots) = 0 \quad (2-8)$$

თხევადი ფაზის ნაკადები n_j' უფრო მაღალი ხარისხით, ვიდრე ორთქლის ნაკადები დამოკიდებულია საკონტაქტო მოწყობილობის ტიპზე, ამიტომ არ

დავაკონკრეტოთ n'_j -ის გამოსახულება, რომელიც შეიძლება მიღებულ იქნას მოძრაობის რაოდენობის განტოლებიდან.

მდგომარეობის განტოლების საშუალებით შეიძლება დავაკავშიროთ ორთქლის სიმკვრივე ρ_j'' და წნევა p_j , ტემპერატურა T_j'' და ორთქლის შემცველობა (y_1, \dots, y_l) თეფშზე. თუ ორთქლს ჩავთვლით იდეალურ-აირად ნარევს, მაშინ:

$$\rho_j'' = \frac{p_j}{R_j'' T_j''} \quad (2-9)$$

სადაც ნარევის აირის მუდმივა $R_j'' = 8,3143 \cdot \sum_{i=1}^l \frac{y_{ij}}{\mu_i}$ კჯ/მოლ. გრად., μ_i - i -ური კომპონენტის მოლეკულური მასა.

ენერჯისა და ფაზათა მოძრაობის განტოლებების მიღებისას ჩვენს მიერ გამოყენებული იყო მიდგომები, რომლებიც მოცემულია [50,51,52]-ში. განტოლებათა სრული სისტემა, რომელიც აღწერს ორფაზიანი, მონოდისპერსიული ნარევის ურთიერთშედწევად მოძრაობას გადამტანი სითხის მცირემასშტაბიანი მოძრაობის გათვალისწინებით, აგრეთვე ფაზებში წნევის, ტემპერატურისა და სიჩქარეების არდამთხვევისა და ფაზების კუმშვადობისა და სიბლანტის, სფერული ბუმტულაკების ზედაპირებზე ფაზური გადასვლების გათვალისწინებით მოცემულია (1-31)-ში.

მივიღებთ გამოსახულებას ძირითადი დამოუკიდებელი ცვადების საშუალებით შემდეგი წევრებისთვის m'_{ij}, m''_{ij} (2-1)-ში, რომლებიც განსაზღვრავენ კომპონენტურ მასაცვლას მასებს შორის. ბუნებრივია, რომ i კომპონენტისთვის ორივე წევრი შეუძლებელია იყოს 0-გან განსხვავებული. მასაგაცემის განტოლებას, ანუ i -ური ნივთიერების გადატანას ფაზათა შეხების ზედაპირზე (ან ამ ზედაპირიდან) დროის ერთეულში, აქვს სახე:

$$m_i = \beta_i \cdot A_m \cdot \Delta,$$

სადაც A_m - ფაზათა შეხების ზედაპირი; Δ - კონცენტრაციათა სხვაობა; β - ფაზაში მასაგაცემის კოეფიციენტი, რომელიც დამოკიდებულია ფაზის მოძრაობის ხასიათზე და მის თვისებებზე; ჩვეულებრივ თვლიან რომ დროის ყოველ მომენტში შეხების ზედაპირზე არსებობს პოკომპონენტური ფაზათაშორისი წონასწორობა. ამიტომ i ნივთიერების გადასვლისას ორთქლის ფაზიდან თხევადში

$$m_i'' = \beta_i'' \cdot A_m \cdot (y_i - y_{si})$$

$$m_i' = \beta_i' \cdot A_m \cdot (x_{si} - x_i)$$

ამ განტოლებებში მარცხენა ნაწილები ტოლია, რადგან მთელი კომპონენტი, რომელიც გადაიტანება ორთქლის ფაზაში გამყოფი ზედაპირისკენ, გადადის თხევად ფაზაში. ერთდროულად, ვითვალისწინებთ რა წონასწორობას ფაზათა შეხების ზედაპირზე, ანუ $y_{si} = K_i x_{si}$, სადაც K_i -წონასწორობის მუდმივაა, ვღებულობთ:

$$m_i'' = \frac{A_m}{\frac{1}{\beta_i''} + \frac{K_i}{\beta_i'}} \cdot (y_i - y_i^\bullet) \quad (2-10)$$

სადაც y_i^\bullet - ორთქლის კონცენტრაციაა, რომელიც წონასწორულია სითხის კონცენტრაციის x_i ($y_i^\bullet = K_i x_i$).

ანალოგიურად შეგვიძლია მივიღოთ i ნივთიერების გადასვლისთვის თხევადი ფაზიდან ორთქლის ფაზაში

$$m_i' = \frac{A_m}{\frac{1}{\beta_i''} + \frac{1}{K_i \beta_i'}} \cdot (x_i - x_i^\bullet) \quad (2-11)$$

სადაც x_i^\bullet - სითხის კონცენტრაციაა, რომელიც წონასწორულია ორთქლის კონცენტრაციის y_i ($x_i^\bullet = \frac{y_i}{K_i}$). აღვნიშნოთ, რომ ზოგად შემთხვევაში წონასწორობის კონსტანტა წარმოადგენს ნარევის წნევის, ტემპერატურისა და ხსნარის შემცველობის ფუნქციას.

2.3. განტოლებათა სისტემა, რომელიც განსაზღვრავს სისტემის „სითხე-ორთქლი” წონასწორობას და გაუწონასწორებლობას.

2.3.1. ორთქლი-სითხის წონასწორობა სისტემაში „წყალი-ეთანოლი” მინარევებით.

სპირტის ხსნარის წარმოქმნის პროცესს თან სდევს მექანიკური და თბური ეფექტები, რომლებიც სპირტისა და წყლის მოლეკულებს შორის

ურთიერთქმედებაზე გარკვეულ გავლენას ახდენს. ეთილის სპირტისა და წყლის ტოლი მოცულობით შერევისას მიიღება მოცულობის მნიშვნელოვნად შემცირება: ხსნარის მოცულობა 5%-ით ნაკლებია თავისუფალი კომპონენტების ჯამურ მოცულობაზე. ამავე დროს შერევისას გამოიყოფა ხსნარის განსაზღვრული სითბოს რაოდენობა, რადგან ხსნარის შინაგანი ენერგია არ არის ტოლი სპირტისა და წყლის შინაგანი ენერგიების ჯამისა. ორივე ეფექტი დამახასიათებელია ზოგადი შემთხვევისთვის, თუმცა მათი რიცხვითი მნიშვნელობები განსხვავებულია; მაგ.: გახსნისას წარმოქმნილი სითბო შეიძლება იყოს როგორც დადებითი, ისე უარყოფითი. იდეალური შემთხვევისათვის შეიძლება წარმოვიდგინოთ ხსნარი მკაცრად ადიციური მოცულობით და შინაგანი ენერგიით, რომლებიც არ იცვლება ხსნარის წარმოქმნისას. ასეთ ხსნარებს უწოდებენ იდეალურს. მკაცრად იდეალური ხსნარი ბუნებაში არ გვხვდება: ეს მოსახერხებელი და სასარგებლო მოდელია. ეთილის სპირტის წყალხსნარი გარკვეულწილად განსხვავდება იდეალურისგან.

ხსნარის ერთ-ერთ კომპონენტს, მას, რომელიც შედარებით დიდი რაოდენობითაა, უწოდებენ გამხსნელს, ხოლო დანარჩენ კომპონენტებს- გახსნილ ნივთიერებებს. მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის განხილვისას სპირტის წარმოებაში სხვადასხვა მინარევების ხსნარები გვხვდება სხვადასხვა კონცენტრაციით. ეთილის სპირტის კონცენტრაცია იცვლება კოლონის გასწვრივ ნულიდან ოთხმოცდათხუთმეტ პროცენტამდე ფარგლებში, ამიტომ აქ შეგვიძლია ვილაპარაკოთ მინარევების ხსნარზე რთულ გამხსნელში. განსახილველ თერმოდინამიკურ სისტემაში ასეთი გამხსნელის მოლთა რიცხვი $N_0 = N_{01} + N_{02}$ (N_{01} -წყლის მოლთა რიცხვი, N_{02} - ეთილის სპირტის მოლთა რიცხვი) მნიშვნელოვნად მეტია გახსნილი ნივთიერების (მინარევის) მოლთა რიცხვზე- N_1, N_2, \dots, N_I . ყოველი სისტემის თერმოდინამიკური თვისებები განისაზღვრება მახასიათებელი ფუნქციებით, ძირითადად თერმოდინამიკური პოტენციალით (გიბსის ენერგიით), რომელიც თავის მხრივ დამოკიდებულია შინაგან ენერგიაზე და მოცულობაზე. სისტემის შინაგანი ენერგია U , მოცულობა V , ენტროპია S , თერმოდინამიკური პოტენციალი G წარმოადგენს ერთგვარ ფუნქციებს 1-ის ტოლი ერთგვაროვნების მაჩვენებლით მოლთა რიცხვის მიმართ [88]:

$$\varepsilon U(p, T, N_{01}, N_{02}, N_1, \dots, N_I) = U(p, T, \varepsilon N_{01}, \varepsilon N_{02}, \varepsilon N_1, \dots, \varepsilon N_I)$$

შევირჩიოთ $\varepsilon = \frac{1}{N_0}$, მივიღებთ

$$\frac{U}{N_0} = f(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}, \frac{N_1}{N_0}, \dots, \frac{N_I}{N_0}) \quad (2-12)$$

ჩავთვალოთ, რომ f ფუნქცია შეიძლება დაიშალოს კრებად ხარისხოვან მწკრივებად შემდეგი წევრებით $\frac{N_1}{N_0}, \dots, \frac{N_I}{N_0}$:

$$\frac{U}{N_0} = u_0(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) + \sum_{i=1}^I \frac{N_i}{N_0} u_i(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) + \dots \quad (2-13)$$

(2-13)-ში მრავალწევრულით აღნიშნულია წევრები, რომლებიც შეიცავენ $\frac{N_1}{N_0}, \dots, \frac{N_I}{N_0}$

მეორე და მეტი ხარისხით. შემდგომში მოლთა სრული რიცხვი სისტემაში მინარევთა კონცენტრაციის გაანგარიშებისას დაახლოებით ჩავთვალოთ N_0 -ის ტოლად.

დამატებით ჩავთვალოთ, რომ მიღებული სიზუსტის ფარგლებში (2-13) გამოსახულებაში და ანალოგიურ გამოსახულებაში $\frac{V}{N_0}$ -თვის შეიძლება

უგულებელვყოთ მეორე და უფრო მაღალი რიგის წევრები. მაშინ შინაგანი ენერგია და მოცულობა შეიძლება წარმოვადგინოთ წრფივი გამოსახულებით:

$$\begin{aligned} U &= N_0 u_0(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) + \sum_{i=1}^I N_i u_i(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) \\ V &= N_0 v_0(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) + \sum_{i=1}^I N_i v_i(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) \end{aligned} \quad (2-14)$$

სუფთა რთული გამხსნელის ზღვრული შემთხვევის დროს ($N_1 = \dots = N_I = 0$) ეს განტოლებები დებულობენ სახეს $U = N_0 u_0$ და $V = N_0 v_0$. მიტომ თავისი ფიზიკური არსით კოეფიციენტები u_0 და v_0 აღნიშნავენ მოლარულ შინაგან ენერგიას და მინარევის გარეშე გამხსნელის შიგა მოცულობას. რადგან გამხსნელის მოლთა რიცხვი N_0 არ შეიძლება 0-ის ტოლი იყოს, ამიტომ (2-14) განტოლების მარტივი ფორმა, სადაც არ გამოირიცხება N_i იქნება $U = N_0 u_0 + N_i u_i$. ეს შეესაბამება მხოლოდ ერთი მინარევის i ხსნარს წყალ-სპირტოვან გამხსნელში. ამიტომ კოეფიციენტები u_i და v_i დამოკიდებულია როგორც გახსნილი მინარევის i თავისებურებებზე, ისე გამხსნელის თვისებებზე. მათ შეიძლება ვუწოდოთ

მოლარული ენერგია და გახსნილი მინარევის მოცულობა წყალსპირტოვან ხსნარში, და ისინი, ზოგად შემთხვევაში განსხვავებული იქნება შესაბამისი სიდიდეებისაგან, რომლებიც ახასიათებენ სუფთა მინარევს.

თერმოდინამიკის II კანონის თანახმად ენტროპიის დიფერენციალი

$$dS = \frac{1}{T}(dU + pdV)$$

დიფერენციალები dU და dV აიღება სისტემის განსაზღვრული შემცველობისთვის, ამგვარად, მოლთა რიცხვები დიფერენცირების დროს უნდა ჩაითვალოს მუდმივად. (2-14)-ის გათვალისწინებით ენტროპიის დიფერენციალისთვის გვაქვს:

$$dS = \frac{1}{T} \sum_{i=0}^I N_i (du_i + pdv_i) = \sum_{i=0}^I N_i ds_i \quad (2-15)$$

სიდიდეები s_i წარმოადგენენ სპირტის წნევის, ტემპერატურისა და კონცენტრაციის ფუნქციებს რთულ გამხსნელში: მათ შეიძლება ვუწოდოთ მოლარული ენტროპიები ხსნარში. ისინი, რა თქმა უნდა არ ემთხვევა მინარევების მოლარულ ენტროპიებს სუფთა მდგომარეობაში.

სრული ენტროპია S , რომელიც მიღებულია ბოლო განტოლების ინტეგრირების დროს, შეიცავდეს იქნება ინტეგრირების მუდმივას, რომელიც არ არის დამოკიდებული რთული გამხსნელის წნევაზე, ტემპერატურაზე და კონცენტრაციაზე, არამედ დამოკიდებულია მოლთა რიცხვზე N_i :

$$S = \sum N_i s_i(p, T, \frac{N_{01}}{N_0}, \frac{N_{02}}{N_0}) + C(N_0, N_1, \dots, N_I) \quad (2-16)$$

ენტროპიის გამოსახულების ანალიტიკური სტრუქტურის ანალიზი იდეალური აირების ნარევის ენტროპიის გამოსახულებასთან შედარების გზით (უკანასკნელი წარმოადგენს (2-16)-ის კერძო შემთხვევას) აჩვენებს [97], რომ ანალიტიკურ დამოკიდებულებას არგუმენტებზე ინტეგრირების მუდმივისთვის აქვს სახე:

$$C = -R \sum_{i=0}^I N_i \ln \frac{N_i}{N} = -R \sum_{i=1}^I N_i \ln x_i \quad (2-17)$$

სისტემის თერმოდინამიკური პოტენციალი [17,21,24,27,38,78,97]:

$$G = U - TS + pV$$

(2-16) და (2-17)-ის გათვალისწინებით ბოლო გამოსახულება შეიძლება ჩაწეროთ:

$$G = \sum_{i=0}^I N_i (u_i - Ts_i + pv_i + RT \ln x_i) = \sum_{i=0}^I N_i (g_i + RT \ln x_i) \quad (2-18)$$

g_i სიდიდეებს უწოდებენ ხსნარში კომპონენტების მოლარულ თერმოდინამიკურ პოტენციალებს და წარმოადგენენ როგორც u_i, s_i, v_i რთული გამხსნელის წნევის, ტემპერატურისა და კონცენტრაციის x_{02} ($x_{01} + x_{02} = \frac{N_{01}}{N_0} + \frac{N_{02}}{N_0} = 1$) ფუნქციებს.

2.3.2. ფაზებს შორის მასაგადაცემა მრავალკომპონენტთან სისტემაში

ფაზებს შორის წონასწორობის არარსებობის დროს ხდება მასაგადაცემა-ნივთიერების გადატანა ერთი ფაზიდან მეორეში. მასაგადაცემის პროცესის მამოძრავებელ ძალას წარმოადგენს ქიმიური პოტენციალის გრადიენტი- სხვადასხვა ფაზებში ერთი და იმავე კომპონენტის ქიმიური პოტენციალების სიდიდეების სხვაობა [78,97]. გაანგარიშებებში, როგორც წესი, ქიმიური პოტენციალის გრადიენტს მიახლოებით ცვლიან კონცენტრაციის გრადიენტით-სხვაობით ერთ-ერთ ფაზაში კომპონენტის ფაქტიურ კონცენტრაციასა და წონასწორულ კონცენტრაციას შორის [31,92]. ამ დროს ხდება დაშვებები, რომლებსაც შეუძლიათ მიგვიყვანონ გაუგებრობამდე.

მაგალითად, [31]-ში განიხილება i -ური კომპონენტის გადასვლა y_i კონცენტრაციის მქონე აირადი (ორთქლის) ფაზიდან x_i კონცენტრაციის მქონე თხევად ფაზაში. მასაგაცემის განტოლებები აირადი და თხევადი ფაზისთვის (ნივთიერების რაოდენობა, რომელიც გადაიტანება დროის ერთეულში ფაზათა შეხების ზედაპირის ერთეული ფართის გასწვრივ) ჩაიწერება შემდეგი სახით:

$$\begin{aligned} W_i &= \beta_y (y_i - y_{pi}) \\ W_i &= \beta_x (x_{pi} - x_i) \end{aligned} \quad (2-19)$$

სადაც β_y, β_x - მასაგაცემის კოეფიციენტებია, რომლებიც დამოკიდებულნი არიან ფაზის მოძრაობის ხასიათზე და მის თვისებებზე.

ფაზათა შეხების ზედაპირთან ფაზათა წონასწორობის პირობებიდან გამომდინარე :

$$y_{pi} = mx_{pi} \quad (2-20)$$

გარდაქმნის შემდეგ

$$W_i = K_y(y_i - y_i^*) \quad (2-21)$$

ანალოგიურად შეიძლება მივიღოთ

$$W_i = K_x(x_i^* - x_i) \quad (2-22)$$

(2-21) და (2-22) გამოსახულებებში: K_y, K_x - მასაგადაცემის კოეფიციენტები, რომლებიც მიეკუთვნება შესაბამისად აირისა და სითხის კონცენტრაციებს;

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_y} &= \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \\ \frac{1}{K_x} &= \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \end{aligned} \quad (2-23)$$

$y_i^*(x_i^*)$ - აირის (სითხის) კონცენტრაცია, რომელიც წონასწორულია სითხის (აირის) კონცენტრაციის:

$$y_i^* = mx_i; \quad x_i^* = \frac{y_i}{m} \quad (2-24)$$

აღინიშნება, რომ (2-23) გამოსახავს ფაზური წინააღმდეგობის ადიციურობას: $\frac{1}{\beta_y}$ ახასიათებს აირადი ფაზის მიერ გაწეულ წინააღმდეგობას მასაგადაცემის მიმართ; $\frac{m}{\beta_x}$ - თხევადი ფაზის წინააღმდეგობა, ფაზათა გამყოფ საზღვარზე ნივთიერების გადასვლის მიმართ წინააღმდეგობას უგულებელყოფენ. [29] -ში არ კონკრეტიზირდება თერმოდინამიკური პირობები, რომლის დროსაც ჩაიწერება წონასწორობის განტოლება (2-20). სისტემის „სითხე-ორთქლი“ წონასწორობის გაანგარიშებისას გამოიყოფა ამოცანების რამდენიმე ტიპი იმაზე დამოკიდებულებით, თუ რომელი ცვლადები მოიცემა და რომელი იანგარიშება. მრავალკომპონენტური ნარევის რექტიფიკაციის პროცესის მოდელირებისას ხშირად ორთქლი-სითხის წონასწორობის გაანგარიშებისას ორთქლის შემცველობას და ნარევის დუდილის ტემპერატურას განსაზღვრავენ სითხის მოცემული შემცველობისა და წნევის მიხედვით. ამ დროს ნარევის დუდილის ტემპერატურა შეიძლება არ ემთხვეოდეს ნარევის ნამდვილ ტემპერატურას. შეიძლება შეირჩეს პირობები, როცა (2-19)-ის პირველი და მეორე განტოლებების მარჯვენა ნაწილების

ნიშნები იქნება სხვადასხვა და შეუძლებელი იქნება კონცენტრაციებით ვილაპარაკოთ i კომპონენტის კონდენსაციაზე და აორთქლებაზე.

ფაზებს შორის მასაცვლა აღვწეროთ უშუალოდ ქიმიური პოტენციალებით [78]. კომპონენტების წონასწორული კონცენტრაციები თხევად და ორთქლის ფაზაში ზოგადი წნევისა p და ტემპერატურის T პირობებში შესაბამისად არის $\bar{x}_p(x_{p1}, \dots, x_{pN})$ და $\bar{y}_p(y_{p1}, \dots, y_{pN})$. არაიდეალურობის გათვალისწინებით i კომპონენტის ქიმიური პოტენციალები თხევად (L) და ორთქლის (V) ფაზებში ნარევის წონასწორული $(p, T, \bar{x}_p, \bar{y}_p)$ და არაწონასწორული (p, T, \bar{x}, \bar{y}) კონცენტრაციების მიხედვით [30,78,84,97]:

$$\begin{aligned}\mu_{pi}^L &= \mu_i^{L0} + RT \cdot \ln \alpha_i(T, \bar{x}_p) x_{pi} \\ \mu_i^L &= \mu_i^{L0} + RT \cdot \ln \alpha_i(T, \bar{x}) x_i \\ \mu_{pi}^V &= \mu_i^{V0} + RT \cdot \ln \gamma_i(T, \bar{y}_p) y_{pi} p \\ \mu_i^V &= \mu_i^{V0} + RT \cdot \ln \gamma_i(T, \bar{y}) y_i p\end{aligned}\tag{2-25}$$

სადაც μ_i^{L0}, μ_i^{V0} - i კომპონენტის ქიმიური პოტენციალები სტანდარტულ პირობებში; $\alpha_i(T, \bar{x}), \gamma_i(T, \bar{y})$ - i კომპონენტის აქტიურობისა და აქროლადობის კოეფიციენტები;

რადგან $\mu_{pi}^L = \mu_{pi}^V$, ამიტომ გვექნება:

$$\mu_i^L - \mu_i^V = \Delta\mu_i^L - \Delta\mu_i^V = RT \cdot \ln \frac{\alpha_i(T, \bar{x}) x_i}{\gamma_i(T, \bar{y}) y_i} \cdot \frac{\gamma_i(T, \bar{y}_p) y_{pi}}{\alpha_i(T, \bar{x}_p) x_{pi}}.\tag{2-26}$$

შესაბამისად ცვლადი წნევის p , ტემპერატურისა T და ფაზათა შემცველობების x_i, y_i დროს i კომპონენტის აორთქლების პირობა:

$$\mu_i^L > \mu_i^V \quad \text{სხ} \quad \frac{\alpha_i(T, \bar{x}) x_i}{\gamma_i(T, \bar{y}) y_i} > \frac{\alpha_i(T, \bar{x}_p) x_{pi}(p, T)}{\gamma_i(T, \bar{y}_p) y_{pi}(p, T)}\tag{2-27}$$

i კომპონენტის კონდენსაციის პირობა:

$$\mu_i^L < \mu_i^V \quad \text{სხ} \quad \frac{\alpha_i(T, x_i) x_i}{\gamma_i(T, y_i) y_i} < \frac{\alpha_i(T, x_{pi}) x_{pi}(p, T)}{\gamma_i(T, y_{pi}) y_{pi}(p, T)}\tag{2-28}$$

ფაზათაშორისი მასაცვლის პირობები (2.3-9), (2.3-10) ზუსტია, რადგან მიღებულია უშუალოდ ფუნდამენტალური კანონიდან და მოხერხებულია პრაქტიკაში, რადგან

გამოსახულია სიდიდეებით, რომელთა დაკავშირებითაც არსებობს ბევრი ექსპერიმენტალური მასალა.

2.4. რიცხვითი ალგორითმი და პროგრამა პერსონალური კომპიუტერისათვის.

არასტაციონალური რექტიფიკაციის მათემატიკური მოდელი წარმოადგენს კოშის ამოცანას არაწრფივი ჩვეულებრივი დიფერენციალური განტოლებათა სისტემისთვის წყლისა და სპირტის მასების მიმართ თხევად ფაზაში (N'_{1j}, N'_{2j}) , წყლისა და სპირტის მასების მიმართ ორთქლის ფაზაში (N''_{1j}, N''_{2j}) , j -ურ თევზში ჯამური ენტალპიის (H_j) მიმართ. მოდელის რეალიზაციისათვის შემუშავებულ იქნა რიცხვითი ალგორითმი და ფორტრან-პროგრამა პერსონალური კომპიუტერისთვის, რომელშიც გამოიყენებოდა მეექვსე რიგის რუნგე-კუტას მეთოდი [10,34] და შესაბამისი სტანდარტული პროგრამა.

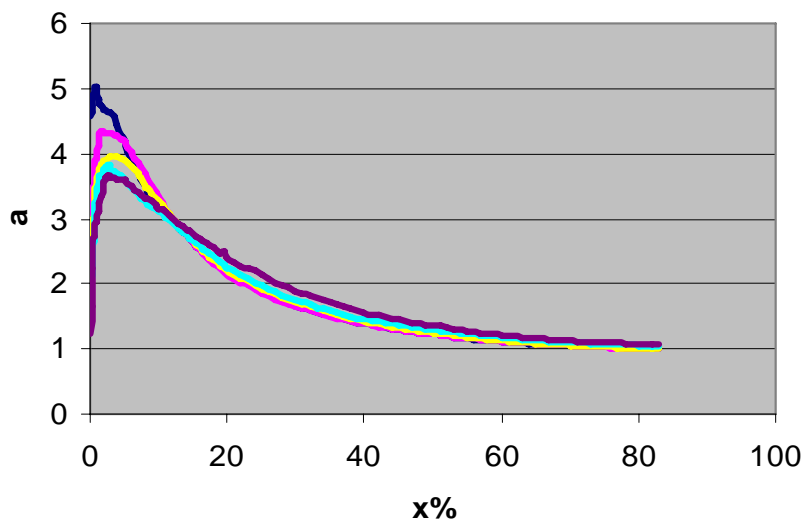
თავი 3. სპირტხსნარების რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება.

3.1. წყალსპირტოვანი ხსნარების თვისებების ექსპერიმენტალური მონაცემები.

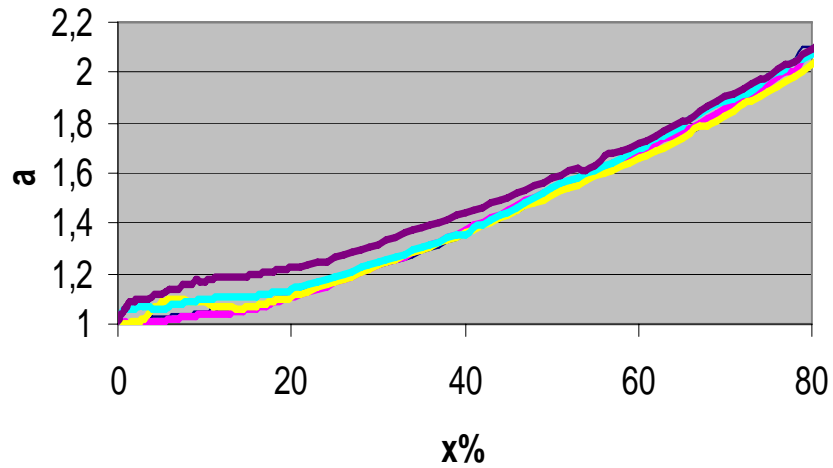
როგორც ცნობილია, კლასიკური თერმოდინამიკა საშუალებას არ იძლევა განისაზღვროს რეალური ხსნარების თვისებების რაოდენობრივი მახასიათებლები, მაგალითად, კომპონენტის აქტიურობის კოეფიციენტის ხსნარის ტემპერატურაზე და შემცველობაზე დამოკიდებულების სახე. არსებული მეთოდები [29,84] საშუალებას იძლევა განზოგადდეს არსებული ემპირიული მასალები, თუმცა შეიძლება მოგვცეს არაპროგნოზირებადი შეცდომა.

წყალსპირტოვანი ხსნარების თვისებებთან დაკავშირებით არსებობს დიდი ექსპერიმენტული მასალა [76,93], ამიტომ სრულიად გამართლებულია „წყალი-ეთანოლი“ ხსნარის რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკურ მოდელში უშუალოდ ექსპერიმენტალური მონაცემების გამოყენება ინტერპოლაციით.

[76]-ის მონაცემებით ნახ.12-ზე და ნახ.13-ზე მოცემულია შესაბამისად სპირტისა და წყლის აქტიურობის კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე წონასწორობის პირობებში შემდეგი წნევის დროს: 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.

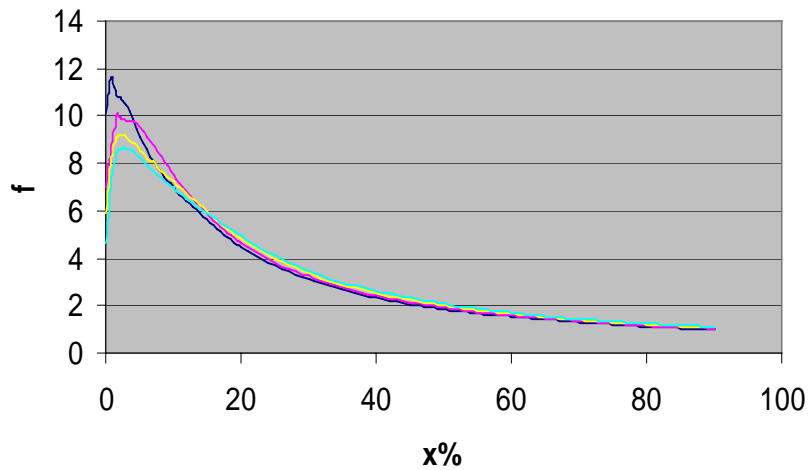


ნახ.12. სპირტის აქტიურობის კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე შემდეგი წნევის დროს 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.



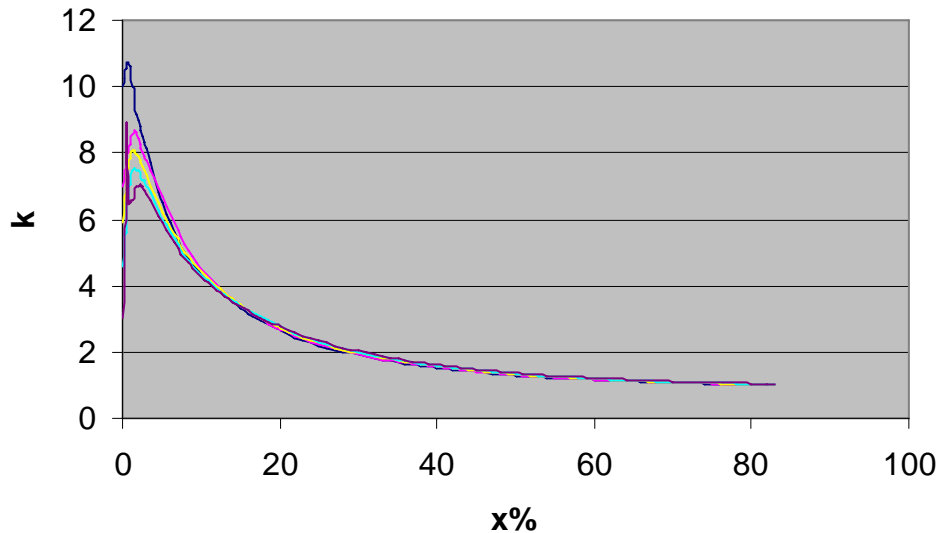
ნახ.13. წყლის აქტიურობის კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე შემდეგი წნევის დროს: 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.

ნახ.14-ზე მოცემულია სპირტის აქროლადობის კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე წონასწორობის პირობებში შემდეგი წნევის დროს: 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.



ნახ.14. სპირტის აქროლადობის კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ მოცულობაზე შემდეგი წნევის დროს: 101,3;50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.

ნახ.15-ზე წარმოდგენილია სპირტის აორთქლების კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე წონასწორობის პირობებში შემდეგი წნევის დროს: 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.



ნახ.15. სპირტის აორთქლების კოეფიციენტის დამოკიდებულება თხევად ფაზაში სპირტის მოლურ შემცველობაზე შემდეგი წნევის დროს: 101,3; 50,6; 25,33; 13,33 და 6,66 კპა.

3.2. მათემატიკური მოდელის ძირითადი განტოლებები და რიცხვითი ალგორითმი.

რექტიფიკაციის ცნობილი მათემატიკური მოდელები [31,92] აგებულია მასისა და ენერჯის ბალანსური თანაფარდობის ბაზაზე და ატარებენ სტაციონარულ ხასიათს, ამ მოდელებზე შეუძლებელია იწარმოოს გარდამავალი პროცესების, სარექტიფიკაციო კოლონების მუშაობის რეჟიმების მდგრადობის კვლევები. [83]-ში მოცემულია მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის არასტაციონარული მათემატიკური მოდელის ძირითადი თანაფარდობები თევზზე ორთქლი-სითხის მდგომარეობის გასაშუალოებული პარამეტრების გამოყენებით და ჰიდროდინამიკური მოვლენების გათვალისწინებით. ამ მოდელის ბაზაზე წარმოებულ იქნა გამოთვლითი ექსპერიმენტები ეთანოლი-წყლის ხსნარის რექტიფიკაციის არასტაციონარული პროცესის [85,108] შესწავლისთვის.

განვიხილოთ 2 კომპონენტური ($i=1$ -წყალი; $i=2$ -ეთანოლი) ნარევის გაყოფა სარექტიფიკაციო კოლონაში, რომელიც შედგება $J(j=1, \dots, J)$ თევზისაგან.

მოლარული ნაკადების სქემა კოლონის თეფშებზე მოცემულია ნახ.10-ზე (სითხის ნაკადები აღნიშნულია ერთი შტრიხით, ორთქლისა-ორი შტრიხით).

j -ურ თეფშზე i კომპონენტის ცვლილების სიჩქარე :

$$\begin{aligned} \frac{dN'_{ij}}{dt} &= n'_{i,j+1} - n'_{ij} + f'_{ij} - s'_{ij} + m''_{ij} - m'_{ij} \\ \frac{dN''_{ij}}{dt} &= n''_{i,j-1} - n''_{ij} + f''_{ij} - s''_{ij} - m'_{ij} + m''_{ij} \end{aligned} \quad (3-1)$$

სადაც n'_{ij} - i კომპონენტის მასური ნაკადი თხევადი ფაზის ჩამოდინებისას j -დან $(j-1)$ თეფშზე; n''_{ij} - i კომპონენტის მასური ნაკადი ორთქლის გადასვლისას j -დან $(j+1)$ თეფშზე; f'_{ij}, f''_{ij} - შესაბამისად i კომპონენტის თხევადი და ორთქლის მასური ნაკადები j -თეფშის კვებისას; s'_{ij}, s''_{ij} - შესაბამისად i კომპონენტის თხევადი და ორთქლის მასური ნაკადები j -ური თეფშის გვერდითა შემკრებში; m'_{ij}, m''_{ij} - შესაბამისად i კომპონენტის თხევადი და ორთქლის მასური ნაკადები j -ურ თეფშზე სითხის აორთქლებისა და ორთქლის კონდენსაციის დროს;

j -ურ თეფშზე სითხისა და ორთქლის მასური შემცველობა:

$$x_{ij} = \frac{N'_{ij}}{\sum_{i=1}^I N'_{ij}}; \quad y_{ij} = \frac{N''_{ij}}{\sum_{i=1}^I N''_{ij}} \quad (3-2)$$

ფაზათა ენერჯის სივრცით-გასაშუალოებული განტოლება შეიძლება წარმოვადგინოთ ჯამური ენტალპიის მიმართ j -ურ თეფშზე (სითხისა და ორთქლის მოდელი საერთო ტემპერატურით):

$$\frac{dH_j}{dt} = n''_{j-1}i''_{j-1} + n'_{j+1}i'_{j+1} - n''_j i'' - n'_j i' + f'_j i'_{ff} + f''_j i''_{ff} - s'_j i'_{sj} - s''_j i'' + Q'_j + Q''_j \quad (3-3)$$

სადაც Q'_j, Q''_j - ფაზების მიმართ გარეგანი თბური ნაკადები, ჯამური მასური ფაზური ნაკადები მიიღება შესაბამისი პოკომპონენტური ნაკადების შეჯამებით, მაგალითად: $n'_j = n'_{1j} + n'_{2j}$. ჯამური ენტალპია j -ურ თეფშზე:

$$H_j = N'_j i'_j + N''_j i''_j \quad (3-4)$$

მოდელის დანარჩენი თანაფარდობები მოცემულია 2.2-ში. ყველა აუცილებელი ცნობა ეთილის სპირტის წყალხსნარის თბოფიზიკურ თვისებებზე მიღებულია მონაცემების წრფივი ინტეგრირებით, რომლებიც მოცემულია[69]-ში.

არასტაციონარული რექტიფიკაციის მათემატიკური მოდელი წარმოადგენს კოშის ამოცანას არაწრფივი ჩვეულებრივი დიფერენციალური განტოლების სისტემისთვის წყლისა და სპირტის მასების მიმართ თხევად ფაზაში (N'_{1j}, N'_{2j}), წყლისა და სპირტის მასების მიმართ ორთქლის ფაზაში (N''_{1j}, N''_{2j}), ჯამური ენტალპიის (H_j) მიმართ j -ურ თეფშზე. მოდელის რეალიზაციისათვის შემუშავებულ იქნა რიცხვითი ალგორითმი და ფორტრან-პროგრამა პერსონალური კომპიუტერისთვის, რომლებშიც გამოყენებული იყო მე-6 რიგის რუნგე-კუტას მეთოდი [10,34] და შესაბამისი სტანდარტული პროგრამა.

3.3. კოლონის კონსტრუქციული პარამეტრების გავლენა რექტიფიკაციის პროცესზე

3.3.1. სპირტის კოლონები

შემდგომში გამოვიკვლევთ სპირტის კოლონებს. მათ ზოგჯერ უწოდებენ სარექტიფიკაციოს, თუმცა ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარების ყველა კოლონაში მიმდინარეობს რექტიფიკაციის პროცესი. სპირტის კოლონის შერჩევა მათემატიკური მოდელირების ობიექტად განპირობებულია იმით, რომ პროცესები სპირტის კოლონაში მრავალფეროვანია მათემატიკური აღწერის თვალსაზრისით. ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარებში და ნედლი სპირტის სარექტიფიკაციო მოწყობილობებში სპირტის კოლონის დანიშნულება მდგომარეობს იმაში, რომ ეპიურატიდან (საეპიურაციო კოლონის პროდუქტი) გამოიყოს სპირტი, კონცენტრირებულ იქნას იგი და გათავისუფლდეს ნარჩენი, შუალედური და სათაო მინარევების ნაწილისაგან.

ნედლი სპირტის სარექტიფიკაციო დანადგარებში სპირტის კოლონაში ხდება სპირტის კონცენტრირება 88%-მდე (მოცულობის მიხედვით) მისი ნარჩენი მინარევებიდან გათავისუფლების ხარჯზე (ლუტერული წყალი).

ძალიან ხშირად ნახადის სარექტიფიკაციო დანადგარებში სპირტისთვის გამოიყენებენ სრულ სარექტიფიკაციო კოლონებს, და მხოლოდ პირდაპირი ქმედების დანადგარებში ნახადიდან სპირტისა და ლუტერული წყლის გამოყოფა

ხდება არასრულ კოლონებში, რომლებიც შედგება მხოლოდ საკონცენტრაციო ნაწილისაგან.

ცალკეულ შემთხვევებში მონტაჟისა და რემონტისათვის სპირტის სრულ სარექტიფიკაციო კოლონას ყოფენ გამოსახდელ და საკონცენტრაციო ნაწილებად, რომლებიც ორგანულად დაკავშირებულია ორთქლისა და სითხის ნაკადებთან. ასეთი კოლონა შეიძლება განხილულ იქნას, როგორც ერთი მთლიანი [93].

სპირტის კოლონა შეიძლება იკვებებოდეს ეპიურატით, ეპიურატისა და ეპიურატის ორთქლის ნარევით ან მხოლოდ საეპიურაციო ორთქლით.

ეპიურატი შეიყვანება სპირტის კოლონაში ტემპერატურაზე, რომელიც ახლოსაა მისი დუდილის ტემპერატურასთან, ხოლო საეპიურაციო ორთქლი- მშრალი ნაჯერი.

კონცენტრირებული სპირტი, რომელიც გათავისუფლებულია სათაო მინარევებისგან, აირთმევა მეორე-მეთორმეტე თეფშებიდან (დათვლა ზევიდან).

თხევადი ფაზიდან სარექტიფიკაციო სპირტის მოცილების მეთოდმა თეფშიდან, რომელიც ზედასთან შედარებით ქვევითაა, უწოდებენ პასტერიზაციას, ხოლო სპირტს, რომელიც მოცილებულია ამ მეთოდით-პასტერიზებულს.

რახის ზეთის კომპონენტები გამოიტანება სპირტის კოლონიდან თხევად ან ორთქლის ფაზაში მისი მაქსიმალური კონცენტრაციის ზონიდან, რომელიც განთავსებულია მკვებავი თეფშის ახლოს. ორთქლის სახით გამოყოფის დროს ძირითადად მოაცილებენ მე-5,7,9,11 თეფშიდან (დათვლა ხდება ქვევიდან ზევით), სითხის სახით გამოყოფისას – მე-17-21 თეფშებიდან. რახის ზეთის კომპონენტებთან ერთად გამოიყოფა სხვა შუალედური მინარევები.

სრული კოლონის ქვედა ნაწილიდან მოაცილებენ ლუტერულ წყალს, მასთან ერთად სხვა ნარჩენ მინარევებს. ეთილის სპირტის შემცველობა ლუტერულ წყალში დაიშვება არაუმეტეს 0,015% (მოცულობის მიხედვით).

3.3.2. თეფშების რიცხვის გავლენა

ნადულის თანამედროვე გამოსახდელ დანადგარებს როგორც წესი, გააჩნიათ 66-74 მრავალზუფიანი თეფშები. კოლონების გამოსახდელ ნაწილში თავსდება ჩვეულებრივ 16 თეფში, საკონცენტრაციოში – 50-58 თეფში და მათ შორის მანძილი

170 მმ-ია. ყოფილი კავშირის რიგი ქვეყნების ქარხნებში თევშების რიცხვი 82-ს აღწევდა.

ორკოლონიან ნედლი სპირტის გამოსახდელ დანადგარებში სპირტის კოლონას ჩვეულებრივ გააჩნია 24-26 თევში, მათ შორის 12-16 გამოსახდელ, და 10 საკონცენტრაციო ნაწილში.

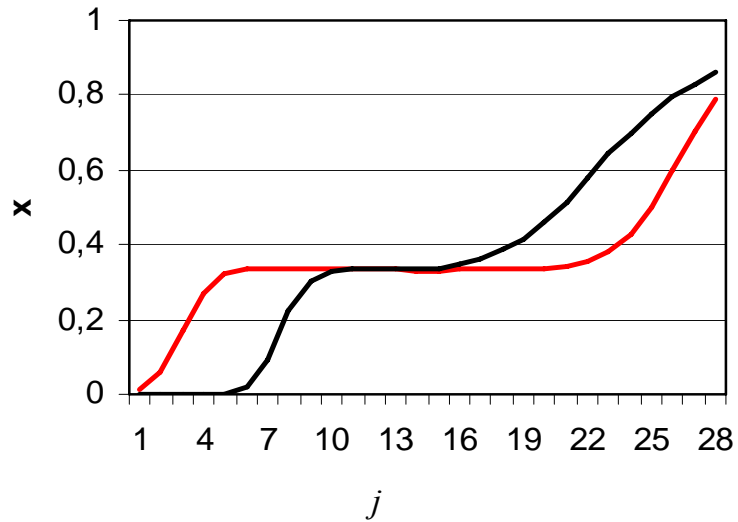
ერთკოლონიან დანადგარში სპირტის კოლონა წარმოდგენილია მხოლოდ საკონცენტრაციო ნაწილით 10 მრავალხუფიანი ან ცხაურებიანი თევშებით.

ქვევით მოიცემა და ანალიზი უკეთდება რექტიფიკაციის პროცესის მოდელირების შედეგებს სპირტის კოლონის გაშვებისას. კოლონის გაშვება რთული პროცესია, რომელიც მოითხოვს ბევრი პარამეტრის უწყვეტ კონტროლს და რეგულირებას. კუბის გასაცხელებლად მასზე ენერჯის რაოდენობის მიწოდების გზით კოლონის გაშვების სურათის გამარტივებისათვის რეგულირდებოდა მხოლოდ ორთქლის წნევა კუბში, გარეგანი ზემოქმედების დანარჩენი პარამეტრები რჩებოდა უცვლელი. თევშების რაოდენობის მიხედვით განიხილებოდა სამი ვარიანტი - $n=29$, $n=49$ და $n=73$. თევშის ფართობი $0,5 \text{ მ}^2$ და სიმაღლე $0,3\text{მ}$. თხევადი კვება შეიცავდა 33% სპირტს მასის მიხედვით, ნორმალური წნევის დროს სპირტის წონასწორული შემცველობა ორთქლში – 72% და საბაზისო ვარიანტში მიეწოდებოდა $0,08 \text{ კგ/წმ}$ 15 თევშზე. ფლეგმის რიცხვის საბაზისო მნიშვნელობა, რომელიც აჩვენებს რა თანაფარდობით იყოფა ორთქლი (რომელიც გამოდის კოლონის ზედა ნაწილიდან) ფლეგმად და დისტილატად, იყო 3-ის ტოლი. დროის საწყის მომენტში ყოველ თევშზე არსებობს სითხის შრე სისქით $0,02\text{მ}$ (გადამღვრელი თამასის სიმაღლე). ორთქლის წნევა კოლონიდან გამოსვლისას ითვლებოდა ატმოსფერულის ტოლად. კუბში ორთქლის წნევა რეგულირდებოდა კუბში სითხის რაოდენობის მიწოდებით და უზრუნველყოფდა აუცილებელ ორთქლის ნაკადს კოლონის გასწვრივ.

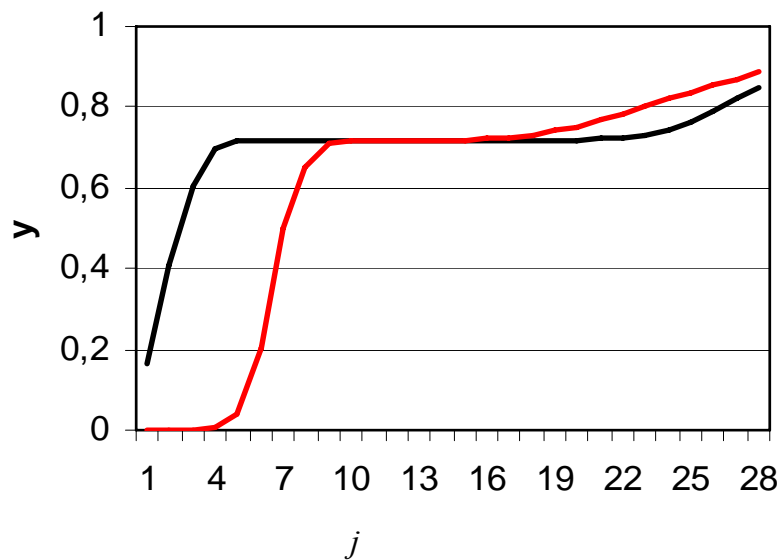
გამოთვლითი ექსპერიმენტის შედეგების მაგალითად ნახ.16-ზე ($n=29$ თევში) ნახ.17-ზე ($n=49$ თევში) და ნახ.18-ზე ($n=73$ თევში) ნაჩვენებია სპირტის კოლონის მთელ სიმაღლეზე ეთანოლის მასური კონცენტრაციების განაწილება კოლონის გაშვების სხვადასხვა მომენტში. ეთანოლის კონცენტრაციის განაწილების მრუდები ყოველ ნახაზზე დაყოფილია 10 წთ ინტერვალით. თუმცა კონცენტრაციის განაწილების ხასიათი კოლონის მთელ სიმაღლეზე თევშების სხვადასხვა

რაოდენობისთვის ანალოგიურია, უნდა აღინიშნოს, რომ მხოლოდ $n=73$ რაოდენობის თეფშის მქონე კოლონაში შეიძლება მივიღოთ 94-94,5% სპირტი მასის მიხედვით.

x (n=29)

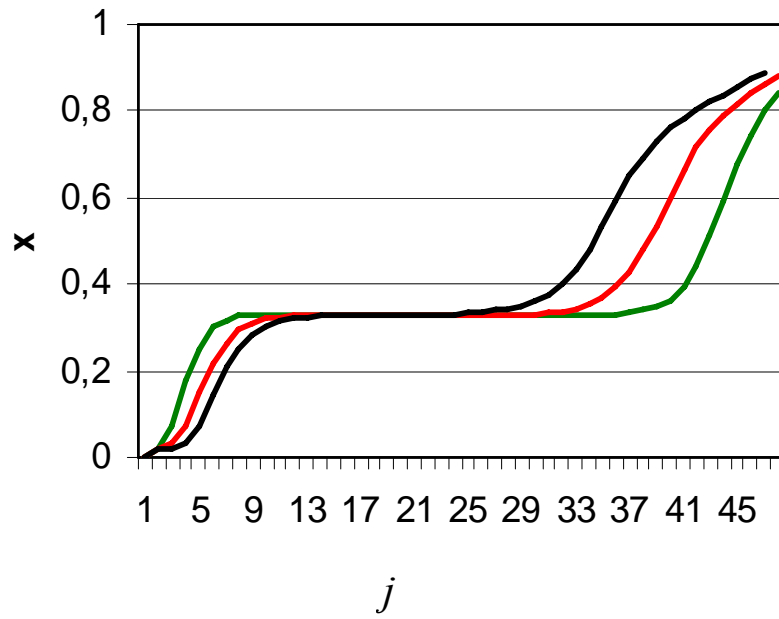


y (n=29)

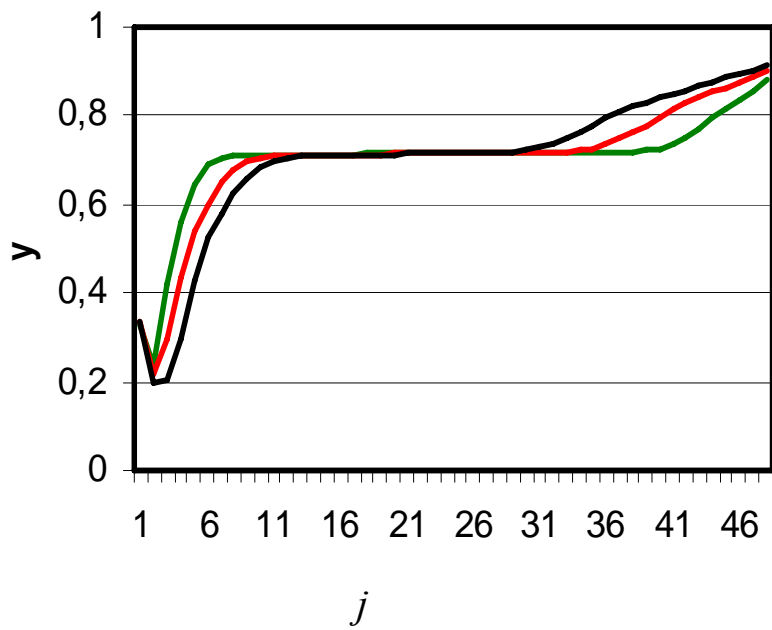


ნახ.16. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება თეფშებზე 29 თეფშიანი კოლონისთვის კოლონის გაშვებიდან 10 და 20 წთ-ის შემდეგ(ზევით-თხევად ფაზაში, ქვევით-ორთქლის ფაზაში)

x (n=49)

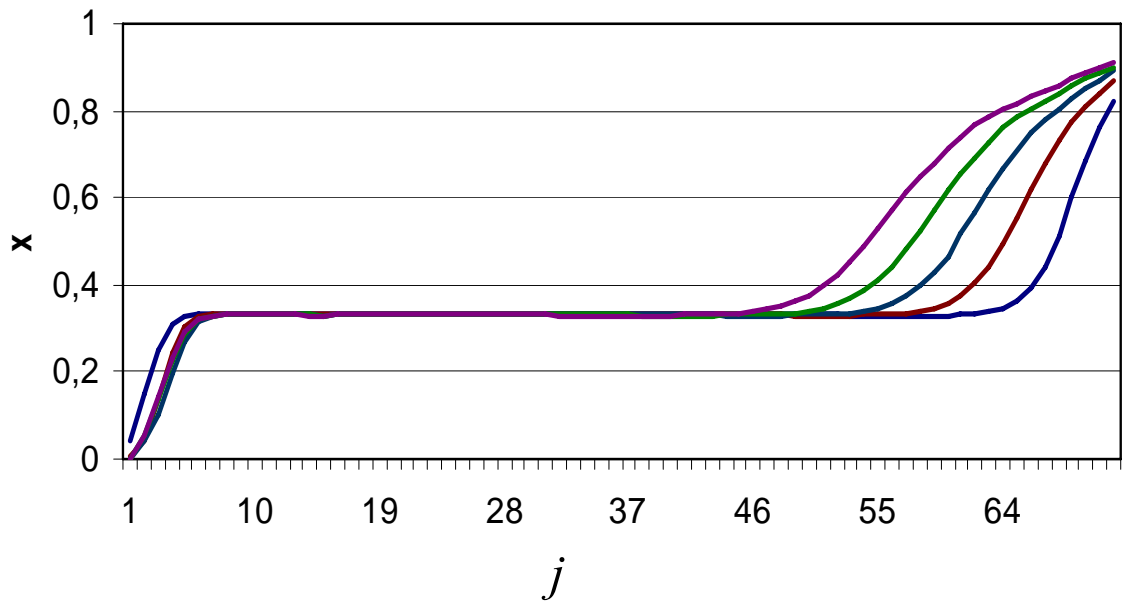


y (n=49)

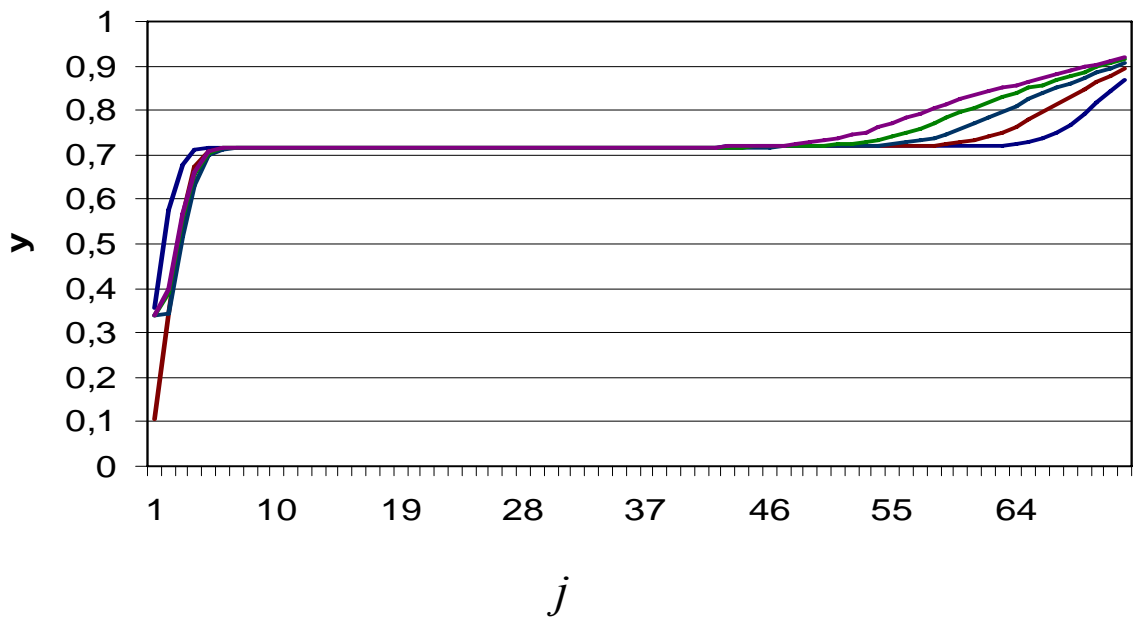


ნახ.17. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება თეფშებზე 49 თეფშიანი კოლონისტვის კოლონის გაშვებიდან 10, 20 და 30 წთ-ის შემდეგ (ზევით-თხევად ფაზაში, ქვევით-ორთქლის ფაზაში)

x(n=73)



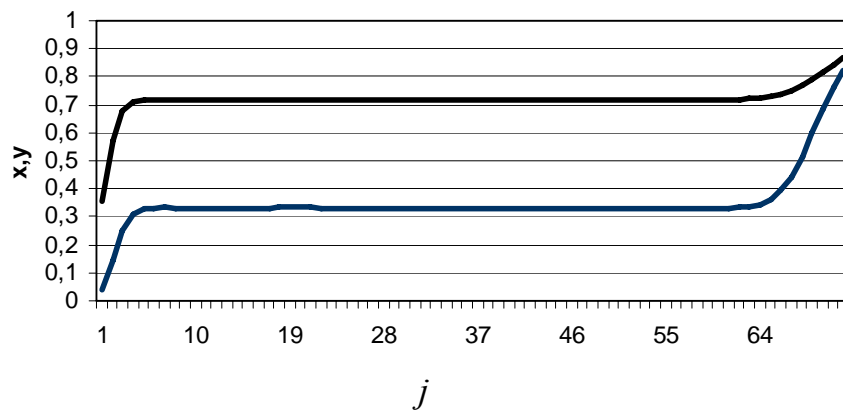
y (n=73)



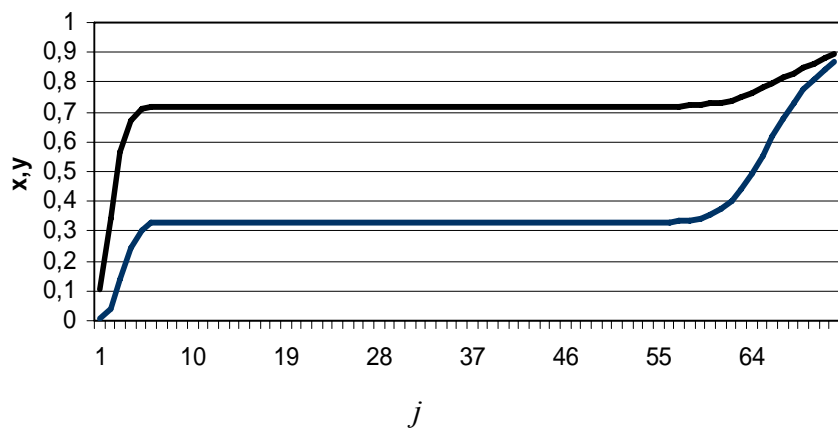
ნახ.18. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება თეფშებზე 73 თეფშიანი კოლონისთვის კოლონის გაშვებიდან 10 წთ-ის შემდეგ(ზევით-თხევად ფაზაში, ქვევით-ორთქლის ფაზაში)

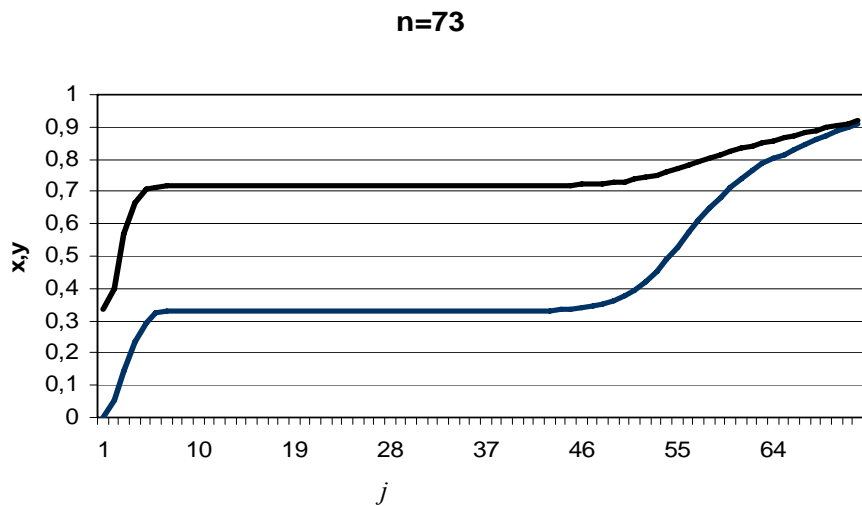
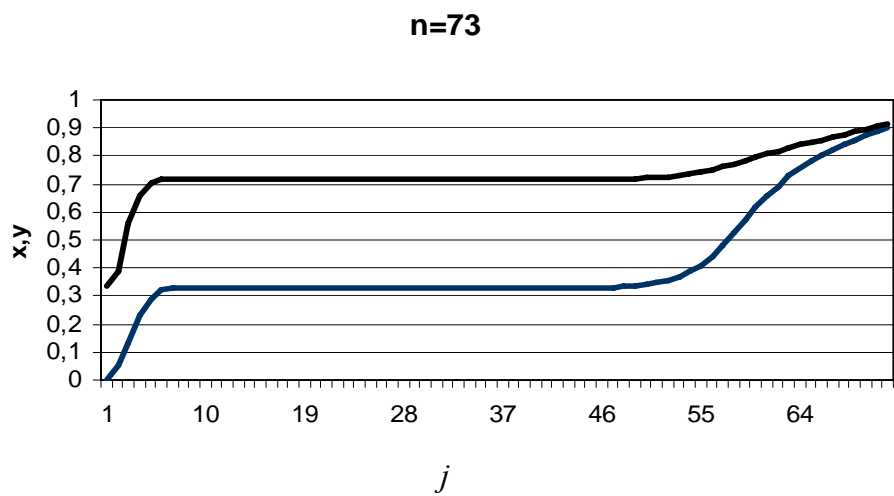
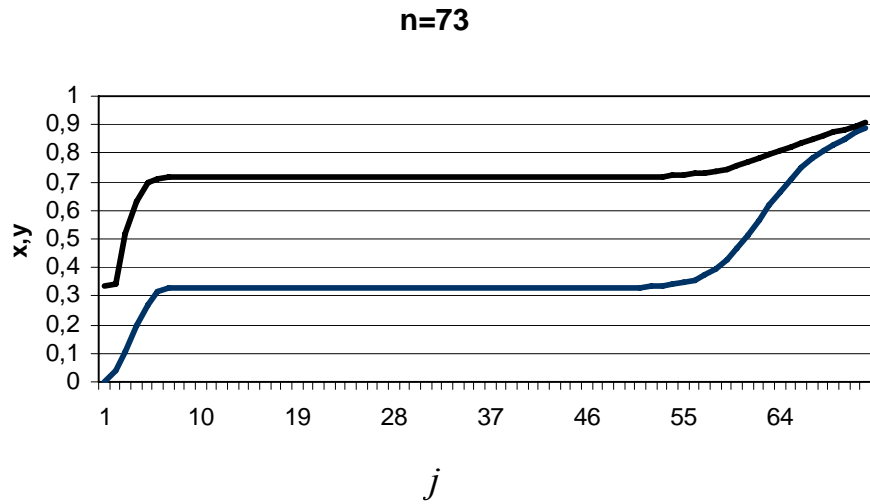
ნახ.19-ზე 73 თეფშიანი კოლონისათვის ნაჩვენებია სპირტის კონცენტრაციის განაწილების მრუდები თხევად და ორთქლის ფაზაში დროის თანმიმდევრულ მომენტებში ინტერვალით 10 წთ. მრუდების ჰორიზონტალური უბნები შეესაბამება სპირტის საწყის კონცენტრაციებს სითხეში და ორთქლში. ამ უბნების სიდიდეები (თეფშების შესაბამისი რიცხვი) გარკვეული დროის შემდეგ დამყარებულ რეჟიმთან მიახლოებისას მცირდება. უნდა აღინიშნოს, რომ მიღებული მრუდების სახეები ზედა თეფშებისთვის არ შეესაბამება განაწილებებს, რომლებიც მოცემულია ზოგიერთ წყაროში. [2]-ში სპირტის კონცენტრაციის საანგარიშო ცვლილებას ზედა თეფშებზე აქვს არა მდორე, არამედ მკვეთრი ხასიათი.

n=73



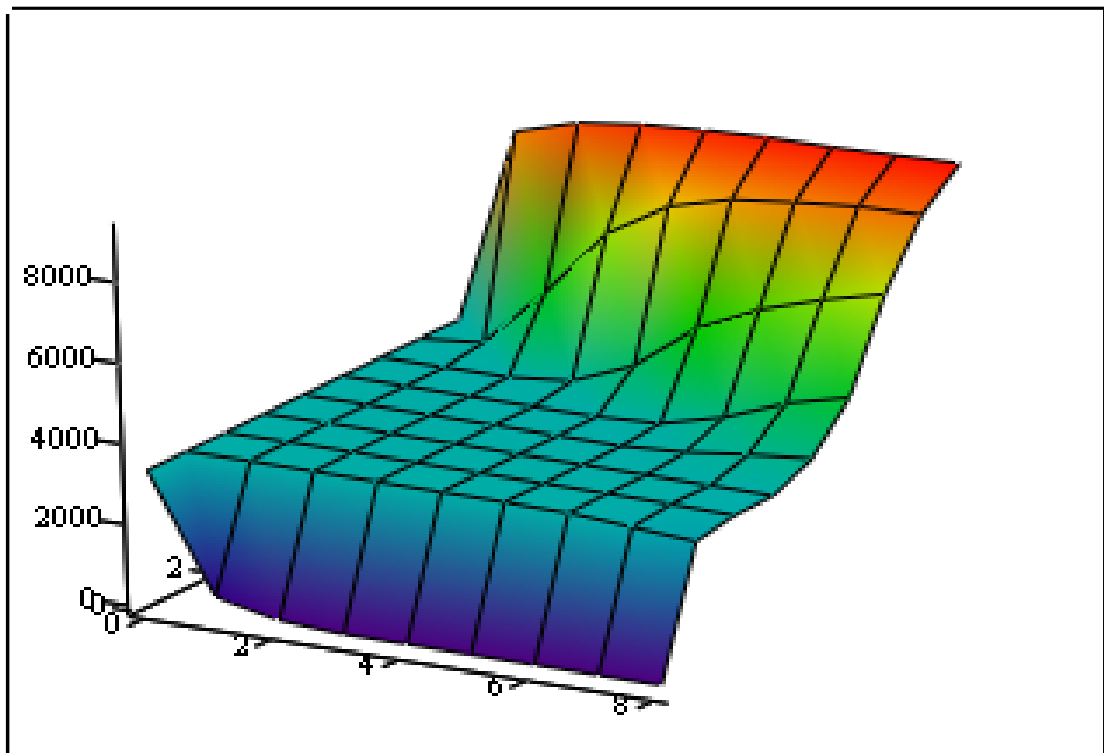
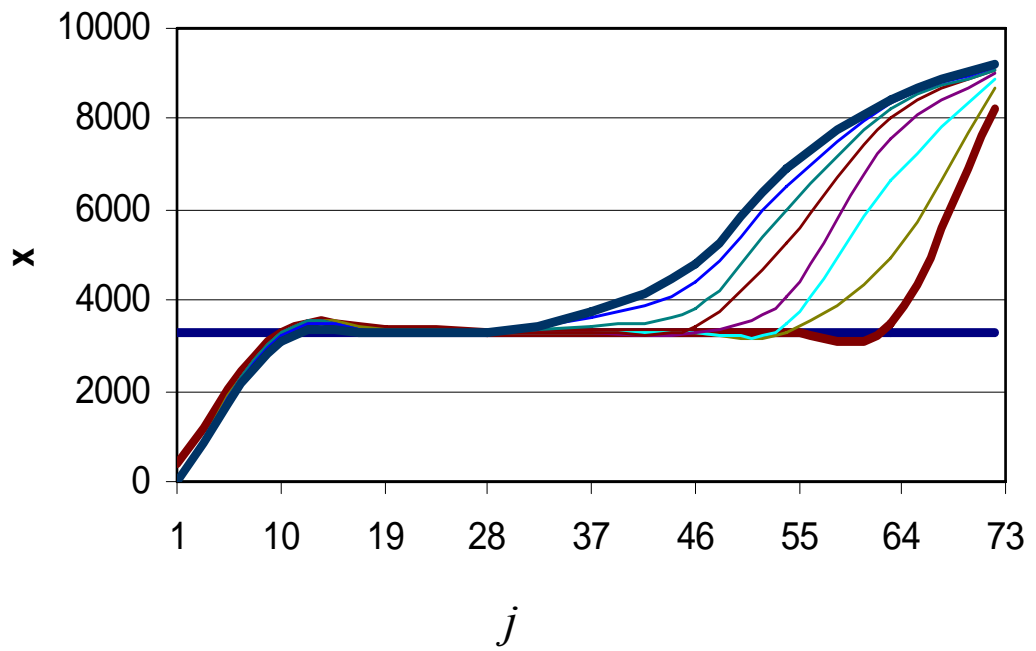
n=73





ნახ.19. (დასაწყისი წინა გვერდზე) ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე თხევად ფაზაში და ორთქლის ფაზაში დროის თანმიმდევრულ მომენტებში (პირველი ნახაზი- გაშვებიდან 10 წთ-ში და ა.შ. ინტერვალით 10წთ)

n=73



ნახ.20. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება თხევად ფაზაში თეფშებზე 73 თეფშიანი კოლონისთვის კოლონის გამვებიდან 10 წთ-ის ინტერვალით.

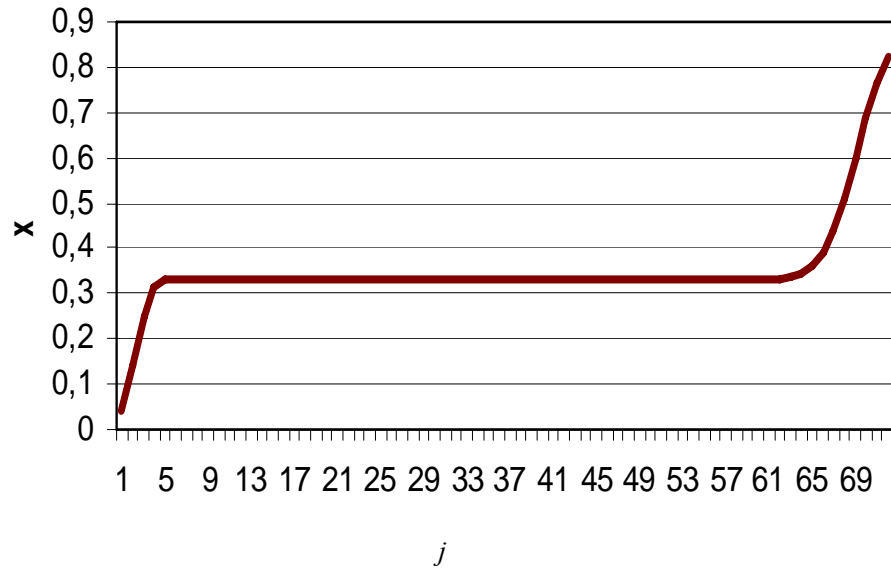
3.3.3. მკვებავი თევზის განლაგების გავლენა

სპირტისა და სრული სარექტიფიკაციო კოლონის მუშაობის ნორმალურ რეჟიმად ითვლება ის, რომლის დროსაც სპირტის კონცენტრაცია კვების თხევად ფაზაში ტოლია მისი კონცენტრაციისა ფლეგმაში, რომელიც მიეწოდება მკვებავ თევზს. ასეთი რეჟიმის დროს კოლონას უნდა ჰქონდეს მინიმალური რაოდენობის თევზები ნარევის გაყოფის მოცემული პირობების დროს.

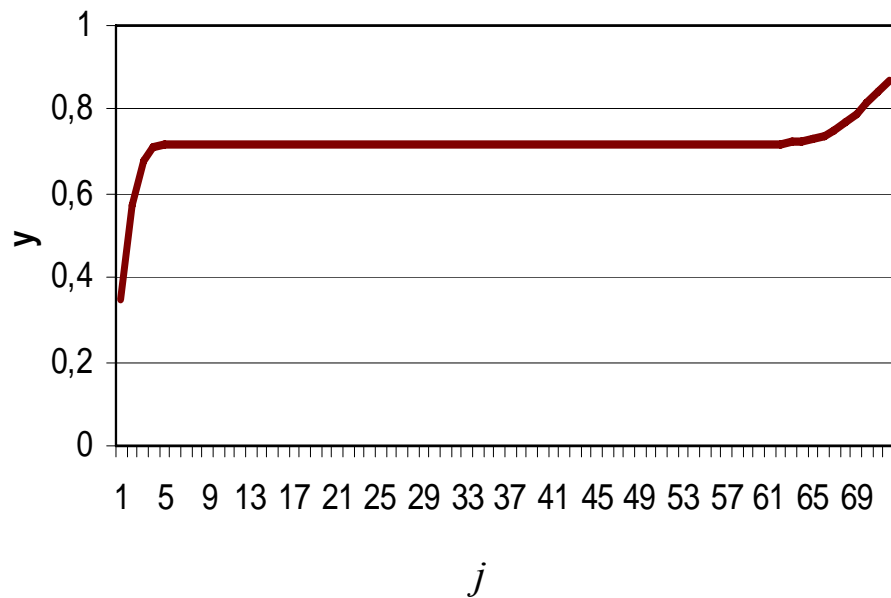
სპირტის კოლონის მუშაობის პრაქტიკაში არაიშვიათია შემთხვევები, როცა სპირტის კონცენტრაცია კვების თხევად ფაზაში არ ემთხვევა ფლეგმის კონცენტრაციას, რომელიც ჩამოედინება ზევით მდებარე თევზიდან, ანუ, კვება მიეწოდება საუკეთესო განლაგების მკვებავი თევზის ზევით ან ქვევით.

73 თევზიანი კოლონისათვის წარმოებულ იქნა რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება თხევადი კვების მიწოდებისას სპირტის კონცენტრაციით 33% , $n_f = 10;15;20$ თევზზე. კოლონის გაშვებიდან 10წთ-ის შემდეგ განსხვავება სპირტის განაწილებისას როგორც თხევად, ისე ორთქლის ფაზაში აღმოჩენილი არ იყო (ნახ.21). კოლონის გაშვების დასაწყისში ორთქლის ნაკადებიც პრაქტიკულად არ არიან დამოკიდებული მკვებავი თევზის ნომერზე (ქვედა ნახაზი 22). ნახ.23-ზე ნაჩვენებია სითხისა და ორთქლის მასური ნაკადების ფარდობის განაწილება კოლონის მთელ სიგრძეზე მკვებავი თევზის სხვადასხვა ნომრის დგოს $n_f = 10;15;20$ კოლონის გაშვებიდან 10წთ-ის (ზედა ნახაზი) და 20 წთ-ის (ქვედა ნახაზი) შემდეგ.

n=73(t=1)

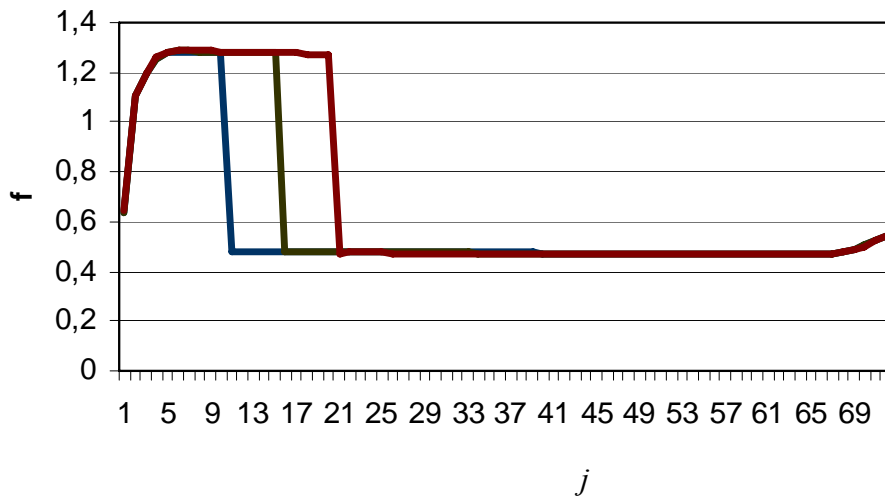


n=73(t=1)

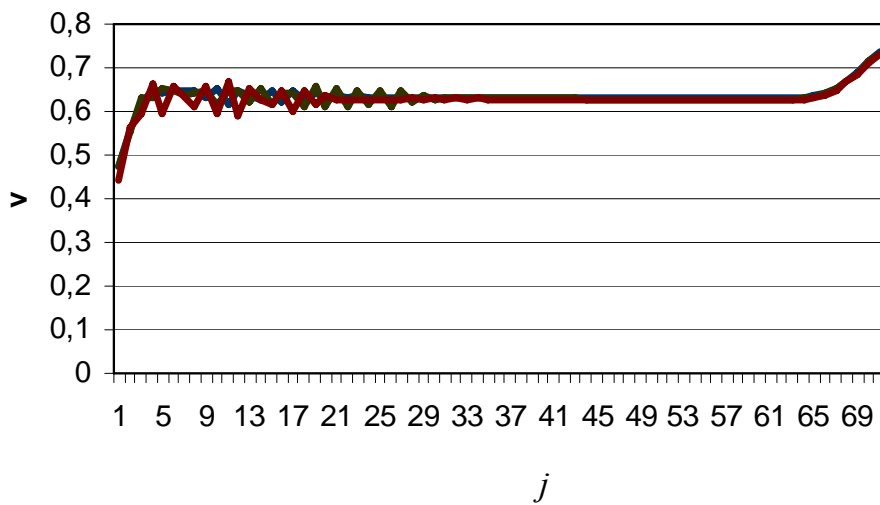


ნახ.21. სპირტის განაწილება კოლონის მთელ სიგრძეზე მკვებავი თევზის სხვადასხვა ნომრის დროს $n_f = 10; 15; 20$ (ზევით -თხევად, ხოლო ქვევით- ორთქლის ფაზაში).

n=73(t=1)

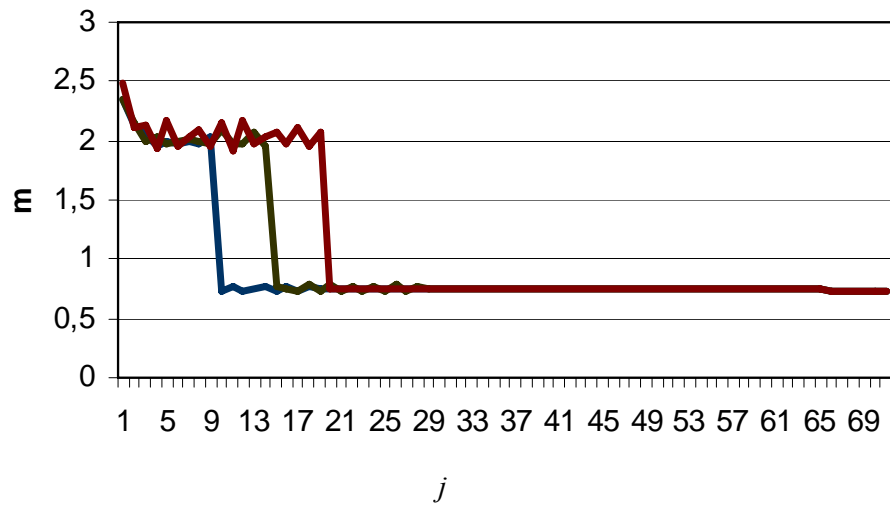


n=73(t=1)

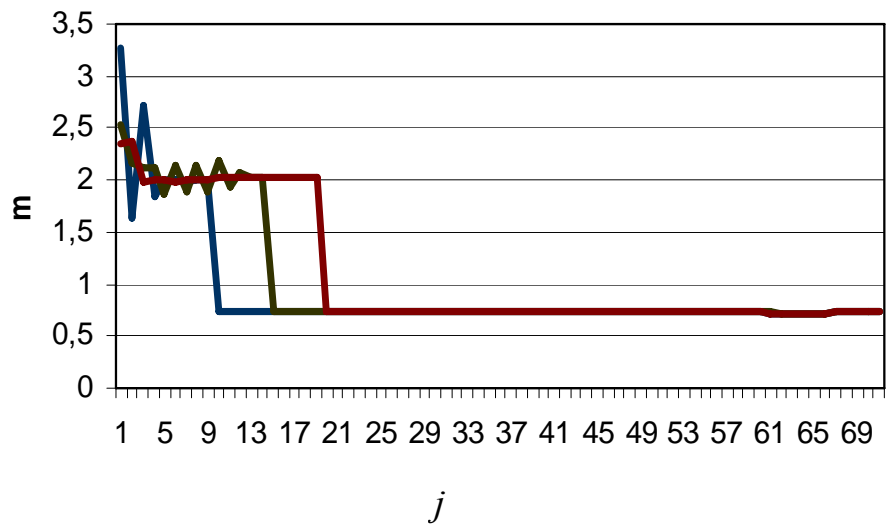


ნახ.22. სითხის (ზედა ნახაზი) და ორთქლის (ქვედა ნახაზი) მასური ნაკადების სიდიდეების განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე (როცა $n=73$) მკვებავი თევზის სხვადასხვა დროს $n_f = 10; 15; 20$ კოლონის გამზებიდან 10 წთ-ის შემდეგ.

n=73(t=1)



n=73(t=2)



ნახ.23. სითხისა და ორთქლის მასური ნაკადების სიდიდეების ფარდობის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე (როცა $n=73$) მკვებავი თევზის სხვადასხვა ნომრის დროს $n_f = 10; 15; 20$ კოლონის გაშვებიდან 10წთ-ის (ზედა ნახაზი) და 20 წთ-ის (ქვედა ნახაზი) შემდეგ.

3.4. კოლონის სარეჟიმო პარამეტრების გავლენა რექტიფიკაციის პროცესზე

3.4.1. ფლეგმის რიცხვის გავლენა

კუბში აორთქლებული ორთქლი გაივლის კოლონის სარექტიფიკაციო ნაწილში, მიემართება ზევით, სრულად კონდენსირდება დეფლემატორში და გადაიქცევა დისტილატად. ამ დისტილატის ნაწილს D მოაცილებენ, ხოლო მისი მეორე ნაწილი ბრუნდება კოლონაში და უწოდებენ ფლეგმას L . კიდევ ამბობენ, რომ ფლეგმა ბრუნდება კოლონაში კონტაქტური ელემენტების რწყვისთვის. მთელი ორთქლი, რომელიც გამოდის კოლონიდან $G = D + L$. ფლეგმის რიცხვი $R = L/D$ - ეს არის ფლეგმის (რომელიც ბრუნდება კოლონაში) რაოდენობის L შეფარდება მოცილებული დისტილატის რაოდენობასთან D .

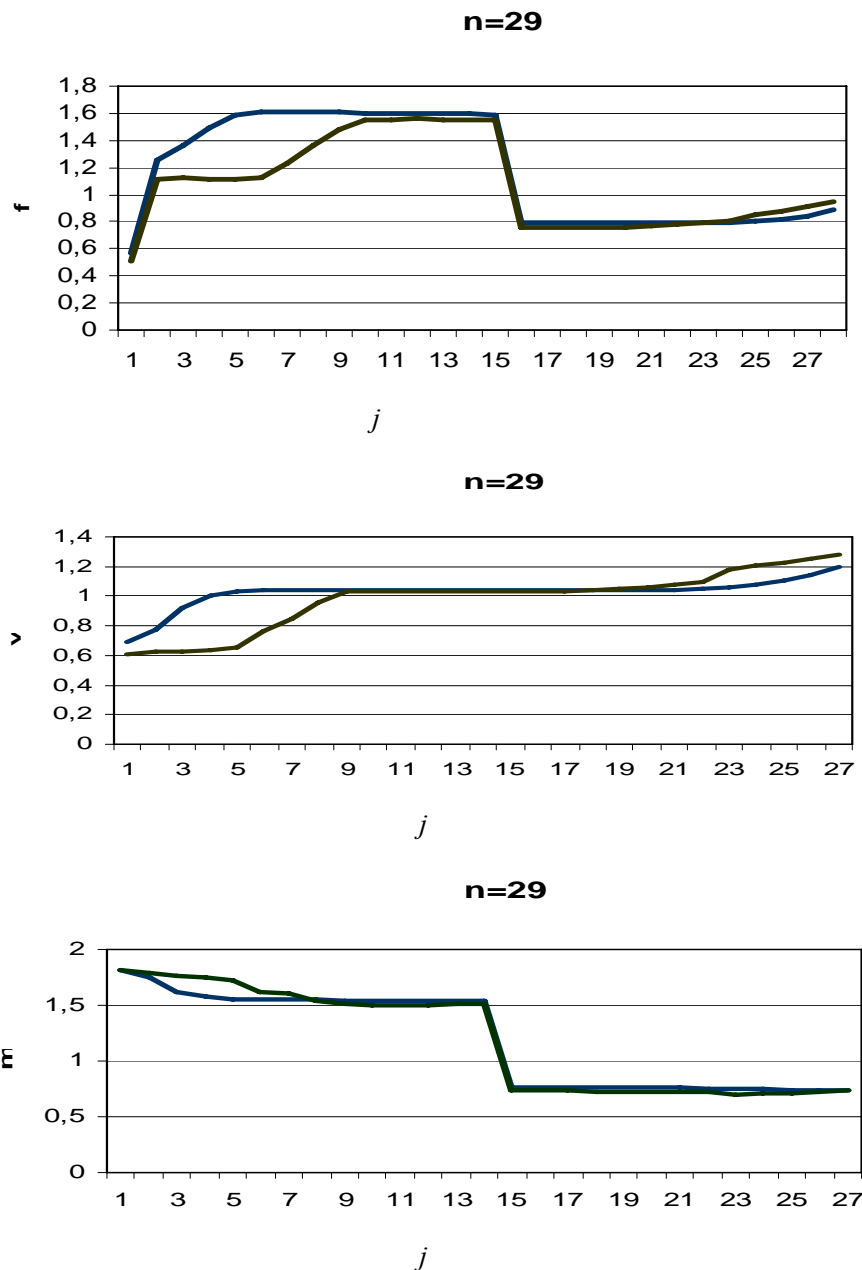
თუ სპირტის ართმევა არ ხდება $D = 0$, მაშინ მთელი დისტილატი ფლეგმის სახით $D = G$ ბრუნდება უკან კოლონაში. მაშინ ამბობენ, რომ კოლონა მუშაობს თავისთვის, ხოლო კოლონის ფლეგმის რიცხვი ამ მდგომარეობაში უსასრულობის ტოლია $R = \infty$. ამ დროს კოლონას გააჩნია მაქსიმალური გაყოფის უნარი და თეორიული თევზების რიცხვი მასში იზრდება.

თუ სრულიად გავაღებთ შემკრებს $L = G$, მაშინ ფლეგმის დაბრუნება კოლონაში არ გვექნება $R = 0$. ამ შემთხვევაში ფლეგმის არარსებობის გამო კოლონაში მისი საკონტაქტო ელემენტები სრულიად „გამოშრება“, თბომასაცვლითი პროცესები წყდება და სარექტიფიკაციო კოლონა გადაიქცევა ჩვეულებრივ გამოსახდელ აპარატად. ბუნებრივია, ეს გარდაქმნა დროებითია და შექცევადი-კოლონაში ფიზიკური დაზიანების გარეშე.

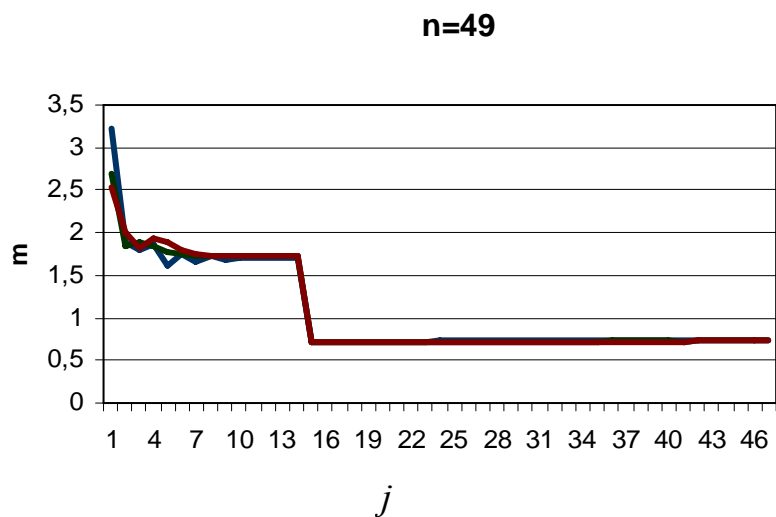
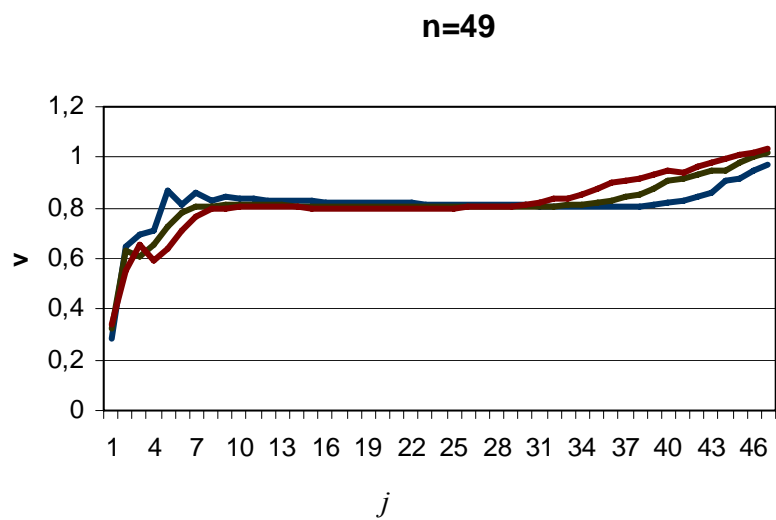
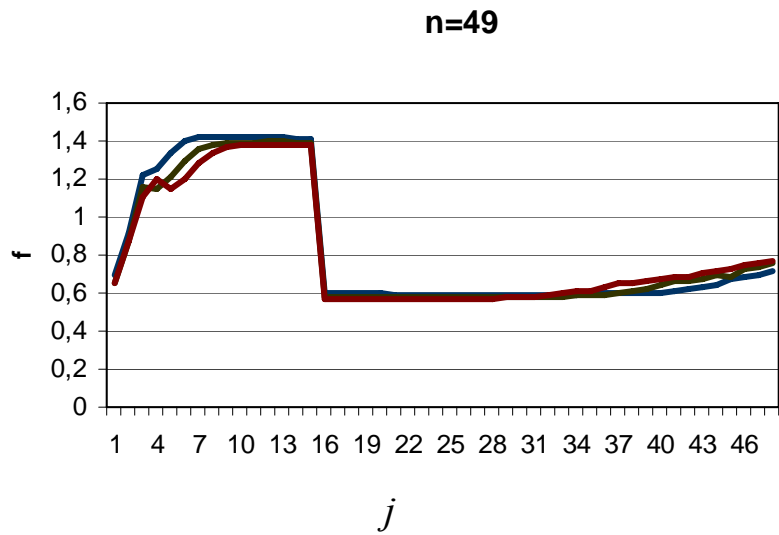
ხარისხიანი სპირტის მისაღებად ფლეგმის რიცხვი უნდა იყოს $R \geq 3$. ეს ნიშნავს, რომ დისტილატის 4 ნაწილიდან, რომელიც წარმოიქმნება დეფლემატორში მხოლოდ 1 ნაწილი შეიძლება მოვაცილოთ, ხოლო 3 ნაწილი აუცილებელია დავაბრუნოთ კოლონაში საკონტაქტო ელემენტების გამდიდრებისათვის. მხოლოდ ამ შემთხვევაში არ მოხდება თბო-მასაცვლითი პროცესების დარღვევა კოლონაში.

დისტილატის ართმევა შესაძლებელია მხოლოდ ორთქლის ნაწილობრივი ან სრული კონდენსაციის შემდეგ. პირველ შემთხვევაში უზრუნველიყოფა დისტილატის დამატებითი გამდიდრება ადვილადაქროლადი კომპონენტით

ორთქლის ნაწილობრივი კონდენსაციის (დეფლემაცია) და ფლემასა და ორთქლს შორის მასაცვლის ხარჯზე მათი ურთიერთსაწინააღმდეგო მოძრაობის დროს. ამგვარად, დეფლემატორი გარკვეულწილად ასრულებს სარექტიფიკაციო კოლონის ფუნქციას. მეორე შემთხვევაში ორთქლს (რომელიც გამოდის კოლონიდან), დისტილატს და ფლემას გააჩნია ერთნაირი შემცველობა და დეფლემატორი არ იძლევა შემამაგრებელ ეფექტს.

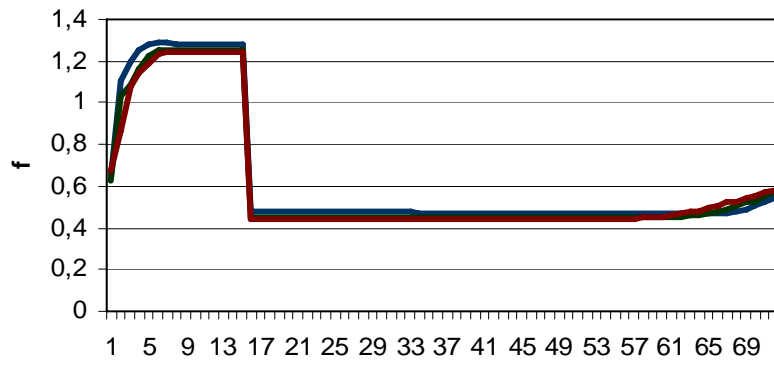


ნახ.24. სითხის (ზედა ნახაზი) და ორთქლის (შუა ნახაზი) მასური ნაკადების სიდიდეების განაწილება და მათი თანაფარდობა (ქვედა ნახაზი) კოლონის მთელ სიმაღლეზე (როცა $n=29$).



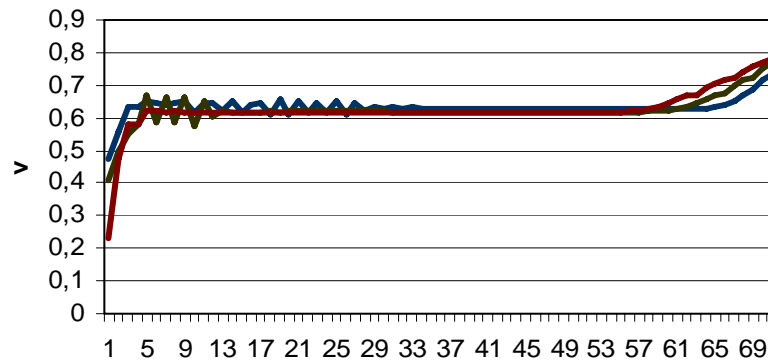
ნახ. 25. სითხის (ზედა ნახაზი) და ორთქლის (შუა ნახაზი) მასური ნაკადების სიდიდეების განაწილება და მათი თანაფარდობა (ქვედა ნახაზი) კოლონის მთელ სიმაღლეზე (როცა $n=49$).

n=73



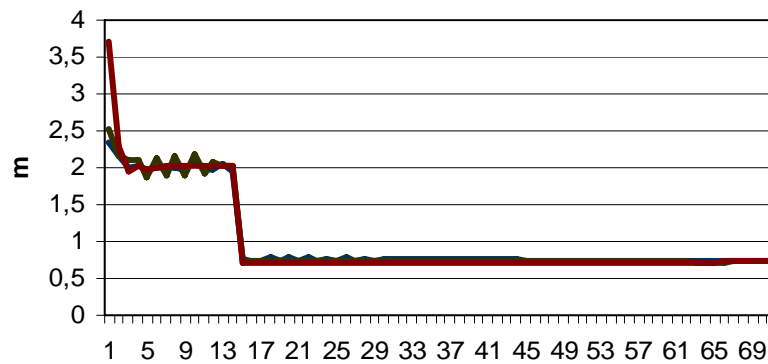
j

n=73



j

n=73



j

ნახ.26. სითხის (ზედა ნახაზი) და ორთქლის (შუა ნახაზი) მასური ნაკადების სიდიდეების განაწილება და მათი თანაფარდობა (ქვედა ნახაზი) კოლონის მთელ სიმაღლეზე (როცა $n=73$).

კოლონაში რექტიფიკაციის პროცესი ბევრ შემთხვევაში განისაზღვრება თხევადი და ორთქლის ნაკადების ინტენსივობით და მათი თანაფარდობით. ნახ.24, 25, 26-ზე სხვადასხვა რაოდენობის თევშებიანი კოლონებისათვის ნაჩვენებია მასური ნაკადების სიდიდეების განაწილება და სითხისა და ორთქლის თანაფარდობა (მარჯვენა ნახაზი) კოლონის მთელ სიმაღლეზე მუშაობის დაწყებისას როცა ფლეგმის რიცხვი 1-ის ტოლია. თხევადი ნაკადის მკვეთრი ცვლილება შეესაბამება მკვებავ თევშს.

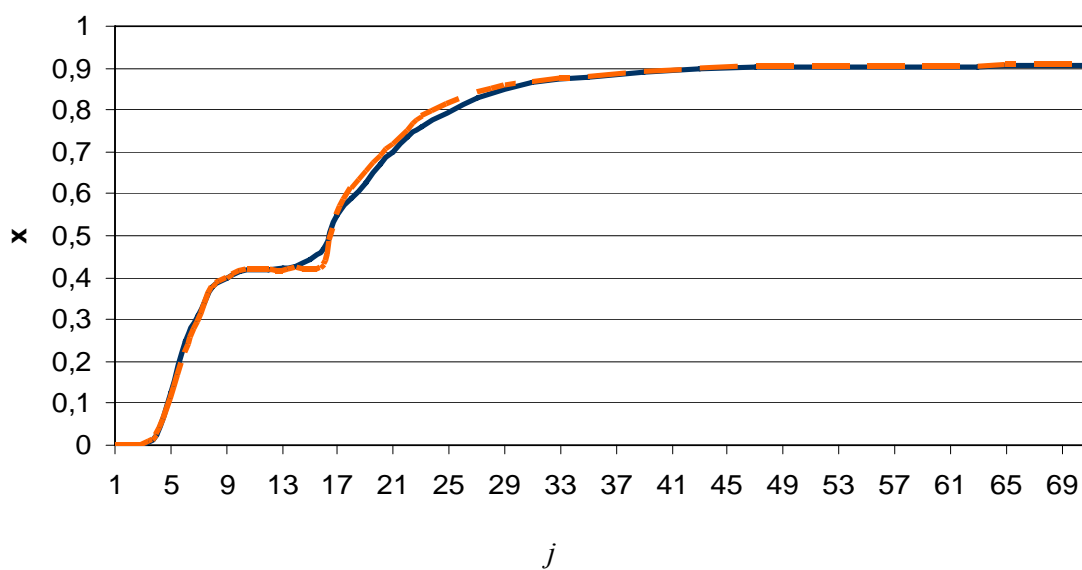
უკრაინის სპირტის წარმოების სამეცნიერო კვლევით ინსტიტუტში ჩატარებულ იქნა ცდები სპირტის კოლონაში ეთილის სპირტისა და მისი მინარევების განაწილების ექსპერიმენტალური კვლევებისათვის სხვადასხვა ფლეგმის რიცხვის დროს [xx].

რექტიფიკაციის პროცესზე ფლეგმის რიცხვის გავლენის კვლევისა და შემუშავებული მათემატიკური მოდელის შემოწმებისათვის ჩვენს მიერ წარმოებულ იქნა პროცესის მათემატიკური მოდელირება ექსპერიმენტის შესამამის პირობებში. უნდა აღინიშნოს, რომ ექსპერიმენტალური მონაცემები შეესაბამებოდა სპირტის კოლონის მუშაობის დამყარებულ რეჟიმს. ამასთანავე [xx]-ში არ არის მოცემული ბევრი სარეჟიმო და კონსტრუქციული პარამეტრების მნიშვნელობები, რომლის პირობებშიც ტარდება ექსპერიმენტი. ეს პარამეტრები ჩავთვალეთ, როგორც თავისუფალი და ავაწყვეთ მოდელი (იდენტიფიკაცია) ექსპერიმენტის შედეგების მონაცემების საფუძველზე.

გამოთვლითი ექსპერიმენტების თანახმად კოლონა 4-5 სთ-ის შემდეგ გადადიოდა დამყარებულ რეჟიმში და ეთილის სპირტის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე პრაქტიკულად სრულიად შეესაბამებოდა ექსპერიმენტის შედეგებს. ექსპერიმენტალური და თეორიული შედეგების მაქსიმალური გადახრა მთელ რეჟიმში არ აღემატებოდა 10%-ს.

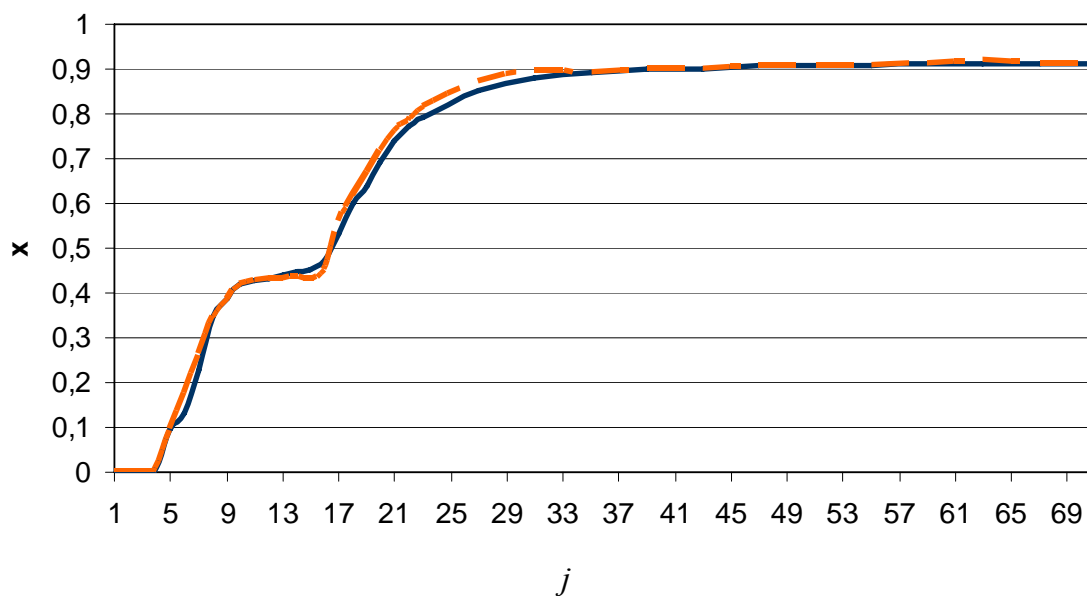
ნახ.27, 28, 29 -ზე მოცემულია კოლონის მთელ სიმაღლეზე თხევად ფაზაში ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება, რომელიც მიღებულია ექსპერიმენტალურად (წყვეტილი ხაზები) [xx] და მათემატიკური მოდელირებით მიღებული (უწყვეტი ხაზები), როცა ფლეგმის რიცხვი ტოლია $R = 2,9$; $R = 3,85$; $R = 4,6$.

n=73(R=2,9)



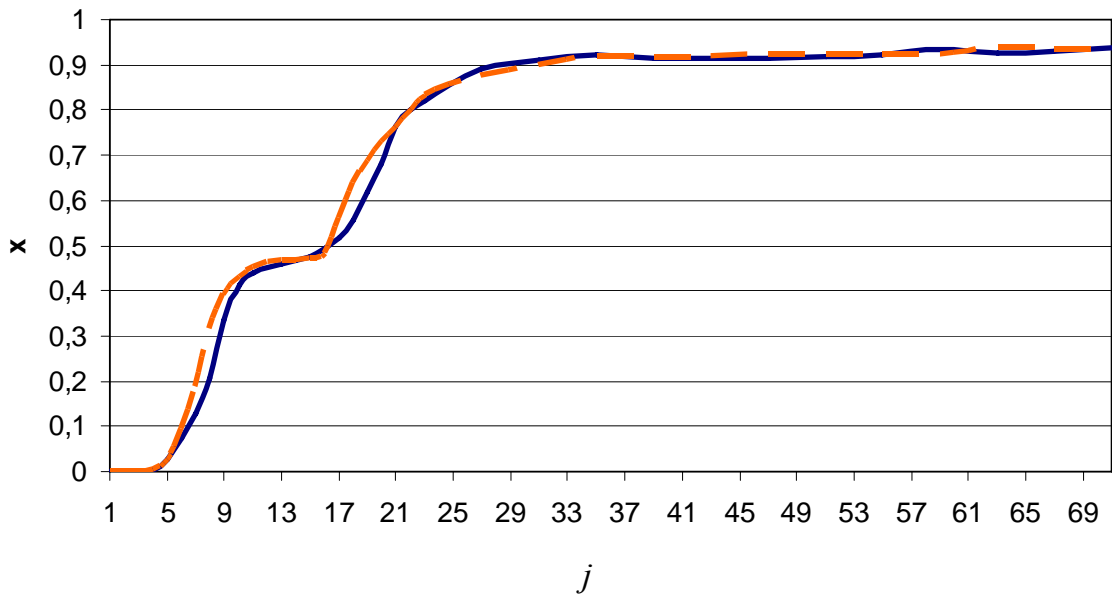
ნახ.27. თხევად ფაზაში ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე, როცა ფლეგმის რიცხვი $R = 2,9$.

n=73(R=3,85)



ნახ.28. თხევად ფაზაში ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე, როცა ფლეგმის რიცხვი $R = 3,85$.

$n=73(R=4,6)$



ნახ.29. თხევად ფაზაში ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე, როცა ფლეგმის რიცხვი $R = 4,6$

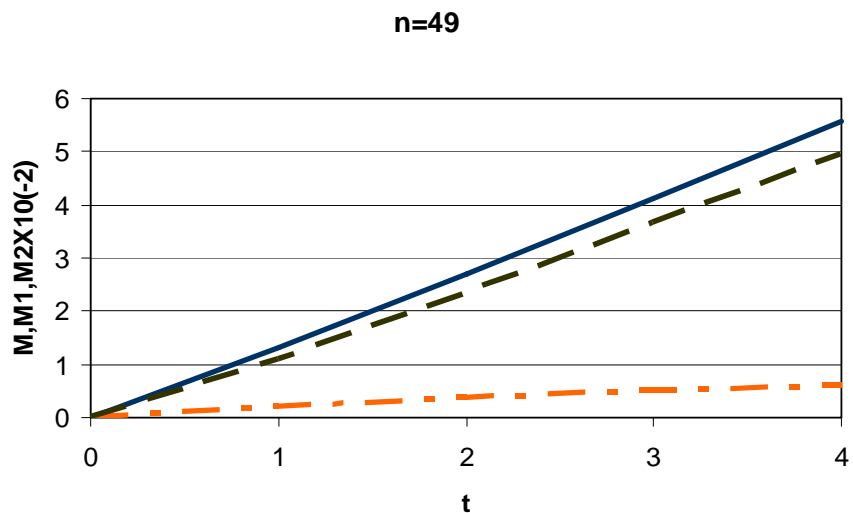
3.4.2. კოლონებში რექტიფიკაციის პროცესის ზოგიერთი ინტეგრალური მახასიათებლები

დიდი მნიშვნელობა აქვს სარექტიფიკაციო პროცესის ინტეგრალური მახასიათებლების განსაზღვრას მათემატიკური მოდელირების მეთოდებით. ნახ. 30 – ზე ნაჩვენებია დისტილატის გამოსვლა 49 თეფშიანი კოლონიდან პირველი 40 წთ-ის განმავლობაში (დროის სკალის დანაყოფის ფასი 10 წთ-ია). პირველი 40 წთ-ის განმავლობაში კოლონამ გამოიმუშავა 557კგ სპირტის ნარევი, მათ შორის - 496კგ სუფთა სპირტი და 61 კგ სუფთა წყალი. ამგვარად, სპირტის საშუალო კონცენტრაციამ შეადგინა 89%. ნახ.31-ზე ნაჩვენებია დისტილატის გამოსვლა 73 თეფშიანი კოლონიდან პირველი 50 წთ-ის განმავლობაში (დროის სკალის დანაყოფის ფასი 10 წთ-ია). პირველი 40 წთ-ის განმავლობაში კოლონამ გამოიმუშავა 421 კგ სპირტის ნარევი, მათ შორის 372 კგ სუფთა სპირტი და 49 კგ სუფთა წყალი. სპირტის საშუალო კონცენტრაციამ შეადგინა 88,3%. საინტერესოა აღინიშნოს, რომ კოლონის გაშვებიდან 55 წთ-ზე სპირტის საშუალო კონცენტრაცია

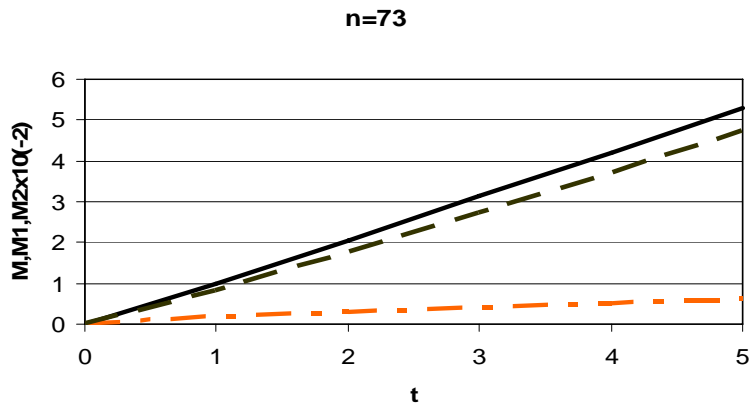
კოლონაში თანაბრდება, ხოლო შემდგომში ეს მაჩვენებელი ხდება უფრო მაღალი 73 თეფშიანი კოლონაში.

როგორც ცნობილია, რექტიფიკაციის პროცესი წარმოადგენს ძალიან ენერგოტევად პროცესს. ნახ.32-ზე ნაჩვენებია კუბის სითხის გასაცხელებლად მოთხოვნილი სიმძლავრის დამოკიდებულება დროზე 49 და 73 თეფშიანი კოლონებისთვის. გაშვების დროს მოთხოვნილი სიმძლავრე ცოტათი მცირდება.

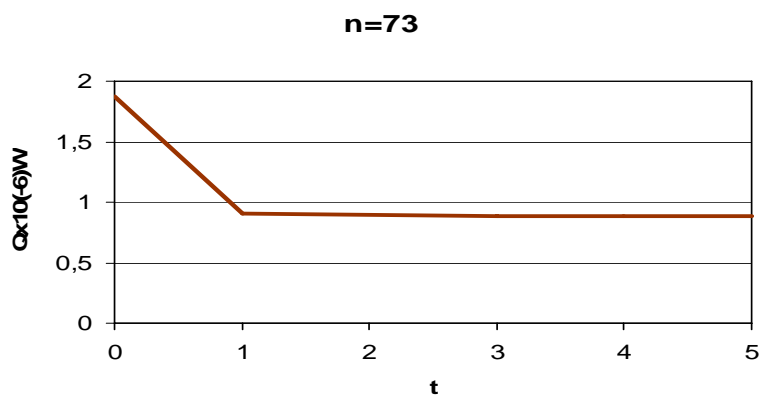
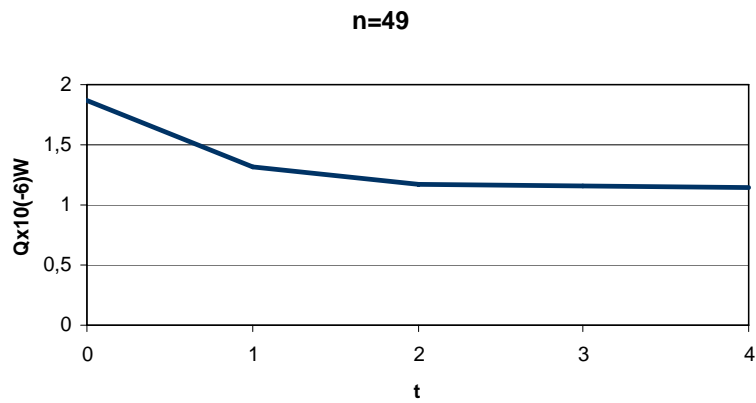
უნდა აღინიშნოს, რომ კუბზე სითხის გასაცხელებლად მიწოდებული სიმძლავრის სიდიდე რეგულირდებოდა კუბში ორთქლის წნევით. ორივე კოლონისთვის წნევის მოცემული საშუალო მნიშვნელობა და რეგულირების დიაპაზონი აღებულ იქნა ერთი და იგივე. რადგან 49 თეფშიანი კოლონის ჰიდრავლიკური წინააღმდეგობა ნაკლებია, ამან გამოიწვია ორთქლის ნაკადის შესაბამისი გაზრდა კოლონაში, აგრეთვე მაღალი მწარმოებლობა და მაღალი მოთხოვნილი სიმძლავრე.



ნახ. 30. დისტილატის გამოსვლა 49 თეფშიანი კოლონიდან პირველი 40 წთ-ის განმავლობაში(დროის სკალის დანაყოფის ფასია 10წთ, უწყვეტი ხაზი-დისტილატი, პუნქტირი-სუფთა სპირტი, შტრიხპუნქტირი-სუფთა წყალი).



ნახ. 31. დისტილატის გამოსვლა 73 თევზიანი კოლონიდან პირველი 50 წთ-ის განმავლობაში (დროის სკალის დანაყოფის ფასია 10წთ. უწყვეტი ხაზი-დისტილატი, პუნქტირი-სუფთა სპირტი, შტრიხპუნქტირი-სუფთა წყალი).



ნახ.32. კუბის სითხის გასაცხელებლად მოთხოვნილი სიმძლავრის ცვლილება დროის მიხედვით (49 თევზიანი-ზედა, 73 თევზიანი-ქვედა)

თავი 4. მინარევებიანი სპირტხსნარის რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება.

4.1. ძირითადი დებულებები.

საკვები სპირტის ხარისხის მიმართ მკაცრმა მოთხოვნებმა აქტუალური გახადა რთული მრავალკომპონენტური სისტემის – ნადულის შედარებით ეფექტური რექტიფიკაციის პროცესის პოვნის ამოცანა. ნადულის შემცველობა გარკვეულწილად დამოკიდებულია საწყის ნედლეულზე და მომზადების მიღებულ ტექნოლოგიურ რეჟიმზე. შედარებით ტიპურია შემცველობა წყალი (82,...90 მას.%), მშრალი ნივთიერებები (4,...10 მას.%) და ეთილის სპირტი თანმდევი აქროლადი მინარევებით (5,...9 მას.%, ან 6...11 მოც.%) [1].

აქროლადი მინარევები, რომლებიც თან ახლავს თხევად სპირტს ხასიათდება დიდი მრავალფეროვნებით. თანამედროვე პირობებში იდენტიფიცირებულია 70-ზე მეტი კომპონენტი, რომელთაგან ბევრი მათგანი წარმოადგენს ძვირფას ნივთიერებებს ფარმაცევტული, კვების და პარფიუმერული წარმოებისთვის. პრაქტიკულად ყველა მინარევი გავლენას ახდენს სპირტის ორგანოლექტიკურ თვისებებზე. ამგვარად, მცირე რაოდენობით ძმარმჟავა აძლევს სასიამოვნო გემოს, ენანტალდეჰიდი- სასიამოვნო არომატს, ჭიანჭველეთილის და ძმარეთილის ეთერები არბილებენ გემოს. თუმცა მინარევების უმეტესობა აუარესებენ სპირტის ორგანოლექტიკურ მახასიათებლებს. რახის ზეთი, ფურფუროლი და მეთანოლი ტოქსიკურია, და სარექტიფიკაციო სპირტში მათმა მაღალმა კონცენტრაციამ შეიძლება გამოიწვიოს მძიმე მოწამვლა [1].

ეთილის სპირტის ფიზიკო-ქიმიური თავისებურებები მოცემულია ცხ.1-ში [8].

გასუფთავების შედეგად მიღებული რექტიფიცირებული ეთილის სპირტი ყოფილი სსრკ-ს სტანდარტის სტანდარტის თანახმად უნდა იყოს უფერო, გამჭვირვალე, უცხო ნაწილაკების გარეშე, მოცემული სახის სპირტისთვის დამახასიათებელი გემოთი და სურნელით, უცხო ნივთიერებების გემოსა და სურნელის გარეშე [8,100].

რექტიფიცირებული სპირტის ორგანოლექტიკურ მახასიათებლებს აფასებენ 10 ბალიანი სკალით; სპირტს უნდა ჰქონდეს შეფასება არანაკლებ: 1 ხარისხი-8,5; მაღალი სისუფთავის- 9,0; ექსტრა-9,3.

მაჩვენებლების სახელწოდება	ნორმა სპირტისთვის			
	ლუქსი	ექსტრა	მაღალი სისუფთავის	1 ხარისხის
ეთილის სპირტის შემცველობა,% არანაკლებ	96,3	96,5	96,2	96,0
სისუფთავეზე გამოცდა გოგირდმჟავასთან ერთად ჟანგვაზე გამოცდა, წთ 20°C-ზე	უძლებს	უძლებს	უძლებს	უძლებს
ამჟავებაზე გამოცდა, 20°C-ზე არანაკლებ	22	20	15	10
ალდეჰიდების მასური კონცენტრაცია,მმარმჟავა უწყლო სპირტზე გაანგარიშებით,მგ/ლ, არაუმეტეს	2	2	4	10
რახის ზეთის მასური კონცენტრაცია იზოამილისა და იზობუთილის სპირტების ნარევეზე(3:1) გაანგარიშებით, უწყლო სპირტში მგ/ლ არაუმეტეს	2	3	4	15
ეთერების მასური კონცენტრაცია მმარმჟავაეთილის უწყლო სპირტზე გაანგარიშებით, მგ, არაუმეტეს	18	25	30	50
მეთილის სპირტის შემცველობა, %, არაუმეტეს	0,03	0,03	0,05	0,05
თავისუფალი მჟავების(გარდა CO ₂) მასური კონცენტრაცია უწყლო	8	12	15	20
სპირტში, მგ/ლ, არაუმეტეს ფურფუროლის შემცველობა	არ დაიშვება	არ დაიშვება	არ დაიშვება	არ დაიშვება

იდეალურ შემთხვევაში რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური აღწერა უნდა მოიცავდეს განტოლებებს, რომელთა პარამეტრები წარმოადგენს ნივთიერებათა ფიზიკო-ქიმიურ თვისებებს. თუმცა ასეთი ფუნდამენტური აღწერა ამჟამად შესაძლებელი არაა. ეს დაკავშირებულია როგორც პროცესის მათემატიკური აღწერის გართულებასთან, რაც თავის მხრივ იწვევს პროცესის მათემატიკური მოდელის გართულებას, ასევე ზოგიერთი მოვლენის დასრულებული თეორიის არარსებობასთან, რომელიც დაკავშირებულია რექტიფიკაციასთან. მაგ.: მრავალკომპონენტური ხსნარების წონასწორობის თეორიები კომპონენტების ნებისმიერი კონცენტრაციის დროს. ამიტომ რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირების პრაქტიკული გამოყენების დროს მისი დეტალიზაციის ამა თუ იმ დონეზე გვიხდება ემპირიული თანაფარდობებისა და დაშვებების გამოყენება.

არ შეიძლება არ აღინიშნოს, რომ ემპირიული მასალები სპირტხსნარების, მათ შორის მრავალკომპონენტური ხსნარების რექტიფიკაციის საკითხებთან დაკავშირებით ძალიან ბევრია. ეს აღნიშნული იყო პირველ თავში. თუმცა ამ მასალების დეტალურმა განხილვამ აჩვენა, რომ რექტიფიკაციის პარამეტრების-წნევის, კონცენტრაციის და ა.შ. ექსპერიმენტალური მონაცემები ხშირად არ შეესაბამება რეალურ მონაცემებს. ამას გარდა, ლიტერატურაში წარმოდგენილი ექსპერიმენტალური მონაცემები არაიშვიათად ეწინააღმდეგებიან ერთმანეთს.

4.2. სათაო მინარევები.

საწყისი მინარევების ერთ-ერთი წარმომადგენელია ძმრის ალდეჰიდი.

ძმრის ალდეჰიდი (აცეტალდეჰიდი, ეთანალი, მეთილფორმალდეჰიდი)-ალდეჰიდების კლასის ორგანული ნაერთია ქიმიური ფორმულით $\text{R}_\text{H}_3\text{-COH}$ ან L-COH ; უფერო სითხეა; $T_{\text{დუღ}} = 20,8 \text{ }^\circ\text{C}$, სიმკვრივე- $0,78 \text{ გ/სმ}^3$ 20°C -ზე; კარგად იხსნება წყალში, სპირტში, ეთერში; ეს ერთ-ერთი მნიშვნელოვანი ალდეჰიდია, რომელიც გვხვდება ბუნებაში და დიდი რაოდენობით იწარმოება ბუნებაში. აცეტალდეჰიდი ბუნებაში გვხვდება ყავაში, მწიფე ხილში, პურში და სინთეზირდება მცენარეებით,

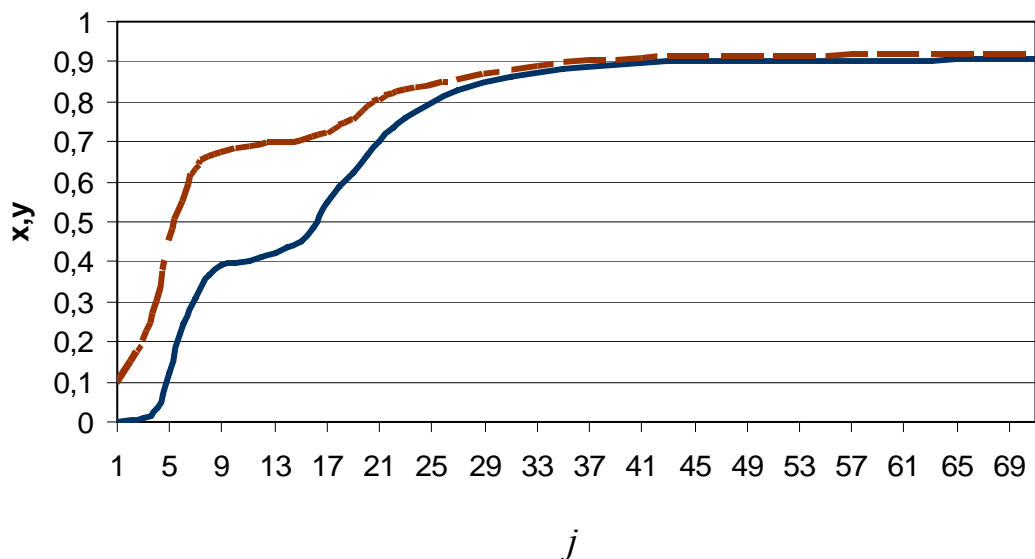
როგორც მათი მეტაბოლიზმის ნაწილი. აგრეთვე წარმოიქმნება ეთანოლის დაჟანგვით და ადამიანების უმეტესობა თვლის მას თრობის მიზეზად. აცეტალდეჰიდი წარმოიქმნება ადამიანის ორგანიზმში ალკოჰოლის მიღების შემდეგ.

ორგანულ სინთეზში ძმრის ალდეჰიდი გამოიყენება საღებავების, წამლების და სურნელოვანი ნივთიერებების მისაღებად.

ძმრის ალდეჰიდი, რომელსაც მუდამ შეიცავს ნახადი, წარმოადგენს სპირტული დუღილის შუალედურ პროდუქტს. მოცემული და სხვა ალდეჰიდების წარმოქმნა შესაძლებელია ჰაერის ჟანგბადით სპირტების დაჟანგვით, აგრეთვე ზოგიერთი მეორადი რეაქციით. აერაციით დუღილის წარმოებისას და მაღალი ტემპერატურის დროს ალდეჰიდების შემცველობა იზრდება.

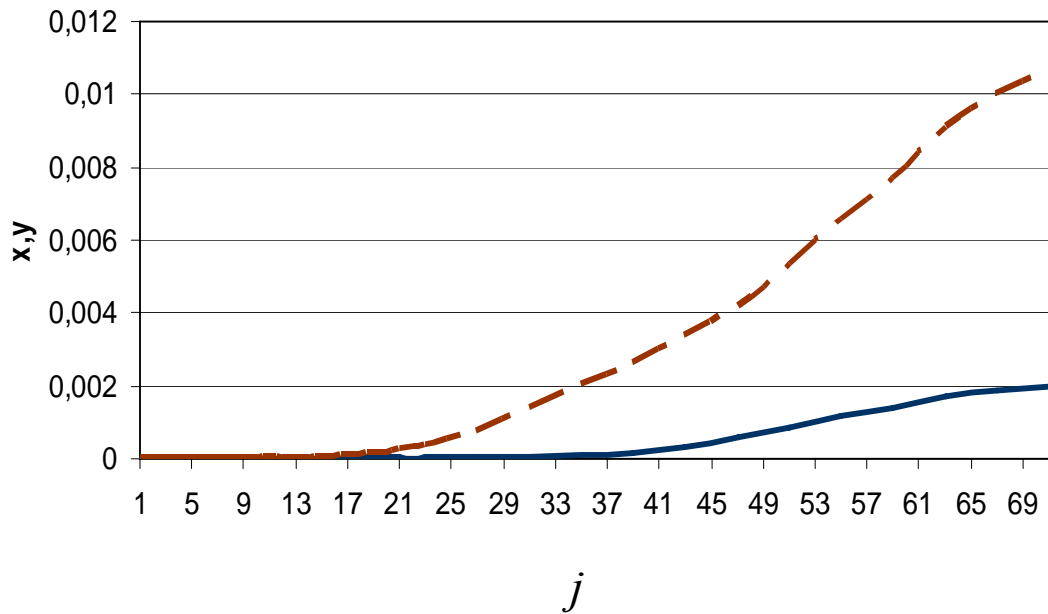
გამოთვლითი ექსპერიმენტების შედეგების მაგალითად შემუშავებულ მათემატიკურ მოდელში ნახ.33-ზე და ნახ.34-ზე ნაჩვენებია 73 თევშებიანი კოლონის მთელ სიმაღლეზე ეთანოლისა და მისი მინარევის- ძმრის ალდეჰიდის მასური კონცენტრაციების განაწილება სტაციონარული რეჟიმის დამყარების შემდეგ.

n=73



ნახ.33.ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თევშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთქლის ფაზაში)

n=73



ნახ.34.ძმრის ალდეჰიდის კონცენტრაციის განაწილებაკოლონის თეფშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთქლის ფაზაში)

კოლონის გაშვების მომენტში კოლონა ავსებულია თხევადი ნედლი სპირტით, რომელიც შეიცავს 40% ეთილის სპირტს და 0,4% ძმრის ალდეჰიდს, და თხევად ფაზასთან წონასწორობში მყოფ ორთქლის ფაზას, რომელიც არის წყლის, ეთანოლისა და ძმრის ალდეჰიდის ორთქლების ნარევი. რექტიფიკაციის პროცესში ძმრის ალდეჰიდის კონცენტრაცია, როგორც სათაო მინარევისა იზრდება თხევად და ორთქლის ფაზებში კოლონის ზედა ნაწილში.

4.3.ნარჩენი მინარევები

ნარჩენი მინარევების ერთ-ერთი წარმომადგენელია ფურფუროლი. ფურფუროლი (α – ფურილის ალდეჰიდი), $C_5H_4O_2$ - ორგანული ჰეტეროციკლური ნაერთია. სახელწოდება მიღებულ იქნა ფურფუროლის წარმოშობასთან დაკავშირებით- ქერის ნარჩენების გაცხელებისას შერეული გოგირდმჟავათი (ლათ. Fურფურ- ნარჩენები). ფურფუროლს მცირე რაოდენობით შეიცავს რახის ზეთი, ზოგიერთი ეთერზეთი. ფურფუროლს აწარმოებენ

მნიშვნელოვანი რაოდენობით სიმინდის ჩანასახებიდან, მიწის თხილის ნაჭუჭისგან და სოფლის მეურნეობის სხვა კულტურების ნარჩენებისგან.

ფურფუროლი- უფერო სითხეა, რომელიც ჰაერზე მუქდება, სუნით გავს ბენზალალდეჰიდს, $T_{\text{დუღ}} = 162^{\circ}\text{C}$, სიმკვრივე $1,1594\text{გ/სმ}^3$ 20°C -ზე. ფურფუროლი ქიმიურად ძალიან აქტიურია.

სხვა ალდეჰიდების მსგავსად ფურფუროლი კონდენსირდება ფენოლთან ერთად, წარმოქმნის რა ამ დროს ფისისმაგვარ პროდუქტებს, რომლებიც გამოსადეგია პლასტიკური მასების დასამზადებლად. ფურფუროლი გამოყენებას ჰპოვებს ნავთობის მრეწველობაში სელექციური გამხსნელის სახით ნეილონის წარმოებაში ზეთების გასუფთავებისთვის, აგრეთვე სხვა ქიმიურ წარმოებაში.

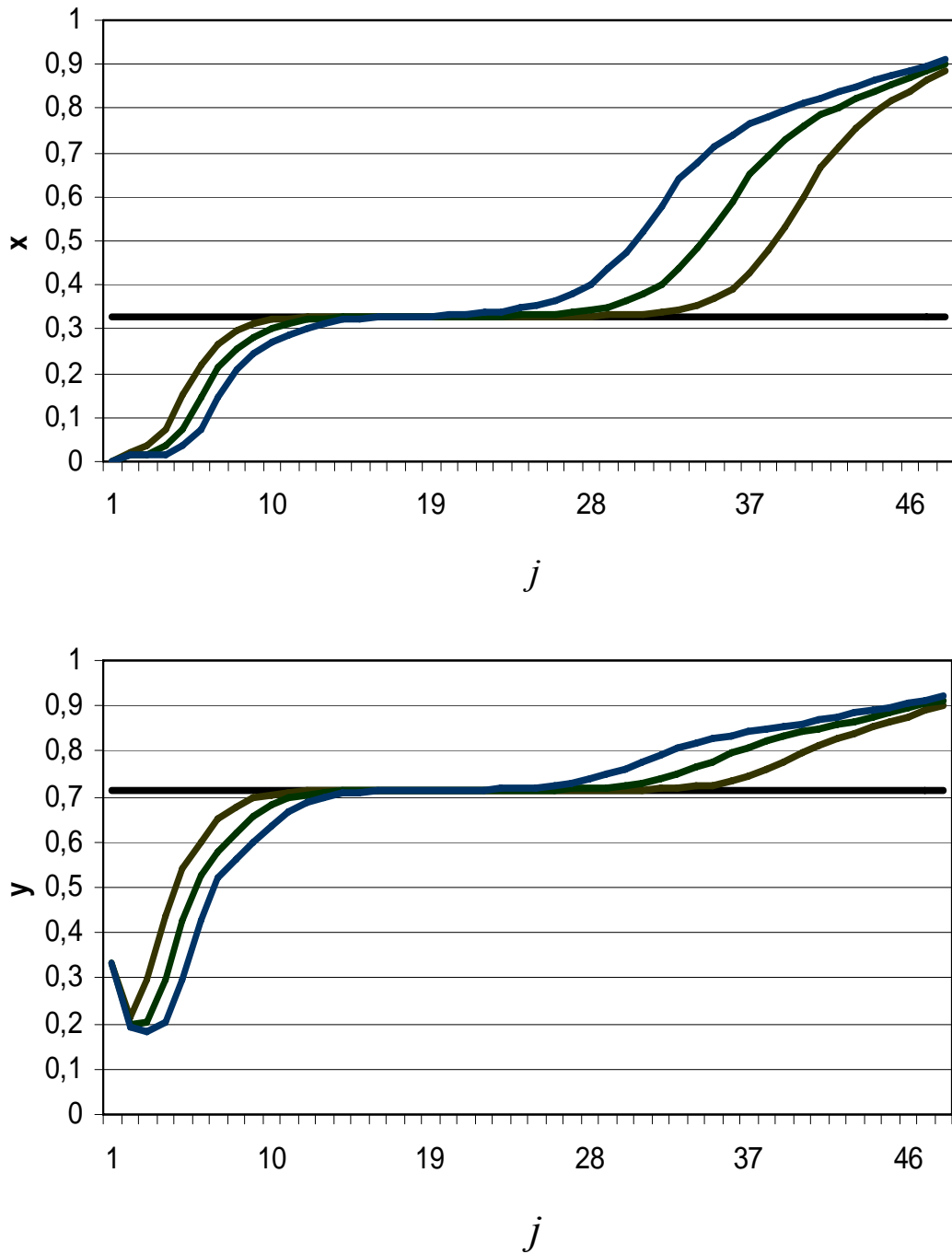
ფურფუროლს გამოიყენებენ ნავთობქიმიის საწარმოებში როგორც გამხსნელს დიენების ექსტრაქციისთვის (გამოიყენება სინთეტიკური რეზინის წარმოებისთვის) ნახშირწყალბადის ნარევიდან. ფურფუროლიდან ლებულობენ უშუალოდ ფურანს, რომელიც თავის მხრივ არის ნედლეული მნიშვნელოვანი აპროტონული გამხსნელის- ტეტრაჰიდროფურანის მისაღებად. ამას გარდა ფურფუროლი არის საწყისი ნედლეული ნიტროფურანების ჯგუფის ანტიმიკრობული პრეპარატების მისაღებად, ისეთისა, როგორცაა ფურაცილინი და სხვა.

ფურფუროლი და ფურფურილის სპირტი შეიძლება გამოყენებულ იქნას ერთად ან ცალ-ცალკე მყარი ფისის მისაღებად ფენოლთან და აცეტონთან ერთად რეაქციით. ასეთი ფისები გამოიყენება მინის ბოჭკოს, თვითმფრინავის ზოგიერთი დეტალის და ავტომობილების მუხრუჭების წარმოებაში.

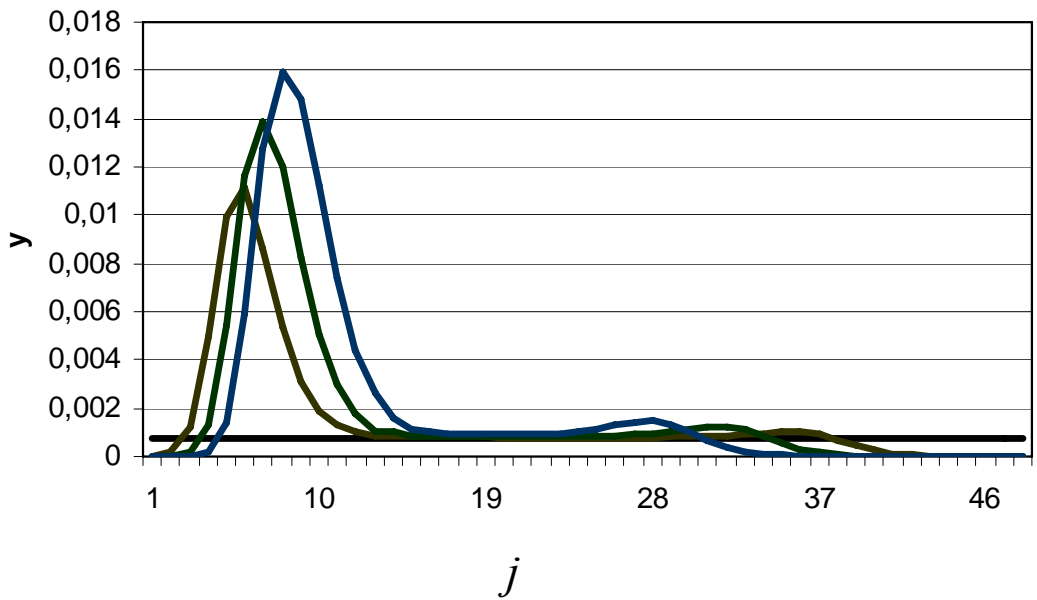
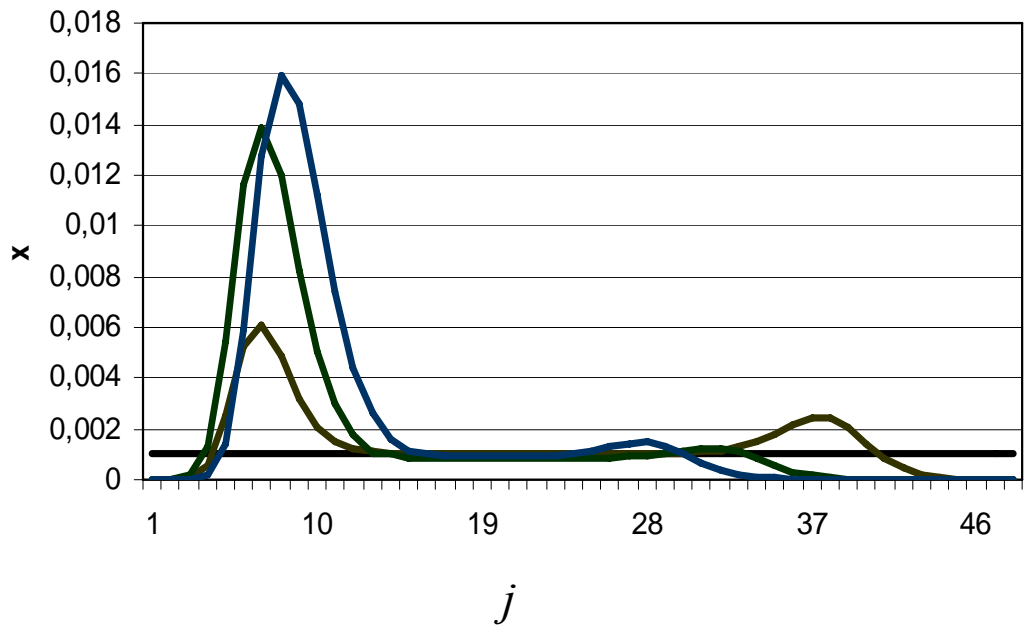
ფურფუროლი არის ხელმისაწვდომი ნივთიერება, ამიტომაც ფართოდ გამოიყენება, როგორც საწყისი ნაერთი ფურანის სხვადასხვა ნაწარმის მისაღებად.

ნახ.35-ზე და ნახ.36-ზე ნაჩვენებია 49 თეფშიანი სპირტის კოლონაში ეთანოლისა და მისი მინარევის - ფურფუროლის მასური კონცენტრაციების განაწილება კოლონის გაშვებიდან დროის სხვადასხვა მომენტში. გაშვების მომენტში კოლონა გავსებულია თხევადი ნედლი სპირტით, რომელიც შეიცავს 33% ეთილის სპირტს და 0,1% ფურფუროლს, და თხევად ფაზასთან წონასწორობაში მყოფ ორთქლის ფაზას- წყლის, ეთანოლისა და ფურფუროლის ორთქლების ნარევის. ნახაზებზე მოცემულია ეთანოლისა და ფურფუროლის კონცენტრაციების განაწილება ინტერვალით 10 წთ. რექტიფიკაციის პროცესში ფურფუროლის,

როგორც ნარჩენი მინარევის წარმომადგენლის კონცენტრაცია იზრდება თხევად და ორთქლის ფაზებში კოლონის ქვედა ნაწილში.



ნახ.35. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე.
(ზევით-თხევად ფაზაში, ქვევით-ორთქლის ფაზაში).



ნახ.36. ფურფუროლის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე
(ზევით-თხევად ფაზაში, ქვევით-ორთქლის ფაზაში)

4.4. შუალედური მინარევები.

შუალედური მინარევების ერთ-ერთი წარმომადგენელია პროპილის სპირტი.

პროპილის სპირტი (1-პროპანოლი) C_3H_7OH – ერთატომიანი სპირტია. მოლური მასა 60,09 გ/მოლი, დნობის ტემპერატურა- $-127^{\circ}C$; დუღილის ტემპერატურა- $97,4^{\circ}C$.

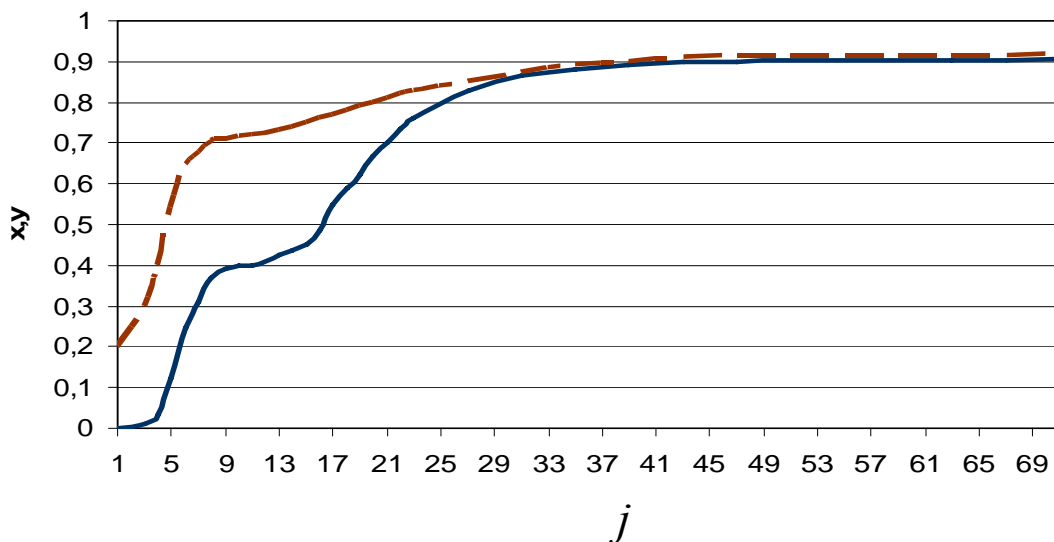
არის უფერი სითხე სპირტის სუნით და ერევა წყალს და ორგანულ გამხსნელებს.

მრეწველობაში 1-პროპანოლს დებულობენ ეთილენის ჰიდროფორმირებით და წარმოქმნილი პროპანოლის შემდგომი ჰიდრირებით.

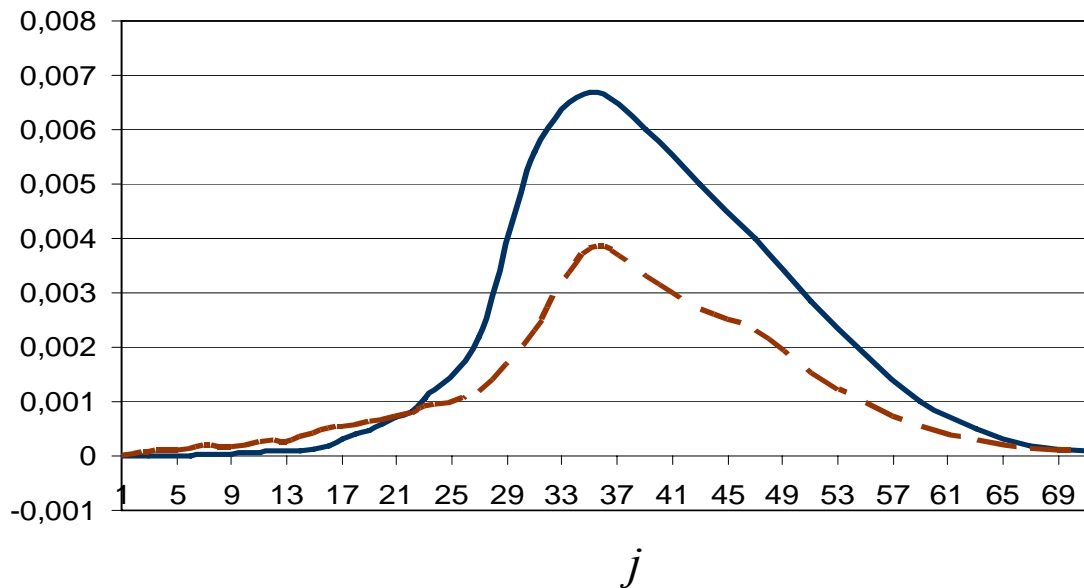
1-პროპანოლი გამოიყენება გამხსნელის სახით, აგრეთვე პროპიონის მჟავის, პესტიციდების და სამკურნალო საშუალებების სინთეზისთვის.

შემუშავებული მათემატიკური მოდელის გამოთვლითი ექსპერიმენტების შედეგების მაგალითისთვის ნახ.37-ზე ნაჩვენებია 73 თეფშიანის კოლონის მთელ სიმაღლეზე ეთანოლის მასური კონცენტრაციების განაწილება თხევად და ორთქლის ფაზებში სტაციონარული რეჟიმის დამყარების შემდეგ. კოლონა იკვებება თხევადი ნედლი სპირტით, რომელიც შეიცავს 40% ეთილის სპირტს და 0,2% პროპილის სპირტს და თხევად ფაზასთან წონასწორობაში მყოფი ორთქლის ფაზას, რომელიც არის წყლის, ეთანოლისა და პროპილის სპირტის ორთქლის ნარევი. ნახ.38-ზე ნაჩვენებია პროპილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე თხევად და ორთქლის ფაზაში. რექტიფიკაციის პროცესში პროპილის სპირტის (როგორც შუალედური მინარევების წარმომადგენლისა) კონცენტრაცია იზრდება თხევად და ორთქლის ფაზებში.

n=73



ნახ.37. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთქლის ფაზაში)



ნახ.38. პროპილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთქლის ფაზაში)

4.5. საბოლოო მინარევები

საბოლოო მინარევების ერთ-ერთი წარმომადგენელია მეთილის სპირტი.

მეთილის სპირტი (მეთანოლი, ხის სპირტი, კარბინოლი, მეთილჰიდრატი, მეთილის ჰიდროქსიდი) , CH_3OH -ორგანული ნაერთია, ზღვრული ერთატომიანი სპირტების მარტივი წარმომადგენელი. სუფთა მეთილის სპირტი - უფერო მოძრავი სითხეა, სუნით თითქმის არ განსხვავდება ეთილის სპირტისაგან, ძლიერი საწამლავია, $T_{\text{დუღ}} = 64,5 \text{ } ^\circ\text{C}$, სიმკვრივე $0,79609 \text{ გ/სმ}^3$ 15°C -ზე. თავისუფლად ერევა წყალს, ეთილის სპირტს, ეთერს და ბევრ სხვა ორგანულ გამხსნელს; ჰაერთან წარმოქმნის ფეთქებადსაშიშ ნარევს (აფეთქების ტემპერატურა $11 \text{ } ^\circ\text{C}$).

მიღების თანამედროვე სამრეწველო მეთოდია ნახშირბადის II ოქსიდიდან (CO) და წყალბადიდან (2H_2) კატალიზური სინთეზი შემდეგ პირობებში:

- ტემპერატურა - $250 \text{ } ^\circ\text{C}$,
- წნევა – 7მპა ($= 70 \text{ ბარი}$),
- კატალიზატორი - ZnO (თუთიის ოქსიდის) და CuO (სპილენძის II ოქსიდის) ნარევი.

კატალიზური მეთოდის მრეწველობაში დანერგვამდე მეთანოლს ღებულობდნენ ხის მშრალი გამოხდის შედეგად (აქედან არის სახელწოდება „ხის სპირტი“). მოცემულ შემთხვევაში ამ მეთოდს გააჩნია მეორეხარისხოვანი მნიშვნელობა.

მეთანოლის წარმოება (ათასი ტონა)

ცხრილი 3.

წელი	აშშ	გერმანია	მსოფლიო	გასაყიდი ფასი (დოლ/ტ)
1928	24	18	არ არის მონაცემები	არ არის მონაცემები
1936	97	93	არ არის მონაცემები	არ არის მონაცემები
1950	360	120	არ არის მონაცემები	არ არის მონაცემები
1960	892	297	არ არის მონაცემები	99,7
1970	2238	არ არის მონაცემები	5000	89,7
1980	3176	870	15000	236,1
2004	3700	2000	32000	270

ორგანულ ქიმიაში მეთანოლი გამოიყენება გამხსნელის სახით. მეთანოლი გამოიყენება აირის წარმოებაში ჰიდრატების წარმოქმნის საწინააღმდეგოდ (გაყინვის დაბალი ტემპერატურისა და კარგი ხსნადობის გამო). ორგანულ სინთეზში მეთანოლი გამოიყენება ფორმალდეჰიდისა და ფორმალინის, ძმარმჟავას, რიგი

ეთერების, იზოპრენის და სხვ. წარმოებისთვის. მისი დიდი რაოდენობა იხარჯება ფორმალდეჰიდის წარმოებაზე, რომელიც გამოიყენება ფენოლფორმალდეჰიდის ფისების წარმოებისთვის. CH_3OH -ის მნიშვნელოვან რაოდენობას გამოიყენებენ ლაქის მრეწველობაში გამხსნელების დასამზადებლად. ამას გარდა მას გამოიყენებენ (შეზღუდულად ჰიდროსკოპიულობისა და განშრევების გამო) , როგორც დანამატს თხევად საწვავზე შიგა წვის ძრავებისათვის.

მაღალი ოქტანის რიცხვის გამო, რაც საშუალებას იძლევა გაიზარდოს კუმშვის ხარისხი ენერგეტიკული სიმძლავრის 16- და 20%-მდე მეთანოლისა და ჰაერის საფუძველზე, მეთანოლი გამოიყენება რბოლისთვის განკუთვნილი მოტოციკლებისა და ავტომობილების გამართვისათვის.

ბევრ ქვეყანაში მეთანოლი გამოიყენება ეთანოლზე დენატურირებელი დანამატის სახით პარფიუმერიის წარმოებაში.

ფიტოპლანქტონის სამრეწველო კულტივირება და ბიოტექნოლოგიური კონვერსია განიხილება, როგორც ერთ-ერთი პერსპექტიული მიმართულება ბიოსაწვავის მიღების სფეროში. ბიომასის პირველადი წარმოება ხორციელდება ფიტოპლანქტონის კულტივირების გზით ხელოვნურ წყალსაცავებში, რომლებსაც ქმნიან ზღვის სანაპიროზე. 80-იანი წლების დასაწყისში ევროპის ქვეყნებთან ერთად ერთობლივად მუშავდებოდა პროექტი, რომელიც ორიენტირებული იყო სამრეწველო სისტემების შექმნაზე სანაპირო უდაბური რაიონების გამოყენებით. ამ პროექტის განხორციელებას ხელი შეუშალა მსოფლიო მასშტაბით ნავთობზე ფასების დავარდნამ.

მეორადი პროცესები წარმოადგენს ბიომასის მეთანურ დუღილს და მეთანის შემდგომ ჰიდროქსირებას მეთანოლის წარმოქმნით.

ენერჯის მიღების თვალსაზრისით მოცემულ ბიოსისტემას გააჩნია არსებითი ეკონომიკური უპირატესობა სინათლის ენერჯის გარდაქმნის სხვა მეთოდებთან შედარებით.

მეთანოლი- ძლიერი საწამლავია, რომელიც მოქმედებს ნერვულ და სისხლძარღვთა სისტემაზე. ამას გარდა მეთანოლს გააჩნია კუმულაციური თვისებები, ანუ აქვს ორგანიზმში დაგროვების უნარი. 5-10 მლ მეთანოლის მიღება

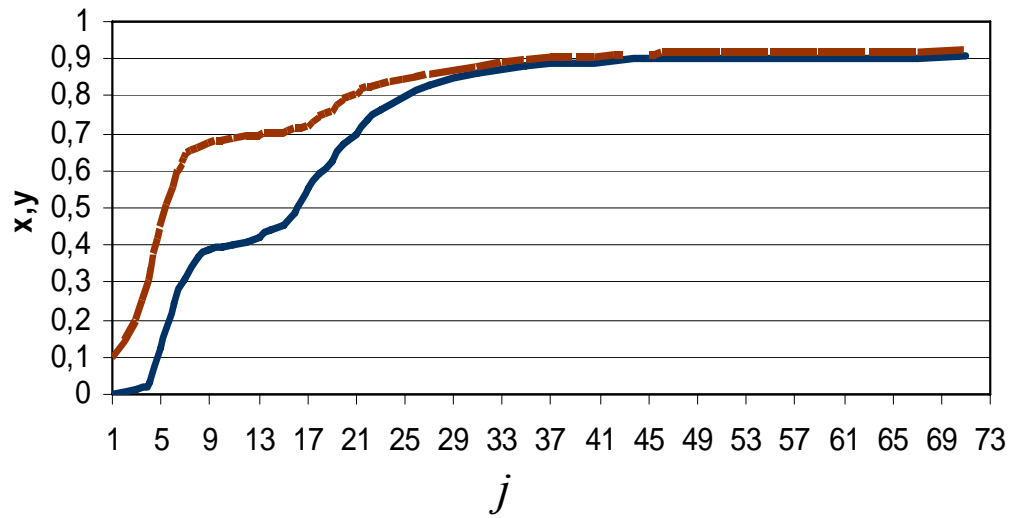
შინაგანად იწვევს მძიმე მოწამვლას (ერთ-ერთი შედეგია დაბრმავება), ხოლო 30მლ და მეტი იწვევს სიკვდილს. ჰაერში მეთანოლის დასაშვები ზღვრული კონცენტრაციაა 5 მილიგრამი კუბურ მეტრში (ანუ 2-ჯერ მცირე, ვიდრე ეთანოლის, ხოლო იზოპროპილის- 10). მოწამვლის მსუბუქი ფორმა ხასიათდება თავის ტკივილით, ზოგადი უძლურებით, გულისრევით, ამიტომ სახიფათოა სიცოცხლისთვის არა მარტო მეთანოლი, არამედ სითხეები, რომლებიც შეიცავენ ამ საწამლავს მცირე რაოდენობით. მეთანოლის განსაკუთრებული საშიშროება გამოწვეულია იმით, რომ გემოთი და სუნით არ განსხვავდება ეთილის სპირტისაგან, ამიტომაც ხდება მეთანოლის ადამიანის ორგანიზმში მოხვედრა.

მეთანოლი ეთილის სპირტზე 80-ჯერ ტოქსიკურია. მისმა მაღალმა შემცველობამ პროდუქტში, მაგ.: არაყში შეიძლება გამოიწვიოს დაბრმავება ან კიდევ სიკვდილი. ამიტომ რექტიფიკაციის ერთ-ერთ ძირითად ამოცანას წარმოადგენს სპირტ-რექტიფიკატის გათავისუფლება მეთანოლისგან.

მრავალრიცხოვანი ექსპერიმენტალური მონაცემები, რომლებიც მიღებულია ქრომატოგრაფიული მეთოდებით დარგის საწარმოებში, აჩვენებენ მეთანოლის არსებობას სპირტში, რომელიც მიღებულია სუფთა მელასის ნადულიდან [5].

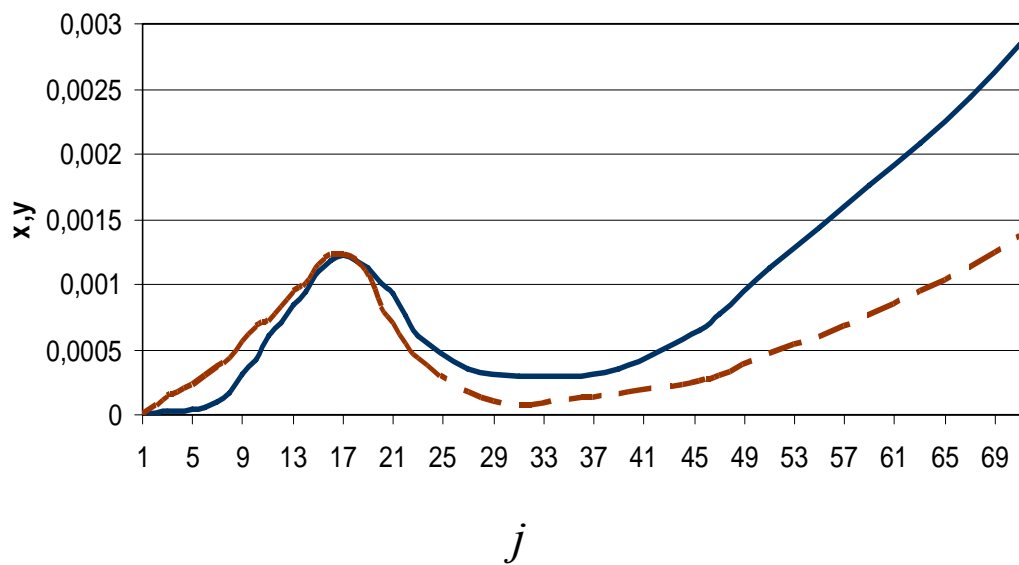
შემუშავებული მათემატიკური მოდელის გამოთვლითი ექსპერიმენტების შედეგების მაგალითისთვის ნახ.39-ზე და ნახ.40-ზე ნაჩვენებია 73 თეფშიანი კოლონის მთელ სიმაღლეზე ეთანოლის და მინარევის- მეთილის სპირტის მასური კონცენტრაციების განაწილება თხევად და ორთქლის ფაზებში კოლონის გადასვლისას დამყარებულ რეჟიმში. გაშვების მომენტში კოლონა გავსებულია თხევადი ნედლი სპირტით, რომელიც შეიცავს 40% ეთილის სპირტს და 0,1% მეთილის სპირტს, და თხევად ფაზასთან წონასწორობაში მყოფ ორთქლის ფაზას, რომელიც არის ნარევი წყლის, ეთანოლისა და მეთილის სპირტის ორთქლებისა. რექტიფიკაციის პროცესში მეთილის სპირტის კონცენტრაცია, როგორც საბოლოო მინარევების წარმომადგენლისა, იზრდება თხევად და ორთქლის ფაზებში კოლონის ქვედა და განსაკუთრებით ზედა ნაწილებში.

n=73



ნახ.39. ეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთელის ფაზაში)

n=73



ნახ.40. მეთილის სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის თეფშებზე (უწყვეტი ხაზი-თხევად ფაზაში, წყვეტილი-ორთელის ფაზაში)

ზოგადი დასკვნები

რექტიფიკაციის პროცესის საფუძველზე კვების, ქიმიურ, და ნავთობქიმიურ მრეწველობებში მსოფლიოში ყოველწლიურად გადამუშავდება ასობით მილიონი ტონა სხვადასხვა პროდუქტი.

გამკაცრებულმა მოთხოვნებმა საკვები სპირტის ხარისხის მიმართ აქტუალური გახადა რთული მრავალკომპონენტური სისტემის რექტიფიკაციის უფრო ეფექტური რეჟიმების პოვნის ამოცანა: წყალი+ეთილის სპირტი+მინარევები. აქროლადი მინარევები, რომლებიც თან ახლავს სპირტს, ხასიათდება დიდი მრავალფეროვნებით. თანამედროვე პირობებში იდენტიფიცირებულია 70-ზე მეტი კომპონენტი, რომელთაგან უმეტესობა წარმოადგენს ძვირფას ნივთიერებებს ფარმაცევტული, კვების, პარფიუმერული მრეწველობისთვის.

წარმოების უდიდესი მასშტაბები, აპარატურის დიდი ლითონტევადობა, ენერჯის მაღალი ხვედრითი დანახარჯები, დამუშავების ხარისხობრივი მაჩვენებლების მიმართ მუდმივად მზარდი მოთხოვნები იწვევს რექტიფიკაციის პროცესის საიმედო მეთოდების შექმნის აუცილებლობას. ყველაზე ეფექტური და რაციონალური მეთოდი მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის შესწავლისთვის გვაძლევს მათემატიკური მოდელირების მეთოდი. ეს თავის მხრივ განსაზღვრავს მიზნების აქტუალურობას და დისერტაციაში ამოხსნილ ამოცანებს:

1. ანალიზი გაუკეთდა მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესების მათემატიკური მოდელირების არსებულ მეთოდებს. მინარევებიანი ეთილის სპირტის მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის მაგალითზე გამოვლენილია გადაუწყვეტელი ამოცანები.
2. შემუშავებულია მინარევებიანი შეზავებული ხსნარების წონასწორობის გამოყენებითი თეორია ცვლადი შემადგენლობის მქონე რთულ გამხსნელში.
3. შემუშავებულია მრავალკომპონენტური ფაზური წონასწორობის მათემატიკური მოდელი ქიმიური პოტენციალის გამოყენებით.
4. შემუშავებულია ფაზათაშორისი მასაგადაცემის გაანგარიშების მეთოდიკა სისტემაში „სითხე-ორთქლი“ ცვლადი წნევის, ტემპერატურისა და კონცენტრაციის პირობებში.

5. შექმნილია არასტაციონარული მრავალკომპონენტური მინარევებიანი სპირტხსნარის მათემატიკური მოდელი იმის გათვალისწინებით, რომ მინარევები არსებობენ წყალ-სპირტოვან ნარევში სხვადა კონცენტრაციით.
6. მინარევებიანი სპირტხსნარის მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის მათემატიკური მოდელი წარმოადგენს კომის ამოცანას ჩვეულებრივი არაწრფივი დიფერენციალური განტოლებებისთვის. რუნგე-კუტას მეთოდის საფუძველზე რეალიზაცია გაუკეთდა მათემატიკურ მოდელს პერსონალური კომპიუტერებისთვის გამოყენებითი ფორტრან-პროგრამის პაკეტების სახით.
7. მათემატიკური მოდელის, რიცხვითი ალგორითმისა და გამოყენებითი პროგრამების პაკეტების საფუძველზე ჩატარდა გამოთვლითი ექსპერიმენტები მინარევებიანი სპირტის ნარევის მრავალკომპონენტური რექტიფიკაციის პროცესის კვლევისათვის. გამოთვლითი ექსპერიმენტების ანალიზმა აჩვენა:
 - თევზების რიცხვის გაზრდით იზრდება ეთილის სპირტის მაქსიმალური კონცენტრაციის სიდიდე, რომლის მიღწევაც შეიძლება მოცემულ სპირტის კოლონაში. 94% და მეტი შეიძლება მივიღოთ კოლონაში, რომელსაც გააჩნია 70-ზე მეტი თევზი.
 - ფლეგმის რიცხვის მნიშვნელობაც მოქმედებს ეთილის სპირტის კონცენტრაციის მაქსიმალურ მნიშვნელობაზე, რომლის მიღწევაც შეიძლება სპირტის კოლონაში.
 - თავისუფალი კონსტრუქციული და სარეჟიმო პარამეტრების დაწყობის შედეგ ფლეგმის რიცხვის სხვადასხვა მნიშვნელობის დროს სპირტის კონცენტრაციის განაწილება კოლონის მთელ სიმაღლეზე, რომელიც მიღებულია მათემატიკური მოდელირებით, განსხვავდება ექსპერიმენტული შედეგებისგან 10%-ით და მეტით.
 - სპირტის ნარევში ძმრის ალდეჰიდის არსებობისას რექტიფიკაციის პროცესის კვლევამ აჩვენა, რომ ძმრის ალდეჰიდს გააჩნია სათაო მინარევის თვისება. მათემატიკური მოდელირებით დადგინდა, თუ როგორ მოხდეს რაციონალურად მოცემული მინარევის ართმევა.

- ფურფუროლიანი სპირტის ნარევის რექტიფიკაციის კვლევამ აჩვენა, რომ ფურფუროლს აქვს ნარჩენი მინარევის თვისება. მათემატიკური მოდელირებით დადგინდა, თუ როგორ უნდა მოხდეს რაციონალურად მოცემული მინარევის ართმევა კოლონაში.
- პროპილის სპირტიანი სპირტის ნარევის რექტიფიკაციის კვლევამ აჩვენა, რომ პროპილის სპირტს გააჩნია შუალედური მინარევის თვისება. მათემატიკური მოდელირებით დადგინდა, თუ როგორ უნდა მოხდეს რაციონალურად მოცემული მინარევის ართმევა კოლონაში.
- მეთილის სპირტიანი სპირტის ნარევის რექტიფიკაციის კვლევამ აჩვენა, რომ მეთილის სპირტი იქცევა, როგორც სათაო მინარევი. მათემატიკური მოდელირებით დადგინდა, თუ როგორ უნდა მოხდეს რაციონალურად მოცემული მინარევის ართმევა კოლონაში.

ლიტერატურა

1. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. – М.: Наука, 1969. –824с.
2. Адельсон С.В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. – М.: Гостоптехиздат, 1963. – 311с.
3. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1978. – 280с.
4. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М.: Химия, 1981. – 352с.
5. Анисимов И.В., Бодров В.И., Покровский В.Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. – М.: Химия, 1975. – 215с.
6. Аношин И.М. Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств. – М.; Пищевая промышленность, 1970. – 372с.
7. Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. – М.: Химия, 1974. – 440с.
8. Богданов Ю.П., Зотов В.Н., Колосков С.П. Справочник по производству спирта (оборудование, средства механизации и автоматизации). М., 1983. С. 479.
9. Бояринов А.И., Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии. – М.: Химия, 1969. – 355с.
10. Бронштейн И.Н., Семендяев К.А. Справочник по математике для инженеров и учащихся втузов. – М.: Наука, 1986. –544с.
11. Бэтчэлор Дж. Введение в динамику жидкости. – М.: Мир, 1973.
12. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720с.
13. Винтер А.А. Определение поверхности контакта фаз на барботажных тарелках. – Дисс.на соиск.учен.степ.канд.техн.наук. МХТИ им. Д.И.Менделеева, М.:1966, 117с.
14. Воеводин В.В., Кузнецов Ю.А. Матрицы и вычисления. - М.: Наука, 1984г., 318с.
15. Гальперин Н.И. Дистилляция и ректификация. – М. – Л.: Госхимиздат, 1947. – 312с.
16. Гальперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1981. – 812с.
17. Гиббс Дж.В. Термодинамические работы. – М.-Л.: Гос.изд.техн.-теор.лит.-ры, 1950.
18. Гинзбург И.П. Прикладная гидрогазодинамика. – Л.: Изд-во Ленинградского университета, 1958. – 340с.
19. Гладилин Н.И. Руководство по ректификации спирта. – М.: Пищепромиздат, 1952. – 450с.

20. Громов С.И., Устинов Б.А. Переработка некондиционного сырья на спиртовых заводах. М., 1989. 201 с.
21. Даниэль Ф., Ольберти Р. Физическая химия. - М.: Мир, 645с.
22. Дейч М.Е., Филлипов Г.А. Газодинамика двухфазных сред. – М.: Энергоиздат, 1981. – 471с.
23. Демиденко Н.Д., Ушатинская Р.П. Моделирование, распределенный контроль и управление процессами ректификации. – Новосибирск: Наука, Сиб. Отделение, 1978. – 285с.
24. Еремин Е.М. Основы химической термодинамики. - М.: Высшая школа, 1978. - 391с.
25. Жаров В.Т., Серафимов Л.А. Физико-химические основы дистилляции и ректификации. – Л.: Химия, 1975. – 239с.
26. Изава К., Морианага Т. Динамические характеристики процесса ректификации бинарных смесей. . – Доклад, представ. на II Межд. Конгресс ИФАК, Базель, Швейцария, 27 августа 1963 г.
27. Карапетьянц М.Х. Химическая термодинамика. - М.: Химия, 1975. - 583с.
28. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 752с.
29. Кафаров В.В. Методы оптимизации в химической технологии. – М.: Химия, 1969. – 564с.
30. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1972. – 494с.
31. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. – М.: Высшая школа, 1991. –400с.
32. Кафаров В.В., Бояринов А.И., Ветохин В.Н. К расчету ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей с учетом эффективности тарелок. – ТОХТ, 1967, т.1, №2, с.237.
33. Кириллин В.А., Сычев В.В., Шейндлин А.Е. Техническая термодинамика. – М.: Энергия, 1968. – 472с.
34. Корн Г., Корн Т. Справочник по математике. - М.: Наука, 1984, 831с.
35. Кочетов Н.М. Исследование гидродинамики и массопередачи на колпачковых и колпачково-ситчатых тарелках. – Дисс.на соиск.учен. степ. канд.техн.наук. МХТИ им. Д.И.Менделеева, 1972, 116с.
36. Кочин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. Ч.1. – М.: Физматгиз, 1963. - 584с.
37. Кочин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. Ч.2. – М.: Физматгиз, 1963. - 728с.
38. Крестовников А.Н., Вигдорович В.Н. Химическая термодинамика. М., 1964. 196 с.

39. Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидродинамика газожидкостных систем. – М.: Энергия, 1976. – 296с.
40. Ламб Г. Гидродинамика. – М.-Л.: ОГИЗ, 1947. – 929с.
41. Лашхи А.Д. Химия и технология грузинского коньяка. – Тбилиси: Изд-во Груз. сел.-хоз. Института, 1962. – 270с.
42. Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. – М.: Физматгиз, 1959.
43. Лисовец С.Ю., Комарова Л.Ф. Математическая модель ректификационной очистки этилового спирта с учетом химических реакций в зоне массообмена. Химия растительного сырья. 2000. №1. С. 131–137.
44. Лонцин М., Мерсон Р. Основные процессы пищевых производств: Пер. с англ. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. – 384с.
45. Льюис Г., Рэндал М. Химическая термодинамика. – М.: ОНТИ, 1936.
46. Мальцев П.М. Технология бродильных производств. – М.: Пищевая промышленность, 1980. – 560с.
47. Марчук Г.И. Методы вычислительной математики. – М.: Наука, 1977, 456с.
48. Машинный расчет парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей / Под ред. Д. Праузница, К. Эккерта. М., 1971. 214 с.
49. Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтепереработки. – М.: Химия, 1980. – 407с.
50. Нигматулин Р.И. Основы механики гетерогенных сред. – М.: Наука, 1978. – 336с.
51. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Ч.1. – М.: Наука, 1987. – 464с.
52. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. Ч.2. – М.: Наука, 1987. – 360с.
53. Николаев А.П. Оптимальное проектирование и эксплуатация брагоректификационных установок. – М.: Пищевая промышленность, 1975. – 183с.
54. Оборудование спиртовых заводов. Под ред. С.П. Колоскова. – М.: Пищевая промышленность, 1975. – 295с.
55. Ортега Дж., Рейнболдт В. Итерационные методы решения нелинейных систем со многими неизвестными. – М.: Мир, 1975.
56. Петушинский Л.Н. Исследование гидродинамики и массопередачи в колоннах с клапанными тарелками. – Дисс. на соиск. учен. степ. канд. техн. наук. МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1971, 117с.
57. Поверхность контакта на провальных тарелках ректификационных колонн. /Б.А. Ульянов, А.И. Родионов, В.А. Буренко, Б.И. Щелкунов/. – Изв. ВУЗов. Сер. Химия и хим. технология, 1978, т.21, №12, с.1815.
58. Построение математических моделей химико-технологических объектов. /Дудников Е.Г., Балакирев В.Е., Кривсунков В.Н., Цирлин А.М./ – Л.: Химия, 1970. – 311с.

59. Процессы и аппараты пищевых производств. (В.Н. Стабников, В.Д. Попов, В.М. Лысянский, Ф.А. Редько). – М.: Пищевая промышленность, 1976. – 663с.
60. Реклейтис Г., Рейвиндран А., Рэгсдел К. Оптимизация в технике: В 2-х кн. Пер. с англ. – М.: Мир, 1986. – 1 кн. - 348с., 2 кн. – 320с.
61. Родионов А.И., Винтер А.А. О величине поверхности контакта фаз на провальных тарелках. – Тр. МХТИ им. Д.И.Менделеева, 1966, вып.51, с.18.
62. Родионов А.И., Кашников А.М., Радиковский В.М. Определение межфазовой поверхности в системе газ-жидкость на контактных тарелках. – Химическая промышленность, 1964, №10, с.737.
63. Розен А.М., Весковский В.С., Красников А.Н. Поверхность контакта фаз на ситчатых и клапанных прямоточных тарелках. – ТОХТ, 1978, т.12, № 4, с.495.
64. Серафимов Л. А. Теоретические принципы построения технологических схем ректификации неидеальных многокомпонентных смесей: Автореф. дис. ... док. техн. наук. М., 1968. 383 с.
65. Способ определения поверхности контакта фаз. /А.И. Родионов, Б.А.Ульянов, А.М. Кашников, Е.Ф. Строганов/. – Бюл. Изобретений, 1968, №10, авт.свид.№213409.
66. Сирбиладзе А.Л. Основы технологии коньяка. – М.: Пищевая промышленность, 1965. – 75с.
67. Соу С.Л. Гидродинамика многофазных систем. – М.: Мир, 1971. – 536с.
68. Справочник работника спиртовой промышленности. Под ред. П.В. Рудницкого. - Киев: Техника, 1972. - 377с.
69. Справочник по производству спирта. Оборудование, средства механизации и автоматизации. (Ю.П. Богданов, В.Н. Зотов, С.П. Колосков и др.). – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. – 480с.
70. Справочник по производству спирта (сырье, технология и контроль). – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 336с.
71. Справочник технолога ликеро-водочного производства / Под ред. В.Л Яровенко, И.И. Бурачевского. М., 1992. 288 с.
72. Стабников В.Н., Харин С.Е. Теоретические основы перегонки и ректификации спирта. – М.: Пищевая промышленность, 1951. – 219с.
73. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. – М. Машиностроение, 1965. – 356с.
74. Стабников В.Н. Перегонка и ректификация спирта. – М.: Пищевая промышленность, 1969. – 455с.
75. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – Киев: Техника, 1970. – 265с.

76. Стабников В.Н., Ройтер И.М., Процюк Т.Б. Этиловый спирт. - М.: Пищевая промышленность, 1976. - 271с.
77. Стабников В.Н., Николаев А.П., Мандельштейн М.Л. Ректификация в пищевой промышленности. Теория процесса, машины, интенсификация. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1982. – 232с.
78. Стромберг А.Г., Семченко Д.П. Физическая химия. - М.: Высшая школа, 1988. - 496с.
79. Судаков Е.И. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. – М.: Химия, 1979. – 566с.
80. Тайц Н.Ю., Харченко И.Г., Цыганков Г.Т. Термодинамические основы энерго- и массообмена. – Днепропетровск, 1974.
81. Твалчрелидзе А.К., Эбаноидзе Я.Д. Клапанное контактное устройство с буферным объемом и модель его квазистатического расчета. – Труды ГТУ, 1998, №6(422), с.28-30.
82. Твалчрелидзе А.К., Эбаноидзе Я.Д., Герадзе П.Т. Математическое моделирование динамики клапанного контактного устройства. – Тбилиси: Georgian Engineering News, №2, 2003. -
83. Твалчрелидзе А.К., Сичинава Л.М., Герадзе П.Т. Математическая модель многокомпонентной ректификации. – Труды Кутаисского научного центра Академии Наук Грузии, XIV, 2005. - с.19 - 26.
84. Твалчрелидзе А.К., Сичинава Л.М., Тевдордзе С.И. К массообменным условиям в системах "жидкость-пар". - Межд. научн.журнал "Интеллектуали", Тбилиси, 2006, №2. - с.79-82.
85. Твалчрелидзе А.К., Сичинава Л.М., Тевдордзе С.И. Нестационарный процесс ректификации раствора "вода-этанол": вычислительный эксперимент. - Межд. научн.журнал "Интеллектуали", Тбилиси, 2006, №2. - с.60-64.
86. Туголуков Е.Н. Математическое моделирование технологического оборудования многоассортиментных химических производств. М.: «Издательство Машиностроение-1», 2004. 100 с.
87. Уоллис П. Одномерные двухфазные течения. – М.; Мир, 1972. – 440с.
88. Федоровский А.Д. Оптические методы в гидромеханике. – Киев: Наукова думка, 1984. – 175с.
89. Федоровский А.Д., Никифорович Е.И., Приходько Н.А. Процессы переноса в системах газ-жидкость. – Киев: Наукова думка, 1988. – 255с.
90. Фрекс Р. Математическое моделирование в химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 272с.
91. Хинце И.О. Турбулентность, ее механизм и теория. – М.: Мир, 1963, 680с.

92. Холланд Ч.Д. Многокомпонентная ректификация. – М.: Химия, 1969. – 343с.
93. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 336с.
94. Цыганков П.С., Цыганков С.П. "Руководство по ректификации спирта", М., Пищепромиздат, 2002, стр. 33.
95. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача. – М.: Мир, 1982.
96. Эбаноидзе Я.Д. Формирование пузыря в барботажном режиме работы клапанного контактного устройства. – Тбилиси: Georgian Engineering News, №2, 2003. -
97. Эпштейн П.С. Курс термодинамики. Пер. с англ. – М.-Л.: ОГИЗ, 1948. – 420с.
98. Эткинс П. Физическая химия. Т.1. - М.: Мир, 1980. - 580с.
99. Эткинс П. Физическая химия. Т.2. - М.: Мир, 1980. - 584с.
100. Яровенко В.Л., Мариченко В.Д., Смирнов В.А. Технология спирта / Под ред. В.Л. Яровенко. М., 1999. С. 464.
101. Яровенко В.Л., Устинников Б.А., Богданов Ю.П., Громов С.И. Справочник по производству спирта (сырье, технология и теххимконтроль). М., 1981. С. 335.
102. Яровенко В.Л., Ровинский Л.А. Моделирование и оптимизация микробиологических процессов спиртового производства. М., 1978. 247 с.
103. Ho G.E., Muller R.L., Prince R.G.H. Characteriration of two-phase flow patterns in plate column. - In.: Distillation. Symposium Series. Inst.Chem.Eng-rs, 1969, N32, p.2-10.
104. King C.J. Separation Processes. – McGraw-Hill, N.J., 1971. - 740p.
105. Rennie J., Evans F. The formation of foams and frothe above sieve plates. – Brit.Chem.Eng., 1962, vol.7,N7, p.498.
106. თვალჭრელიძე ა., ებანოიძე ი. პატენტი AP2000 2212 A(51)^BB01D3/30. – თბილისი, საქპატენტი, სამრეწველო საკუთრების ოფიციალური ბიულეტენი, №11(64), 2000 წ. - გვ. 12 -
107. თვალჭრელიძე ა., სიჭინავა ლ. ებანოიძე ი. მინარევებიანი ეთილის სპირტის არასტაციონარული რექტიფიკაციის პროცესის მათემატიკური მოდელირება. თბილისი: მეცნიერება და ტექნოლოგიები. 2010. №7-9. გვ.97-102.
108. სიჭინავა ლ. ებანოიძე ი. რექტიფიკაციის პროცესის გამოთვლითი ექსპერიმენტის ჩატარება სპირტის კოლონის გაშვებისას. თბილისი: მეცნიერება და ტექნოლოგიები. 2010. №4-6. გვ.65-68.