

AZƏRBAYCAN MİLLİ ELMLƏR AKADEMİYASI
Akad. M.NAĞİYEV adına KATALİZ VƏ QEYRİ-ÜZVİ
KİMYA İNSTİTUTU

Əlyazması hüququnda

ƏLƏKBƏR AĞASƏF OĞLU HƏSƏNOV

AVTOMOBİL SƏNAYESİNİN TULLANTI SULARININ
MAYE FAZALI EKSTRAKSİYA ÜSULU İLƏ TƏMİZLƏNMƏSİ
TEXNOLOGİYASININ ELMİ ƏSASLARININ
İŞLƏNİB HAZIRLANMASI

3303.01 - Kimya texnologiyası və mühəndisliyi

Texnika üzrə elmlər doktoru elmi dərəcəsi almaq üçün
təqdim edilmiş dissertasiyanın

A V T O R E F E R A T I

Bakı-2015

İş AMEA-nın akademik M.Nağıyev adına Kataliz və Qeyri-üzvi Kimya İnstitutunda yerinə yetirilmişdir.

Elmi məsləhətçi : Kimya üzrə elmlər doktoru,
prof. **Gülməmməd Süleymanov**

Rəsmi opponentlər: T.ü.f.d., prof. **Fikrət Sadıxov**

AMEA-nın müxbir üzvi,
t.ü.f.d., prof. **Yavuz Rüstəmov**

T.ü.f.d., prof. **Nigar Səlimova**

Aparıcı təşkilat: Azərbaycan Memarlıq və İnşaat Universiteti
(“Ekologiya mühəndisliyi” kafedrası)

Dissertasiyanın müdafiəsi “22___”_09_ 2015-ci il tarixində saat ___da AMEA-nın akademik M.Nağıyev adına Kataliz və Qeyri-üzvi Kimya İnstitutunun nəzdindəki D 01.021 Dissertasiya Şurasının iclasında keçiriləcəkdir.

Ünvan: AZ1143, Bakı ş., H.Cavid prospekti, 113.
E-mail: kqkit@kqki.science.az

Dissertasiya ilə AMEA-nın akademik M.Nağıyev adına Kataliz və Qeyri-üzvi Kimya İnstitutunun elmi kitabxanasında tanış olmaq olar.

Avtoreferat “___” _____ 2015-ci il tarixində yayılmışdır.

D 01.021. Dissertasiya
Şurasının Elmi katibi,
k.ü.f.d., b.e.i.



S.Ə.Əliyeva

İŞİN ÜMUMİ XARAKTERİSTİKASI

Mövzunun aktuallığı. Tullantı sularının qarışıqlardan təmizlənməsi üçün müxtəlif üsullar mövcuddur. Bunlara mexaniki, kimyəvi, bioloji, fiziki-kimyəvi və digər üsullar aiddir.

Tullantı sularının üzvi həlledicilərdən təmizlənməsi üçün regenerasiyası asan başa gələn, həm ekstragentin, həm də qiymətli çirkəndiricilərin ayrılaraq prosesə təkrar qaytarılmasını təmin edən maye fazalı ekstraksiya üsulunun tətbiqi həm nəzəri, həm də praktiki cəhətdən xüsusi əhəmiyyət kəsb edir.

Bu aktuallıq aşağıdakı amillərlə müəyyən olunur.

- ekstraksiya prosesi mülayim şəraitdə, yəni normal temperatur və atmosfer təzyiqində baş verir;

- ekoloji və iqtisadi cəhətdən əlverişlidir;

- prosədə ekstragentdən başqa digər reagentlər istifadə olunmur ki, bu da həm prosesin idarə olunmasını asanlaşdırır, həm də suya digər çirkəndiricilərin qarışmasına imkan vermir;

- proses həm fasiləli, həm də fasiləsiz rejimdə aparılır;

- əlavə enerji tələb olunmur;

- proses tullantisızdır;

- tullantı sularının onların tərkibindəki çirkəndiricilərdən biraxıla bilən qatılıq həddinə (BBQH) qədər təmizlənməsi mümkündür;

- tullantı sularının ekstraksiyası onların regenerasiyasına, yəni, həm çirkəndiricilərin, həm də suyun təkrar istifadəsinə imkan verir.

İşin məqsədi butilqlikol, fenilizopropil, asetat turşusu, asetilasetonla çirkələnmiş tullantı sularının həm xammala, həm də enerjidaşıyıcılara qənaət etməyə, ekstragentin və qiymətli çirkəndiricilərin regenerasiya olunaraq yenidən prosesə qaytarılmasına imkan verən izopropil efiri vasitəsi ilə maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsi texnologiyasının elmi əsaslarının işlənib hazırlanmasından ibarətdir.

Elmi yenilik aşağıdakılardan ibarətdir:

- prosesin aparılması üçün optimal ekstragent və ekstraktların növləri seçilib əsaslandırılmışdır;

- tullantı sularının izopropil efiri vasitəsi ilə maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsi prosesinin effektivliyi təcrübi dəlillərlə və elmi əsaslarla sübuta yetirilmişdir;

- prosesin həm qarışdırıcı, həm də səpələyici ekstraktorlarda hidrodinamiki qanunauyğunluqları öyrənilmişdir;

- ekstraksiya prosesinin mexanizmi verilmiş, molekulyar diffuziya, kütləvermə və kütləötürmə əmsalları təyin edilmişdir;

- prosesin hər iki ekstraktorlarda kinetik qanunauyğunluqları öyrənilmiş və təklif olunan özək modeli əsasında aparatların riyazi modeli verilmişdir. Modelləşdirmə zamanı tullantı sularının üzvi həlledicilərdən izopropil efiri vasitəsi ilə selektiv təmizlənməsi prosesinin yeni elementləri aşkar edilmişdir;

- riyazi model əsasında ekstraktorların ölçüləri və pillələrinin sayı müəyyən edilmişdir;

- həm izopropil efirinin, həm də butilqlikol, fenilizopropanol, asetat turşusu və asetilaseton kimi qiymətli çirkləndiricilərin regenerasiyasına və onların texnoloji tsiklə təkrar qaytarılmasına imkan verən tullantısız texnologiyanın elmi əsasları işlənib hazırlanmışdır.

İşin elmi yeniliyi 2 AzPatentlə təsdiq olunmuşdur.

İşin praktiki əhəmiyyəti. Lak-boya sənayesinin, üzvi həlledicilər ilə çirklənmiş tullantı sularının qarışdırıcı və səpələyici ekstraktorlarda izopropil efiri vasitəsilə ekstraksiya prosesi, onun kinetik qanunauyğunluqları öyrənilmiş, riyazi modeli verilmiş, optimal layihələndirilməsinin elmi əsasları işlənib hazırlanmışdır. Təklif olunan üsulun yüksək effektivliyi təsdiq olunmuş, işlənib hazırlanmış texnologiya neftçixarma, neft emalı, neft-kimya, lak-boya sənayələrinin tullantı sularının təmizlənməsində tətbiq edilə bilər.

Təcrübi dəlillərə əsaslanan və riyazi modellərdə öz əksinin tapmış nəticələrdən yeni texnoloji proseslərin və qurğuların layihələndirilməsində istifadə etmək olar.

Nəticələri istənilən maye fazalı ekstraksiya proseslərinə tətbiq etmək olar. Bu halda, tədqiqat işinin nəticələri təmizləmə obyektinin xüsusiyyətlərini nəzərə almaqla onun fəaliyyəti üçün optimal qərar qəbul edilməsinə imkan verir.

Müəllifin şəxsi iştirakı. Dissertasiyada əksini tapmış bütün nəticələr müəllifin özü tərəfindən alınmışdır. Məsələlərin qoyuluşu, təcrübələrin və sınaqların aparılması, nəticələrin sistemləşdirilməsi, interpretasiyası və ümumiləşdirilməsi müəllifin bilavasitə iştirakı ilə yerinə yetirilmişdir.

İşin aprobasiyası. İşin əsas nəticələri aşağıdakı elmi konfranslarda məruzə edilmişdir.

- VIII Бакинская международная Мамедалиевская конференция по нефтехимии (Баку-2012),

- Академик М.Ф. Нагиyevin 105 illik yubleyinə həsr olunmuş elmi konfrans (Bakı-2013),

- VIII Международный симпозиум «Фундаментальные и прикладные проблемы науки» (Москва-2013),

- X международная научно-практическая конференция «Ключевые вопросы в современной науке» (София-2014).

Nəşrlər.

Dissertasiyanın materialları üzrə 38 elmi əsər çap olunmuşdur. Bunlardan 29 məqalə, 5 tezis, 2 kitab, 2 patentdir. Dərc olunmuş əsərlər dissertasiyanın mahiyyətini tam həcmdə əks etdirir.

İşin həcmi və quruluşu. Dissertasiya işi 326 səhifədən, girişdən, 9 fəsildən, 38 şəkil və 34 cədvəldən, nəticədən, o cümlədən 254 adda istifadə olunmuş ədəbiyyat siyahısından ibarətdir.

Birinci fəsildə sənaye tullantı sularının növləri, çirkləndiricilərin faza-dispers halına görə təsnifatı verilmiş təmizləmə üsulu seçilib əsaslandırılmışdır.

İkinci fəsildə tullantı sularının tərkibinin və çirkləndiricilərin qatılıqlarının İK-spektroskopiya, flüorimetriya vasitəsi ilə təyin olunması öz əksini tapmışdır.

Üçüncü fəsildə ekstraksiyanın nəzəri əsasları, diffuziyanın növləri, kütləvermə, kütləötürmə əmsallarının təyin olunma tənlikləri, axında hissəciklərin turbulent diffuziyası haqqında məlumatlar verilmişdir.

Dördüncü fəsil ekstraksiya prosesində mayələrin disperslənməsi, damlaların koalesensiyası, təbəqələnməsi proseslərinin mexanizminin öyrənilməsinə, damlaların ölçülərinin və Maranqoni effektinin təyin olunma düsturlarına həsr olunmuşdur.

Beşinci fəsildə ekstraksiya prosesinin aparılması üsulları göstərilmiş, tətbiq olunan texnologiya seçilib əsaslandırılmışdır.

Altıncı fəsil ekstragentin və ekstraktorun seçilməsinə həsr olunmuşdur. Bu bölmədə lak-boya sənayesinin tullantı sularının tərkibindəki çirkləndiricilərin fiziki-kimyəvi xassələrinə əsasən həlledicinin və prosesə uyğun aparatların seçilməsi verilmişdir.

Yeddinci fəsil lak-boya sənayesinin tullantı sularının üzvi həlledicilərdən ekstraksiya üsulu ilə qarışdırıcı ekstraktorda təmizlənməsi prosesinin təcrübi tədqiqatlarına həsr edilmişdir. Bu fəsildə prosesin qarışdırıcı ekstraktorda hidrodinamikası, maye fazalı ekstraksiya prosesinin mexanizmi, diffuziya proseslərinin hesabı verilmiş, komponentlərin kütləvermə və kütləötürmə əmsalları təyin edilmişdir.

Səkkizinci fəsildə prosesin qarışdırıcı ekstraktorda kinetik qanunauyğunluqları öyrənilmiş və riyazi modeli verilmişdir. Bu bölmədə çirkləndirici komponentlərin ekstraktorun hündürlüyü boyu qatılıqlarının

qiymətlərinin hesablanması, özəklərin və ekstraktorların sayının təyini öz həllini tapmışdır. Komponentlərin özəklərdəki orta qatılıqları və çirkləndiricilərin hər bir özəkdə həcm sürətlərinin riyazi modelə daxil olan tənliklər vasitəsilə hesablanması da bu hissədə verilmişdir.

Doqquzuncu fəsil tullantı sularının çirkləndiricilərdən səpələyici ekstraktorda təmizləmə prosesinin təcrübi tədqiqatlarına həsr olunmuşdur. Bu bölmədə səpələyici ekstraktorun hidrodinamik hesabı, dəliklərdən keçən damlaların ölçülərinin və xətti sürətinin qiymətlərinin təyini verilmiş, fazaların vahid həcmə düşən kontakt səthinin sahəsi, özəklərin və prosesin mərhələlərinin sayı hesablanmışdır. Riyazi model əsasında aparatın ölçüləri təyin edilmişdir.

İŞİN MƏZMUNU

Lak-boya sənayesi müəssisələrində tullantı sularının tərkibi və həlledicinin seçilməsi

Lak-boya məhsullarının alınması üçün müxtəlif həlledicilərdən istifadə olunur. Sellülozik, sintetik, yol, avtomobil, gəmi boyalarının istehsalında geniş həlledicilər qrupundan istifadə olunur ki, bunların da içərisində butilqlikol, fenilizopropanol, asetat turşusu və asetilaseton xüsusi yer tutur. Lak-boya müəssisələrinin tullantı sularının tərkibinin müxtəlifliyi ilə əlaqədar ayrılması daha çətin olan üzvi həlledicilərlə çirklənmiş tullantı sularının təmizlənməsi məqsədi qarşıya qoyulur. Bu məqsədlə tərkibində butilqlikol, fenilizopropanol, asetilaseton və asetat turşusu kimi üzvi həlledicilər olan tullantı suyunun təmizlənməsi probleminin həlli qərara alındı. Müxtəlif lak-boya müəssisələrindəki tullantı sularının analizinin nəticəsində onların optimal tərkibinin aşağıdakı kimi olduğu müəyyən edildi (cə.d. 1).

Ekstragentin seçilməsi. Lak-boya sənayesinin tullantı sularının tərkibindəki üzvi həlledicilərin fiziki-kimyəvi xassələrini, onların suda həllolma qabiliyyətlərini, molekulyar diffuziya əmsallarının qiymətlərini nəzərə alıb ekstraksiya prosesi üçün müxtəlif ekstragentlər sınaqdan çıxarılmışdır. Bu ekstragentlərin effektivlikləri aşağıdakı cədvəldə verilmişdir (cə.d.1).

Lak-boya sənayesinin tullantı sularının optimal tərkibi

| Tullantı suyunun tərkibi | Sərf | | Konsentrasiyalar | | | Mol kütləsi M_i |
|--------------------------|----------|------------|------------------|--------|---------|-------------------|
| | $q/saat$ | $mol/saat$ | $kütlə \%$ | q/l | mol/l | |
| Butilqlikol | 30,6 | 0,339 | 1,02 | 10,2 | 0,113 | 90,12 |
| Fenilizopropanol | 19,5 | 0,143 | 0,65 | 6,5 | 0,048 | 136,00 |
| Asetat turşusu | 26,1 | 0,435 | 0,87 | 8,7 | 0,145 | 60,05 |
| Asetilaseton | 3,6 | 0,036 | 0,12 | 1,2 | 0,012 | 100,12 |
| Su | 2920,2 | 162,233 | 97,34 | 973,4 | 54,08 | 18,00 |
| Cəmi: | 3000,0 | 163,186 | 100,00 | 1000,0 | | |

Cədvəldən aydın görünür ki, diizobutil efirinin ekstraksiya etmə qabiliyyəti digər həlledicilərə nisbətən yüksəkdir. Bu fərq izopropil efiri ilə müqayisədə yüksək olmadığından və hal-hazırda diizobutil efirinin Respublikamızda istehsalının yoxluğundan, həlledici kimi diizopropil efirindən istifadə etmək qərara alınmışdır. Bu efirin Sumqayıtda istehsalı vardır və maya dəyəri izobutillə nisbətən çox aşağıdır. Beləliklə, tədqiqat işində ekstragent kimi izopropil efirindən istifadə edirik.

Həlledici seçildikdən sonra onun tullantı sularının təmizlənməsi üçün optimal miqdarının müəyyən edilməsi istiqamətində təcrübələr aparılmışdır. Bu məqsədlə qarışdırıcı ilə təchiz olunmuş həcmi 5 l olan kolbaya 3 l miqdarında tərkibi cədv. 1-də verilmiş tullantı suyu tökülür, ona müxtəlif miqdarlarda ekstragent (izopropil efiri) əlavə edilir və 20 dəqiqə müddətində qarışdırılır. Qarışdırmada əmələ gələn rafinat və ekstrakt fazaları bir-birindən ayılmaq üçün 30 dəq. müddətində saxlanılır. Təcrübələr tullantı suyu ilə ekstragentin optimal həcm nisbətləri alınana qədər davam etdirilir. Aparılan sınaq təcrübələri nəticəsində bu nisbətən 30:1 (tullantı suyu: ekstragent), ekstraksiya dərəcəsinin isə 70% olduğu müəyyən edilmişdir.

**Tullantı sularının üzvi həlledicilərdən təmizlənməsində
istifadə olunan ekstragentlərin effektivlikləri**

| Ekstragenin adı | Molekul kütləsi | Su:ekstragent həcm nisbətləri | Temperatur, °C | Ekstraksiya effektivliyi, % |
|--|-----------------|-------------------------------|----------------|-----------------------------|
| I. Efirler | | | | |
| 1. Dimetil efiri, (CH ₃) ₂ O | 46 | 15:1 | 20 | 84.7 |
| 2. Diethyl efiri, (C ₂ H ₅) ₂ O | 74 | 15:1 | 20 | 90.3 |
| 3. Dipropil efiri, (C ₃ H ₇) ₂ O | 102 | 15:1 | 20 | 96.4 |
| 4. Diizopropil efiri, (i-C ₃ H ₇) ₂ O | 102 | 15:1 | 20 | 98.9 |
| 5. Dibutilefiri, (C ₄ H ₉) ₂ O | 230 | 15:1 | 20 | 99.2 |
| 6. Diizobutil efiri, (i-C ₄ H ₉) ₂ O | 231 | 15:1 | 20 | 99.6 |
| II. Alifatik maye karbohidrogenlər | | | | |
| 1. Pentan | 72 | 15:1 | 20 | 26,4 |
| 2. Heksan | 86 | 15:1 | 20 | 27,3 |
| 3. Heptan | 100 | 15:1 | 20 | 28,1 |
| III. Aromatik karbohidrogenlər | | | | |
| 1. Toluol, C ₆ H ₅ CH ₃ | 92 | 15:1 | 20 | 40,5 |
| 2. Ksilol, C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂ | 106 | 15:1 | 20 | 44,3 |
| 3. Etilbenzol, C ₆ H ₅ C ₂ H ₅ | 106 | 15:1 | 20 | 38,2 |

Qarşıya qoyulan məqsədə nail olmaq üçün, yəni 90-98% ekstraksiya dərəcəsi almaq üçün prosesin bir neçə mərhələdə aparılması üzərində tədqiqatlar aparılmışdır. Belə ki, birinci ayrıldıqdan sonrakı rafinat faza II dəfə həmin qarışdırıcıya tökülür və üzərinə yenidən izopropil efiri əlavə edilərək qarışdırılır və nəticədə optimal həcm nisbətinin 60:1 olduğu müəyyənləşdirilir. Təcrübənin bir neçə dəfə təkrarı həmin nəticəni verir və bu halda ekstraksiya dərəcəsi 10% olur. Sınaq təcrübələri oxşar qaydada davam etdirilir. II ayrılımda alınan rafinat həmin kolbaya tökülür və fazaların ayrılması həyata keçirilir. Üçüncü sınaqda tullantı suyu ilə ekstragentin optimal həcm nisbətinin yenə də 60:1 olduğu müəyyənləşdirilir. Bu mərhələdə ekstraksiya dərəcəsi 6,5% olur.

Sonrakı tədqiqatlar maye fazalı ekstraksiyanın əsasını təşkil edən ekstraksiya aparatının seçilməsi istiqamətində aparılmışdır.

Ekstraktorun seçilməsi. Hal-hazırda sənayedə ekstraktorların 28-dən çox növü məlumdur. Müxtəlif quruluşlu ekstraksiya aparatlarının mövcudluğu prosesə uyğun ekstraktorun seçilməsi problemini çətinləşdirir. Bu seçim prosesdə istifadə olunan mayelərin fiziki-kimyəvi xassələrinə, işin texniki şəraitinə və iqtisadi göstəricilərə əsasən aparılır.

Ekstraktorun seçimi, A.Q.Kasatkinin təklif etdiyi cədvəldə verilən 14 göstəriciyə əsasən aparılır (cədv.3).

Cədvəl 3

Ekstraktorların təsnifatı

| S. № | Göstəricilər | Ekstraktorun növü | | | | |
|------|---|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| | | Səpə-ləyici | Doldur-malı | Kaskadlı-boşqablı | Qarış-dırıcı | Pulsa-siyalı |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| 1 | Məhsuldarlıq, m ³ /saat <0,2 0,2 - 2,0 2,0 - 20 >20 | 3 2 2 2 | 3 2 2 1 | 0 2 3 3 | 3 3 2 0 | 3 3 2 1 |
| 2 | Nəzəri pillələrin sayı <2 2 - 5 5 - 10 10 - 15 >15 | 2 3 2 1 0 | 3 3 2 1 1 | 3 3 2 1 1 | 3 3 2 2 1 | 3 3 3 2 1 |
| 3 | Fiziki xassələr A = 0,4 ÷ 0,6 sm Δρ = 0,15 - 0,10q/sm ³ A > 0,6 sm Δρ < 0,05 q/sm ³ | 2 0 | 2 1 | 2 1 | 3 1 | 3 1 |
| 4 | Kütləötürmənin istiqaməti kəsilməz axından dispers fazaya | 1 | 1 | 1 | 3 | 2 |
| 5 | Fazaların miqdarının nisbəti V _d /V _m < 0,4 V _d /V _m = 0,4 ÷ 1 | 1 2 | 1 2 | 1 2 | 2 2 | 1 2 |

Cədvəl 3-ün ardı

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|----|------------------------------------|----|----|----|----|----|
| 6 | Dolma əmsalı | 1 | 2 | 2 | 3 | 3 |
| 7 | Suspenziya ilə işləməyə yararlı | 3 | 2 | 1 | 2 | 3 |
| 8 | Emulsiya əmələ gətirməyə meyllilik | 3 | 3 | 3 | 0 | 2 |
| 9 | Qurğunun tutduğu sahəyə görə | 5 | 5 | 5 | 5 | 4 |
| 10 | Hündürlüyə görə | 0 | 1 | 1 | 4 | 3 |
| 11 | Aparatın maya dəyəri | 5 | 3 | 2 | 3 | 2 |
| 12 | İstehsalat binasının dəyəri | 5 | 2 | 2 | 3 | 2 |
| 13 | İstismar xərcləri | 5 | 5 | 5 | 3 | 2 |
| 14 | Təmir xərcləri | 5 | 5 | 3 | 2 | 2 |
| | Effektivlik göstəricisi | 55 | 52 | 49 | 55 | 53 |

Cədvələ nəzər salsaq, öz göstəriciləri ilə fərqlənən qarışdırıcı və səpələyici ilə təchiz olunmuş kolon tipli ekstraktorların effektiv olduğunu görürük. Bu ekstraktorların effektivlik göstəricisi 55-dir. Odur ki, tədqiqatlarımızı qarışdırıcı və səpələyici ekstraktorlarda aparmağı məqsəd-uyğun hesab edirik.

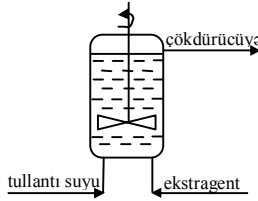
Ekstraksiya prosesinin qarışdırıcı ekstraktorda təcrübi tədqiqatları

Qarışdırma kütlə mübadiləsinə aşağıdakı təsirləri göstərir.

1. Dispers fazanın aparat boyu bərabər paylanmasını təmin edir.
2. Fazaların disperslənməsi nəticəsində iki faza arasında kontakt səthinin sahəsi artır.
3. Hərəkət sürətinin artması nəticəsində hər iki fazanın diffuziya təbəqələrinin qalınlığı azalır.

Bu keyfiyyətləri və sənayedə qarışdırıcı ilə təchiz olunmuş ekstraktorlardan geniş istifadə edildiyini nəzərə alıb tullantı sularının üzvi həlledici çirkləndiricilərindən maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsində qeyd etdiyimiz aparatdan istifadə edirik.

Qarışdırıcı ekstraktorun sxemi aşağıdakı kimidir (şək. 1).



Şək. 1. Qarışdırıcı ekstraktor

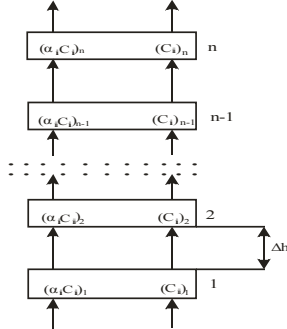
Prosesin aparılma qaydası aşağıdakı kimidir.

Tullantı suyu və ekstragent (izopropil-efiri) qarışdırıcı ekstraktora fasiləsiz axınla aşağı hissənin ayrı-ayrı girişlərindən daxil olur, qarışdırıcı vasitəsilə qarışdırılır. Tullantı suyu yuxarı qalxdıqca tərkibindəki çirkləndirici maddələr ekstragent tərəfindən udulur və tullantı suyunun tərkibində onların qatılığı azalmağa, efinin tərkibində isə, əksinə, artmağa başlayır. Qarışıq ekstrakturun yuxarı hissəsindən çıxarılır və çökdürücüyə ötürülür.

Prosesin qarışdırıcı ekstraktorda kinetik qanunauyğunluqları və riyazi modeli

Ekstraksiya aparatlarının kompleks tədqiqi hündürlük boyu hər bir fazada baş verən dəyişikliklərin öyrənilməsini tələb edir. Bu məqsədlə ekstrakturun hündürlüyü boyu dəyişmələri nəzərə alan V.V.Kafarovun təklif etdiyi özək modelindən istifadə etmək əlverişlidir. Özək modeli aparatın ardıcıl birləşdirilmiş hissələrində parametrlərin paylanması zamanı tətbiq edilir. Bu model üçün baxılan hissə daxilində həm ideal qarışdırma, həm də ideal çıxarma rejimləri mövcud olur. Özək modelinin sadə olmasına baxmayaraq, onu ekstraksiya prosesinə tətbiq etdikdə istənilən nəticəni almaq olmur. Bu nöqsanı aradan qaldırmaq üçün özək modelinin strukturuna əks istiqamətdə dəyişmələri nəzərə alan özəklərəarası məsafə Δh_i , özəklərin sayı n və dispers fazanın həcm payı ε daxil edilir.

Qarışdırıcı ekstraktorda axınların struktur sxemi aşağıdakı kimidir (şək.2)



Şək. 2. Aparatda axınların struktur sxemi

Qarıxdırıcı ekstraktorda aparatın hündürlüyü boyu həm rafinat, həm də ekstrakt fazalarda çirkləndiricilərin konsentrasiyalarının dəyişməsinə özündə əks etdirən differensial model tənlikləri aşağıdakı kimi təklif olunur

$$\varepsilon\omega \frac{d(C_1)_i}{dh_i} = -K_1'F[(C_1)_i + (\alpha_1 C_1)_i] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (1)$$

$$\varepsilon\omega \frac{d(C_2)_i}{dh_i} = -K_2'F[(C_2)_i + (\alpha_2 C_2)_i] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (2)$$

$$\varepsilon\omega \frac{d(C_3)_i}{dh_i} = -K_3'F[(C_3)_i + (\alpha_3 C_3)_i] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (3)$$

$$\varepsilon\omega \frac{d(C_4)_i}{dh_i} = -K_4'F[(C_4)_i + (\alpha_4 C_4)_i] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (4)$$

Bu tənlikləri h_{i-1} -dən h_i -ə kimi inteqrallasaq, komponentlərin i özəyindəki həm ekstrakt fazada, həm də tullantı suyunda konsentrasiyaları üçün aşağıdakı ifadələri alarıq

$$(C_1^e)_i - (C_1^e)_{i+1} \cdot e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} = \left[(C_1^{t,s})_i + (C_1^{t,s})_i \cdot e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (5)$$

$$(C_2^e)_i - (C_2^e)_{i+1} \cdot e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} = \left[(C_2^{t,s})_i + (C_2^{t,s})_i \cdot e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (6)$$

$$(C_3^e)_i - (C_3^e)_{i+1} \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} = \left[(C_3^{t,s})_i + (C_3^{t,s})_i \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (7)$$

$$(C_4^e)_i - (C_4^e)_{i+1} \cdot e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} = \left[(C_4^{t,s})_i + (C_4^{t,s})_i \cdot e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t,s}}{V_e} \quad (8)$$

Burada, C_1 C_2 C_3 və C_4 - dispersiya olunmuş maye fazada (izopropil efiri) uyğun olaraq butilqlikol, fenilizopropanol, asetat turşusu və asetilasetonun konsentrasiyalarıdır, mol/l ;

1, 2, 3, 4 indeksləri konsentrasiyaların uyğun olaraq butilqlikola, fenilizopropanola, asetat turşusuna, asetilasetona, e və $t.s$ üstləri komponentlərin uyğun olaraq ekstragentdə və tullantı suyundakı qatılıqlarına aid olduğunu göstərir; i - özləklərin nömrəsi; Δh_i - özləklərəarası məsafə olub, $\Delta h_i = 0,2$ m götürülür; ε - dispers fazanın kəsilməz maye axınında həcm payı; K - komponentlərin kütləötürmə əmsalları, m/san; F - xüsusi kontakt səthinin sahəsi, m^2/m^3 (kəsilməz axın); $V_{t.s}$ və V_e - uyğun olaraq tullantı suyunun və ekstragentin həcm sərfidir, m/san; $\omega = 2$ dövr/san olub qarışdırıcının fırlanma sürətidir.

I qarışdırıcı ekstraktorun hidrodinamik hesabı

Bu qarışdırıcıya tərkibi cə.d.1-də göstərilən tullantı suyu verilir.

Qarışdırıcı ekstraktorun I pilləsinə verilən izopropil efinin həcm sərfi 0,1 l/saat miqdarında olduğunu nəzərə alsaq

$$V_e^1 = 0,1l/saat = \frac{0,1 \cdot 10^{-3}}{3600} = 0,0277 \cdot 10^{-6} m^3/san \text{ olacaqdır.}$$

Ekstraktorun diametri $d_e = 12sm = 0,12m$, qarışdırıcı elementin diametri isə $d_q = \frac{2}{3}d_e = 0,08m$ olar.

Tullantı suyunun (kəsilməz axının) və ekstragentin fiktiv sürətləri aşağıdakı kimi təyin olunur

$$U_{t.s}^1 = \frac{V_{t.s}^1}{S_e^1}, \quad U_e^1 = \frac{V_e^1}{S_e^1}$$

Burada, $V_{t.s}^1$ - I ekstraktora daxil olan tullantı suyunun həcmi sərfi olub $V_{t.s}^1 = 0,83 \cdot 10^{-6} m^3/san$

S_e^1 - I ekstraktorun en kəsik sahəsidir, $S_e^1 = 0,0113m^2$

Onda tullantı suyunun fiktiv sürəti

$$U_{t.s}^1 = \frac{0,83 \cdot 10^{-6}}{0,0113} = 7,34 \cdot 10^{-5} m/san, \text{ izopropil efinin fiktiv sürəti isə}$$

$$U_e^1 = \frac{V_e^1}{S_e^1} = \frac{0,0277 \cdot 10^{-6}}{0,0113} = 0,245 \cdot 10^{-5} m/san \text{ olar.}$$

Qarışdırıcı ekstraktorda dispers faza damlalarının ölçüsü qarışdırıcının fırlanma sürətindən və qarışdırıcı elementin diametrindən

asıldır. Qarışdırıcı ekstraktorda damlaların ölçüsü prof. Kəlbəliyevin təklif etdiyi aşağıdakı düsturla hesablanır

$$d_d = 0,5(\omega d_q)^{-1,75} \cdot \left(\frac{\sigma_d^3 \cdot v}{\rho \cdot \rho_d^2} \right) = 0,665 \cdot 10^{-3} m \quad (9)$$

Burada, σ_d - dispers fazanın səthi gərilmə əmsalı, $\sigma_d = 16,49 \cdot 10^{-3}$ H/m; ρ - mühitin normal şəraitdə sıxlığı, $\rho = 1 \cdot 10^3$ kq/m³; ρ_d - dispers fazanın normal şəraitdə sıxlığı, $\rho_d = 728$ kq/m³; v - mühitin normal şəraitdə kinematik özlülük əmsalı, $v = 1 \cdot 10^{-3}$ m²/san;

Bu kəmiyyətləri (9) tənliyində nəzərə alsaq $d_d = 0,665 \cdot 10^{-3}$ m olar.

Damlanın həqiqi xətti sürəti aşağıdakı kimi hesablanır

$$W_d = \frac{d_d^2(\rho - \rho_d) \cdot g}{18\mu} \quad (10)$$

Burada, μ - mühitin dinamik özlülük əmsalıdır, $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Pz

Onda

$$W_d = 6,5 \cdot 10^{-2} \text{ m/san}$$

Damlalar üçün Reynolds kriteriyası

$$Re_d = \frac{\rho \cdot W_d \cdot d_d}{\mu} = 4,32$$

Effektiv diffuziya əmsalı aşağıdakı kimi hesablanır

$$D_{eff} = D_{Tr} + D \quad (11)$$

Burada, D - molekulyar diffuziya əmsalı, m²/san; D_{Tr} - hissəciklərin turbulent diffuziya əmsalı olub, aşağıdakı kimi təyin edilir

$$D_{Tr} = q^2 D_T \quad (12)$$

D_T - maye axınının turbulent diffuziya əmsalı olub, Reynolds kriteriyasının qiymətindən asılı olaraq

$$D_T = \frac{1}{4} \sqrt{f(Re)} \left(\frac{\omega^3 d_q^7}{v_d \cdot V} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (13) \text{ tənliyi vasitəsi ilə tapılır.}$$

Burada, v_d - dispers fazanın kinematik özlülük əmsalı olub, $\mu_d = \rho_d \cdot v_d$ ifadəsindən tapılır. μ_d - dispers fazanın dinamik özlülük

əmsalıdır, $\mu_d = 0,329$ spz, $\rho_d = 728$ kq/m³ olduğundan

$\nu_d = 0,452 \cdot 10^{-3}$ m²/san;

V -ekstraktorun həcmi, $V = 5 \cdot 10^{-3}$ m³.

$f(\text{Re})$ mühitin müqavimət əmsalı olub Reynolds kriteriyasının qiymətindən asılıdır və baxılan rejim üçün

$$f(\text{Re}) = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{\text{Re}_q}} \quad (14)$$

Burada, Re_q - qarışdırıcıda axının Reynolds ədədidir.

Fırılma hərəkətində olan maye üçün Re_q aşağıdakı tənliklə hesablanır

$$\text{Re}_q = \frac{\omega \cdot d_q^2}{\mu} = 12,8$$

Onda

$$f(\text{Re}) = 0,167$$

Maye axınının turbulent diffuziya əmsalı

$$D_T = 0,0532 \text{ m}^2/\text{san olacaqdır.}$$

q - pulsasiya edən mühitin hissəcikləri cəlb etmə dərəcəsi olub, Reynolds ədədinin qiymətindən asılı olaraq təyin edilir

$$q^2 = 0,023 \psi(U'_d) \left(\frac{U'_D}{W_d} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (15) \quad \text{ilə hesablanır.}$$

Burada U'_D - axının dinamik sürəti olub

$$U'_D = \frac{0,2U_{or}}{\text{Re}^{1/8}} \quad (16)$$

ifadəsi vasitəsi ilə tapılır.

U_{or} -turbulent axının orta sürəti olub aşağıdakı kimi təyin edilir

$$U_{or} = \frac{U_e^1}{\Phi} + \frac{U_{ts}^1}{1-\Phi} \quad (17)$$

Φ - əmsal olub qarışdırıcı ektraktor üçün

$$\Phi^3 + 2\Phi^2 + 1,06\Phi - 0,127 = 0 \quad (18)$$

tənliyinin köməkliyi ilə hesablanır.

Hesabat nəticəsində

$\Phi_1 = 0,174$; $\Phi_2 = 0,125$; $\Phi_3 = 0,716$ olduğunu alırıq.

Qəbul olunmuş qaydaya görə Φ -in kiçik qiyməti götürülür, $\Phi = 0,125$.
Bu qiyməti (17) tənliyində yerinə yazsaq

$U_{or} = 10,35 \cdot 10^{-5}$ m/san olar.

Ədəbiyyatdan məlum olan tənliyə əsasən dispers fazanın tullantı suyundakı həcm payı $\varepsilon = \frac{U_{or}}{W_d} \approx 0,02$

Vahid həcmə düşən fazalararası xüsusi kontakt səthinin sahəsi

$$F = \frac{6\varepsilon}{d_d} = 200 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

U_{or} -qiymətini (16) tənliyində nəzərə alsaq $U'_D = 1,51 \cdot 10^{-5} \text{ m/san}$

Onda $\psi(U'_D) \approx 1$; $q^2 = 6,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{san}$

Bu qiyməti (12)-də nəzərə alsaq $D_{Tr} / D_T = q^2 = 6,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{san}$

Beləliklə, $D_{Tr} = 0,346 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{san}$

$D_{Tr} \gg D$ olduğundan

$D_{\text{eff}} = D_{Tr} = 0,346 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{san}$ olar.

Komponentlərin dispers fazada kütləvermə əmsallarının təyini

Komponentlərin ekstragentdə kütləvermə əmsallarının qiymətlərini təyin etmək Kroninq - Brink tənliyindən istifadə olunur

$$K_i^d = \frac{17,9 \cdot D_i^d}{d_d} \quad (19)$$

Burada, D_i^d -komponentin dispers fazada molekulyar diffuziya əmsalı olub Uilki və Çenin təklif etdiyi düsturla hesablanır

$$D_i^d = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\varphi_d \cdot M_d)^{0,5} \cdot T}{\mu_d \cdot V_i^{0,6}} \quad (20)$$

Burada, φ_d dispers fazanın assosasiya faktorudur, $\varphi_d = 1,0$

M_d -dispers fazanın molekül kütləsi, $M_d = 102$; T - mütləq temperatur, $T = 293^\circ \text{K}$; V_i - həll olmuş komponentin normal temperaturda mol həcmi, sm^3/mol .

$$V_1 = 111,0; V_2 = 185,0; V_3 = 61; V_4 = 125,6 \text{ sm}^3/\text{mol};$$

Komponentlərin tullantı suyunda kütləvermə əmsallarının təyini

(19) ifadəsini tullantı suyuna tətbiq etsək, aşağıdakı tənliyi alarıq

$$K_i^{\text{su}} = \frac{17,9 D_i^{\text{su}}}{d_d} \quad (21)$$

Burada D_i^{su} -komponentlərin su mühitində kütləvermə əmsalı olub,

$$D_i^{\text{su}} = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\varphi_{\text{su}} \cdot M_{\text{su}})^{0,5} \cdot T}{\mu \cdot V_i^{0,6}} \quad (22)$$

Burada, su üçün $\varphi_{su} = 2,6$

Kütləötürmə əmsallarının təyini

Komponentlərin dispers fazada və tullantı suyunda kütləvermə əmsallarının məlum qiymətlərinə əsasən onların paylanma əmsalları m_i tarazlıq tənliyindən tapılır

$$m_1 = 0,2141; m_2 = 0,2139; m_3 = 0,2142; m_4 = 0,2143.$$

Tarazlıq halında komponentlərin kütləötürmə əmsalları aşağıdakı kimi təyin olunur

$$\frac{1}{K_i} = \frac{1}{K_i^{su}} + \frac{m_i}{K_i^d} \quad (23)$$

Molekulyar diffuziya, kütləvermə, kütləötürmə əmsallarının hesablanmış qiymətləri cədv.4-də verilmişdir.

Cədvəl 4

Komponentlərin molekulyar diffuziya, kütləvermə və kütləötürmə əmsallarının qiymətləri

| Komponentlər | Molekulyar diffuziya əmsalı, m^2/san | | Kütləvermə əmsalı, m/san | | Kütləötürmə əmsalı, m/san $K_i \cdot 10^4$ |
|------------------|--|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|--|
| | dispers faza, $D_i^d \cdot 10^9$ | su mühiti, $D_i^{su} \cdot 10^9$ | dispers faza, $K_i^d \cdot 10^3$ | su mühiti, $K_i^{su} \cdot 10^4$ | |
| Butilqlikol | 4,18 | 0,894 | 0,113 | 0,242 | 0,231 |
| Fenilizopropanol | 3,07 | 0,658 | 0,083 | 0,108 | 0,170 |
| Asetat turşusu | 5,98 | 1,280 | 0,162 | 0,347 | 0,332 |
| Asetilaseton | 3,88 | 0,831 | 0,105 | 0,225 | 0,215 |

I qarışdırıcı ekstraktorun butilqlikola görə hesabı

Cədvəl 1-dən görüldüyü kimi tullantı suyunda butilqlikolun qatılığı və mol miqdarı uyğun olaraq

$$(C_1^e)^{l,s} = 0,113 mol / \ell; N_{0_1}^I = 0,3395 mol / saat -dır.$$

(5) ifadəsini I ekstraktora tətbiq etsək butilqlikol üçün

$$(C_1^e)^I - (C_1^e)^{I+1} \cdot e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} = \left[(C_1^{l,s})^I + (C_1^{l,s})^I \cdot e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right] \cdot \frac{V_1^I}{V_e^I} \quad (24)$$

olduğunu alarıq.

Burada, I üstü hesabın I ekstraktora aid olduğunu göstərir.

I ekstraktorda ekstraksiya dərəcəsi 75% olduğundan, udulan butilqlikolun mol miqdarı

$$(N_1^{ud})^I = 0,3395 \text{ mol / saat} \cdot 0,75 = 0,255 \text{ mol / saat}$$

olacaqdır.

Ekstraktordan çıxan rafinatın tərkibində isə butilqlikolun qatılığı

$$C_{1,\text{son}}^I = \frac{(N_{0,1}^{ud})^I - (N_1^{ud})^I}{V_{1,s}} = \frac{0,3395 - 0,255}{3} = 0,028 \text{ mol/l} \quad (25)$$

Bu zaman I qarışdırıcı ekstraktora 0,1l/saat miqdarında, $V_{t,s} : N_e = 30 : 1$ nisbətində daxil olan izopropil efiri butilqlikolun

$$(C_{1,\text{son}}^e)^I = \frac{(N_1^{ud})^I}{(V_e^I)^I} = \frac{0,255 \text{ mol/saat}}{0,11/\text{saat}} = 2,55 \text{ mol/l}$$

qatılığı ilə ekstraktordan çıxır.

I ekstraktorda butilqlikol ekstragent tərəfindən 75% udulduğundan onun rafinatda və ekstraktada qatılıqları müvafiq olaraq aşağıdakı kimi olacaqdır

$$(C_1^{t,s})_1^I = 0,028 \text{ mol / l} \quad \text{və} \quad (C_1^e)_1^I = 2,55 \text{ mol / l}$$

Buradan butilqlikolun fazalardakı paylanma əmsalı $(\alpha_1)_1^I = \frac{0,028}{2,55} = 0,011$

olar.

$$e^{\frac{K_1 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \omega}} = e^{\frac{0,231 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2}{0,02 \cdot 2}} = 0,96$$

Tənlüyə daxil olan parametrlərin qiymətlərini yerinə yazsaq, II özəkdə butilqlikolun rafinat və ekstrakt fazalarda qatılığını təyin edərik

$$2) 2,55 - 0,96(C_1^e)_2^I = (0,028 + 0,96 \cdot 0,028) \cdot \frac{3,0}{0,1}$$

$$(C_1^e)_2^I = 0,94 \text{ mol / l} \quad (C_1^{t,s})_2^I = 0,055 \text{ mol / l}$$

Bu özəkdə paylanma əmsalı $(\alpha_1)_2^I = 0,0585 = 0,06$

$$3) (C_1^e)_2^I - (C_1^e)_3^I = [(C_1^{t,s})_2^I + (C_1)_2^I \cdot 0,96] \cdot \frac{V_{t,s}^I}{V_e^I}$$

$$(C_1^{t,s})_3^I = 0,1083 \text{ mol / l}$$

$$(C_1^e)_3^I = 0,123 \text{ mol/l}$$

$$(C_1^{t,s})_{giriş}^I = 0,113 \text{ mol / l}$$

Sərhəd şərtlərinə əsasən $(C_1^e)_{giriş}^I = 0$

Ekstraktorun hündürlüyü

$$H_1^I = 3 \cdot \Delta h_i = 3 \cdot 0,2m = 0,6m \text{ olur.}$$

I ekstraktorun özəklərində fenilizopropanolun qatılıqlarının hesabı

(6) tənliyini I ekstraktora tətbiq etsək aşağıdakını alarıq

$$(C_2^e)_i^I - (C_2^e)_{i+1}^I \cdot e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} = \left[(C_2^{t.s})_i^I + (C_2^{t.s})_i^I \cdot e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I} \quad (26)$$

Yuxarıdan başlayaraq ekstraktorun I özəyində 75% udulma dərəcəsində ekstragent və rafinatda fenilizopropanolun qatılıqları

$$(C_2^{t.s})_1^I = (C_2^{t.s})_0 \cdot 0,25 = 0,048 \cdot 0,25 = 0,012 \text{ mol} / \ell$$

$$(C_2^e)_1^I = (C_2^{t.s})_1^I \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I} = 0,036 \cdot \frac{3l / \text{saat}}{0,1l / \text{saat}} = 1,080 \text{ mol} / \ell \text{ olacaqdır.}$$

$$\text{Onda } (\alpha_2)^I = \frac{0,012}{1,08} = 0,011$$

$$e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} = e^{-\frac{0,170 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2}{0,02 \cdot 2}} = e^{-0,017} = 0,98$$

Məlum kəmiyyətləri (26) ifadəsində yerinə yazsaq

$$2) 1,080 - (C_2^e)_2^I \cdot 0,98 = (0,012 + 0,012 \cdot 0,98) \cdot \frac{3,0}{0,1}$$

$$(C_2^e)_2^I = 0,3747 \text{ mol} / \ell \quad (C_2^{t.s})_2^I = 0,02376 \text{ mol} / \ell \quad \alpha_2 = 0,063$$

Oxşar qayda ilə III özək üçün aşağıdakı kəmiyyətləri alarıq

$$3) (C_3^e)_3^I = (0,02376 + 0,98 \cdot 0,02376) = 0,0470 \text{ mol} / \ell$$

$$(C_2^{t.s})_3^I = 0,0470 \text{ mol} / \ell \quad (C_2^{t.s})_0^I = 0,0480 \text{ mol} / \ell$$

$$(C_3^e)_3^I = 0,03 \text{ mol} / \ell \quad (C_3^e)_2^I = 0$$

Asetat turşusunun I ekstraktorun hündürlüyü boyu qatılıqlarının hesabı

(7) ifadəsini I ekstraktora tətbiq edək

$$(C_3^e)_i^I - (C_3^e)_{i+1}^I \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} = \left[(C_3^{t.s})_i^I + (C_3^{t.s})_i^I \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right] \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I} \quad (27)$$

$$e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} = e^{-\frac{0,332 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2}{0,02 \cdot 2}} = e^{-0,033} = 0,97$$

Asetat turşusunun qatılıqlarının qiymətləri (27) ifadəsinə əsasən aşağıdakı kimi hesablanır.

Ekstraktora daxil olan tullantı suyunun tərkibindəki asetat turşusunun ilkin qatılığı $(C_3^{t.s})^I = 0,145 \text{ mol/l}$

75% udulma dərəcəsinə ekstraktordan çıxan tullantı suyunun tərkibində qalan asetat turşusunun qatılığı

$$(C_3^{t.s})_I^I = 0,145 \cdot 0,25 = 0,0363 \text{ mol/l olur}$$

Bu zaman ekstraktordan çıxan ekstrakt *fazada* asetat turşusunun qatılığı

$$(C_3^e)_I^I = (C_3^{t.s})_I^I \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I} = 0,1087 \cdot \frac{3,0}{0,1} = 3,2610 \text{ mol/l}$$

$$1) (C_3^e)_I^I = 3,261 \text{ mol/l} \quad (C_3^{t.s})_I^I = 0,0363 \text{ mol/l} \quad \alpha_3 = 0,011$$

$$2) (C_3^e)_I^I - (C_3^e)_2^I \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \cdot n}} = \left[(C_3^{t.s})_I^I + (C_3^{t.s})_I^I \cdot e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \cdot n}} \right] \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I}$$

$$3,261 - (C_3^e)_2^I \cdot 0,97 = (0,0363 + 0,97 \cdot 0,0363) \cdot \frac{3,0}{0,1} = 2,145$$

$$(C_3^{t.s})_2^I \cdot 0,97 = 1,116 \text{ mol/l} \quad \alpha_3 = 0,062$$

$$(C_3^e)_2^I = 1,150 \text{ mol/l} \quad (C_3^{t.s})_2^I = 0,0715$$

$$3) 1,150 - (C_3^e)_3^I \cdot 0,97 = (0,0715 + 0,97 \cdot 0,0715) \cdot \frac{3,0}{0,1}$$

$$(C_3^e)_3^I = 0 \quad (C_3^{t.s})_3^I = 0,145 \text{ mol/l}$$

I qarışdırıcı ekstraktorun özəklərində asetilasetonun hündürlük boyu qatılıqlarının hesabı

(8) ifadəsini I ekstraktora aid etsək aşağıdakı tənliyi alarıq

$$(C_4^e)_I^I - (C_4^e)_{i+1}^I \cdot e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \cdot n}} = \left[(C_4^{t.s})_I^I + (C_4^{t.s})_I^I \cdot e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \cdot n}} \right] \cdot \frac{V_{t.s}^I}{V_e^I} \quad (28)$$

$$e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_1}{\varepsilon \cdot n}} = e^{-\frac{0,215 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2}{0,02 \cdot 2}} = e^{-0,021} = 0,98$$

Ekstraktora daxil olan tullantı suyunun tərkibindəki asetilasetonun ilkin qatılığı $(C_4^{t.s})_0 = 0,012 \text{ mol/l}$

75% udulma dərəcəsinə ekstraktordan çıxan tullantı suyunun tərkibində asetilasetonun qatılığı

$$(C_4^{t.s})_1^I = 0,012 \cdot 0,25 = 0,003 \text{ mol/l} \quad \text{və} \quad (C_4^e)_1^I = 0,009 \cdot \frac{3,0\ell}{0,1\ell} = 0,27 \text{ mol/l}$$

I özəkdə ekstragent və rafinatda asetilasetonun qatılığı

$$1) (C_4^e)_1^I = 0,27 \text{ mol/l} \quad (C_4^{t.s})_1^I = 0,003 \text{ mol/l}$$

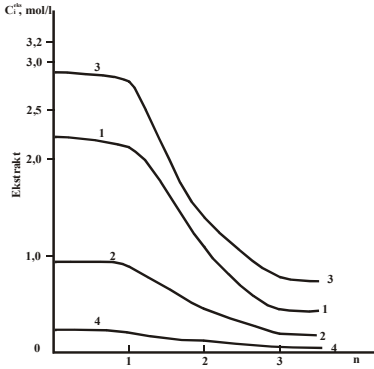
$$2) 0,27 - (C_4^e)_2^I \cdot 0,98 = (0,003 + 0,98 \cdot 0,003) \cdot \frac{3,0}{0,1}$$

$$(C_4^e)_2^I = 0,094 \text{ mol/l} \quad (C_4^{t.s})_2^I = 0,00594 \quad \alpha_4 = 0,063$$

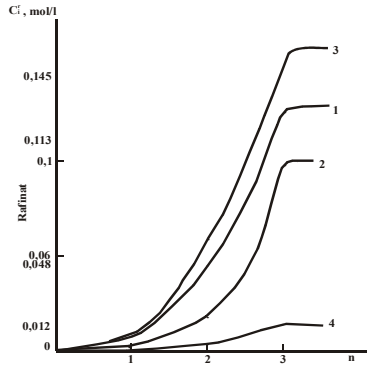
$$3) (C_4^{t.s})_3^I = (0,00594 + 0,98 \cdot 0,00594) \cdot \frac{0,0117 \text{ mol/l}}{0,1}$$

$$(C_4^e)_3^I = 0,072 \text{ mol/l} \rightarrow 0 \quad (C_4^{t.s})_3^I = 0,012 \text{ mol/l}$$

I qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin aparatın hündürlüyü boyu rafinat və ekstrakt fazalarda konsentrasiyalarının qiymətləri aşağıdakı qrafiklərdə (şək.3a, 3b) verilmişdir.



Şək. 3a. I qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin ekstrakt fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı



Şək. 3b. I qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin rafinat fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı

1-butilqlıkol, 2-fenilizopropanol, 3-asetat turşusu, 4-asetilaseton

Qrafiklərdən görüldüyü kimi, (şək.3a, 3b) həm rafinat, həm də ekstrakt fazalarda qatılıqlar üçüncü özəkdən sonra dəyişməyərək sabit qalır, başqa sözlə, komponentlərin izopropil efiri tərəfindən udulması baş vermir. Bu halda I qarışdırıcı ekstraktordan çıxan qarışıq çökdürücüyə verilir, orada fazaların təbəqələnməsi nəticəsində ayrılma baş verir və rafinat faza II ekstraktora ötürülür. I qarışdırıcı ekstraktorda 75%

udulma dərəcəsi hər birinin ölçüsü 0,2 m olan özəklərdə baş verdiyindən, onun hündürlüyü $H^I = 3 \cdot 0,2 = 0,6\text{m}$ olur.

Kəsilməz maye axınında komponentlərin həcm sürətlərini təyini

Ekstraktorun optimal iş rejimini müəyyən edən parametrlərdən biri kəsilməz maye axınında komponentlərin həcm sürətləridir. Bu sürətlər kəsilməz maye axınının aşağıdakı maddi balans tənliklərinə əsasən təyin edilir

$$(1-\varepsilon) \frac{(\alpha_1 C_1)_{i-1} - (\alpha_1 C_1)_i}{\frac{V_e}{(W_1)_i \cdot n}} = -K'_1 F [(C_1)_i^{or} - (\alpha_1 C_1)_i]$$

$$(1-\varepsilon) \frac{(\alpha_2 C_2)_{i-1} - (\alpha_2 C_2)_i}{\frac{V_e}{(W_2)_i \cdot n}} = -K'_2 F [(C_2)_i^{or} - (\alpha_2 C_2)_i]$$

$$(1-\varepsilon) \frac{(\alpha_3 C_3)_{i-1} - (\alpha_3 C_3)_i}{\frac{V_e}{(W_3)_i \cdot n}} = -K'_3 F [(C_3)_i^{or} - (\alpha_3 C_3)_i]$$

$$(1-\varepsilon) \frac{(\alpha_4 C_4)_{i-1} - (\alpha_4 C_4)_i}{\frac{V_e}{(W_4)_i \cdot n}} = -K'_4 F [(C_4)_i^{or} - (\alpha_4 C_4)_i]$$

Burada, $\alpha_1 C_1$, $\alpha_2 C_2$, $\alpha_3 C_3$ və $\alpha_4 C_4$ komponentlərin arasıkəsilməz maye axınında konsentrasiyaları, mol/l;

n -özəklərin sayı;

W_i -komponentlərin özəklərdəki həcm sürətləri, san^{-1} ;

C_i^{or} - komponentlərin özəklərdəki orta konsentrasiyaları, mol/l.

Bu tənliklərdən hər bir komponentin həcm sürəti üçün aşağıdakı ifadələri alırıq

$$(W_1)_i = \frac{-K'_1 F \cdot V_k [(C_1)_i^{or} - (\alpha_1 C_1)_i]}{(1-\varepsilon)[(\alpha_1 C_1)_{i-1} - (\alpha_1 C_1)_i] \cdot n} \quad (29)$$

$$(W_2)_i = \frac{-K'_2 F \cdot V_k [(C_2)_i^{or} - (\alpha_2 C_2)_i]}{(1-\varepsilon)[(\alpha_2 C_2)_{i-1} - (\alpha_2 C_2)_i] \cdot n} \quad (30)$$

$$(W_3)_i = \frac{-K'_3 F \cdot V_k [(C_3)_i^{or} - (\alpha_3 C_3)_i]}{(1-\varepsilon) \cdot N [(\alpha_3 C_3)_{i-1} - (\alpha_3 C_3)_i] \cdot n} \quad (31)$$

$$(W_4)_i = \frac{-K'_4 F \cdot V_k [(C_4)_i^{or} - (\alpha_4 C_4)_i]}{(1-\varepsilon)[(\alpha_4 C_4)_{i-1} - (\alpha_4 C_4)_i] \cdot n} \quad (32)$$

Burada, n, özəklərin sayı, $n = 3$

Orta qatılıqlar aşağıdakı differensial tənliklərin köməyi ilə tapılır

$$\left[(C_1)_i^{pr} \right] = \frac{1}{h_i - h_{i-1}} \int_{h_{i-1}}^{h_i} (C_1)_i h \cdot dh$$

$$\left[(C_2)_i^{pr} \right] = \frac{1}{h_i - h_{i-1}} \int_{h_{i-1}}^{h_i} (C_2)_i h \cdot dh$$

$$\left[(C_3)_i^{pr} \right] = \frac{1}{h_i - h_{i-1}} \int_{h_{i-1}}^{h_i} (C_3)_i h \cdot dh$$

$$\left[(C_4)_i^{pr} \right] = \frac{1}{h_i - h_{i-1}} \int_{h_{i-1}}^{h_i} (C_4)_i h \cdot dh$$

Bu tənlikləri inteqrallasaq aşağıdakıları alarıq

$$(C_1^{or})_{i-1} = (C_1^r)_i - \left[(C_1^r)_i - (C_1^e)_{i-1} \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_1 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) \quad (33)$$

$$(C_2^{or})_{i-1} = (C_2^r)_i - \left[(C_2^r)_i - (C_2^e)_{i-1} \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_2 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_2 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) \quad (34)$$

$$(C_3^{or})_{i-1} = (C_3^r)_i - \left[(C_3^r)_i - (C_3^e)_{i-1} \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_3 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_3 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) \quad (35)$$

$$(C_4^{or})_{i-1} = (C_4^r)_i - \left[(C_4^r)_i - (C_4^e)_{i-1} \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_4 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_4 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) \quad (36)$$

Butilqlikolun I ekstraktorun özəklərdəki orta qatılıqlarının hesabı

Komponentin özəklərdəki orta qatılıqlarının qiyməti (33) ifadəsinin bu ekstraktora tətbiqindən alınan aşağıdakı tənliklə tapılır

$$\left[(C_1^{or})_{i-1} \right] = (C_1^r)_i - \left[(C_1^r)_i - (C_1^e)_{i-1} \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_1 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) \quad (37)$$

Sonuncunu özəklərə tətbiq etsək aşağıdakıları alarıq

$$(C_1^{or})_1 = (C_1^r)_2 - \left[(C_1^r)_2 - (C_1^e)_1 \right] \cdot \frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_1 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right)$$

$$(C_1^r)_2 = 0,055 \text{ mol/l} \quad (C_1^e)_1 = 2,55 \text{ mol/l}$$

$$\frac{\varepsilon \cdot \omega}{K_1 F \cdot \Delta h_i} \left(1 - e^{-\frac{K_1 F \cdot \Delta h_i}{\varepsilon \cdot \omega}} \right) = \frac{0,02 \cdot 2}{0,231 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2} \cdot \left(1 - e^{-\frac{0,231 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot 0,2}{0,02 \cdot 2}} \right) = 0,87$$

$$1) (C_1^{or})_1 = 0,055 - [(0,055 - 2,55)] \cdot 0,87 = 2,3132 \text{ mol/l}$$

$$2) (C_1^{or})_2 = 0,1089 - (0,1089 - 0,92) \cdot 0,87 = 0,8142 \text{ mol/l}$$

$$3) (C_1^{or})_3 = 0,113 - (0,113 - 0,123) \cdot 0,87 = 0,1217 \text{ mol/l}$$

Fenilizopropanol, asetat turşusu və asetilasetonun ekstraktorun özəklərindən orta qatılıqları uyğun olaraq (34)-(36) ifadələrinə əsasən butilqlukoldakı kimi təyin olunur.

Orta qatılıqların məlum qiymətlərinə əsasən (29)-(32), ifadələrindən komponentlərin özəklərdəki kəsilməz maye axınında həcm sürətləri hesablanır (cədv.5).

Cədvəl 5

I qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin orta qatılıqları və kəsilməz maye axınında həcm sürətləri

| Butilqlukol | Fenilizopropanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında komponentlərin həcm sürətləri $W_i' \cdot 10^4 \text{ san}^{-1}$ | | | |
|-------------|------------------|----------------|--------------|---|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| | | | | $C_1^{or} \text{ mol/l}$ | $C_2^{or} \text{ mol/l}$ | $C_3^{or} \text{ mol/l}$ | $C_4^{or} \text{ mol/l}$ |
| 2,31 | 0,95 | 2,95 | 0,25 | 4,2 | 8,2 | 37,6 | 25,2 |
| 0,81 | 0,34 | 1,05 | 0,09 | 4,2 | 8,2 | 6,0 | 3,9 |
| 0,12 | 0,03 | 0,12 | 0,01 | 4,2 | 8,2 | 6,0 | 3,9 |
| 0,12 | 0,03 | 0,12 | 0,01 | 4,2 | 8,2 | 6,0 | 3,9 |

Beləliklə, hesabın nəticələrinə əsasən I ekstraktorun komponentlərə görə maddi balans tənliyi tərtib olunur. Bu balans cədv.6-da verilmişdir.

Cədvəl 6

I qarışdırıcı ekstraktorun maddi balansı

| № | Butilqlukol | | Fenilizopropanol | | Asetat turşusu | | Asetilaseton | |
|---|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
| | $C_1^e \text{ mol/l}$ | $C_1^r \text{ mol/l}$ | $C_2^e \text{ mol/l}$ | $C_2^r \text{ mol/l}$ | $C_3^e \text{ mol/l}$ | $C_3^r \text{ mol/l}$ | $C_4^e \text{ mol/l}$ | $C_4^r \text{ mol/l}$ |
| 1 | 2,55 | 0,028 | 1,08 | 0,012 | 3,261 | 0,0363 | 0,27 | 0,003 |
| 2 | 0,92 | 0,055 | 0,3747 | 0,0237 | 1,150 | 0,0715 | 0,094 | 0,00594 |
| 3 | 0 | 0,113 | 0 | 0,0480 | 0 | 0,145 | 0 | 0,012 |

II qarışdırıcı ekstraktorun hesabı

II qarışdırıcı ekstraktora daxil olan rafinat faza cədv. 6-dakı tərkibə malikdir.

Təcrübi tədqiqatlar nəticəsində II ekstraktora həlledicinin 25%-nin, yəni 50 ml/saat verilməsi müəyyən edilmişdir, yəni $V_e^H = 50 \text{ ml} / \text{saat} = 0,01388 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3 / \text{san}$

II qarışdırıcı ekstraktorun ölçüləri (diametri, qarışdırıcı elementin diametri, dövrlər sayı) I ekstraktorla eyni olduğundan əmələ gələn dispers faza damlalarının ölçüsü də sabit qalır, yəni

$$d_d = 0,665 \cdot 10^{-3} m$$

İzopropil efirinin fiktiv sürəti $U_e'' = 0,123 \cdot 10^{-5} m / san$,

rafinat fazanın fiktiv sürəti isə

$$U_r'' = 7,34 \cdot 10^{-5} m / san$$

II qarışdırıcı ekstraktorun çirkləndiricilərə görə hesabı I ekstraktora uyğun qaydada aparılır və nəticələr cədv.7 və 8-də verilmişdir.

Cədvəl 7

II qarışdırıcı ekstraktorun maddi balansı

| № | Butilqlkol | | Fenil izopropanol | | Asetat turşusu | | Asetilaseton | |
|---|----------------------|------------------|----------------------|------------------|----------------------|------------------|----------------------|------------------|
| | C_1^{eks} mol/l | C_1^r mol/l | C_2^{eks} mol/l | C_2^r mol/l | C_3^{eks} mol/l | C_3^r mol/l | C_4^{eks} mol/l | C_4^r mol/l |
| 1 | 1,02 | 0,011 | 0,430 | 0,0048 | 1,3038 | 0,0146 | 0,108 | 0,00012 |
| 2 | 0,187 | 0,022 | 0,150 | 0,0095 | 0,45 | 0,0288 | 0,0372 | 0,00238 |
| 3 | 0,00 | 0,028 | 0,00 | 0,012 | 0,0 | 0,0363 | 0,0 | 0,003 |

Cədvəldən (cədv.7) görünür ki, III özəkdən sonra rafinatın tərkibi sabit qalır, yəni udulma baş vermir, bu isə prosesin digər ekstraktorda aparılmasını tələb edir. Bu halda növbəti çökdürücüdə ekstraktıdan ayrılmış rafinat faza III ekstraktora yönəldilir.

Cədvəl 8

II qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin orta qatılıqları və kəsilməz maye axınında həcm sürətləri

| Butilqlkol | Fenilizopropanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında komponentlərin həcm sürətləri | | | |
|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|--|---------|---------|---------|
| | | | | $W_i'' \cdot 10^4 san^{-1}$ | | | |
| C_1^{or} mol/l | C_2^{or} mol/l | C_3^{or} mol/l | C_4^{or} mol/l | W_1'' | W_2'' | W_3'' | W_4'' |
| 0,8 | 0,17 | 1,18 | 0,10 | 21,8 | 7,0 | 10,5 | 20,4 |
| 0,8 | 0,17 | 0,40 | 0,10 | 21,8 | 7,0 | 10,5 | 13,2 |
| 0,8 | 0,17 | 0,40 | 0,04 | 21,8 | 7,0 | 10,5 | 13,2 |

III qarışdırıcı ekstraktorun hesabı

Bu qarışdırıcının da hesabı I və II ekstraktorlarda olduğu kimi aparılır, nəticələr cədv.9 və 10-da verilmişdir.

III qarışdırıcı ekstraktorun maddi balansı

| Özəklərin nömrəsi | Butilqlikol | | Fenilzopropanol | | Asetat turşusu | | Asetilaseton | |
|-------------------|------------------|-----------------------------|------------------|-----------------------------|------------------|-----------------------------|------------------|-----------------------------|
| | C_1^e mol/l | $C_1^r \cdot 10^2$ mol/l | C_2^e mol/l | $C_2^r \cdot 10^2$ mol/l | C_3^e mol/l | $C_3^r \cdot 10^2$ mol/l | C_4^e mol/l | $C_4^r \cdot 10^4$ mol/l |
| 1 | 0,6294 | 0,051 | 0,2800 | 0,014 | 0,8376 | 0,064 | 0,0236 | 0,220 |
| 2 | 0,5822 | 0,101 | 0,2688 | 0,028 | 0,7794 | 0,126 | 0,0226 | 0,240 |
| 3 | 0,4731 | 0,200 | 0,2406 | 0,055 | 0,6501 | 0,248 | 0,0201 | 0,475 |
| 4 | 0,2416 | 0,395 | 0,1751 | 0,109 | 0,3574 | 0,489 | 0,0148 | 0,940 |
| 5 | 0,0 | 1,100 | 0,0464 | 0,216 | 0,0 | 1,460 | 0,0036 | 0,186 |
| 6 | 0,0 | 1,100 | 0,0464 | 0,480 | 0,0 | 1,460 | 0,0036 | 0,186 |

III qarışdırıcı ekstraktorun maddi balansına baxsaq, (cədv.9) görürük ki, V özəkdən sonra komponentlərin hər iki fazada konsentrasiyaları sabit qalır və bu qiymətlər buraxıla bilən qatılıqlar həddində olduğundan, bu ekstraktoru da 3 özəkli qəbul edirik.

Beləliklə, I, II və III qarışdırıcı ekstraktorların hündürlükləri özəklərin sayından və onlar arası məsafədən asılı olaraq təyin edilir. Özəklərin sayı 3, onlar arası məsafə $\Delta h_i = 0,2m$ olduğundan

$$H^I = H^{II} = H^{III} = n_q \cdot \Delta h_i = 3 \cdot 0,2 = 0,6m$$

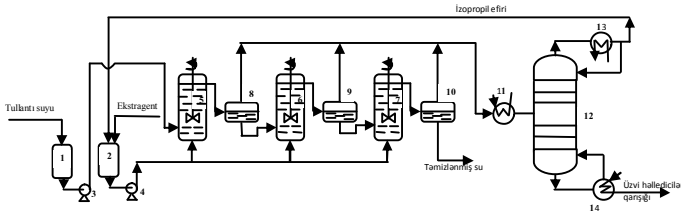
n_q - ekstraktorların sayı

Cədvəl 10

III qarışdırıcı ekstraktorda komponentlərin orta qatılıqları və kəsilməz maye axınında həcm sürətləri

| Butilqlikol | Fenilzopropanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında komponentlərin həcm sürətləri | | | |
|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|--|---------|---------|---------|
| | | | | $W_i^m \cdot 10^4 \text{ san}^{-1}$ | | | |
| C_1^{or} mol/l | C_2^{or} mol/l | C_3^{or} mol/l | C_4^{or} mol/l | W_1^m | W_2^m | W_3^m | W_4^m |
| 0,55 | 0,25 | 0,76 | 0,02 | 0,03 | 64,0 | 0,05 | 0,39 |
| 0,51 | 0,24 | 0,70 | 0,02 | 0,01 | 8,15 | 0,02 | 0,04 |
| 0,41 | 0,21 | 0,59 | 0,01 | 0,01 | 8,15 | 0,01 | 0,02 |
| 0,21 | 0,15 | 0,32 | 0,01 | 0,01 | 8,15 | 0,01 | 0,02 |

Beləliklə, üç qarışdırıcı ekstraktordan ibarət prosesin texnoloji sxemi aşağıdakı kimi təklif olunur (şəkl.4).



Şək. 4. Qarışdırıcı ekstraktorlarda üç pilləli ekstraksiya prosesinin texnoloji sxemi

1-tullantı suyu tutumu; 2-izopropil efiri tutumu; 3,4-nasoslar; 5,6,7-ekstraktorlar; 8,9,10-çökdürücülər; 11-qızdırıcı; 12-rektifikasiya kolonu; 13-parsial kondensator; 14-qaynadıcı.

Prosesin pillələr üzrə göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilmişdir.

Cədvəl 11

Qarışdırıcı ekstraktorlardan ibarət üç pilləli ekstraksiya prosesinin pillələr üzrə göstəriciləri

| №si | Həllədicinin sərfi, ml/saat | Tullantı suyunun ekstragentə olan həcm nisbəti | Ekstraksiya dərəcəsi, % | Ekstraktorun ölçüləri, m | |
|-----|-----------------------------|--|-------------------------|--------------------------|-----------|
| | | | | diametr | hündürlük |
| 1 | 100,0 | 30:1 | 75,0 | 0,12 | 0,6 |
| 2 | 50,0 | 60:1 | 15,0 | 0,12 | 0,6 |
| 3 | 50,0 | 60:1 | 9,8 | 0,12 | 0,6 |

Ekstraksiya prosesinin səpəlayici ekstraktorda hesabı

Qeyd etmək lazımdır ki, fazaların istənilən səviyyədə disperslənməsini təmin edən, dispers fazanın əsas mühitdə paylanmasına imkan verən, kütlə mübadiləsi proseslərini intensivləşdirən qarışdırıcı ekstraktorların aşağıdakı nöqsan cəhətləri mövcuddur:

- qarışdırıcı elementi hərəkətə gətirmək üçün enerji sərfinin yüksək olması;
- qarışdırma zamanı qızma baş verdiyindən ekstraktorun soyuducu köynəklə təmin edilməsi və buna əlavə xərclərin tələb olunması;
- prosesdə fazalar çox kiçik ölçülü damlalara bölündüyündən onların yenidən birləşməsi üçün koalesensiya müddəti tələb olunur ki, bu da fazaların ayrılması üçün əlavə şəraitin yaradılmasına gətirib çıxarır;
- bu aparatlarda hər iki fazanın disperslənməsi baş verdiyindən

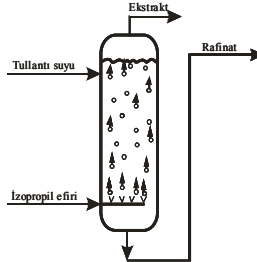
komponentlərin fazalarda paylanma ehtimalı artır ki, bu onların ayrılması prosesini çətinləşdirir;

- hər ekstraktordan sonra fazaların ayrılması üçün çökdürücü aparatdan istifadə olunur ki, bu da prosesin iqtisadi səmərəliliyini aşağı salır.

Qarışdırıcı ekstraktorun qeyd olunan nöqsanlarını, aradan qaldırmaq üçün səpələyici ekstraksiya kolonundan istifadə edilmişdir.

Səpələyici kolonlar sadə olub, onlarda yalnız bir fazanın, adətən, ekstragentin disperslənməsi baş verir. Belə aparatlarda həlledicinin səpələyicinin dəliklərindən keçməsi hesabına onun disperslənməsi baş verir ki, bu da ekstragentdəki damlaların ölçülərinin azalmasına səbəb olur. Ölçüləri azalmış damlaların kontakt səthi artdığından iki faza arasında kütlə mübadiləsi daha intensiv gedir və bu da dispers faza hissəciklərinin əsas fazada bərabər paylanmanı təmin edir.

Səpələyici ekstraktorun sxemi şək.5-da verilmişdir.



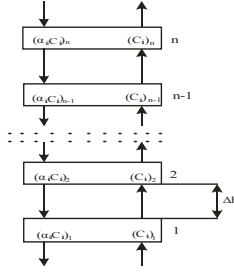
Şək. 5. Səpələyici ekstraktorun sxemi

Prosesin aparılma qaydası aşağıdakı kimidir.

Səpələyici ekstraktora tullantı suyu yuxarı, ekstragent (izopropil efiri) isə aşağı hissələrdən verilir. Onların hərəkəti sıxlıqlar fərqi hesabına baş verir. Tullantı suyu ağır olduğundan ($\rho = 1 \cdot 10^3 \text{ kq/m}^3$) aşağı, izopropil efiri ($\rho_e = 728 \text{ kq/m}^3$) isə yuxarı istiqamətdə hərəkət edir.

Prosesin səpələyici ekstraktorda kinetik qanunauyğunluqları və riyazi modeli

Qeyd etdiyimiz kimi, səpələyici ekstraktorun aşağı girişində ekstragenti dispersləşdirmək üçün səpələyici quruluş yerləşdirilmiş və dispersiya olunmuş həlledicinin damlaları arasıkəsilməz axının (tullantı suyunun) içərisindən keçərək yuxarı qalxır. Səpələyici kolonda axınların struktur sxemi şək. 6-də verilmişdir.



Şək. 6. Səpələyici ekstraktorda axınların sruktur sxemi

Kolonun i özəyi üçün fazalararası kütlə mübadiləsinə nəzərə almaqla aşağıdakı material balansı tənliklərini yazmaq olar.

Fazaların özəklərdə komponentlərə görə maddi balansın təklif etdiyimiz differensial tənlikləri aşağıdakı kimidir

$$\varepsilon U_d^o \frac{d(C_1)_i}{dh_i} = -K_1' F [(C_1)_i + (\alpha_1 C_1)_i] \quad (38)$$

$$\varepsilon U_d^o \frac{d(C_2)_i}{dh_i} = -K_2' F [(C_2)_i + (\alpha_2 C_2)_i] \quad (39)$$

$$\varepsilon U_d^o \frac{d(C_3)_i}{dh_i} = -K_3' F [(C_3)_i + (\alpha_3 C_3)_i] \quad (40)$$

$$\varepsilon U_d^o \frac{d(C_4)_i}{dh_i} = -K_4' F [(C_4)_i + (\alpha_4 C_4)_i] \quad (41)$$

(38)-(41) tənliklərini h_{i-1} -dən h_i -ə kimi inteqrallasaq,

$$(C_1)_i = (\alpha_1 C_1)_i + [(\alpha_1 C_1)_i + (C_1)_{i-1}] \cdot e^{-\frac{K_1' F}{\varepsilon U_d^o} \Delta h_i} \quad (42)$$

$$(C_2)_i = (\alpha_2 C_2)_i + [(\alpha_2 C_2)_i + (C_2)_{i-1}] \cdot e^{-\frac{K_2' F}{\varepsilon U_d^o} \Delta h_i} \quad (43)$$

$$(C_3)_i = (\alpha_3 C_3)_i + [(\alpha_3 C_3)_i + (C_3)_{i-1}] \cdot e^{-\frac{K_3' F}{\varepsilon U_d^o} \Delta h_i} \quad (44)$$

$$(C_4)_i = (\alpha_4 C_4)_i + [(\alpha_4 C_4)_i + (C_4)_{i-1}] \cdot e^{-\frac{K_4' F}{\varepsilon U_d^o} \Delta h_i} \quad \text{olar} \quad (45)$$

$\Delta h_i = 0,05$ m götürülür.

Burada, U_d^o - səpələyici quruluşun dəliyindən keçən ekstragentin fiktiv sürəti, m/san.

I səpələyici ekstraktorun hidrodinamik hesabı

Tullanıtı suyunun miqdarı $3 \ell / \text{saat}$ -dır.

$$V_{t.s} = 3 \ell / \text{saat} = 0,83 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3 / \text{san}$$

Ekstragent – izopropil efirinin sərfi $200 \text{ m}\ell / \text{saat}$

$$V_{iz.pr.} = 200 \text{ m}\ell / \text{saat} = 0,055 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3 / \text{san}$$

Tullantı suyu ilə izopropil efirinin həcm nisbəti

$$V_{t.s.} / V_{iz.pr.} = 15 / 1$$

Səpələyici ekstraktorun diametri $D = 12 \text{ sm} = 0,12 \text{ m}$

Ekstraktorun en kəsik sahəsi $S = \pi R^2 = 0,01130 \text{ m}^2$

I səpələyici ekstraktorun diametri, tullantı suyunun həcm sərfi və axınların fiktiv sürətləri I qarışdırıcı ekstraktorla eyni olduğundan onların qiymətlərindən istifadə edəcəyik

$$U_{t.s.}^I = 7,34 \cdot 10^{-5} \text{ m} / \text{san}$$

I ekstraktora həlledicinin 40%-i, yəni 80 ml/saat verildiyindən

$$U_d^I = 1,947 \cdot 10^{-6} \text{ m} / \text{san}$$

Dəlikdən keçən damlaların ölçülərinin təyini

Səpələyici quruluşun dəliklərinin diametrinin mövcud ədəbiyyatlarda (1,7-5,0) mm hədlərində götürülməsi tövsiyyə olunur. Biz bu ölçünü $d_o = 2,5 = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ götürmüşük.

Dəliyin en kəsik sahəsi $S_d = \pi r_o^2 = 4,906 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$

Onda dəlikdən keçən ekstragentin fiktiv sürəti

$$U_d^o = \frac{V_e^I}{S_d} = \frac{0,022 \cdot 10^{-6}}{4,906 \cdot 10^{-6}} = 0,0044 \text{ m} / \text{san} \text{ olacaqdır.}$$

Diametri $d_o = 2,5 \text{ mm}$ olan dəlikdən keçən izopropil efirinin damlasının ölçüləri müxtəlif üsullarla hesablanır.

Dispers fazanın damlalarının ölçüləri ekstragentin xassələrindən və səpələyici quruluşun dəliklərinin ölçülərindən asılıdır. Kolonun yüklənməsi artdıqca damlaların miqdarı onların ölçüsü dəyişmədən artır. Texniki ədəbiyyatların araşdırılmasından sonra belə bir nəticəyə gəldik ki, damlaların dəlikdən keçmə sürəti 0,33 m/san-dən kiçik olarsa, onların diametri aşağıdakı üsullarla hesablanır:

I üsul.

$$g + \frac{3,8295 \cdot 10^{-3} \cdot g^{0,667} \cdot \rho_e \cdot d_o}{\Delta \rho} = \frac{9,467 \cdot 10^{-5} \sigma_d d_o}{\Delta \rho} + 0,1272 \left(\frac{d_o^{0,747} \cdot U_{d_o}^{0,365} \cdot \mu^{0,186}}{\Delta \rho} \right)^{0,667}$$

burada: g -damlaların həcmi, m^3 ;

$\Delta \rho$ -tullantı suyu ilə izopropil efirinin sıxlıqları fərqi,

II üsul.

Bu üsulla damlaların diametri təcrübi nəticələrdən alınmış qiymətlərə əsasən qurulmuş qrafikin köməyi ilə hesablanır.

III üsul. Bu üsulda damlanın diametri təxmini hesablanır, sonra dəliyin ölçüsüz radiusu tapılır, onun həcmi müəyyən olunur və buna əsasən diametr təyin edilir

Hər üç üsulla damlanın diametrinin $d_d = 4 \cdot 10^{-3}$ m olduğunu alırıq.

Damlanın həqiqi xətti sürətinin təyini

Damlanın həqiqi xətti sürəti hər iki fazanın xassələrindən asılı olub aşağıdakı iki üsulla təyin olunur.

I üsul. Stoks tənliyi.

Bu tənlik aşağıdakı kimi ifadə olunur.

$$W_d = \frac{d_d^2 (\rho_{t,s} - \rho_{iz,ef}) \cdot g}{18\mu_{t,s}} = 0,242 \text{ m/san}$$

II üsul.

Bu üsulla çökmə sürəti Re kriteriyasının qiymətinə əsasən aşağıdakı tənliklə hesablanır

$$W_d = \text{Re} \frac{\mu}{\rho \cdot d_d} = 0,223 \text{ m/san} \quad W_d = 0,223 \text{ m/san} \quad \text{qəbul edirik.}$$

Hissəciklər kürəşəkilli və prosesin hərəkətverici qüvvəsinin komponentlərin konsentrasiyaları fərqi ilə düzmütənasib olduğunu nəzərə alsaq, dispers fazanın kəsilməz maye axınındakı həcm payı R.Treybalın təklif etdiyi tənliklə hesablanır

$$\varepsilon = \frac{U_d^o}{W_d} \approx 0,02$$

Fazaların vahid həcmə düşən xüsusi kontakt səthinin sahəsi qarışdırıcıda olduğu kimi hesablanır

$$F_1 = 30 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Komponentlərin dispers fazada və su mühitində kütləvermə əmsalları

$$K_i^d = \frac{2\pi^2 D_i^d}{3d_d} \quad (46)$$

ifadəsinə əsasən hesablanır.

Komponentlərin kütləötürmə əmsalları bizə məlum olan aşağıdakı tənliklə təyin olunur

$$\frac{1}{K_i'} = \frac{1}{K_i^{t,s}} + \frac{\alpha_i}{K_i^d} \quad (47)$$

α_i -komponentlərin fazalardakı paylanma əmsalı olub, komponentlər üçün tarazlıq tənliklərindən tapılır

$$\alpha_1 = 0,2139; \alpha_2 = 0,2142; \alpha_3 = 0,2136; \alpha_4 = 0,2135$$

(46) və (47) ifadələrinin köməyi ilə hesablanmış kütləvermə və kütləötürmə əmsallarının qiymətləri cədv.12-da verilmişdir.

Cədvəl 12

Komponentlərin kütləvermə və kütləötürmə əmsallarının qiymətləri

| Komponentlər | Kütləvermə əmsalı, m/san | | Kütləötürmə əmsalı, m/san $K_i' \cdot 10^5$ |
|------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|--|
| | dispers faza, $K_i^d \cdot 10^5$ | su mühiti, $K_i^{su} \cdot 10^5$ | |
| Butilqlikol | 0,687 | 0,147 | 0,141 |
| Fenilizopropanol | 0,504 | 0,108 | 0,103 |
| Asetat turşusu | 0,983 | 0,210 | 0,201 |
| Asetilasetat | 0,637 | 0,136 | 0,130 |

Hər komponentin fazalararası xüsusi səthin sahəsinə görə kütləötürmə əmsalları aşağıdakı qiymətləri alar

$$1) K_1' \cdot F = 4,23 \cdot 10^{-5} \text{ san}^{-1}$$

$$2) K_2' \cdot F = 3,09 \cdot 10^{-5} \text{ san}^{-1}$$

$$3) K_3' \cdot F = 6,03 \cdot 10^{-5} \text{ san}^{-1}$$

$$4) K_4' \cdot F = 3,9 \cdot 10^{-5} \text{ san}^{-1}$$

I səpəlyicili ekstraktorun butilqlikola görə hesabı

Bu ekstraktora verilən tullantı suyunun tərkibi cədv. 1-də olduğu kimidir.

Bu komponent I ekstraktorda 70% udulduğundan butilqlikolun I ekstraktoru tərk edən ekstrakt fazadakı son qatılığı $C_{1,e}^I$ aşağıdakı kimi olar

$$C_{1,e}^I = \frac{N_1^I \cdot 0,7}{V_{1,e}^I} \quad (48)$$

Burada N_1^I - I ekstraktora daxil olan tullantı suyunda butilqlikolun sərfi, $N_1^I = 0,3395$ mol/saat

$$(48) \text{ ifadəsindən } C_{1,e}^I = \frac{0,3395 \cdot 0,7}{0,08} = 2,97 \text{ mol/l olar.}$$

Bu aparatda butilqlikolun paylanma əmsalı α_1 ekstraktorun yuxarı çıxışındakı (sonuncu özəkdə) tarazlıq tənliyinə əsasən müəyyən olunur. Bu tənlik aşağıdakı kimidir

$$C_{1,t,s}^I = \alpha_1^I C_{1,e}^I$$

Burada $C_{1,t,s}^I$ butilqlikolun ekstraktora daxil olan tullantı suyundakı qatılığdır, $C_{1,t,s}^I = 0,113$ mol/l (cəđ. 1).

$$\alpha_1^I = \frac{C_{1,t,s}^I}{C_{1,e}^I} = \frac{0,113}{2,97} = 0,038$$

I səpələyici ekstraktora daxil olan tullantı suyunun tərkibi cəđvəl 1-ə uyğundur

Ekstraktorun çıxışında rafinat fazada butilqlikolun qatılığ $C_{1,r}^I = 0,113$ mol/l $\cdot 0,3 = 0,0339$ mol/l olacaqdır.

I özəkdə fazaların tarazlıq tənliyindən $C_{1,r}^I = \alpha_1^I \cdot (C_1)_1^I$ yazmaq olar.

burada $(C_1)_1^I$ -I özəkdə ekstrakt fazada butilqlikolun qatılığ.

$$(C_1)_1^I = \frac{C_{1,r}^I}{\alpha_1^I} = \frac{0,0339}{0,038} = 0,8921 \text{ mol/l}$$

I ekstraktorun butil qlikola görə digər özəklər üzrə qatılıqları (42) tənliyinə əsasən aşağıdakı ardıcılıqla həyata keçirilir

$$(C_1)_2^I = (\alpha_1 C_1)_2^I + [(\alpha_1 C_1)_2 + (C_1)_1]^I \cdot e^{-\frac{K_1 F \Delta h_1}{\varepsilon U_d^0}}$$

Bu tənliyə daxil olan $e^{-\frac{K_1 F \Delta h_1}{\varepsilon U_d^0}}$ parametri aşağıdakı kimi hesablanır

$$e^{-\frac{4,23 \cdot 10^{-5} \cdot 0,05}{0,02 \cdot 0,0044}} = e^{-0,024} = 0,98$$

$$2) (C_1)_2^I = 0,038(C_1)_2^I + [0,038(C_1)_2 + (C_1)_1]^I \cdot 0,98$$

$$0,9248(C_1)_2^I = 0,98 \cdot 0,8921 = 0,8742$$

$$(C_1)_2^I = 0,9452 \text{ mol/l}, (\alpha_1 C_1)_2^I = 0,038 \cdot 0,9452 = 0,0359 \text{ mol/l}$$

Hesabat digər özəklər üçün də oxşar qaydada aparılır.

I səpələyici ekstraktorda butilqlikola görə ekstraksiya dərəcəsi

$$S_1^I \text{ aşağıdakı kimi müəyyən olunur } S_1^I = \frac{N_{1,e}^I}{N_1^I} \cdot 100\%$$

Burada $N_{1,e}^I$ - ekstragent tərəfindən I ekstraktorda udulan butil qlikolun mol miqdarıdır. Bu miqdar

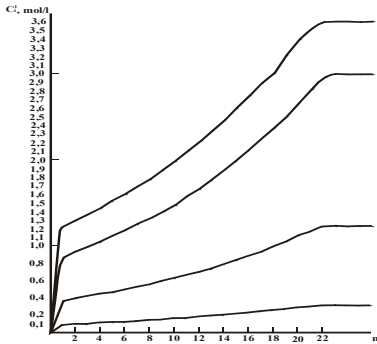
$$N_{1,e}^I = V_e^I \cdot (C_1)_{22}^I \text{ vasitəsilə tapılır, } N_{1,e}^I = 0,08 \cdot 3,0097 = 0,2408 \text{ mol/l}$$

Onda ekstraksiya dərəcəsi $S_1^I = \frac{0,2408}{0,3395} \cdot 100\% = 70,92\%$ olacaqdır.

I ekstraktora t rk edən rafinat fazada butilqlkolun qatılıęı

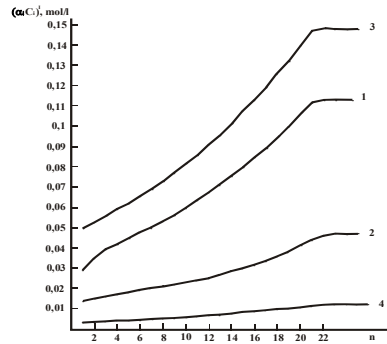
$$C_1'' = \frac{0,3395 - 0,2408}{3\ell} = 0,0329 \text{ mol/l olacaqdır.}$$

Fenilizopropanolun, asetat turşusunun v  asetilasetonun I ekstraktorun hündürlüyü boyu özəklərdəki qatılıqlar da oxşar qaydada hesablanır. Komponentlərin I səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu qatılıqlarının özəklərin sayından asılılıq qrafikləri şək.7a və şək.7b-də verilmiřdir.



Şək. 7a. I səpələyici ekstraktorda komponentlərin ekstrakt fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılıęı

1-butilqlkol, 2-fenilizopropanol, 3-asetat turşusu, 4-asetilaseton



Şək. 7b. I səpələyici ekstraktorda komponentlərin rafinat fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılıęı

Şəkillərdən göründüyü kimi, I ekstraktorda 22 özəkdən sonra komponentlərin həm rafinat, həm də ekstrakt fazalarda konsentrisiyaları d yiřm z qalır. Beləliklə, I ekstraktorda özəklərin sayı 22-y  bərabər olur.  z kl rin sayına görə diametri 0,12 m olan ekstraktorun hündürlüyü təyin edilir

$$H_1 = n \cdot \Delta h_i = 22 \cdot 0,05 = 1,10 \text{ m}$$

Komponentlərin səpələyici ekstraktorun k silmez maye axımında orta qatılıqlarının v  həcm sürətlərinin hesabı

Ekstraktorun  l s  təyin edildikdən sonra onun optimal iř rejimini müyyən edən parametrlərdən biri olan k silmez maye axımında komponentlərin həcm sürətləri (29)-(32) ifadələrinə əsasən hesablanır.

Bu tənliklərə daxil olan komponentlərin orta qatılıqları qarıřdırıcı ekstraktorlarda olduęu kimi (33)-(36) tənliklərindən tapılır.

Qeyd olunan ifadələrə əsasən I səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu komponentlərin özəklərdəki orta qatılıqlarının v  k silmez maye

axınındakı həcm sürətlərinin hesablanmış qiymətləri aşağıdakı cədvəldə verilmişdir.

Cədvəl 13

I səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu komponentlərin özlərdə orta qatılıqları və kəsilməz maye axınında həcm sürətləri

| Özlərlərin №-si | Butilqlkol | Fenil-izopropanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında həcm sürətləri $W_i' \cdot 10^5 \text{ san}^{-1}$ | | | |
|-----------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---|--------|--------|--------|
| | C_1^{or} mol/l | C_2^{or} mol/l | C_3^{or} mol/l | C_4^{or} mol/l | W_1' | W_2' | W_3' | W_4' |
| 1 | 0,0058 | 0,0003 | 0,0066 | 0,0004 | | | | |
| 2 | 0,7465 | 0,3697 | 1,0827 | 0,0851 | 0,85 | 0,79 | 1,32 | 0,89 |
| 3 | 0,7909 | 0,3918 | 1,1423 | 0,0902 | | | | |
| 4 | 0,8312 | 0,4154 | 1,2052 | 0,0955 | 0,82 | 0,72 | 1,28 | 1,00 |
| 5 | 0,8880 | 0,4403 | 1,2716 | 0,1012 | | | | |
| 6 | 0,9409 | 0,4667 | 1,3417 | 0,1071 | 0,86 | 0,72 | 1,30 | 1,12 |
| 7 | 0,9971 | 0,4946 | 1,4156 | 0,1134 | | | | |
| 8 | 1,0565 | 0,5243 | 1,4935 | 0,1201 | 0,83 | 0,75 | 1,30 | 0,84 |
| 9 | 1,1195 | 0,5558 | 1,5758 | 0,1273 | | | | |
| 10 | 1,1863 | 0,5892 | 1,6627 | 0,1348 | 0,85 | 0,72 | 1,27 | 0,47 |
| 11 | 1,2570 | 0,6243 | 1,7543 | 0,1487 | | | | |
| 12 | 1,3319 | 0,6619 | 1,8509 | 0,1576 | 0,84 | 0,71 | 1,27 | 0,83 |
| 13 | 1,4113 | 0,7017 | 1,9528 | 0,1670 | | | | |
| 4 | 1,4954 | 0,7337 | 2,0603 | 0,1770 | 0,85 | 0,69 | 1,28 | 0,74 |
| 15 | 1,5845 | 0,7883 | 2,1739 | 0,1875 | | | | |
| 16 | 1,6790 | 0,8357 | 2,2938 | 0,1987 | 0,85 | 0,71 | 1,28 | 0,69 |
| 17 | 1,7791 | 0,8859 | 2,4202 | 0,2106 | | | | |
| 18 | 1,8852 | 0,9390 | 2,5536 | 0,2232 | 0,84 | 0,73 | 1,28 | 0,94 |
| 19 | 1,9977 | 0,9954 | 2,6444 | 0,2365 | | | | |
| 20 | 2,1169 | 1,0552 | 2,8429 | 0,2506 | 0,85 | 0,72 | 1,28 | 0,75 |
| 21 | 2,2431 | 1,1186 | 2,9995 | 0,2656 | | | | |
| 22 | 2,3766 | 1,1495 | 2,9995 | 0,2815 | 0,89 | 0,73 | 1,30 | 0,98 |

II səpələyici ekstraktorun çirkləndiricilərə görə hesabı

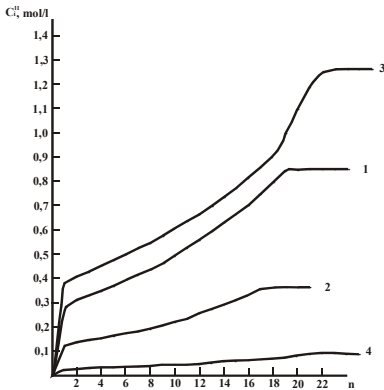
II ekstraktora daxil olan rafinatın tərkibi cədv.14-də göstərilmişdir.

II ekstraktora daxil olan rafinat fazanın tərkibi və miqdarı

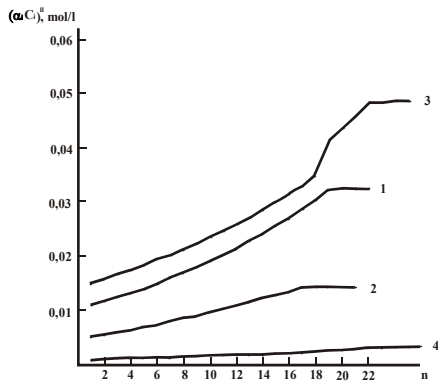
| Tullantı suyun tərkibi | Udulma dərəcəsi, % | $(G_i^{ud})^I$ q/saat | $(G_{oi})^{II}$ q/saat | Kütlə, % | N_{oi}^{II} mol/saat | $(C_{oi}^{t.s.})^{II}$ mol/litr | $(C_i^{eks})^I$ mol/l |
|------------------------|--------------------|--------------------------|---------------------------|----------|---------------------------|------------------------------------|--------------------------|
| Butil qlikol | 70,92 | 21,70 | 8,90 | 0,302 | 0,0987 | 0,0329 | 3,0097 |
| Fenil izopropanol | 69,24 | 13,50 | 6,0 | 0,204 | 0,0441 | 0,0147 | 1,2424 |
| Asetat turşusu | 66,52 | 17,36 | 8,74 | 0,297 | 0,1455 | 0,0485 | 3,6144 |
| Asetil aseton | 72,5 | 2,61 | 0,99 | 0,034 | 0,0059 | 0,0033 | 0,3250 |
| | | | (24,624) | | | | |
| Su | | | 2920,2 | 99163 | | | |

II ekstraktora ekstragentin 40%, yəni 80 ml/saat = 0,080 l/saat miqdarında verilir.

Çirkəndiricilərin II səpəlyici ekstraktorun hündürlüyü boyu özəklərdəki qatılıqlarının qiyməti I ekstraktorda olduğu kimi təyin edilir və hesabatın nəticələri şəkl. 8a, və 8b-də verilmişdir.



Şəkl. 8a. II səpəlyici ekstraktorda komponentlərin ekstrakt fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı



Şəkl. 8b. II səpəlyici ekstraktorda komponentlərin rafinat fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı

1-butilqlikol, 2-fenilizopropanol, 3-asetat turşusu, 4-asetilaseton

Qrafiklərdən aydın görünür ki, udulna prosesi 22-ci özəkdən sonra sabit qalır, yəni hər iki fazada komponentlərin konsentrasiyaları dəyişmir. Bu halda aparatın hündürlüyünün artırılmasına ehtiyac qalmadığından, rafinat faza növbəti ekstraktora verilir.

II səpələyici ekstraktorda komponentlərin özəklərdəki orta qatılıqları və kəsilməz maye axınındakı həcm sürətləri I ekstraktorda olduğu kimi hesablanır və nəticələr cədv. 15-də verilmişdir

Cədvəl 15

II səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu komponentlərin özəklərdə orta qatılıqları və kəsilməz maye axında həcm sürətləri

| Özəklərin №-si | Butilqli kol | Fenil-izopropanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında həcm sürətləri $W_i'' \cdot 10^3 \text{ san}^{-1}$ | | | |
|----------------|------------------|-------------------|------------------|------------------|--|---------|---------|---------|
| | C_1^{or} mol/l | C_2^{or} mol/l | C_3^{or} mol/l | C_4^{or} mol/l | W_1'' | W_2'' | W_3'' | W_4'' |
| 1 | 0,002 | 0,0002 | 0,02 | 0,01 | 0,93 | 0,70 | 1,40 | 1,02 |
| 2 | 0,244 | 0,1236 | 0,34 | 0,01 | 0,93 | 0,70 | 1,40 | 1,02 |
| 3 | 0,259 | 0,1318 | 0,36 | 0,02 | 0,91 | 0,62 | 1,45 | 1,08 |
| 4 | 0,275 | 0,1406 | 0,38 | 0,02 | 0,89 | 0,59 | 1,50 | 1,70 |
| 5 | 0,292 | 0,1498 | 0,40 | 0,02 | 0,88 | 0,61 | 1,44 | 0,96 |
| 6 | 0,310 | 0,1599 | 0,42 | 0,03 | 0,88 | 0,67 | 1,37 | 0,63 |
| 7 | 0,328 | 0,1705 | 0,47 | 0,03 | 0,86 | 0,64 | 1,37 | 0,72 |
| 8 | 0,349 | 0,1818 | 0,46 | 0,03 | 0,79 | 0,62 | 1,37 | 0,89 |
| 9 | 0,370 | 0,1939 | 0,48 | 0,04 | 0,80 | 0,60 | 1,38 | 0,94 |
| 10 | 0,393 | 0,2068 | 0,51 | 0,04 | 0,81 | 0,58 | 1,39 | 0,98 |
| 11 | 0,417 | 0,2205 | 0,53 | 0,04 | 0,82 | 0,59 | 1,48 | 0,98 |
| 12 | 0,442 | 0,2351 | 0,56 | 0,04 | 0,84 | 0,57 | 1,53 | 0,98 |
| 13 | 0,469 | 0,2507 | 0,59 | 0,04 | 0,83 | 0,61 | 1,53 | 0,96 |
| 14 | 0,498 | 0,2674 | 0,62 | 0,045 | 0,81 | 0,65 | 1,56 | 0,89 |
| 15 | 0,528 | 0,2854 | 0,65 | 0,04 | 0,83 | 0,66 | 1,55 | 0,90 |
| 16 | 0,560 | 0,3045 | 0,68 | 0,05 | 0,85 | 0,67 | 1,43 | 0,91 |
| 17 | 0,595 | 0,3247 | 0,71 | 0,05 | 0,81 | 0,61 | 1,42 | 0,86 |
| 18 | 0,630 | 0,3247 | 0,75 | 0,05 | 0,80 | 0,61 | 1,45 | 0,82 |
| 19 | 0,710 | 0,3247 | 0,79 | 0,06 | 0,8 | 0,61 | 1,45 | 0,76 |
| 20 | 0,710 | 0,3247 | 0,95 | 0,06 | 0,8 | 0,61 | 1,49 | 0,71 |
| 21 | 0,710 | 0,3247 | 1,00 | 0,07 | 0,8 | 0,61 | 1,49 | 0,80 |
| 22 | 0,710 | 0,3247 | 1,05 | 0,08 | 0,8 | 0,61 | 1,50 | 0,80 |

III səpələyicili ekstraktorda komponentlərin özəklərdəki qatılıqlarının hesabı

III ekstraktora daxil olan rafinat fazanın tərkibi aşağıdakı cədvəldə (cədv. 16) verilmişdir.

Cədvəl 16

III ekstraktora daxil olan rafinat fazanın miqdarı və tərkibi

| Tullantı suyunun tərkibindəki komponentlər | Udulma dərəcəsi, % | $(G_i^{ud})^I$ qr/saat | $(G_{oi})^{III}$ qr/saat | Kütlə, % | $(N_{oi})^{III}$ mol/saat | $(C_{oi}^{t.s.})^{III}$ mol/l | $(C_i^{eks})^{II}$ mol/l |
|--|--------------------|---------------------------|-----------------------------|----------|------------------------------|----------------------------------|-----------------------------|
| 1. Butilqlikol | 20,00 | 6,12 | 2,778 | 0,095 | 0,0679 | 0,01026 | 0,8490 |
| 2. Fenilizo- propanol | 19,94 | 3,888 | 2,11 | 0,072 | 0,0155 | 0,00516 | 0,3577 |
| 3. Asetat turşusu | 23,10 | 6,029 | 2,709 | 0,093 | 0,0451 | 0,0150 | 1,2560 |
| 4. Asetil aseton | 19,80 | 0,713 | 0,277 | 0,009 | 0,0028 | $0,9 \cdot 10^{-3}$ | 0,0897 |
| | | | (7,874) | | | | |
| 5. Su | | | 2920,2 | 99,731 | | | |
| Cəmi | | | 2928,074 | 100,000 | | | |

Bu ekstraktora həlledicinin qalan 20%-i, yəni 40 ml /saat verilir.

$$V_e^{III} = 0,011 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{san}$$

$$U_e^{III} = 0,973 \cdot 10^{-6} \text{ m/san}$$

$$U_d^0 = 0,0022 \text{ m/san}$$

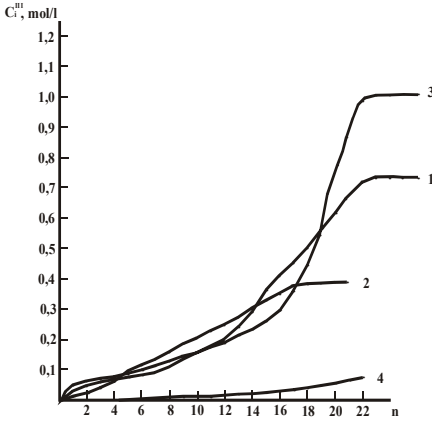
Bu halda dispersiya olunmuş maye fazanın payı

$$\varepsilon = \frac{U_d^0}{W_d} = \frac{0,0022 \text{ m/san.}}{0,224 \text{ m/san.}} = 0,01$$

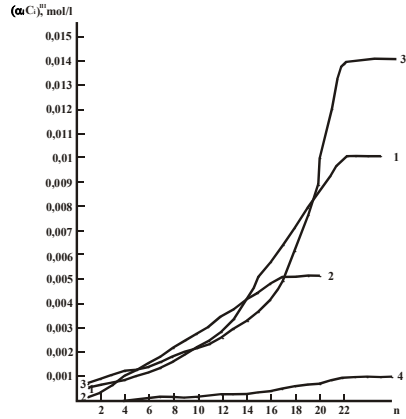
Fazalararası səthin xüsusi kontakt səthi

$$F_3 = 15m^2 / m^3$$

III səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu çirkləndiricilərin özəklərdəki qatılıqlarının qiyməti I ekstraktorda olduğu kimi təyin edilir və hesabatın nəticələri şək. 9a və 9b-də verilmişdir.



Şək. 9a. III səpələyici ekstraktorda komponentlərin ekstrakt fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı



Şək. 9b. III səpələyici ekstraktorda komponentlərin rafinat fazada qatılıqlarının hündürlükdən asılılığı

1-butilqlkol, 2-fenilizopropanol, 3-asetat turşusu, 4-asetilaseton

III səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu komponentlərin qatılıqlarının özəklərin sayından asılılıq qrafikinə (şək.9a, 9b) nəzər salsaq, 22-ci özəkdən sonra konsentrasiyaların sabit qaldığını görürük və bu ekstraktorda da özəklərin sayının 22 olduğu qənaitinə gəlirik. Həm model tənliliklərinin, həm də analizin nəticələri sonuncu ekstraktoru tərk edən rafinat fazada çirkləndiricilərin konsentrasiyalarının buraxıla bilən qatılıq həddində olduğunu göstərir.

Hər üç ekstraktorda özəklərin sayı və onlar arası məsafə eyni olduğundan aparatların hündürlüyü

$$H_1 = H_2 = H_3 = n_s \cdot \Delta h = 22 \cdot 0,05 = 1,1m \text{ olar.}$$

Qeyd olunan çirkləndirici komponentlərin özəklərdəki orta qatılıqları, kəsilməz axında həcm sürətləri I və II səpələyici ekstraktorlarda olduğu kimi hesablanır və nəticələr cəđ. 17-də qeydə

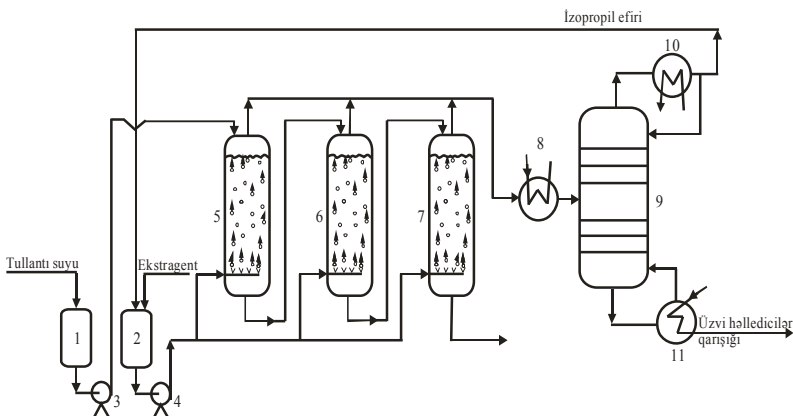
alınmışdır.

Cədvəl 17

III səpələyici ekstraktorun hündürlüyü boyu özəklərdə orta qatılıqlar və kəsilməz maye axınında həcm sürətləri

| Özəklərin sayı | Butilqlkol | Fenilizo- propanol | Asetat turşusu | Asetilaseton | Kəsilməz maye axınında həcm sürətləri $W_i^{or} \cdot 10^3 \text{ san}^{-1}$ | | | |
|----------------|---------------------|-----------------------|---------------------|----------------------|---|------------|------------|------------|
| | C_1^{or} mol/l | C_2^{or} mol/l | C_3^{or} mol/l | C_4^{or} mol/l | W_1^{or} | W_2^{or} | W_3^{or} | W_4^{or} |
| 1 | $0,6 \cdot 10^{-4}$ | $0,45 \cdot 10^{-4}$ | $0,9 \cdot 10^{-4}$ | $0,24 \cdot 10^{-5}$ | 0,44 | 0,36 | 0,45 | 0,48 |
| 2 | 0,0381 | 0,0084 | 0,0439 | 0,00158 | 0,34 | 0,47 | 0,33 | 0,53 |
| 3 | 0,0473 | 0,0175 | 0,0580 | 0,00216 | | 0,88 | 0,96 | 0,67 |
| 4 | 0,0526 | 0,0346 | 0,0644 | 0,00307 | 0,27 | 0,51 | 0,896 | 0,27 |
| 5 | 0,0650 | 0,0547 | 0,0717 | 0,00388 | | 0,23 | 0,92 | 0,28 |
| 6 | 0,0723 | 0,0677 | 0,0797 | 0,00487 | 0,71 | 0,33 | 0,95 | 0,29 |
| 7 | 0,0804 | 0,0795 | 0,0886 | 0,00604 | | 0,26 | 0,98 | 0,59 |
| 8 | 0,0893 | 0,0963 | 0,0984 | 0,00676 | 0,34 | 0,28 | 0,91 | 0,28 |
| 9 | 0,1103 | 0,1156 | 0,1094 | 0,00847 | | 0,38 | 0,96 | 0,65 |
| 10 | 0,1363 | 0,1326 | 0,1216 | 0,00946 | 0,73 | 0,65 | 0,92 | 0,28 |
| 11 | 0,1514 | 0,1437 | 0,1352 | 0,01180 | | 0,45 | 0,94 | 0,64 |
| 12 | 0,1683 | 0,1616 | 0,1502 | 0,01316 | 0,73 | 0,49 | 0,93 | 0,62 |
| 13 | 0,1871 | 0,1801 | 0,1670 | 0,01469 | | 0,57 | 0,96 | 0,61 |
| 14 | 0,2311 | 0,1977 | 0,1856 | 0,01640 | 0,34 | 0,57 | 0,939 | 0,29 |
| 15 | 0,2855 | 0,2172 | 0,2062 | 0,02037 | | 0,73 | 0,93 | 0,55 |
| 16 | 0,3526 | 0,2342 | 0,2292 | 0,02272 | 0,73 | 0,76 | 0,93 | 0,74 |
| 17 | 0,3918 | 0,2516 | 0,2548 | 0,02525 | | 0,79 | 0,45 | 0,29 |
| 18 | 0,4354 | 0,2516 | 0,3147 | 0,03129 | 0,72 | 0,79 | 0,48 | 0,30 |
| 19 | 0,4838 | 0,2516 | 0,3885 | 0,03867 | | 0,79 | 0,45 | 0,64 |
| 20 | 0,5376 | 0,2516 | 0,4798 | 0,04300 | 0,66 | 0,79 | 0,25 | 0,63 |
| 21 | 0,5973 | 0,2516 | 0,6816 | 0,04787 | | 0,79 | 0,94 | 0,60 |
| 22 | 0,6289 | 0,2516 | 0,7576 | 0,05328 | 0,72 | 0,79 | 0,45 | 0,59 |

Beləliklə, üç səpələyici ekstraktordan ibarət ekstraksiya prosesi təklif olunur (şəkl.10).



Şək.10. Səpələyici ekstraktorlarda üç pilləli ekstraksiya prosesinin texnoloji sxemi

1-tullantı suyu tutumu; 2-izopropil efiri tutumu; 3,4-nasoslar; 5,6,7-ekstraktorlar; 8-qızdırıcı; 9-rektifikasiya kolonu; 10-parsial kondensator; 11-qaynadıcı.

Prosesin pillələr üzrə göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilmişdir.

Cədvəl 18

Səpələyici ekstraktorlardan ibarət üç pilləli ekstraksiya prosesinin pillələr üzrə göstəriciləri

| № si | Həllədicinin sərfini, ml/saat | Tullantı suyunun ekstragentə olan həcm nisbəti | Ekstraksiya dərəcəsi, % | Ekstraktorun ölçüləri, m | |
|------|-------------------------------|--|-------------------------|--------------------------|-----------|
| | | | | diametr | hündürlük |
| 1 | 80,0 | 37,5:1 | 70,92 | 0,12 | 1,1 |
| 2 | 80,0 | 37,5:1 | 20,00 | 0,12 | 1,1 |
| 3 | 40,0 | 75:1 | 8,58 | 0,12 | 1,1 |

Nəticələr

1. Lak-boya sənayesinin tullantı sularının tərkibindəki üzvi çirkləndiriciləri ayırmaq üçün onların fiziki-kimyəvi xassələrini, suda həllolma qabiliyyətlərini, molekulyar diffuziya əmsallarının qiymətlərini nəzərə alıb, ekstragent kimi izopropil efirindən istifadə olunmuşdur.

2. Tullantı sularının izopropil efiri vasitəsi ilə maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsi prosesinin effektivliyi təcrübi dəlillərlə və elmi əsaslarla sübuta yetirilmişdir;

3. Lak-boya sənayesinin tullantı sularının ekstraksiya üsulu vasitəsi ilə təmizlənməsi üçün qarışdırıcı və səpələyici ekstraktorlardan istifadə olunması elmi cəhətdən əsaslandırılmış və təcrübi dəlillərlə sübut edilmişdir.

4. Prosesin həm qarışdırıcı, həm də səpələyici ekstraktorlarda hidrodinamik hesabı verilmişdir. Hər iki ekstraktor üçün ayrılıqda kütlə mübadiləsi proseslərinin qanunauyğunluqları öyrənilmiş, kütləvermə, kütləötürmə, əmsallarının təyin etmək üçün tənliklər verilmiş, diffuziya prosesinin növləri araşdırılmışdır.

5. Ekstraksiya prosesində mayələrin disperslənməsi, damlaların koalesensiyası və təbəqələnmə proseslərinin mahiyyəti açıqlanmış, onların mexanizmi verilmişdir.

6. Hər iki ekstraktorlarda kütlə mübadiləsi prosesləri üçün əsas parametrlərdən sayılan damlaların ölçüləri təyin edilmişdir.

7. Prosesin texnoloji sxemi verilmiş və aparatların ölçüləri təyin edilmişdir.

8. Hər iki növ ekstraktorlar sistemi üçün tərtib edilmiş riyazi model əsasında texnoloji prosesin optimal iş rejimi təyin edilmişdir.

Hər iki ekstraktorda proses 20°C temperaturda aparılır.

Qarışdırıcı ekstraktorda tullantı suyunun ekstragentə olan həcm nisbəti pillələr üzrə

I pillə 30:1

II pillə 60:1

III pillə 60:1,

səpələyici ekstraktorda isə bu nisbətlər

I pillə 37,5:1

II pillə 37,5:1

III pillə 75 :1

kimidir.

9. Riyazi model əsasında müəyyən edilmişdir ki, lak-boya sənayesinin tullantı sularının çirkləndiricilərdən BBQH təmizlənməsini 3 pilləli qarışdırıcı və 3 pilləli səpələyici növlü ekstraktorlar sistemində təmin etmək olar.

10. Modelləşdirmə zamanı tullantı sularının üzvi həlledicilərdən izopropil efiri vasitəsi ilə selektiv təmizlənməsi prosesinin yeni elementləri aşkar edilmişdir;

11. İzopropil efiri, butilqlikol, fenilizopropanol, asetat turşusu, asetilaseton kimi həlledicilərin regenerasiyasına və onların texnoloji tsiklə təkrar qaytarılmasına imkan verən tullantısız texnologiyanın elmi əsasları işlənib hazırlanmışdır.

Dissertasiyanın əsas məzmunu aşağıda dərc olunmuş materiallarda öz əksini tapmışdır:

1. Əliyeva T.V., Həsənov Ə.A., Rüstəмова A.İ., Rüstəмова S.R., Süleymanov G.Z. Neft emalı zavodlarının çirkab sularının birbaşa biokimyəvi üsulla təmizlənməsi üçün yeni reagentin sintezi və tədqiqi / Kimya problemləri, Bakı, 2007, № 4, s. 806-807.

2. Fəriborz A.Zoroufi, Süleymanov G.Z., Tahirli H.M., Həsənov Ə.A., Əliyev A.M. Bəzi antikorrozion örtüklərin formalaşdırılması prosesində su mənbələrinə axıdılan üzvi maddələrin sorbsiya və ekstraksiya üsulları ilə çıxarılmasının müqayisəli kinetik tədqiqi / Kimya problemləri, Bakı, 2010, №4, s. 711-715.

3. Kəlbəliyev G.I., Suleimanov G.Z., Fəriborz A.Zoroufi, Gasanov A.A., Rüstəмова A.I. Extraction Separation and Cleaning of Sewage Waters by Organic Solvents with Recirculation / Russian journal of applied chemistry, Moskva, 2011, vol. 83 № 6, p. 1114-1119.

4. Həsənov Ə.A., Fəriborz A.Zoroufi, Süleymanov G.Z., Kəlbəliyev Q.İ., Əliyev A.M. Sənaye tullantı sularının üzvi ekstragentlərlə təmizlənməsi və prosesin aparat təminatı / Kimya problemləri, Bakı, 2011, №2, s. 373-377.

5. Həsənov Ə.A., Fəriborz A.Zoroufi, Süleymanov G.Z., Əliyev A.M. Elektrolit qalıqlarının su mənbələrindən ayrılması və onların təkrar prosesə qaytarılması imkanlarının tədqiqi Azərbaycan Kimya Jurnalı, Bakı, 2011, №1, s. 19-22.

6. Келбалиев Г.И., Сулейманов Г.З., Фариборз А.Зороуфи, Гасанов А.А., Рустамова А.И. Экстракционное разделение и очистка сточных вод органическими растворителями с рециркуляцией / Химическая промышленность, Москва, 2011, 88, № 1, с. 35-41.

7. Süleymanov G.Z., Həsənov Ə.A., Əliyev A.M. Merkaptanlı düz distillə benzinlərin katalitik demerkaptanizasiya metodu ilə təmizlənməsi prosesinin tədqiqi / Azərbaycan Kimya Jurnalı, Bakı, 2011, №4, s. 96-100.

8. Həsənov Ə.A., Süleymanov G.Z., Muradxanov R.M., Kəlbəliyev Q.İ., Əliyev A.M. Sənaye tullantı sularının maye fazada ekstraksiyasının kinetik tədqiqi / Azərbaycan Kimya Jurnalı, Bakı, 2011, №3, s. 107-110.

9. Келбалиев Г.И., Сулейманов Г.З., Фариборз А.Зороуфи, Гасанов А.А., Моделирование процессов жидкофазной экстракционной очистки сточных вод / Журнал «В Мире Научных открытий», Научно-инновационный центр, Красноярск 2011, Вып. 2, с. 168-170.

10. Гасанов А.А., Алиев А.М. Экстракционная очистка сточных вод лакокрасочной промышленности / Логистика и экономика ресурсоэнергосбережения в промышленности (МНПК «ЛЭРЭП -5-2011»), Саратов, 2011, с. 92-94.

11. Həsənov Ə.A., Muradxanov R.M. Kimya sənayesində tullantı sularının üzvi həlledicilər qarışığından adsorbsiya üsulu ilə təmizlənməsi / Ekoenergetika, Bakı, 2011, № 1, s. 23-27.

12. Келбалиев Г.И., Сулейманов Г.З., Фариборз А.Зороуфи., Гасанов А.А. Жидкофазная экстракция органических соединений изопропиловым эфиром из сточных вод / Доклады Национальной Академии Наук Азербайджана, Баку, 2011, № 4, с. 61-66.

13. Əliyev A.M., Kəlbəliyev Q.İ., Süleymanov G.Z., Həsənov Ə.A., Vəliyev R.Ə. Sənaye su mənbələrinin çoxkomponentli üzvi qalıqlardan resirkulyasiyalı maye fazalı ayrılması, prosesin texnoloji və avadanlıq tərtibatı / Azərbaycan Kimya Jurnalı, Bakı, 2012, №3, s. 9-12.

14. Гасанов А.А. Экстракционная очистка промышленных сточных вод и моделирование процесса расслоения несмешивающихся жидких фаз / Естественные и технические науки, Москва, 2012, № 4, (60), с. 89-92.

15. Həsənov Ə.A. Tullantı sularının ekstraksiya vasitəsilə təmizlənməsi və qarşılıqlı həll olmayan maye fazaların təbəqələnmə prosesinin modelləşdirilməsi / Azərbaycan Milli Elmlər Akademiyasının Məruzələri, Bakı, 2012, №3, s. 71-75.

16. Гасанов А.А., Гулиева А.Н., Мустафаева Р.Э., Алиева У.А. Теоретические особенности процесса экстракционной очистки нефтесодержащих сточных вод / Бакинская международная Мамедалиевская конференция по нефтехимии, Баку, 2012, материалы конференции, с.317-318.

17. Həsənov Ə.A., Həmid Piri, Süleymanov G.Z., Kəlbəliyev Q.İ. Sənaye su mənbələrinin maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsində fazaların ayrılması prosesinin modelləşdirilməsi / Бакинская

международная Мамедалиевская конференция по нефтехимии Баку, 2012, материалы конференции, с. 309-310.

18. Гамид Пири, Шекилиев Ф.И., Гасанов А.А., Иманов Э.В., Аббасова Т.А., Велиев Р.А., Сулейманов Г.З. Экстракция аминоккомплексов цинка, никеля и титана из сточных вод загрязненными электролитными отходами автомобильной промышленности / Актуальные проблемы гуманитарных и естественных наук, Москва, 2012, № 10, (45) с. 32-34.

19. Həsənov Ə.A. Sənaye tullantı sularının üzvi həlledicilərdən izopropil efiri vasitəsilə ekstraksiya prosesində komponentlərin paylanma əmsallarının təyini / Ekoenergetika, Bakı, 2012, № 4, s. 63-67.

20. Гасанов А.А. Определение скорости осаждения капель при жидкостной экстракции промышленных сточных вод изопропиловым эфиром в распылительном экстракторе / Akademik M.F.Nağıyevin 105 illik yubileyinə həsr olunmuş elmi konfrans, Bakı, 2013, konfransın materialları, I c. s. 49-52.

21. Гасанов А.А., Алиева У.А., Мустафаева Р.Э., Имранова С.Н. Расчет отстойника при очистке сточных вод от мелких и грубодисперсных сложных примесей / Akademik M.F.Nağıyevin 105 illik yubileyinə həsr olunmuş elmi konfrans, Bakı, 2013, konfransın materialları, II c, s. 151-153.

22. Гасанов А.А. Математическое описание процесса жидкофазной экстракции сточных вод / Международный симпозиум «Фундаментальные и прикладные проблемы науки», Москва, 2013, материалы симпозиума, т. 4, с. 52-60.

23. Гасанов А.А. Разработка технологии очистки сточных вод от углеводов в распылительной экстракционной колонне / X Международная научно-практическая конференция «Ключевые вопросы в современной науке», София, 2014, т. 29, с.7-10.

24. Gasanov A.A. Matematical modeling of extraction processes in spray extraction column / European applied sciences, #4, 2014. p. 96-100.

25. Гасанов А.А., Математическое моделирование процесса очистки сточных вод от органических растворителей в распылительной экстракционной колонне // Оборудование и технологии для нефтегазового комплекса, Москва, 2014, № 3, с. 47-52.

26. Gasanov A.A. The-mass-transfer at the wastewater countercurrent extraction processes inside of the spray tower and its

modeling. Science and applied engineering quarterly. London, 2014, №3, p. 31-43.

27. Гасанов А.А., Сулейманов Г.З., Алиев А.М. Математическое моделирование процесса жидкофазной экстракционной очистки многокомпонентных систем в распылительной экстракционной колонне / Защита окружающей среды в нефтегазовом комплексе, Москва, 2014, № 8, с.47-56

28. Həsənov Ə.A., Süleymanov G.Z., Əliyev A.M., Rustamova A.İ., Muradxanov R.M., Maye fazalı ekstraksiya prosesində dispers fazanın həcm payının təyini, Ekoenergetika, Bakı, 2014, № 2, s.14-20.

29. Həsənov Ə.A., Süleymanov G.Z., Əliyev A.M. Səpələyici ekstraktorda dispers faza damlalarının ölçülərinin təyini, Azərbaycan Milli Elmlər Akademiyasının Məruzələri, Bakı, 2014, LXX, № 2, s. 17-20.

30. Həsənov Ə.A., Süleymanov G.Z., Əliyev A.M. Mexaniki qarışdırma zamanı “maye-maye” sistemlərində xüsusi kontakt səthinin təyini. Azərbaycan Mühəndislik Akademiyasının xəbərləri, Bakı, 2014, VI c., №3, s. 91-96.

31. Гасанов А.А. Массопередача при противоточной экстракционной очистке сточных вод в распылительной колонне и моделирование аппарата, ВЕСТНИК Азербайджанской Инженерной Академии, Баку, 2015, 7, №1, с. 71-84.

32. Həsənov Ə.A. Lak-boya sənayesinin tullantı sularının qarışdırıcı və səpələyici ekstraktorlarda maye fazalı ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsi / Ekoenergetika, Bakı, 2015, № 1, s. 101-113.

33. Həsənov Ə.A., Mustafayeva R.E., Abasova Ü.Ə. Lak-boya sənayesinin tullantı sularının ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsində səpələyici ekstraktorun ölçülərinin və sayının hesabı, “XƏZƏRNEFTQAZYATAQ”-2014 Elmi-təcrübi konfransının məqalələr toplusu Bakı, 2014, s. 245-253.

34. Gasanov A.A. The mathematical description of liquid-phase extraction of the industrial waste waters in cascaded mixing machines / National Academy Science Letters, India, 2015, № 6, p 32-47.

35. Kəlbəliyev Q.İ., Süleymanov G.Z., Həsənov Ə.A., Sənaye tullantı sularının təmizlənmə texnologiyasında kütlə mübadiləsi prosesləri / Bakı, 2012, Elm, 217 s.

36. Həsənov Ə.A., Atayev M.Ş., İbrahimov Ç.Ş. Kimya sənayesinin prosesləri və aparatları-2, Bakı, 2012, 158 s.

37. Süleymanov G.Z., Fariborz A.Zoroufi, Həsənov Ə.A., Tahirli H.M., Muradxanov R.M., Kəlbəliyev Q.İ., Əliyev A.M.

Qoruyucu örtüklərin kation elektroçökməsinin çirkab sularının üzvi həlledicilərdən təmizlənməsi üsulu / İddia sənədinin nömrəsi a2011 0194. İxtira 30.12.2014 tarixində dərc olunmuşdur.

38. Həsənov Ə.A., Süleymanov G.Z., Əliyev A.M. Muradxanov R.M., S.H.Zəkiyeva Çirkab suların üzvi maddələrdən ekstraksiya üsulu ilə təmizlənməsi üsulu. / İddia sənədinin nömrəsi a2014 0078. İxtira 30.12.2014 tarixində dərc olunmuşdur.

**Разработка научных основ технологии очистки сточных вод
автомобильной промышленности методом жидкофазной
экстракции**

РЕЗЮМЕ

Диссертационная работа посвящена разработке научных основ технологии очистки сточных вод автомобильной промышленности методом жидкофазной экстракции.

Для разделения бутилгликоля, фенилизопропанола, уксусной кислоты, входящих в состав сточных вод лако-красочной промышленности был использован изопропиловый эфир. Процесс экстракции изучался в двух видах экстракционных колонн: в колонне с мешалкой и распылительной. В обоих экстракторах были изучены закономерности массообменных процессов. На основе разработанных математических моделей для системы обеих экстракторов установлены оптимальные режимы работ. В обоих экстракторах процесс проводился при 20°C. В экстракторе с мешалкой объемное соотношение между сточными водами и экстрагентом по ступеням имеет следующий вид:

I ступень 30:1, II ступень 60:1, III ступень 60:1,
в распылительном экстракторе:

I ступень 37,5:1, II ступень 37,5: 1, III ступень 75:1

Установлено, что очистка сточных вод лако-красочной промышленности до допустимой нормы загрязнения возможна в системе экстракторов, состоящей из трех ступеней экстрактора с мешалкой и трех ступеней распылительного экстрактора. Разработаны научные основы безотходной технологии регенерации и возвращения в технологический цикл таких ценных загрязнителей, как изопропиловый эфир, бутилгликоль, фенилизопропанол, ацетатная кислота, ацетилацетон.

Development of scientific basis of treatment technology of motor car industry sewage by liquid phase extraction method

SUMMARY

The dissertation work concerns development of scientific basis of treatment technology of motor car industry sewage by liquid phase extraction method.

To separate butylglycol, phenylisopropanol, acetate, acetyl-acetone in the content of lacquer dye industry sewage considering their physico-chemical properties, ability dissolving water, isopropyl ether has been used as extractant. Extraction process has been carried out both in mixing and spraying extractors. In both extractors regularities of mass exchange processes have been studied equations have been given to determine mass content, mass transfer coefficients, types of diffusion processes have been analyzed. Dimensions of drops considered as the main parameters for mass exchange processes in extractors have been determined.

Optimal work regime of technological process has been given on the basis of mathematical model worked out for both extractors. The process in both extractors is carried out at 20°C temperature. Volume correlation of sewage to extractant in mixing extraction according to stages is:

I stage 30:1, II stage 60:1, III stage 60:1

But in spraying extractor these correlation are:

I stage 37,5:1, II stage 37,5:1, III stage 75:1

Possibility providing treatment in 3-stage mixing and 3 stage spraying extractors has been determined till the viscosity level of lacquer-dye industry sewage. Scientific basis of waste technology providing regeneration of valuable components as isopropyl ether, butylglycol, phenylisopropanol, acetate, acetylacetone and their technological recycling have been worked out.



AMEA-nın mətbəəsində çap olunub.
Tiraj:100

**НАЦИОНАЛЬНАЯ АКАДЕМИЯ НАУК АЗЕРБАЙДЖАНА
ИНСТИТУТ КАТАЛИЗА И НЕОРГАНИЧЕСКОЙ ХИМИИ
ИМЕНИ академика М.НАГИЕВА**

На правах рукописи

АЛЕКБЕР АГАСАФ оглы ГАСАНОВ

**РАЗРАБОТКА НАУЧНЫХ ОСНОВ ТЕХНОЛОГИИ
ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД АВТОМОБИЛЬНОЙ
ПРОМЫШЛЕННОСТИ МЕТОДОМ ЖИДКОФАЗНОЙ
ЭКСТРАКЦИИ**

3303.01 – Химическая технология и инженерия

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

**диссертация на соискание ученой степени
доктора технических наук**

Ваку-2015