

V.M.Abbasov, V.H.Mirzəyev, Ç.Q.Rəsulov,
G.S.Muxtarova, M.V.Nağıyeva

NEFT VƏ QAZ EMALI PROSESLƏRİ

*AMEA NKPI-nin Elmi Şurasının
8 sayılı 17.05.2022 tarixli
qərarına əsasən çap edilir*

Bakı – “Elm” – 2022

Elmi redaktor: *t.e.d., prof. Ə.A.Həsənov*

Rəyçi: *t.e.d. M.F.Abbasov*

Texniki redaktor: *k.ü.f.d., dosent E.A.Qasımzadə*

Korrektor: *T.V.Mirzəyev*

V.M.Abbasov, V.H.Mirzəyev, Ç.Q.Rəsulov, G.S.Muxtarova, M.V.Nağıyeva.
Neft və qaz emalı prosesləri Bakı: “Elm”, 2022, – 256 s.

ISBN 978-9952-556-18-3

Kitab neft və qaz emalı proseslərinin çox əhatəli, geniş bir sahəsinə həsr olunub. Kitabda mövcud neft-kimya kompleksi qurğularının vacib xüsusiyyətləri və prinsipial sxemləri sadə formada təqdim olunur.

Kitabda eyni zamanda neft və qaz emalı sahəsində çalışan Azərbaycan alimləri və onların bu sahədə rolu haqqında qısa məlumat verilir.

Təqdim olunmuş kitabdan kimya, kimya-texnologiyası fakültəsinin bakalavr və magistr pilləsində təhsil alan tələbələr, doktorantlar, neft və qaz emalı sahəsində çalışan mühəndislər istifadə edə bilər.

© V.M.Abbasov, V.H.Mirzəyev, Ç.Q.Rəsulov,
G.S.Muxtarova, M.V.Nağıyeva, 2022

MÜNDƏRİCAT

GİRİŞ	7
I FƏSİL. Neftin emal üçün hazırlanması	15
1.1. Mədənlərdə neftin stabilləşdirilməsi qurğusu	16
1.2. Neft emalı zavodunda neftin duzsuzlaşdırılması və susuzlaşdırılması qurğusu	18
I Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	22
II FƏSİL. Neftin ilkin emalı və benzin distillatların təkrar qovulması	23
2.1. Neftin atmosfer rektifikasiya qurğusu.....	26
2.2. Neftin atmosfer – vakuum qovulma qurğusu.....	30
2.3. Benzin distillatının təkrar qovulması qurğusu	36
2.4. Benzinin təkrar qovulması seksiyası ilə olan atmosfer-vakuum qurğusu	39
2.5. Mazutun iki pilləli vakuum qovulma qurğusu	42
2.6. Yağ fraksiyalarının, qaç və petrolatların ayrılması üçün vakuum qovulma qurğusu	45
II Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı.....	47
III FƏSİL. Termodestruktiv proseslər	48
3.1. Ağır xammalın (neft məhsulunun) visbrekinq qurğusu	48
3.2. Sokinq seksiyalı visbrekinq qurğusu.....	51
3.3. Mazut və qudronların destruktiv qovma qurğusu	53
3.4. Termoqazoyl istehsalı üçün termiki krekinq qurğusu	55
3.5. Qızdırılmayan kameralarda tədricən koklaşma qurğusu	59
3.6. Koksun psevdoqaynar layında fasiləsiz koklaşma qurğusu (termokontakt krekinqi).....	63
3.7. Neft məhsullarının piroliz qurğusu	67
III Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	72
IV FƏSİL. Termokatalitik proseslər	73
4.1. Katalitik krekinq	73
4.2. Düzaxınlı reaktorda gedən katalitik krekinq prosesi qurğusu	76
4.3. Katalitik krekinq qurğusu 1-A/1-M	79
4.4. Ağır neft məhsullarının nanokatalitik krekinqi	80
4.5. Katalitik riforminq və izomerləşmə	88
4.6. Stasionar laylı katalizatorla işləyən riforminq qurğusu	90
4.7. Hərəkət edən laylı platin katalizatoru ilə işləyən riforminq qurğusu	92

4.8. Pentan və heksanların katalitik izomerləşmə qurğusu	94
4.9. Yüksək keyfiyyətli yanacaq istehsalı	96
4.10. Metaforminq prosesi	97
4.11. Karbohidrogen qazlarından yüksək keyfiyyətli benzin istehsalı	105
4.12. Metanoldan yüksək keyfiyyətli benzin istehsalı	107
4.13. Seoforminq prosesi	108
IV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	111
V FƏSİL. Hidrogenləşdirmə prosesləri	114
5.1. Hidrotəmizləmə və hidrokükürdsüzləşdirmə	114
5.2. Dizel yanacağı distillatının hidrotəmizləmə qurğusu	115
5.3. Stasionar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq qurğusu	117
5.4. Psevdoqaynar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq qurğusu	122
5.5. Neft yağlarının hidrotəmizləmə qurğusu	124
5.6. Yüksək temperaturlu separatorun tətbiqi ilə kerosinin hidrotəmizləmə qurğusu	128
5.7. Ağır və vakuum qazoyllarının hidrotəmizlənməsi	131
V Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	138
VI FƏSİL. Qazların ayrılması və emalı	140
6.1. Karbohidrogen qazlarının etanolamin məhlulunun köməyi ilə hidrogen sulfiddən təmizlənməsi	140
6.2. Sulfat turşusunun iştirakı ilə izobutanın butilenlərlə alkülləşməsi qurğusu	145
6.3. Yüngül karbohidrogenlərdən buxar katalitik konversiya üsulu ilə hidrogen istehsalı qurğusu	149
VI Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	152
VII FƏSİL. Neft qalıqlarının deasfaltlaşdırması	154
7.1. Qudronların maye propanla birpilləli deasfaltlaşdırma qurğusu	155
7.2. Qudronun maye propanla ikipilləli deasfaltlaşdırma qurğusu	158
7.3. Benzin ilə deasfaltlaşdırma qurğusu (doben prosesi)	163
VII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	165
VIII Fəsil. Yağ xammallarının seçilmiş həlledicilərlə təmizlənməsi	166
8.1. Neft yağları fraksiyalarının fenol ilə təmizlənməsi qurğusu	167
8.2. Neft yağ fraksiyalarının furfurool ilə təmizlənmə qurğusu	171
VIII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	174

IX FƏSİL. Neft xammalının deparafinləşməsi	175
9.1. Yağ rafinatlarının dərin deparafinləşmə qurğusu.....	175
9.2. Qarıxdırıcı kristallaşdırıcının tətbiqi ilə deparafinləşmə qurğusu	178
9.3. Deparafinləşmiş yağ, qaç və ya petrolatum məhlullarından həlledicinin regenerasiyası.....	180
9.4. Karbamidin istifadəsi ilə deparafinləşmə prosesi	182
9.5. AMEA NKPI və “ВНИИнефть” müəssisələrinin karbamidlə deparafinləşmə qurğusu	183
9.6. “ТрозНИИ” və “Трозгипронефтехим” müəssisələrinin karbamidlə deparafinləşmə qurğusu	186
IX Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	191
X FƏSİL. Adsorbsiya təmizlənməsi, dərin təmizlənmə və ayrılma prosesləri	192
10.1. Ağardıcı torpaqlarla yağların kontakt dərin təmizlənməsi qurğusu.....	192
10.2. "Pareks" qurğusu.....	194
X Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı.....	196
XI FƏSİL. Plastik sürtkü istehsalı	197
11.1. Plastik sürtkü istehsalında texnoloji mərhələlərin və proseslərin ümumi xüsusiyyəti.....	197
11.2. Sabun və karbohidrogen sürtkülərin dövrü istehsal qurğusu.....	202
11.3. Kontaktorun tətbiqi ilə sabun sürtkülərinin dövrü istehsal qurğusu.....	204
11.4. Sabun sürtkülərinin fasiləsiz istehsalı qurğusu	206
11.5. Qeyri-üzvi qatılaşdırıcı əsasında istehsal qurğusu	206
XI Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	208
XII FƏSİL. Bitum, texniki karbon və digər məhsulların istehsalı.....	209
12.1. Kalon tipli fasiləsiz işləyən bitum qurğusu.....	209
12.2. İlanvari boru tipli reaktorlu bitum qurğusu.....	212
12.3. Termiki parçalanma yolu ilə texniki karbon istehsalı və “nəmləndirmə” üsulu ilə dənəvərləşdirmə	214
12.4. Texniki hidrogen sulfiddən kükürd istehsalı qurğusu	220
12.5. Hidrogen sulfiddən sulfat turşusu istehsalı qurğusu	224
XII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	228
XIII FƏSİL. Neft məhsullarının qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi.....	229
13.1. Karbohidrogen qazlarının təmizlənməsi	229
13.2. Məye karbohidrogenlərin təmizlənməsi.....	232
13.3. Katalizatorun iştirakı ilə qələvi məhlulu ilə təmizlənmə	236
XIII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı.....	237

XIV FƏSİL. Neft məhsullarının istehsalı üçün kombinə edilmiş qurğular.....	238
XIV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı	243
XV Fəsil. Neft və qaz emalı proseslərinin yaradılmasında Azərbaycan alimlərinin rolu.....	244
XV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı.....	254

GİRİŞ

Təxminən son 200 ildə neft bəşəriyyətin sürətli inkişafını təmin edən əsas amillərdən birinə çevrilmişdir. Hazırda neft məhsulları olmadan bəşəriyyətin yaşamını təsvir etmək mümkün deyil. Bu baxımdan neftin rəşional dərın emalı, yaxşılaşdırılmış ekoloji xassələrə malik keyfiyyətli məhsullar almaq problemi hazırda böyük aktuallıq kəşb edir. Elə emal prosesləri işlənilib hazırlanmalıdır ki, emal dərınliyi maksimum olsun, ətraf mühit üçün zərərli olan tullantıların əmələ gəlməsi minimuma endirilsin, daha keyfiyyətli məhsullar olsun.

Neft emalı prosesləri istifadə olunan xammalın tərkibindən, istifadə olunan texnologiyalardan və qarşıya qoyulan məqsəddən asılı olaraq olduqca müxtəlifdir.

Ümumilikdə, neft emalı zavodlarının təyinatından asılı olaraq bir çox proseslər eyni qalsa da digər sonrakı proseslər fərqli ola bilir. Neft emalı zavodlarının təyinatından asılı olmayaraq duzsuzlaşdırma, neftin atmosfer və vakuüm qovulması dəyişməz olaraq bütün emal zavodlarında istifadə edilir.

Benzin alınma proseslərinə katalitik riforminq, katalitik krekinq, alkil-ləşmə və izomerləşmə prosesləri daxildir. Neft məhsullarında kükürdün miqd+arını azaltmaq üçün hidrokükürdsüzləşmə prosesləri aparılır. Bu proseslər naftanın, kerosinin, dizel yancağının və mazutun hidrotəmizlənməsi üçün istifadə edilir.

Neft emalının konversiya proseslərinə distillatların və qalıq fraksiyaların hidrokrekinqi aiddir. Qalıq xammalın konversiya proseslərinə ləngidilmiş koklaşma, visbrekinq, həlledicilərlə asfatlısızlaşdırma və bitum alınması daxildir. Elə proseslər də vardır ki, ətraf mühitə tullantıların miqdarının məhdudlaşdırılmasına yönəldilib. Məsələn, kükürdün alınması, kükürd alma qurğularının qalıq qazlarının təmizlənməsi və tüstü qazlarının kükürdsüzləşdirilməsi.

Bir çox nüfuzlu şirkətlərin neft emalı komplekslərinin neft kimya bölməsi var ki, bu da kompleksin səmərəliliyini daha da artırır.

Odur ki, neft emalı prosesləri haqqında məlumat verərkən onlarla əlaqəli olan neft kimya prosesləri haqqında da məlumat verilməlidir.

Azərbaycan zəngin neft ölkələrindən biridir və hazırda onun dünya neft bazarlarında xüsusi yeri var. Hər il milyonlarla ton Azərbaycan nefti Bakı-Tbilisi-Ceyhan neft boru xətti və digər nəqliyat vasitələri ilə dünyanın müxtəlif ölkələrinə göndərilir.

Hazırda Azərbaycanda Heydər Əliyev adına Neft Emalı Zavodu fəaliyyətdədir və bu zavodun əsaslı şəkildə yenidən qurulması aparılır, daha müasir proseslərin həyata keçirilməsi üçün yeni qurğular yaradılır.

Azərbaycanda son illərdə mühəndis ixtisaslarına, xüsusən də neft ilə əlaqəli ixtisaslara gənclərin maraqları artır. Bu ixtisaslar üzrə magistraturaya girənlərin daha dərin bilik əldə etmələri üçün yeni məlumatlarla zəngin tədris vəsaitlərinin və monoqrafiyaların yazılmasına böyük ehtiyac yaranıb. Təqdim olunan vəsait bu ehtiyacı ödəmək məqsədi ilə yaranıb. Bu vəsaitdən bakalavr və magistr pilləsində təhsil alan tələbələr, neft və qaz emalı sahəsində çalışan mühəndislər istifadə edə bilər.

Neft yanar faydalı qazıntıdır, spesifik iyə malik yağlı maye olub karbohidrogenlərdən və qeyri karbohidrogen komponentlərdən ibarətdir. Yerin çöküntü təbəqəsində yayılmışdır. Adətən təbii yanar qazlarla birlikdə 1.2-2 km dərinlikdə əmələ gəlir.

Neft yataqlarda müxtəlif dərəcədə neft qazları ilə doymuş olur.

Müxtəlif yataqların neftləri kimyəvi tərkiblərinə görə geniş hədlərdə dəyişirlər və onun tərkibi haqqında yalnız şərti danışmaq olar. Neftin element tərkibi haqqında aşağıdakıları demək olar (%): C (82-86); H (12-14); S (0.01-6) az hallarda 8; O (0.005-0.35) nadir hallarda 1.21; N (0.001-1.8).

Bundan əlavə neft kimyəvi elementlərin dövrü sisteminin 50 elementinə malikdir ki, onların maksimum miqdarları 0.01%-dən çox olmur. Belə elementlər arasında V, Ni üstünlük təşkil edir. Elə neftlərə də rast gəlinir ki, onlar uran ilə zəngin olur.

Neft təbii karbohidrogen məhluludur ki, bu məhlul da həlledici maye karbohidrogenlər, həll olunan maddələr bərk karbohidrogenlər (yüksək molekullu parafinlər, politsiklik naftenlər, bəzi arenlər), qeyri karbohidrogen birləşmələr (azotlu, kükürlü, oksigenli, həmçinin kompleks heteroatomlu qatranlar, asfaltenlər), qazlardır. Neftin karbohidrogen tərkibli əsasən doymuş karbohidrogenlərlə (alkanlar və tsikloalkanlar) və arenlərlə təmsil olunurlar. Neftdə alkanların həcmə miqdarı 70%-ə çatır (bərk parafinlər əsasən 10%-ə qədər olur, bəzən 35%-ə çatır). Tsikloalkanların həcmə miqdarı 25-79%, arenlərin miqdarı əsasən 10-25% (az parafinli neftlərdə 38%-ə, yüksək kükürlü neftlərdə 65%-ə qədər) olur.

Neftlərdə 15%-ə qədər alkenlər də aşkar olunmuşdur. Əvvəllər belə hesab olunurdu ki, olefinlər neftdə yalnız onun emalı zamanı yaranır (katalitik termolizdə və pirolizdə).

Neftdə qeyri karbohidrogen birləşmələrdən kükürlü, azotlu və oksigenli birləşmələr üstünlük təşkil edir.

Neftdə kükürlü birləşmələrdən hidrogen sulfid, merkaptanlar (onların miqdarı adətən çox olmur, amma bəzən kükürlü birləşmələrin 95%-ə qədərini təşkil edir), sulfidlər, disulfidlər, tiofanlar, həmçinin politsiklik müxtəlif

strukturlu kükürlü birləşmələr. Bundan əlavə neftlərdə 0.1%-ə qədər sərbəst kükürd də olur.

Tərkibində kükürdün miqdarına görə neftlər az kükürlü (0.5%-ə qədər), kükürlü (0.5-2%), yüksək kükürlü (2%-dən çox) olmaqla 3 qrupa bölünür. Neftdə olan azotlu birləşmələr arasında əsasən piridin, hidropiridin və hidroxinolinin homoloqları üstünlük təşkil edir. Neftdə olan oksigenin 90%-dən çoxu kompleks heterobirləşmələrlə – qatranla (azot, oksigen və kükürdə malik özüllü maddələr) və asfaltenlərlə əlaqələnmiş olur. Oksigenin qalan hissəsi oksigenli birləşmələrlə – neft turşuları ilə, fenollarla, ketonlarla və müxtəlif efirlər ilə əlaqələnmiş olur. Asfalt-qatran maddələrin miqdarına görə neftlər az qatranlı (10%-ə qədər), qatranlı (10-20%-li) və yüksək qatranlı (20%-dən çox) neftlərə ayrılırlar.

Neftlərin tərkibində həll olunmuş halda (30-dan 300 m³ / tona qədər) qazlar, 10%-ə qədər su (bəzən daha çox) və mineral maddələr (onların miqdarı 0.1%-ə qədər) olur.

Neftin fiziki xassələri neftə daxil olan fərdi komponentlərin tərkibindən və strukturundan asılıdır. Neftlərin rəngi açıq qəhvəyidən tünd-boza və qara rəngə (bəzən yaşılımtıl və ya qırmızımtıl çalarlara) qədər dəyişir. Az miqdarda neftlərə rast gəlinir ki, onlar rəngsiz olur.

Neftlərin sıxlıqları 650-1050 kq/m³ arasında dəyişir (əsasən 820-950 kq/m³ olur). Sıxlıqlarına görə neftlər aşağıdakı siniflərə ayrılırlar: olduqca yüngül neftlər (740-800 kq/m³), yüngül neftlər (800-840 kq/m³), orta sıxlıqlı neftlər (840-880 kq/m³), ağır neftlər (880-920 kq/m³) və olduqca ağır neftlər (920-1050 kq/m³).

Neftlərin başlanğıc qaynama temperaturları 28°C-dən yuxarı olur, donma temperaturları müsbət 26-dan mənfi 60°C-ə qədər dəyişir və parafinlərin miqdarından asılıdır (parafinlər çox olduqca donma temperaturu yüksək olur). Neftlərin alışıma temperaturları mənfi 35°C-dən müsbət 120°C temperatur intervalına qədər dəyişir. Bu, neftin fraksiya tərkibindən və doymuş buxar təzyiqlərindən asılıdır.

Neftin özüllüyü geniş intervalda – 0.1-dən 10 mPa·san həddinə qədər dəyişir. Bu geniş intervalda dəyişmə kimyəvi və fraksiya tərkibindən, qatranlılıqdan, həmçinin termobalilik şəraitindən və onda həll olmuş qazın miqdarından asılı olur. Neft üzvi həlledicilərdə, karbohidrogen təbii qazda həll olur. Neft adı şəraitlərdə suda praktiki olaraq həll olmur (onunla davamlı emulsiya əmələ gətirə bilər), amma 200°C-də və daha yüksək temperaturlarda suda həll olma kəskin artır.

Neft optiki aktivdir – işığın polyarlaşma müstəvisini fırlada, keçən işıq şüalarını lüminessensiya edə və sındıra bilər. Əksər neftlər işığın polyarlaşma müstəvisini sağa fırladırlar, amma elə neftlər də aşkar olunub ki, onlar işığın polyarlaşma müstəvisini sola fırladırlar.

Neft nə qədər cavan olursa polyarlaşma müstəvisinin dönmə bucağı bir o qədər çox olur.

Neftlərin optiki aktivlikləri onların bioloji sistemlər ilə genetik əlaqəsinin olduğunu göstərir. Müəyyən edilib ki, neftlərin optiki aktivliyinin əsas daşıyıcıları politsiklik karbohidrogenlər –steranlar və triterpenlərdir, başqa sözlə, xemofossillərdir (biomarkerlər). Neftlərin şüasındırma göstəriciləri karbohidrogenlərin homoloji sıralarında karbon və hidrogenin nisbi miqdarından asılıdır. Neftlərin şüasındırma göstəriciləri metan sırası karbohidrogenlərdən (1.3575-1.4119) aromatik karbohidrogenlərə keçdikdə artır (benzolda 1.5011).

Neftlərin xüsusi istilik tutumu 1.7-2.1 kCoul/(kq·K), xüsusi yanma istiliyi 43.7-46.2 MCoul/kq; dielektrik nüfuzluluğu 2-2.5, elektrik keçiciliyi $2 \cdot 10^{-8}$ – $3 \cdot 10^{-17}$ (Om·m)⁻¹ olur.

Neftlərin təsnifatı onun tərkibindəki və xassələrindəki fərqlərə əsaslanır və müxtəlif məqsədlər üçün tərtib olunub. Kimyəvi məqsədlə təsnifat həm sərbəst əhəmiyyətə malikdir, həm də digər təsnifatların əsasında durur.

Geokimyəvi və genetik təsnifat neftlərin xarakteristikaları və identifikasiyası üçündür.

Texnoloji təsnifat neftin emalı üsullarını qiymətləndirmək üçündür.

Rusiyada daha geniş yayılmış kimyəvi təsnifatda metan, naften və aromatik karbohidrogenlərin nisbətinə görə neftlərin sinifləri fərqləndirilir.

Metan sinifinə aid olan neftlərin benzin fraksiyasında alkanların miqdarı 50%-dən, yağ fraksiyalarında 30%-dən çox olur, qatran və asfaltenlərin miqdarı isə az olur. Metan-naften sinifinə aid olan neftlərdə alkanlar və tsiklanlar eyni miqdarda, arenlər isə 10%-dən çox olmur, az miqdarda qatran və asfaltenlər olur.

Naften sinifi neftlərdə bütün fraksiyalarda tsiklanların miqdarı 60% və daha çox olur.

Naften-metan – aromatik sinif neftlərdə alkanlar, tsiklanlar və arenlər bərabər miqdarlarda olur, 10%-dən çox qatran və asfaltenlərə malik olur.

Naften-aromatik sinif neftlərdə naftenlər və arenlər üstünlük təşkil edir, alkanlar yalnız yüngül fraksiyalarda olur və onların miqdarı azdır, qatran və asfaltenlərin miqdarı çox olub 15-20% təşkil edir.

Aromatik sinif neftlərdə bütün fraksiyalarda aromatik karbohidrogenlərin miqdarı yüksək olur.

Rusiya Federasiyasında neftlərin texnoloji təsnifatının əsasını kükürdün miqdarı, 350°C-ə qədər olan fraksiyaların potensial miqdarları, yağ fraksiyalarının potensial miqdarları, yağların keyfiyyəti, neftdə parafinin miqdarı təşkil edir. Kükürdün miqdarına görə: I – az kükürlü neftlər; II – kükürlü neftlər, III – yüksək kükürlü neftlər.

350°C-ə qədər qaynayan fraksiyaların potensial miqdarı (tipləri T_1 – 45%-dən çox, T_2 – 30-44.9% və T_3 – 30%-ə qədər).

Yağların potensial niqdarına görə: M_1 , M_2 , M_3 və M_4 qrupları. M_1 üçün yağın miqdarı 25%-dən çox, M_4 üçün 15%-ə qədər.

Yağların keyfiyyətinə görə: yarımqruplar: \dot{I}_1 – yağın özüllük indeksi 85-dən yuxarı, \dot{I}_2 – özüllük indeksi 40-85.

Parafinlərin miqdarına və reaktiv, dizel (qış və ya yay) yanacaqları və parafinsizləşdirmə ilə və parafinsizləşdirmə aparmadan distillat yağların alınması: növləri P_1 – 1.5%-ə qədər, P_2 – 1.5-6%-ə qədər və P_3 – 6%-dən çox parafin olan.

Sinifin, tipin, qrupun, yarımqrupun və növün işarələrinin birləşməsi neftin texnoloji təsnifatının rəqəmini təşkil edir.

Digər xarici ölkələrdə neftlər əsasən sıxlığına və kükürdün miqdarına görə təsnif olunurlar.

Neft hələ qədimdən təbiət tədqiqatçılarının diqqətini cəlb edib. 1546-c ildə Q.Aqrikola yazıb ki, neft və daş kömür qyri-üzvi mənşəyə malikdir. Kömürlər neftin qatılaşması və bərkiməsi yolu ilə əmələ gəlir. M.V.Lomonosov (1763) neftin distillə mənşəli olması haqqında fikir söyləyib, onun fikrincə neft yerin dərinliyindəki temperatur hesabına üzvi birləşmələrdən yaranıb.

XIX əsrin ikinci yarısından başlayaraq neft sənayesinin inkişafı ilə əlaqədar olaraq neftə maraq artıb, neftin mənşəyi haqqında müxtəlif qeyri-üzvi (mineral) və üzvi nəzəriyyələr yaranıb. Neftin qeyri-üzvi mənşəyi haqqında hipotezlər 19-cu əsrin çox alimləri tərəfindən dəstəklənmişdir. Fransız kimyaçısı P.E.M.Bertlo (1866) ehtimal edirdi ki, yerin dərinliyində neft karbonat turşusunun qələvi metallar ilə qarşılıqlı təsirindən yaranır. Fransa kimyaçısı Q.Biasson (1871) belə bir ideya irəli sürmüşdür ki, neft su, CO_2 , H_2S və közərmiş dəmirin qarşılıqlı təsirindən yaranıb. D.İ.Mendeleyev (1877) mineral (karbid) hipotezini irəli sürdü. Bu hipotezə görə neftin yaranması Yer in çatlarından suyun nüfuz etməsi ilə “karbonlu metallar” (karbidlər) onulla qarşılıqlı təsirdə olur karbohidrogenlər və dəmir oksid əmələ gəlir. V.D.Sokolov (1889) kosmik mənşə hipotezini irəli sürdü və bu hipotezə görə neftin yaranması üçün ilkin material Yer ulduz halında olduqda, onun qaz təbəqəsində olan karbohidrogenlər olub. Yer soyuduqca karbohidrogenlər ərimiş maqma tərəfindən udulub, sonra isə yer qabığının formalaşması prosesində qaz halında karbohidrogenlər çöküntü suxurlara nüfuz edib, kondensləşib və neft əmələ gəlib. XX əsrdə də neftin vulkan mənşəli olması haqqında hipotezlər irəli sürülüb (amerika geoloqu Y.Kost (1905), rus alimi N.M.Kijner (1914), amerika tədqiqatçıları E.Mak-Dermat (1939), K.Van Orstrand (1948)). 1950-1960-ci illərdə rusiya (N.A.Kudryavtsev, V.B.Porfirrev, O.N.Darenko və s.) və başqa xarici ölkələrin (F.Xoyl (Böyük Britani-

ya), T.Qold (ABŞ) və s.) alimləri də neftin qeyri-üzvi mənşəyi haqqında hipotezlər irəli sürüblər.

Rusiyada və digər xarici ölkələrdə neftçi-geoloqlar neftin üzvi mənşəyi haqqında nəzəriyyələrin tərəfdarıdır. XIX əsrin sonları, XX əsrin əvvəllərində neftin optiki aktivliyinin və onun çöküntü saxurlarının sapropel üzvi maddələr ilə sıx əlaqəsinin müəyyən edilməsi sapropel hipotezinin yaranmasına səbəb olur. İlk dəfə olaraq alman botaniki Q.Ponton (1904-1905) bu hipotezi irəli sürüb. Sonralar bu hipotezi müxtəlif rus alimləri N.İ.Andrusov, V.İ.Vernadski, İ.M.Qubkin, N.D.Zelinski, Q.P.Mixaylovski, D.V.Qolubyatnikov, M.V.Abramoviç və s., polşa geoloqu K.Boqdanoviç, alman tədqiqatçısı K.Enqler, amerika geoloqları C.Nyuberri, E.Orton, D.Uayt və s. inkişaf etdirmişlər. 1920-ci illərdə neft əmələ gəlmə, neft ana çöküntüləri problemləri üzrə geoloji-geokimyəvi tədqiqatlar başlandı (SSRİ-də A.D.Arxaşelski, 1925-1926-cı illər; ABŞ-da P.Trask, 1926). 1932-ci ildə Qubkinin “Neft haqqında təlim” adlı işi çap olundu.

1950-ci illərdə (SSRİ-də A.İ.Qorskaya, ABŞ-da F.Smit) müxtəlif tip müasir çöküntülərdə (göllər, körfəzlər, dənizlər, okeanlar) neft karbohidrogenləri aşkar olunmuşdur. Neftin mənşəyi haqqında təsəvvürlərin inkişafı bir çox ölkələrdə bir sıra alimlərin və alimlər kollektivlərinin işləri ilə əlaqədardır: SSRİ (V.İ.Vernadski, A.P.Vinoqradov, İ.M.Qubkin, N.M.Straxov, A.A.Trofimuk, İ.O.Brad, N.B.Vasoviç, V.V.Veber, A.F.Dobryanski, V.A.Sokolov, V.A.Uspenski və başqaları), ABŞ (A.Levorsen, C.Smit, C.Xant, X.Xedberq və başqaları), Fransa (B.Tisso və başqaları), Almaniya (P.Maynxold, P.Müller, M.Tayxmüller, D.Velte və başqaları), həmçinin Yaponiya, Böyük Britaniya və digər ölkələr.

Ana neft maddəsinin biogen təbiətinin inandırıcı sübutu uzun müddət karbohidrogenlərin molekulyar tərkibinin və onların biokimyəvi sələflərinin tərkibinin ilkin orqanizmdə, çöküntülər və saxurlarda və neftdə təkamülünü yoxladıqdan sonra mümkün oldu. Neftdə xemofossilin – üzvi maddələrdən irsi olaraq tam və ya fraqmentlər şəklində götürülmüş özünə məxsus molekulyar strukturun aşkar olunması əhəmiyyətli oldu. Karbon, azot, kükürd, oksigen, hidrogenin stabil izotoplarının neftdə, saxurların üzvi maddələrində və orqanizmdə paylanmasının öyrənilməsi də (A.P.Vinoqradov, E.M.Qalimov) neftin saxurlarının üzvi maddələri ilə əlaqəsini təsdiq etdi.

Neft üzvi maddələrin çökən çöküntülərdə fossilləşməsi (üstünün örtülməsi) məhsullarının və litogenez prosesində onların sonrakı çevrilmələrinin maye hidrofob fazasıdır. Neft əmələ gəlmə çox mərhələli, uzun müddətli (adətən çox milyon illərdə) prosesdir.

Neft məhsulları çeşidinin və keyfiyyətinin səviyyəsinə qoyulan müasir tələblər neft məhsullarının istehsalı sahəsində texniki tərəqqiyə, daha qabaqcıl texnoloji qurğuların və istehsal komplekslərinin yaradılmasına həlledici

təsir göstərmişdir. Neft emalının daha da dərinləşməsi xüsusən aşağıdakı proseslərə diqqətin artırılmasını tələb edir: müasir sxemə uyğun olaraq katalitik krekinq, hidrotəmizlənmə və hidrokrekinq, qalıqların və seçilmiş ağır distillə edilmiş xammalın koklaşdırılması, parafinlərdən və yağlardan təmizlənməsi. Yüksək keyfiyyətli neft məhsullarının alınması üçün birbaşa qovulmuş benzin fraksiyalarının katalitik riforminqi, izomerləşməsi, seolitlərin iştirakı ilə kerosin distillatların ayrılması, plastik sürtkü yağlarının istehsalı, yanacaq və sürtkü materialları üçün aşqarların istehsalı proseslərinin daha da inkişaf etdirilməsi vacibdir.

Müasir neft emalı üçün yüksək keyfiyyətli məhsulların istehsalı çoxmərhələlidir. Bir çox hallarda əsas proseslərlə yanaşı həm hazırlıq, həm də yekunlaşma prosesləri aparılır. Texnoloji hazırlıq proseslərinə emaldan əvvəl neftlərin duzsuzlaşdırılması, geniş fraksiya tərkibli distillatlardan dar fraksiyaların ayrılması, katalitik reforminqdən əvvəl benzin fraksiyalarının hidrotəmizlənməsi, katalitik krekinqə göndərilən qazoyl xammalın hidrokükürdsüzləşdirilməsi, qudronların deasfaltlaşdırılması, absorpsiya üsulu ilə ayrılmasından əvvəl kerosin distillatın hidrotəmizlənməsi və s. aiddir.

Müasir neft emalı zavodlarında müxtəlif tərkibli neft xammalını yüksək səviyyədə emal etmək və əvvəlcədən müəyyən edilmiş keyfiyyət göstəricilərinə uyğun olan müxtəlif çeşidli məhsullar əldə etmək mümkündür. Neft emalı zavodlarında texnoloji sxemlərin miqdarının daim artması və qurğuların modifikasiyası onların sistemləşdirilməsini tələb edir.

Hazırkı kitab "Neft və qaz emalı texnologiyası" ixtisasında, həm də əlaqəli ixtisaslarda təhsil alan universitet tələbələri üçün dərslik vəsaiti kimi istifadə oluna bilər.

Kitaba distillat mühərrikli yanacaqları, sürtkü materialları, bərk karbohidrogenlər - parafinlər və serezinlər, neft koksu və bitum, texniki karbon, yüngül karbohidrogenlərin katalitik çevrilməsi əsasında hidrogenin alınması, bəzi növ neft-kimya xammalının (etilen, maye parafinlər), kükürd və s. proseslərinin texnoloji sxemləri daxil olunub. Kitaba bu sahədəki texnoloji proseslərin müxtəlifliyinə, onların xüsusiyyətlərinə və komplektləşdirilməsinə görə neft-kimya istehsalı qurğularının sxemləri daxil edilməmişdir. Əsasən neft xammalının hazırlanmasına aid bu profildə bir neçə proses nəzərdən keçirilmişdir.

Kitabda qurğuların ən vacib xüsusiyyətləri əks etdirilir və onların prinsipial sxemlərinin öyrənilməsi sadə bir formada təqdim edilir. Göstərilmiş sxemlərdə aparatların yığıcam yerləşdirilməsinə diqqət yetirilmişdir və həddindən artıq mürəkkəb boruların bir-biri ilə bağlanması qarşısını almaq üçün ehtiyat nasoslar, baypas xətləri və klapınlar (əsas reduksiya klapınlar istisna olmaqla) göstərilir. Müəlliflər qəbul edilmiş şərti işarələrə tam riayət ediblər və yalnız sxemlərin çox mürəkkəb olduğu və yaxud ilkin mənbə

lərdə tələb olunan təfərrüatları açıqlamayan, qısa təsviri olan çox sadələşdirilmiş sxemlərin olduğu hallarda kənarlaşmalara yol veriblər.

Kitabda göstərilən əsas məlumatlardan əlavə istinad olunan ədəbiyyat mənbələri oxucuya neft və qaz emalı zavodlarında gedən proseslər barədə kifayət qədər ətraflı məlumat əldə etməyə imkan verəcəkdir.

Təqdim olunan kitab böyük bir müəllif kollektivinin məhsuludur və yəqin ki, qüsursuz deyildir. Müəlliflər təkliflərini və iradlarını çatdırmağı zəruri hesab edən bütün oxuculara və təşkilatlara minnətdar olacaqlar. Bütün təkliflər və iradlar diqqətlə nəzərdən keçiriləcəkdir.

I FƏSİL. NEFTİN EMAL ÜÇÜN HAZIRLANMASI

Mədən quyularından çıxan neft özü ilə yanaşı səmt qazı, qum, lil, kristal duzları və xloridlərlə doymuş məhlul şəklində su aparır. Mədənlərdə neftdə həll olunmuş qazlar – qaz separator sistemində quyuda olan təzyiqin atmosfer təzyiqinə qədər azalması hesabına ayrılırlar. Separatorun yuxarısından çıxan qaz tərkibində olan kondensatdan aralıq qəbuledicilərin köməyi ilə qismən azad olunur və qaz-benzin zavodlarına göndərilir və ya qatlarda təzyiq saxlamaq üçün quyulara vurulur. Separatorlardan sonra neftin tərkibində hələ də həll olmuş qazlar qalır ki, onların miqdarı bəzən 4%-ə (kütlə) qədər çatır.

Separatorlarda qazın ayrılması ilə yanaşı, xam neftin mexaniki qarışıqlardan və mədən sularının əsas kütləsindən çökdürülməsi aparılır. Buna görə mədənlərdə bu aparatları “çökdürücü” və “damcıtutucu” da adlandırırlar. Neft trap – qaz separatorlardan sonra həcmi 30-50 min m³ olan çökdürücü rezervuarlara, daha sonra isə elektrik duzsuzlaşdırılan mədən qurğularına (bundan sonra – ELDQ) göndərilir.

Neft emalı zavodlarına ГОСТ 9965-62 tələblərinə uyğun olaraq tərkibində xloridlərin, suyun və mexaniki qarışıqların miqdarı aşağıdakı cədvəldəki göstəricilərdən çox olmayan neft verilir:

Xloridlər, mg/l	40
Su, % (kütlə)	0.1
Mexaniki qarışıqlar, % (kütlə)	0.05

Lakin bu tələblər xüsusən də yeni neft yataqları üçün çox vaxt yerinə yetirilmir. Əsasən dörd qrup standartlara uyğun neft təchizatına icazə verilir:

	I	II	III	IV
Xloridlər, mg/l, çox olmayaraq	40	300	1800	3600
Su, % (kütlə), çox olmayaraq	0.2	1.0	1.0	2.0
Mexaniki qarışıqlar, % (kütlə), çox olmayaraq	0.05	0.05	0.05	0.05

Bu cədvəldən görünür ki, yalnız I qrupa aid neftlər ГОСТ 9965-62 tələblərinə cavab verir.

Neft elektrik duzsuzlaşdırılan mədən qurğularından stabilləşməyə göndərilir.

1.1. Mədənlərdə neftin stabilləşdirilməsi qurğusu

Neftin fiziki stabilləşməsi prosesi qaz komponentlərinin çıxarılması üçün nəzərdə tutulub. Doymuş buxarlar yüksək təzyiqli olduğu üçün neftin tərkibində olan qazlar ətraf mühitin temperaturunda ayrılır və özü ilə benzin fraksiyasının yüngül dəyərli komponentlərini aparır.

Aşağıdakı cədvəldə yüngül karbohidrogenlər üçün temperatur və onlara müvafiq doymuş buxar təzyiqləri göstərilib:

Temperatur, °C	0	10	20	30	40	50
Təzyiq, MPa						
– etan	2.31	2.92	3.65	4.50	–	–
– propan	0.46	0.62	0.82	1.06	1.34	1.66
– <i>n</i> -butan	0.10	0.14	0.20	0.27	0.37	0.48

Bu cür buxarlanma neft və neft məhsullarının boşaldılması və doldurulması zamanı rezervuarlarda müşahidə olunur. Belə hallarda itkilər 5%-ə (kütlə) qədər çata bilər. Neftin tərkibində qazların olması əlavə olaraq, boru kəmərlərində buxar tıxaclarının əmələ gəlməsinə səbəb olur ki, bu da neftin nəql edilməsini çətinləşdirir.

Neftin stabilləşdirilməsi qurğuları mədənlərdə tikilir və istismar olunur. Yalnız nefti stabilləşdirmək üçün bir kalonlu qurğulardan istifadə olunur, iki kalonlu qurğuların birində neftin stabilləşdirilməsi, digərində isə qaz benzinin stabilləşdirilməsi həyata keçirilir. Sonunculardan tərkibində yüksək miqdarda həll olunmuş qazlar olan neft üçün istifadə olunur – 1.5% -dən (kütlə) çox.

Neftin stabilləşdirilməsi üçün iki kalonlu qurğunun texnoloji sxemi şəkil 1.1-də göstərilib. Xam neft ELDQ-nin mədən tutumlarından 5 xammal nasosu ilə götürülür, 6 istidəyişdiricisi, 7 buxar qızdırıcısından keçirilir və təxminən 60°C temperaturda 2 birinci stabilləşdirmə kalonunun yuxarı boşqabının altına verilir. Bu kalon nov şəkilli boşqablar ilə təchiz olunmuşdur (boşqabların sayı 16-dan 26-ya qədər ola bilər), yuxarı boşqab - qaytarıcı boşqabdır, üç ədəd aşağı boşqab – qarışdırıcı boşqablardır. Kalonda izafi təzyiq 0.2-dən 0.4 MPa qədər təşkil edir ki, bu da benzin buxarlarının 8 su soyuducu-kondensatorunda kondensləşməsi üçün daha yaxşı şərait yaradır. Neft boşqabdan boşqaba axıdılaraq yuxarı qalxan daha çox qızmış buxarlarla qarşılaşır və yüngül fraksiyalardan azad olunur. 3 nasos vasitəsilə 1 sobanın ilanvari borularından sirkulyasiya olunan stabilləşmiş neftin istiliyi hesabına 2 kalonun aşağısında temperatur 130-150°C səviyyəsində saxlanılır. Stabilləşmiş neft 2 kalonun aşağısından çıxıb 4 nasos vasitəsilə 6 istidəyişdiricisindən keçərək öz istiliyini xam neftə verir. Sonra stabilləşmiş neft 19

qaz separatorunun aşağısından mayeləşdirilmiş qaz 20 nasosu vasitəsilə qəbulediciyə göndərilir (sxemdə göstərilmir). Qazın bir hissəsi 13 kalonun yuxarı boşqabına soyuq suvarma kimi qaytarılır, bunun köməyi ilə kalonun yuxarısında temperatur 40-50°C-də saxlanılır. Həll olunmuş qazların tam ayrılması üçün kalonun aşağısında temperatur 120-130°C-dən yuxarı olmalıdır. Həmin temperatur stabil benzinin buxar fazası ilə 12 qaynadıcıdan təkrar sirkulyasiya edilməsi ilə təmin edilir. 12 qaynadıcıda benzin su buxarı vasitəsilə 160-180°C-yə qədər qızdırılır (təzyiq 0.3-0.5 MPa). 12 qaynadıcıda yaranan buxarlar 13 kalona daxil olur, maye - stabil benzin isə 12 aparatın içində olan arakəsmədən axıdılır və sistemin təzyiqi altında 17 istidəyişdiricidən, 18 soyuducudan keçərək stabil benzin tutumuna göndərilir (sxemdə göstərilmir).

Yüngül neftin stabilləşdirilməsi nəticəsində onun tərkibindən metan, etan və 95% propan tamamilə çıxarılır. Bu zaman 40°C temperaturda doymuş neft buxarlarının təzyiqi 0.85-dən 0.03 MPa-a qədər aşağı düşür ki, bu da daşınma və saxlanma zamanı neftin fraksiya tərkibinin stabilliyini təmin edir.

1.2. Neft emalı zavodunda neftin duzsuzlaşdırılması və susuzlaşdırılması qurğusu

Neft emalı zavodlarına daxil olan neftlərdə adətən duzun miqdarı 500 mq/l, suyun miqdarı isə 1% (kütlə) təşkil edir. Emal üçün isə tərkibində 20 mq/l-dən yuxarı olmayaraq duz və 0.1% (kütlə) su olan neftlərə icazə verilir. Neftlərdə duzun və suyun miqdarının məhdudlaşdırılması tələbləri daim artır, çünki duzun miqdarının 20-dən 5 mq/l-ə qədər azalması əhəmiyyətli qənaətə səbəb olur: belə ki, atmosfer-vakuum qurğularının təmir arası məsafəsi təxminən iki dəfə artır, yanacaq sərfiyyatı, avadanlıqların korroziyası, katalizatorun sərfi azalır, qaz turbinlərinin və qazan yanacaqlarının, koksların və bitumların keyfiyyəti yaxşılaşır.

Neft emalı zavoduna verilən neftlərin tərkibində olan suyun xeyli hissəsi diametri 2-5 mkm təşkil edən su damcılarında əmələ gələn emulsiya formasında olur. Neft mühitindən damcılarda səthində neftdə həll olunan qatran maddələr, asfaltenlər, üzvi turşular və onların duzları, həmçinin neftlə yaxşı isladılmış parafinlərin, lilin və gilin yüksək dispersiyalı hissəcikləri adsorbsiya olunur. Zamanla adsorbsiya qatının qalınlığı, mexaniki davamlığı artır və emulsiyanın qocalma prosesi baş verir. Bu halın qarşısını almaq məqsədilə bir çox mədənlərdə neftə deemulqatorlar əlavə olunur. Deemulqatorlar neftlərin həm termokimyəvi, həm də elektrokimyəvi susuzlaşdırılmasında istifadə olunur. Hər bir neft növü üçün deemulqatorun sərfi sınaqla müəyyən edilir - 1 ton neft üçün 0.002 ilə 0.005% arasında dəyişir.

Səthi adsorbsiya qatını dağıtmaqla deemulqatorlar xırda su damcılarının daha böyük damcılara birləşməsinə (koeffitsiya) kömək edirlər ki, bu da emulsiyanın çökdürülməsi zamanı daha tez ayrılır. Bu proses yüksək temperaturda (adətən 80-120°C) sürətlənir, çünki adsorbsiya qatı belə şəraitdə yumşalır və neftdə həllolma qabiliyyəti artır, damcılarının hərəkətinin sürəti artır və neftin özlülüyü azalır, yəni damcılar üçün birləşmə və çökmə şərtləri yaxşılaşır. Qeyd etmək lazımdır ki, 120°C-dən yuxarı temperaturda neftin özlülüyü az dəyişir, buna görə deemulqatorların təsirinin effekti az artır.

Ən davamlı xırda dispersli neft emulsiyaları elektrik cərəyanı vasitəsilə dağılır. Elektrik sahəsinin təsiri nəticəsində qeyri-qütblü mayədə olan su damcıları qütbləşir, əks qütblü ellips forması alır, bir-birini cəzb edir. Damcılarının yaxınlaşması zamanı cəzbtmənin gücü böyüyür və onları ayıran qatı sıxmağa və dağıtmağa imkan verir. Sənayedə tezliyi 50 Hs və 25-35 kV gərginlikli dəyişən elektrik cərəyanı istifadə olunur. Elektrik-susuzlaşdırma prosesinə deemulqatorlar və yüksək temperatur kömək edir. Suyun buxarlanmaması üçün, həmçinin qaz əmələ gəlməsini azaltmaq üçün elektrik-dehidrator aparatları yüksək təzyiqlə işləyir. Bu aparatlarda elektrik-susuzlaşdırma və neftin duzsuzlaşdırılması aparılır. Neft emalı zavodunda üç növ elektrik-dehidratorlardan istifadə olunur:

– şaquli silindrik və yumru üfüqi elektrodları olan aparatlar və elektrodlar arası məsafəyə neftin verilməsi; bu cür aparatlar ELDQ 10/2 elektrik duzsuzlaşdırma qurğularında quraşdırılmışdır;

– kürə şəkilli və həlqəvari elektrodları olan aparatlar və onların arasına neftin verilməsi; ELDQ 10/6 qurğularında (gücü ildə 2 milyon ton neft ilə) tətbiq olunmuşdur;

– üfüqi düzbucaqlı elektrodları olan aparatlar və aparatın aşağı hissəsində yığılmış su qatın altına neftin verilməsi.

Elektrik-dehidratorların xüsusiyyətləri aşağıda göstərilmişdir:

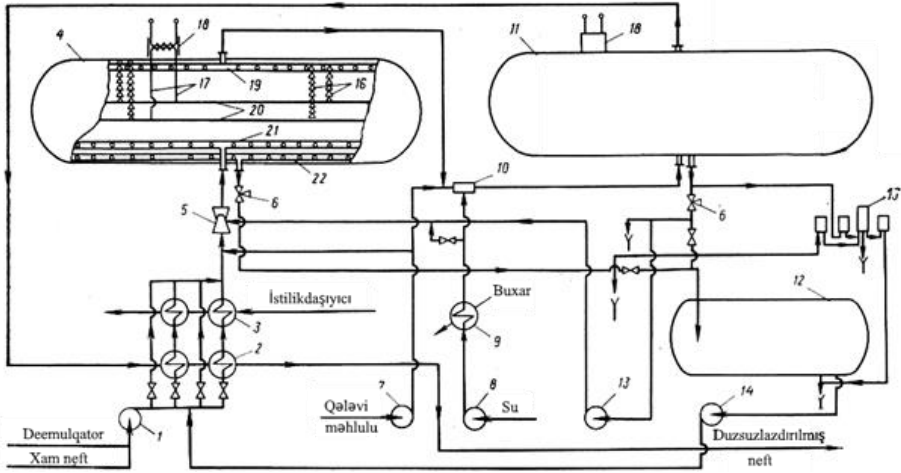
Göstəricilər	Şaquli	Kürə şəkilli ЭДШ-600	Üfüqi	
			1ЭГ-160	ЭГ-160
Diametr, m	3	10.5	3.4	3.4
Həcm, m ³	30	600	160	160
Temperatur, °C	70-80	100	110	160
Hesablanmış təzyiqlər, MPa	0.34	0.69	0.98	1.76
Məhsuldarlıq, t/saat	10-12	230-250	180-190	200-250
Elektrod arası gərginlik, kV	27-33	32-33	22-44	22-44
Elektrik sahənin gərginliyi, kV/sm	2-3	2-3	1.0-1.5	1.0-1.5

Elektrik duzsuzlaşdırma qurğuları iki mərhələli layihələndirilir: I mərhələdə elektrik-dehidratorda duzlu suyun 75-80% (kütlə) və duzun 95-98% (kütlə), II mərhələdə elektrik-dehidratorda isə qalan emulsiya suyunun 60-65% (kütlə) və qalan duzun təxminən 92% (kütlə) çıxarılır. İki mərhələli duzsuzlaşdırma üçün quraşdırılmış elektrik-dehidratorların sayı emal olunan neftin həcmindən və keyfiyyətindən (yəni suyun, duzun miqdarından və emulsiyaların davamlılığından), aparatın növündən və məhsuldarlığından asılıdır. Müasir elektrik duzsuzlaşdırma qurğuları üçün birləşdirilmiş ELDQ-AT və ELDQ-AVT qurğularının bir hissəsi olan yalnız üfüqi elektrik-dehidratorlar layihələndirilir. Üfüqi aparatların üstünlükləri bunlardır: elektrodların böyük sahəsi, buna görə böyük məhsuldarlıq (aparatın en kəsik sahəsinə görə neft həcmi); neftin şaquli hərəkətinin aşağı sürəti və buna görə suyun daha yaxşı durulaşdırılması; prosesi daha yüksək temperatur və təzyiqdə aparmaq imkanı. Aparatın aşağı hissəsinə xam neftin verilməsi onun əlavə yuyulmasını və iki elektrik sahəsindən keçməsinə təmin edir: zəif sahədə - su güzgüsü ilə aşağı elektrod arasında və güclü - elektrodlar arasında. Elektrodlar arasındakı gərginliyin icazə verildəndən artıq olması (22-44 kVt) arzuolunmazdır, çünki bu əks təsirə səbəb olur - su damcılarının dağılması və emulsiyanın davamlılığının artmasına səbəb olur.

Üfüqi elektrik-dehidratorları ilə iki mərhələli duzsuzlaşdırma qurğusunda aparatlar və texnoloji axınları sxem 1.2-də göstərilmişdir. Xam neft 1 nasos vasitəsilə 2 istidəyişdiricidən, 3 buxar qızdırıcıdan keçərək (kombinə olunmuş ELDQ-AT qurğusunda yan axınlarına aid istidəyişdiricilərdən keçərək) 110-120°C temperaturda I mərhələnin 4 elektrik-dehidratoruna verilir. 1 nasosundan əvvəl deemulqator, 3 qızdırıcıdan sonra isə 7 nasos vasitəsilə qələvi məhlulu neftə verilir. Bundan əlavə, II mərhələnin elektrik-dehidratorunda durulanmış su neftə əlavə olunur və 13 nasosu ilə 5 injektor qarışdırıcısına vurulur. 8 nasosu vasitəsilə təzə suyun verilməsi də nəzərdə tutulub. 5 injektor qarışdırıcısında neft qələvi və su ilə bərabər qarışdırılır. Quyuların turşu ilə yuyulması zamanı neftə daxil olan turşuları neytrallaşdırmaq məqsədilə hidrogen sulfidli korroziyasının qarşısını almaq üçün qələvi məhlulundan istifadə edilir, duz kristallarının yuyub çıxarılması üçün isə sudan istifadə olunur.

Neft deşilmiş üfüqi paylayıcıları olan 21 boru qovşağından ibarət olan paylayıcıdan keçərək 4 elektrik-dehidratorun aşağı hissəsinə daxil olur. Duzsuzlanmış neft elektrik-dehidratorunun yuxarisından 19 kollektoruna verilir, kollektorun quruluşu paylayıcının quruluşu ilə analojidir. Neftin giriş və çıxışlarının bu vəziyyətdə yerləşdirilməsi aparatın bütün en kəsiyi boyu axının bərabərliyini təmin edir. Durulmuş su 22 drenaj kollektorlarını keçərək kanalizasiyaya və ya əlavə qoyulmuş 12 çökdürücüyə axıdılır (elektrik-dehidratorda durulaşma prosesi pozulduqda). Çökdürücüdən maye qarışığı

14 nasosu vasitəsilə prosesə qaytarılır. I mərhələ elektrik-dehidratorun yuxarısından tam susuzlanmamış neft II mərhələ elektrik-dehidratora təzyiqlik altında daxil olur. 10 diafraqmalı qarışdırıcısında neft axını 8 nasos vasitəsilə verilən təzə kimyəvi təmizlənmiş su ilə yuyulur. Yuma üçün su əvvəlcədən 9 buxar qızdırıcısında 80-90°C-yə qədər qızdırılır; suyun sərfi neftə görə 5-10% (kütlə) təşkil edir. II mərhələ elektrik-dehidratorun yuxarı hissəsindən duzsuzlaşdırılmış və susuzlaşdırılmış neft duzsuzlaşdırılmış neft rezervuarlarına verilir, kombinə edilmiş qurğularda isə neft qızdırılır və atmosfer qurğusunun rektifikasiya kalonuna verilir.



Şəkil 1.2. Elektrik duzsuzlaşdırma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 7, 8, 13, 14 – nasoslar; 2 – istilikdaşıyıcılar; 3, 9 – qızdırıcılar; 4, 11 – elektrodehidratorlar; 5 – injektor qarışdırıcı; 6 – duzlu suyun avtomatik açılması üçün klapən; 10 – diafraqmalı qarışdırıcı; 12 – çökdürücü; 15 – baxıcı fanar.

Elektrodehidratorun quruluşu: 16 – asılı izolyatorlar; 17 – elektrik cərəyanını ötürən şinlər; 18 – transformator; 19 – duzsuzlaşdırılmış neft üçün kollektor; 20 – elektrodlar; 21 – xammalın paylayıcısı, 22 – duzlu su kollektoru

Elektrik-dehidratorlarda suyun səviyyəsi avtomatik olaraq saxlanılır. I və II mərhələ elektrik-dehidratorlardan kanalizasiyaya verilən suyun bir hissəsi durulaşdırılmanın keyfiyyətinə nəzarət etmək üçün 15 baxıcı fanarlardan keçir.

Cədvəldə müxtəlif növ neftlər üçün iki mərhələli ELDQ-in iş rejiminin göstəriciləri verilib.

ELDQ 10/6 qurğusunun və kombinə edilmiş ELDQ-AVT-6 qurğusundakı üfqi elektrik-dehidratorlar bölməsinin işinin texniki-iqtisadi göstəriciləri aşağıda verilmişdir:

Göstəricilər	3 ədəd ELDQ 10/6	ELDQ-AVT-6 bölməsi
Məhsuldarlıq, min t/il	6000	6000
Elektrodehidratorlar sayı	6	8
Xammal qızdırılması üçün buxar sərfi, min MC	900	–
Elektrik enerjisi sərfi, min mV·saat	1.64	0.79

I Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Abbasov V.M., İbrahimov H.C., Nacıyeva S.R., Məmmədخانова S.Ə., Abdullayev E.Ş., Əmirov F.Ə. Neft və qaz emalı proseslərinin kimyası və texnologiyası, Bakı: Elm, 2014, 408 s.
2. Məhərrəmov A.M., Bayramov M.R. Neft kimyası və neft-kimyəvi sintez, Bakı: Elm, 2012, s. 5-36
3. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П. и др. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа. М: Химия, 2005, s. 84-96
4. Левченко Н.Д., Бергштейн Н.В., Пинкавский Ф.И. Обессоливание нефтей на нефтеперерабатывающих заводах. Тематический обзор. М: ЦНИИТЭнефтехим, 1973, 86 с.
5. Məmmədov K.M., Musayev Z.S., Mürsəlov A.Ə. və b. Neft yığılan nəql edən mühəndis qurğuları və avadanlıqları. Bakı: Elm, 2009, 214 s.
6. Mirələmov H.F., İsmayılov Q.Q. Neft və qazın boru kəmərləri ilə nəqli. Bakı: Elm, 2010, 505 s.
7. Məhərrəmov A.M., Bayramov M.R. Neft kimyası və neft kimyəvi sintez. Bakı: Elm, 2006, 604 s.
8. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П. и др. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа. М.: Химия, 2005, с. 84 -96.

II FƏSİL. NEFTİN İLKİN EMALI VƏ BENZİN DİSTİLLATLARIN TƏKRAR QOVULMASI

İlkin neft emalı qurğuları bütün neft emalı zavodlarının əsasını təşkil edir. Yanacaq komponentlərinin, həmçinin təkrar və digər neft emalı prosesləri üçün istifadə olunan xammalın keyfiyyəti və çıxımı bu qurğuların iş keyfiyyətindən asılıdır.

Sənaye təcrübəsində neft qaynama temperatur həddi ilə fərqlənən fraksiyalara ayrılır. Bu ayırma prosesi qızdırma, distillyasiya və rektifikasiya, kondensləşmə və soyutma proseslərindən istifadə etməklə neftin ilkin emalı qurğularında aparılır. Neftin birbaşa qovulması atmosfer və ya bir qədər yüksək təzyiqdə, qalıqların qovulması isə vakuum altında aparılır. Atmosfer və vakuum boru qurğuları (AT və VT) bir-birindən ayrı tikilir və ya bir qurğunun (AVT) tərkibində birləşdirilir.

Atmosfer borulu qurğular (AT) texnoloji sxemindən asılı olaraq aşağıdakı qruplara bölünür:

1. neftin birdəfəlik buxarlanma qurğuları;
2. neftin ikiqat buxarlanma qurğuları;
3. yüngül fraksiyaların separatorada ilkin buxarlanması və sonra rektifikasiyası ilə işləyən qurğular.

Üçüncü qrup qurğular ikinci qrupun praktiki variantıdır, belə ki, hər iki halda neft ikiqat buxarlanır.

Vakuum boru qurğuları (VT) iki qrupa bölünür:

1. mazutun birdəfəlik buxarlanma qurğuları;
2. mazutun ikiqat buxarlanma qurğuları (iki mərhələli).

Emal edilən neftin növü və alınan məhsulların geniş çeşidi və keyfiyyəti səbəbindən həmişə eyni tipli sxemdən istifadə etmək məqsədə uyğun hesab olunmur. İlkin benzini ayıran kalonu və əsas atmosfer rektifikasiya kalonu ilə işləyən qurğular geniş yayılmışdır. Həmin qurğular neftin tərkibində olan benzin fraksiyalarının və həll olmuş qazların miqdarında əhəmiyyətli dəyişiklik olsa belə, səmərəli işləyə bilirlər.

AT və AVT zavod qurğuların istehsal gücünün diapazonu genişdir – il-də 0.6 milyon tondan 8 milyon tona qədər emal olunan neft. Böyük istehsal gücü olan qurğuların üstünlükləri məlumdur: iki və ya bir neçə kiçik istehsal gücü olan qurğular əvəzinə iri qurğuya keçəndə 1 ton emal olunan neft üçün istismar xərcləri və ilkin xərclər azalır, əmək məhsuldarlığı isə artır. Təcrübə göstərir ki, bir çox mövcud AT və AVT qurğularının yenidən qurulması hesabına istehsal gücünün artırılması nəticəsində onların texniki-iqtisadi göstə-

riciləri əhəmiyyətli dərəcədə yaxşılaşır. Belə ki, yenidənqurma işləri nəticəsində AT-6 qurğusunun yükləmə qabiliyyətinin 33% (kütlə) artması ilə əmək məhsuldarlığı 1.3 dəfə artır, xüsusi kapital qoyuluşları və istismar xərcləri isə müvafiq olaraq 25 və 6.5% azalır.

AVT və ya AT qurğuların digər texnoloji qurğularla birləşdirilməsi istehsalın texniki-iqtisadi göstəricilərini yaxşılaşdırır və neft məhsullarının maya dəyərini aşağı salır. Xüsusi kapital qoyuluşlarının və istismar xərclərinin azaldılması əsasən tikinti sahəsinin və boru kəmərlərinin uzunluğunun, aralıq rezervuarların sayının və enerji xərclərinin azaldılması, həmçinin avadanlıqların alınması və təmiri üçün ümumi xərclərin azaldılması yolu ilə nail olunur. Nümunə olaraq 5 seksiyadan ibarət olan LK-bu (XIV fəsilə bax) birləşmiş qurğusunu göstərmək olar. Bu seksiyalara aiddir: neftin elektrik duzsuzlaşdırılması və atmosfer rektifikasiyası (iki mərhələli AT); benzin fraksiyasının əvvəlcədən hidrotəmizlənməsi ilə katalitik riforminqi; kerosin və dizel fraksiyalarının hidrotəmizlənməsi; qazın fraksiyalara ayrılması.

Neftin ilkin emalı prosesi çox vaxt susuzlaşdırma və duzsuzlaşdırma, benzin fraksiyasının təkrar qovulması və stabilləşdirmə prosesləri ilə kombinə edilir: ELDQ-AT, ELDQ-AVT, ELDQ-AVT-təkrar qovulma, AVT-təkrar qovulma. Distillatlardan yüngül komponentləri ayırmaq üçün onlar buxarlandırıcı kalona verilir və qızdırılmış su buxarından istifadə olunur. Bəzi qurğularda bu məqsədlə buxarlandırıcı kalonundan çıxan distillat əvəzinə daha çox qızdırılmış neft məhsulu ilə işləyən qaynadıcılardan istifadə olunur.

Su buxarının sərfi atmosfer kalonunda neftə görə 1.5-2.0% (kütlə), vakuum kalonunda mazuta görə 1.0-1.5% (kütlə), buxar kalonunda distillata görə 2.0-2.5% (kütlə) təşkil edir.

AT və AVT qurğularının rektifikasiya şöbələrində aralıq sirkulyasiya suvarmasından geniş istifadə olunur ki, bu da şöbənin yuxarı hissəsində yerləşir (birbaşa yan distillatı çıxaran boşqabın altında). Sirkulyasiya edilən fleqma iki boşqab aşağıdan (çox olmayaraq) çıxarılır. Vakuum kalonlarında yuxarı suvarma adətən sirkulyasiya edilir və kalonun yuxarı hissəsindən neft məhsulunun itkisinin azaldılması üçün 3-4 boşqabdan istifadə olunması zəruridir.

Vakuum yaratmaq üçün barometrik kondensatordan və iki və ya üç pilləli ejektorlardan istifadə olunur (iki pilləli ejektorlar 6.7 kPa, üç pilləli ejektorlar isə 6.7-13.3 kPa vakuum dərinliyində istifadə olunur). Əvvəlki mərhələnin işçi buxarının kondensləşməsi, həmçinin sovrulmuş qazların soyudulması üçün pillələr arasında kondensatorlar quraşdırılır. Son illərdə barometrik kondensatorların əvəzinə səthi kondensatorların geniş istifadəsi yer alıb. Onların istifadəsi kalonda nəinki daha dərin vakuum yaratmağa kömək edir, həm də zavodları xüsusən kükürlü və yüksək kükürlü neftlərin emalından sonra böyük miqdarda çirkələnmiş çirkab sularından azad edir.

Soyuducu və kondensator-soyuducu kimi hava soyuducu aparatlarından (HSA) geniş istifadə olunur. HSA-nın istifadəsi su sərfinin azalmasına, su təchizatı, kanalizasiya, təmizləyici qurğuların tikintisi üçün ilkin xərclərin və istismar xərclərinin azalmasına səbəb olur.

Müasir AT və AVT qurğularında atmosfer kalonların çoxu klapan və S-şəkilli boşqablarla; vakuüm kalonları isə klapan, çəpərvari, ələkvari boşqablarla təchiz olunmuşdur. Aşağıdakı cədvəldə qurğularda boşqabların sayı və növü göstərilib:

Kalon	Boşqab sayı	Boşqab növü
AVT qurğusu		
İlkin atmosfer buxarlanma	28	Klapan (yuxarı-iki axınlı, aşağı-dörd axınlı)
Əsas atmosfer	49	Klapan
Vakuüm	18	Yuxarı-klapan, S-şəkilli, aşağı-çəpərvari
Buxarlanma	4	Klapan
AT-6 qurğusu		
İlkin atmosfer buxarlanma <i>yuxarı</i> <i>aşağı</i>	22 5	S-şəkilli çəpərvari (və ya S-şəkilli)
Atmosfer əsas <i>yuxarı</i> <i>aşağı</i>	38 5	S-şəkilli S-şəkilli
Təkrar qovulma	60	Çəpərvari

İlkin neft emalı qurğularında yüksək dərəcəli avtomatlaşdırma tətbiq edilmişdir. Belə ki, zavod qurğularında avtomatik keyfiyyət analizatorlarından ("axın üzərində") istifadə olunur. Bu analizatorlar vasitəsilə neftdə su və duzların miqdarı; aviasiya kerosinin, dizel yanacağıın, yağ distillatların alışma temperaturu; açıq rəngli neft məhsulu nümunəsinin 90%-nin (kütlə) qaynama temperaturu; yağ fraksiyalarının özlülüyü; çirkab sularında olan məhsulun miqdarı təyin olunur. Keyfiyyət analizatorları avtomatik idarəetmə sxemlərə daxil edilir. Məsələn, buxar kalonunun aşağısına su buxarının verilməsi avtomatik olaraq dizel yanacağıının alışma temperaturuna görə korreksiya olunur və alışma temperaturu avtomatik analizatorun köməyi ilə təyin olunur. Qaz axınlarının tərkibini avtomatik olaraq müəyyənləşdirmək və qeyd etmək üçün xromatoqraflardan istifadə olunur.

2.1. Neftin atmosfer rektifikasiya qurğusu

Atmosfer neft qovulma qurğularında neft və ya neft qarışıqları adətən dörd distillat fraksiyasına və qalıq – mazuta bölünür. Neft qızdırılan zaman qeyri-stabil kükürd birləşmələrindən əmələ gələn və çox vaxt tərkibində hidrogen sulfid olan karbohidrogen qazlarının qarışığı qurğuda alınan yan məhsuldur.

Şəkil 2.1-də göstərilən və xammalın ikiqat buxarlanması ilə işləyən qurğu iki kalonludur (əsas kalonların sayına görə: birincisi - sadə, ikincisi isə - mürəkkəb, xarici buxar kalonları istisna olmaqla). “Buxarlandırıcı kalon” kimi də adlandırılan birinci rektifikasiya kalonuna daxil olmazdan əvvəl neft bir, iki və ya bir neçə paralel axınlarla istidəyişdiricilərdən keçərək qızdırılır. Birinci kalonun yuxarı məhsulu yüngül benzin fraksiyasından və az miqdarda qazdan ibarətdir. Qurğudan çıxan başqa distillatlar, həmçinin mazut ikinci kalonda əldə edilir. Hər iki kalona ümumi borulu soba xidmət edir. Buxarlandırıcı kalonun aşağı məhsulunun bir hissəsi soba ilə birinci kalon arasında sirkulyasiya edilir, bu onun qovulma şöbəsinə əlavə istiliklə təmin edir. Aşağıda iki pilləli atmosfer rektifikasiya qurğusunun texnoloji sxemi göstərilib.

Duzsuzlaşdırılmış neft 8 nasosu vasitəsilə iki paralel axınlarla 10, 11, 23, 26, 29 istidəyişdiricilərdən keçir, 200-220°C temperatura qədər qızdırılır və 2 kalonun orta hissəsinə daxil olur. 2 rektifikasiya kalonu izafi təzyiq altında işləyir, bəzi qurğularında izafi təzyiq 0.45 MPa çatdırılır.

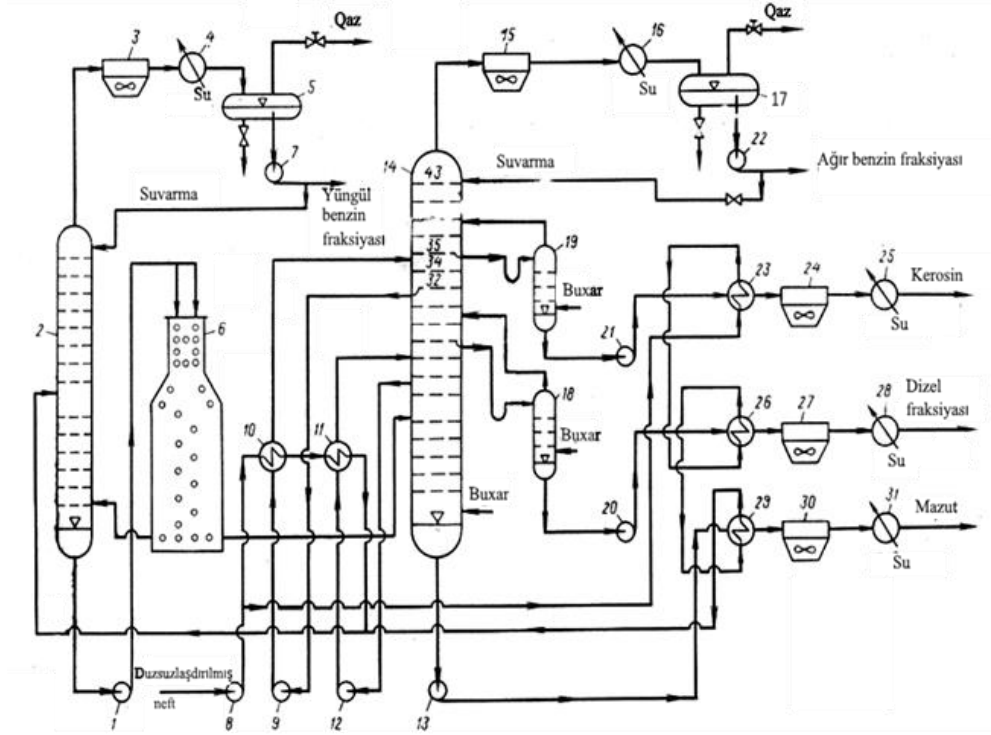
Yüngül benzin buxarları (bəzi hallarda bu fraksiyanın qaynama sonu 85°C, digərlərində isə 140 və ya 160°C) 2 kalondan çıxaraq 3 hava soyutma aparatında kondensləşir. Sonra kondensat və yanaşı qazlar 4 su soyuducuda soyudulur və 5 qaz separatorunda ayrılır. Buradan yüngül benzin 7 nasosu vasitəsilə stabilləşməyə və təkrar qovulmaya göndərilir. Yüngül benzinin bir hissəsi suvarma kimi 2 kalonuna qaytarılır.

2 Kalonun aşağısından qismən benzindən ayrılmış neft 1 nasosla götürülür və 6 borulu sobanın ilanvari borularına verilir. Qızdırılmış neft 6 sobadan buxar-maye halında 14 əsas rektifikasiya kalonuna daxil olur. Sobadan çıxan neftin bir hissəsi təkrar olaraq "isti axın" kimi 2 kalon aşağı boşqabların birinə qaytarılır.

14 Kalonun yuxarisından çıxan məhsul 2 buxarlandırıcı kalonun yuxarı hissəsindən götürülmüş benzinə nisbətən daha ağır olan benzin fraksiyasıdır. 14 kalondan çıxan benzin buxarları və onunla yanaşı çıxan su buxarları 15 hava soyutma aparatında kondensləşir. 16 su soyuducuda soyudulmuş qarışıq 17 qaz separatorunda qaz, su və benzin kondensatlarına ayrılır. 17 qaz separatorundan (və ya sxemdə göstərilməyən əlavə su ayırıcısından) maye benzin fraksiyası 22 nasosu ilə götürülür və təkrar qovulmaya verilir. Həmin

22 nasos vasitəsilə benzinin bir hissəsi suvarma şəklində 14 kalonun yuxarı boşqabına qaytarılır.

140–240°C və 240–350°C (və ya 140–220°C və 220–350°C) fraksiyaları 20 və 21 nasosların köməyi ilə 18 və 19 buxarlandırıcı kalonlardan çıxarılarq ardıcıl qoşulmuş aparatlarda soyudulur. Birincisi, kerosin fraksiyası 23 istidəyişdirici – 24 hava soyutma aparatı – 25 su soyuducudan keçirilir; ikincisi, dizel yanacağı fraksiyası – 26 istidəyişdirici – 27 soyuducu – 28 su soyuducudan keçirilir.



Şəkil 2.1. Neftin atmosfer qovulma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 7-9, 12, 13, 20-22 – nasoslar; 2, 14 – rektifikasiya kalonları; 3, 15, 24, 27, 30 – hava ilə soyutmaq üçün aparatlar; 4, 16, 25, 28, 31 – soyuducular; 10, 11, 23, 26, 29 – istilikdəyişdiricilər; 5, 17 – qaz separatoru-su ayırıcı; 6 – borulu soba; 18, 19 – buxarlandırıcı kalonlar

Buxarlandırıcı kalonların aşağı boşqablarının altına həddən artıq qızdırılmış su buxarı verilir.

14 kalonun qatılaşdırma bölməsinin son boşqabından axan maye ilə buxarlanmayan neftin ağır qalığının qarışığı kalondakı aşağı altı boşqabdan keçərək həddən artıq qızdırılmış su buxarı ilə üfürülür. Aşağı temperaturda

qaynayan fraksiyalarından əhəmiyyətli dərəcədə azad olunmuş mazut 14 kalonun aşağı hissəsindən 13 nasos vasitəsilə 29 istidəyişdirici, 30 və 31 soyuduculardan keçərək rezervuara yığılır. 14 kalonda iki sirkulyasiya edilən suvarma var və onların istiliyi 10 və 11 istidəyişdiricilərdə neftə verilir.

AT qurğusunun əsas aparatlarının temperaturu və təzyiqi:

Temperatur, °C:	
neftin istidəyişdiricilərdə qızdırılması	200-230
benzindən təmizlənmiş neftin sobanın ilanvari borularında qızdırılması	330-360
benzindən təmizləyən kalondan çıxan buxarlar	120-140
benzindən təmizləyən kalonun aşağısında	240-260
əsas kalondan çıxan buxarlar	120-130
əsas kalonun aşağısında	340-355
Təzyiq, MPa:	
benzindən təmizləyən kalonda	0.4-0.5
əsas kalonda	0.15-0.2

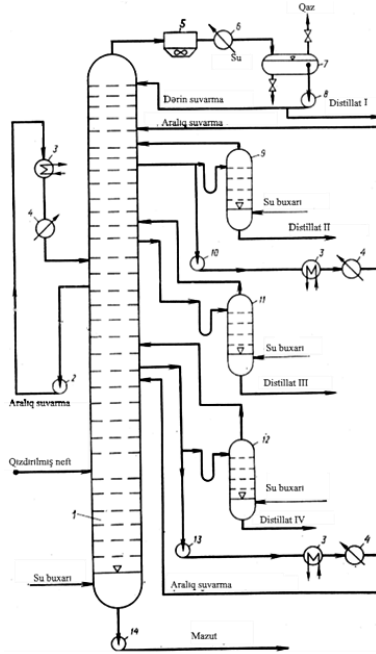
Qurğunun material balansı neftin tərkibindəki yüngül neft məhsullarının potensial miqdarından, onların tələb olunan çeşidindən və həmçinin dəqiq fraksiyalara ayrılmasından asılıdır.

Aşağıda Romaşkin və Samotlor neftinin emalı zamanı AT qurğusunun material balansı göstərilib:

	Romaşkin nefti	Samotlor nefti
Götürülüb, % (kütlə):		
– stabiləşməyən neft	100.0	100.0
– emulsiya suyu	0.1	0.1
Cəmi:	100.1	100.1
Alınıb, % (kütlə):		
– karbohidrogen qazı	1.0	1.1
– benzin fraksiyası (q.b.140°C)	12.2	18.5
– kerosin fraksiyası (140-240°C)	16.3	17.9
– dizel fraksiyası (240-350°C)	17.0	20.3
– mazut (>350°C)	52.7	41.4
– itki	0.9	0.9
Cəmi:	100.1	100.1

Adətən atmosfer kalonunun yuxarisına kəskin suvarma kimi yuxardan çıxan distillat, kalonun hündürlüyü boyunca isə müxtəlif nöqtələrə bir neçə aralıq sirkulyasiya suvarması verilir (şəkil 2.2). Aralıq suvarma bir çox hallarda yan distillatın (poqon) çıxarıma nöqtəsindən aşağıda yerləşən boşqabların birindən götürülür və buxarlandırıcı kalona verilir (bax aparatlar 9, 11, 12).

Digər variant: aralıq suvarması kimi yan poqonun özündən istifadə edilir, bu məhsul soyuduqdan sonra kənardakı buxarlandırıcı kalondan çıxan buxarların kalona giriş nöqtəsindən yuxarı və ya aşağı hissəsinə qaytarılır (bax aparatlar 9 və 12).



Şəkil 2.2. Rektifikasiya kalonuna verilən suvarmanın variantları:

1 – rektifikasiya kalonu; 2, 8, 10, 13, 14 – nasoslar; 3 – istilikdəyişdirici; 4, 6 – su soyuducuları; 5 – hava kondensator-soyuducu; 7 – qəbuledici; 9, 11, 12 – buxarlandırıcı kalonlar

İstilik mübadiləsi üçün kəskin suvarma istifadəsi qənaətli deyil, çünki yuxarı məhsul nisbətən mülayim temperatura malikdir. Aralıq sirkulyasiya suvarmasını tətbiq edərək nefti qızdırmaq üçün kalonun izafi istiliyindən səmərəli istifadə olunur, eyni zamanda kalonun hündürlüyü boyunca yüklər bərabər olur və bu, onun işləməsi üçün optimal şəraiti təmin edir. Kalonun işləməsi üçün suvarma sxemini seçərkən istiliyin regenerasiya dərəcəsi, ara-

lıq suvarmanın rektifikasiya dəqiqliyinə təsiri və aparatın ölçüləri nəzərə alınmalıdır.

Atmosfer kalonların işləməsinin təhlili göstərdi ki, optimal sxem kəskin (yuxarı) suvarma ilə kalonda istiliyin təxmini 40%-nin və iki aralıq suvarma ilə kalonda istiliyin təxmini 30%-nin götürülməsidir. AT-6 qurğusunun kalonlarının iş rejimi (surət - üst, məxrəc - alt) və onların xüsusiyyətləri aşağıda verilmişdir:

Kalon	Temperatur, °C	Təzyiq, MPa	Diametr, m	Hündürlüyü, m	Boşqabların sayı
İlkin (buxarlandırıcı)	120/240	0.56/0.58	3.8	30.2	22
Əsas	140/320	0.15/-	7.0	45.9	38

2.2. Neftin atmosfer – vakuüm qovulma qurğusu

Qurğu benzin distillatları, kerosin, dizel yanacağı, üç müxtəlif özlülüyü olan yağ fraksiyaları və qudrunun neftdən alınması üçün nəzərdə tutulmuşdur. Qurğuda bu məhsullardan başqa, quru və yağlı qazlar, mayeləşdirilmiş qaz (reflyuks) və yüngül vakuüm qazoylu alınır. Tərkibində 42-50% (kütlə) açıq rəngli distillatlar (350°C-yə qədər qaynayan) olan neftlər və neft qarışıqları qovulmaya verilir.

Müasir yüksək məhsuldarlığı olan qurğular aşağıdakı bölmələrdən ibarətdir:

- istidəyişdiricilərdə neftin əvvəlcədən qızdırılması;
 - neftin elektrik duzsuzlaşdırılması və susuzlaşdırılması (ELDQ bölməsi);
 - istidəyişdiricilərdə sonrakı qızdırılma;
 - benzinin neftdən qovulması (qızdırıcı soba ilə yüksək təzyiq kalonu);
 - atmosfer kalonu (qızdırıcı soba ilə buxarlandırıcı kalonlar);
 - vakuüm altında mazutun fraksiyalanması (qızdırıcı soba, buxarlandırıcı kalonlar və vakuüm yaradan sistemi ilə);
- stabiləşmə və benzinin dar fraksiyalara təkrar qovulması.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 2.3-də təqdim edilib. İlkin neft 1 nasos vasitəsilə bir neçə paralel axınları ilə (sxemdə dörd axın göstərilmişdir) 7, 8, 9, 10, 11, 12 və 13 istidəyişdiricilərdən keçərək 100-130°C temperatürə qədər qızdırılır. Neftin belə qızma sistemi ilə qızdırılması daha səmərəli istilik mübadiləsi yaratmağa imkan verir. İstidəyişdiricilərdən sonra neftin temperaturunun ortalanması üçün neft axınları ümumi kollektorda qarışdırılır (sxemdə göstərilməyib). Sonra, neft yenidən dörd paralel axınla 14 elektrik-dehidratorun iki mərhələsinə göndərilir (ELDQ bölməsi). ELDQ bölməsinin

dən sonra neft əvvəlcə paralel birləşdirilmiş 15 və 16 istidəyişdiricilərdə, daha sonra 18 istidəyişdiricidə qızdırılır.

200-250°C-yə qədər qızdırılmış neft iki tangensial giriş vasitəsilə 19 benzin ayıran kalona daxil olur. Bu kalonun yuxarisından qazlar, su və yüngül benzin fraksiyasının (120-160°C qaynama sonu ilə) buxarları çıxarılır. Buxarların kondensləşməsi və qarışığın soyudulması üçün 20 hava ilə soyudulan aparat, sonra isə 21 su soyuducusu istifadə olunur. 22 separatorda qaz və su kondensləşmiş yüngül benzin fraksiyasından ayrılır. Qaz 19 kalon – 22 separator sistemində təzyiqli tənzimləyən klapanndan keçərək hidrogen sulfiddən təmizlənmə bölməsinə göndərilir. Su isə fazalar arası (su - benzin) səviyyə tənzimləyici ilə təchiz olunmuş 22 separatorun aşağısından çıxaraq cirkab suları təmizləmə sisteminə axıdılır.

Benzinin sirkulyasiya hissəsi (suvarma) 25 nasos vasitəsilə kalona qaytarılır, onun balans miqdarı isə bu şöbədən benzin stabilləşmə şöbəsinə, 59 stabilizator kalonuna verilir. 19 kalonun aşağısında temperaturu saxlamaq üçün qismən benzindən ayrılmış neft 24 nasosu ilə götürülür, 23 sobanın ilanvari borularından keçərək 350-370°C-yə qədər qızdırılır və kalonun aşağı hissəsinə qaytarılır. 26 nasosun köməyi ilə benzindən ayrılmış neftin balans miqdarı 27 sobanın ilanvari borularından keçir və 370-380°C temperaturda iki tangensial giriş vasitəsilə 30 atmosfer kalonuna verilir.

30 kalonun yuxarisından ağır benzin və su buxarları, həmçinin 27 sobada neftin qızdırılması zamanı parçalanma nəticəsində əmələ gələn qazlar çıxarılır və 31 hava soyutma aparatından və 32 su soyuducusundan keçirlər. Alınmış qaz-maye qarışığı qaz-benzin-su 33 separatorda ayrılır. Separatorun yuxarisından qaz ayrılır (yanacaq sisteminə), aşağısından isə su kondensatı suyun təmizlənməsi sisteminə axıdılır. Ağır benzin fraksiyasının kondensatı yüngül benzin fraksiyası ilə birlikdə 44 nasosu ilə stabilləşməyə verilir. 30 atmosfer kalonunun suvarılması üçün yuxarı sirkulyasiya suvarmadan istifadə olunur. 30 atmosfer kalonunun üçüncü boşqabından (yuxarıdan) sirkulyasiya edilən maye (fleqma) 34 hava soyutma aparatdan və 37 su soyuducudan keçərək 43 nasosu ilə kalonun yuxarı boşqabına vurulur.

Kerosin fraksiyası 35 buxarlandırıcı kalonun aşağısından 42 nasos vasitəsilə 7 istidəyişdiricidən və 6 hava soyutma aparatdan keçərək qurğudan çıxarılır.

Dizel yanacağının fraksiyası 41 nasos vasitəsilə 36 buxarlandırıcı kalondan çıxarılır. Dizel yanacağının istiliyi 68 kalonun 78 istidəyişdirici-qızdırıcıda, sonra isə 9 istidəyişdiricidə istifadə olunur. 4 hava soyutma aparatında soyudulduqdan sonra dizel yanacağının fraksiyası qurğudan çıxarılır. Dizel yanacağının çıxımını artırmaq üçün 30 kalonun aşağısına həddən artıq qızdırılmış (400°C) su buxarı verilir. Yüngül fraksiyaları çıxarmaq üçün buxar 35 və 36 buxarlandırıcı kalonlara da verilir.

30 atmosfer kalonunda daha iki sirkulyasiyalı suvarma var. Orta sirkulyasiyalı suvarma - fleqma rektifikasiya kalonunun çıxış boşqabından 38 nasos ilə götürülür, 10 istidəyişdirici, 28 hava soyuducusundan keçərək 30 kalonun çıxış boşqabından üç boşqab yuxarı boşqaba qaytarılır. Aşağı sirkulyasiyalı suvarma - fleqma kalonunun çıxış boşqabından 39 nasosla götürülür, 15 istidəyişdirici, 29 hava soyuducusundan keçərək 30 kalonun çıxış boşqabından üç boşqab yuxarı boşqaba qaydır.

30 atmosfer kalonunun aşağısından mazut 40 nasos vasitəsilə 56 vakuüm sobasının ilanvari borularından keçərək qızdırılır və iki tangensial girişdən 48 vakuüm kalonuna verilir. Bu kalonda qidalanma kəsiyində xammal girişinin üstündə maye qalığının damcılarının aparılmasının qarşısını almaq üçün “qaytarma” boşqabları quraşdırılmışdır. 48 kalonun yuxarısının suvarılması üçün yuxarı sirkulyasiyalı suvarmadan istifadə olunur: birinci yağ fraksiyası vakuüm kalonun üçüncü üst boşqabından 51 nasosla götürülür, 12 istidəyişdirici, 47 hava soyuducusundan keçərək sirkulyasiya edilən hissə 48 kalonun yuxarı boşqabına qaytarılır. Birinci yağ fraksiyasının balans miqdarı qurğudan çıxarılır.

Vakuüm kalonun yuxarı hissəsində kondensasiya olunmamış yüngül fraksiyaların, parçalanma qazların, su və hava buxarların (sızma yerlərdən sovrulan) qarışığı 48 kalondan çıxarılır, 46 hava soyuducusunda (o olmaya da bilər), sonra 45 səthli tipli su soyuducusunda soyudulur və qaz-maye qarışığı vakuüm yaradan sistemə daxil olur (şəkil 2.4).

İkinci yağ fraksiyası 54 nasos vasitəsi ilə 49 buxarlandırıcı kalonun aşağısından götürülür və 11 istidəyişdirici, 3 hava soyutma aparatından keçərək qurğudan çıxarılır. Üçüncü yağ fraksiyası 50 buxarlandırıcı kalonun aşağısından 52 nasos vasitəsi ilə 13 istidəyişdirici və 2 hava soyutma aparatından keçərək rezervuara göndərilir.

48 vakuüm kalonun aşağı sirkulyasiyalı suvarılması 55 nasos vasitəsilə aparılır. Həmin nasosla fleqma 16 istidəyişdiricidən və 17 hava soyutma aparatından keçərək kalona qaytarılır. Üçüncü yağ fraksiyasının çıxımını artırmaq üçün 48 kalonun aşağısına su buxarı verilir. 48 kalonun aşağısından qudron 53 nasosu ilə götürülür, 18 və 8 istidəyişdiricilərdən və 5 hava soyutma aparatından keçərək qurğudan çıxarılır.

22 və 33 separatorlardan 25 və 44 nasosları ilə stabilləşməyən benzinlər iki paralel axınlarla 60 və 61 istidəyişdiricilərdən keçirilir, sonra isə 59 kalonuna daxil edilir. Kalonun müxtəlif bölmələrə iki axınlı benzin (yüngül və ağır) ilə qidalanması benzinin stabilləşməsi üçün elektrik enerjisi sərfinin azaldılmasına imkan verir. 59 kalonda benzin fraksiyasında həll olunmuş qazlar çıxarılır və sonra 58 hava soyutma aparatında, 57 su soyuducuda soyudularaq 72 separatora daxil olurlar. 72 separatorada yağlı qaz kondensləşmiş yüngül karbohidrogenlərdən, mayeləşdirilmiş qazlardan (reflyuks) ayrı-

lir. 73 nasosu ilə mayeləşdirilmiş qazın bir hissəsi suvarma şəklində 59 kalonun yuxarı hissəsinə vurulur, balans hissəsi və yağlı qaz qazın fraksiyalara ayrılması qurğusuna göndərilir. 59 stabilləşdirmə kalonun aşağısına istiliyin çatdırılması üçün stabil benzin 74 nasos vasitəsilə 75 sobanın ilanvari borularından keçərək sirkulyasiya edilir.

Stabil benzin 59 kalonun aşağısından götürülür və təkrar fraksiyalara ayrılma şöbəsidəki 62 və 68 kalonlara verilir. 62 kalonun yuxarisından qaynama başlanğıcı (q.b.) temperaturu 85°C olan fraksiya 68 kalona buxar qidası kimi göndərilir. Q.b. temperaturu 85°C olan fraksiyanın sirkulyasiya edilən hissəsi 65 hava soyutma aparatına, sonra 66 soyuducuya, 67 tutuma daxil olur və 77 nasosla suvarma üçün 62 kalona vurulur. 62 kalonun aşağısından 85-120°C (və ya 85-180°C) olan fraksiya 61 istidəyişdirici və 63 hava soyutma aparatından keçərək qurğudan çıxarılır. 68 kalonun yuxarı hissəsindən q.b. temperaturu 62°C olan fraksiya 69 hava soyutma aparatından, 70 su soyuducudan keçərək 71 tutuma daxil olur. 71 tutumdan q.b. temperaturu 62°C olan fraksiyanın sirkulyasiya edilən hissəsi 68 kalonun suvarması üçün verilir, balans miqdarı isə qurğudan çıxarılır. 68 kalonun aşağısına istilik dizel yanacağıının istiliyi hesabına 78 istidəyişdiricidən verilir. 68 kalonun aşağısından 62-85°C olan fraksiya 79 nasosla götürülür, 60 istidəyişdirici və 64 hava soyutma aparatından keçərək qurğudan çıxarılır.

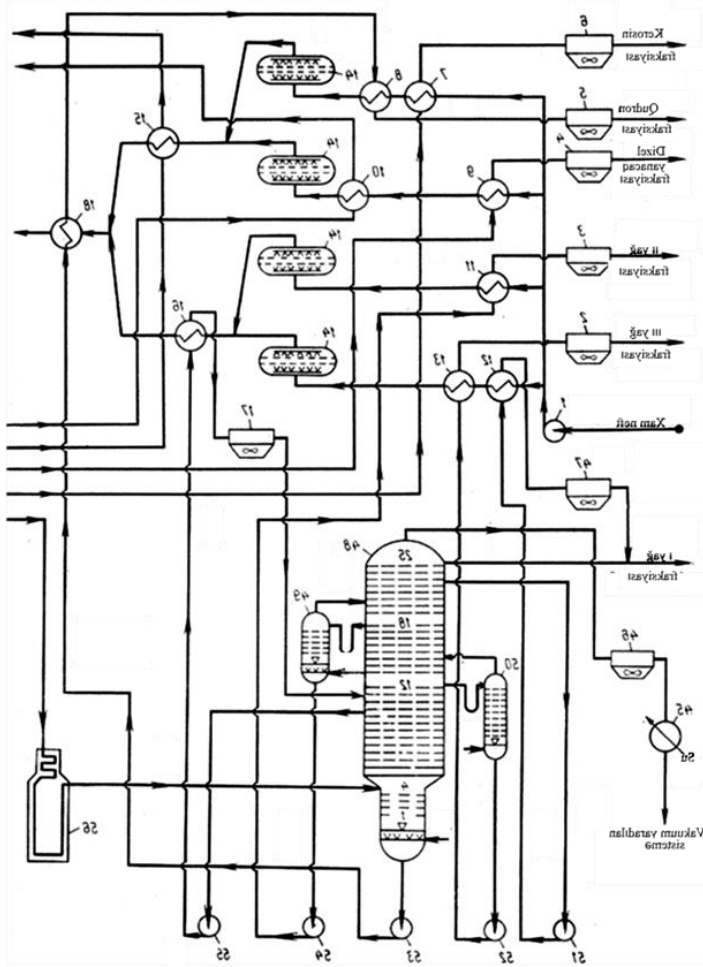
Əsas kalonlarda təzyiq və temperatur aşağıda göstərilib:

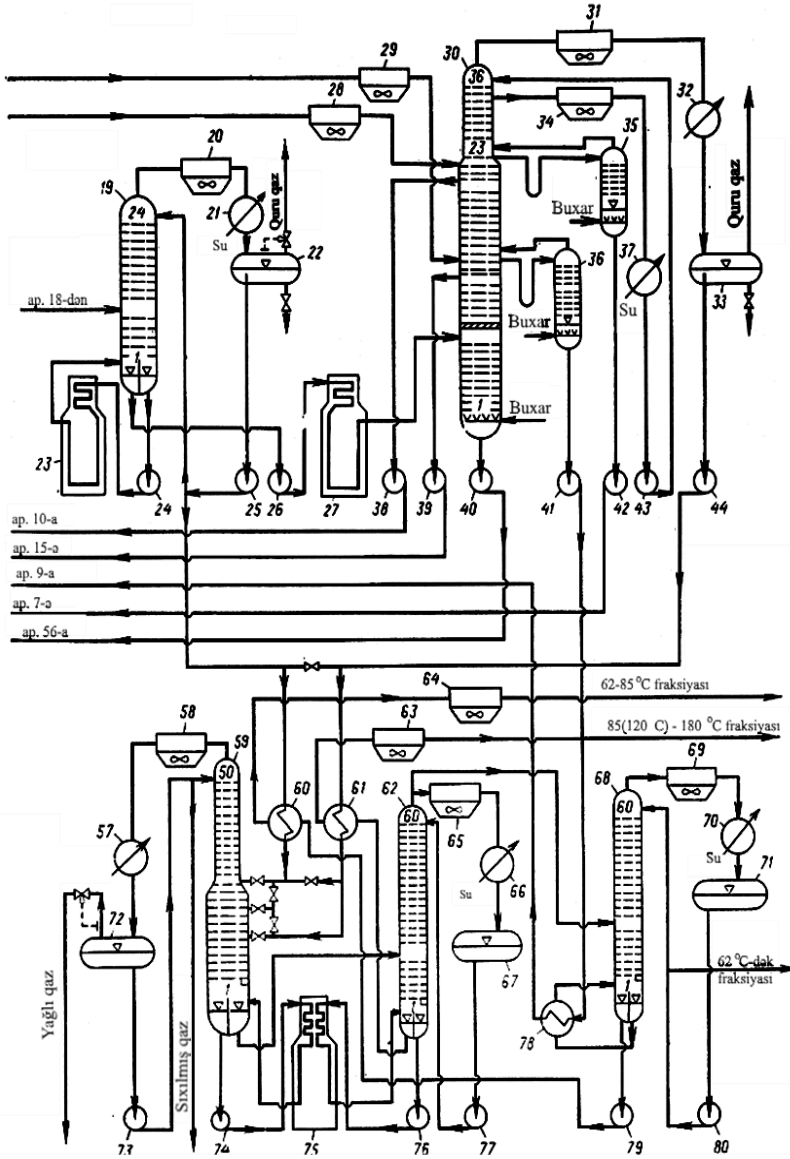
Kalon №	Kalonun yuxarisında təzyiq (izafi), MPa	Temperatur, °C		
		Aşağı	yuxarı	xammalın
19	0.4-0.6	150-170	240-250	180-250
30	0.07-0.10	170-190	330-350	350-370
35	0.07-0.10	–	200-250	–
36	0.07-0.10	–	280-300	–
48	7.85-8.85 kPa	180-200	350-360	380-400
49	7.85-8.85 kPa	–	260-270	–
50	7.85-8.85 kPa	–	330-350	–

Vakuu yaratma sistemi. 48 vakuu kalonunda vakuu (şəkil 2.3) buxar ejektor sistemindən istifadə edərək yaradılır (şəkil 2.4). 45 su kondensator-soyuducudan sonra (şəkil 2.3) qaz-maye qarışığı 1 vakuu separatoruna daxil olur. 1 vakuu separatorundan maye (karbohidrogen və su qarışığı) şaquli boru vasitəsilə (uzunluğu 10 m-dən çox) 2 çökdürücüsünə axıdılır. Qazlar və hava 1 separatoradan üç ardıcıl qoşulmuş 3 ejektorla sovrulur. Hər ejektordan sonra buxar və qazlar 4 su buxar kondensatora (səthi tipli) daxil olurlar. Alınmış kondensat 2 çökdürücüyə axıdılır. Üçüncü ejektordan və

son kondensatordan sonra qaz sistemdən çıxarılaq boru sobalara yanacaq kimi yönəldilir.

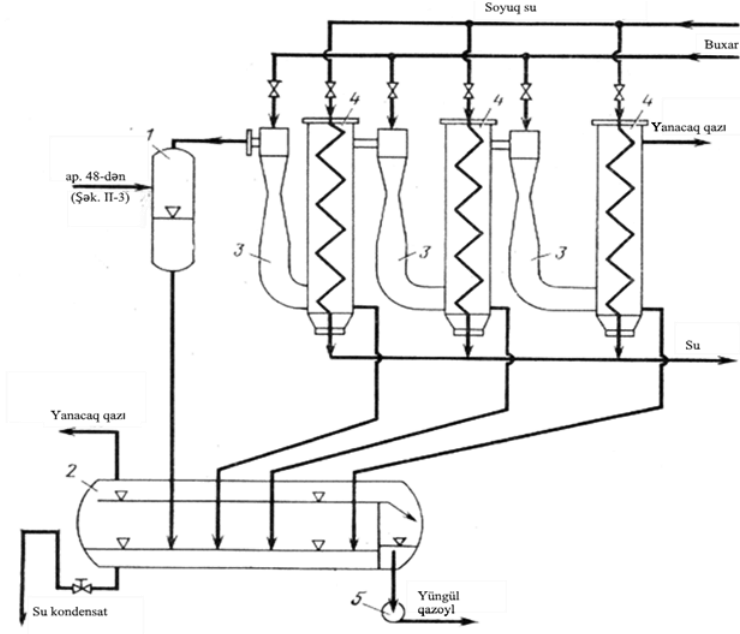
2 çökdürücüdə yüngül qaz sudan ayrılır və sonra 5 nasosu ilə qurğudan çıxarılır. Su kondensatı ən çox hallarda ELDQ bölməsində neftin yuyulması üçün istifadə olunur.





Şəkil 2.3. Neftin ilkin emalının texnoloji sxemi:

1, 24-26, 38-44, 51-55, 73, 74, 76, 77, 79, 80 – nasoslar; 2-6, 17, 20, 28, 29, 31, 34, 46, 47, 58, 63-65, 69 – hava ilə soyutmaq üçün aparatlar; 7-13, 15, 16, 18, 60, 61, 78 – istilikdəyişdiricilər; 14 – elektrodhidrotor; 19 – neftin benzinsizləşməsi kalonu; 21, 32, 37, 45, 57, 66, 70 – su kondensatorları-soyuducular; 22, 33, 67, 71, 72 – separator-tutumlar; 23, 27, 56, 75 – sobalar; 30 - əsas atmosfer kalonu; 35, 36, 49, 50 – buxarlandırıcı kalonlar; 48 – vakuum kalonu; 59 – stabilizator; 62-68 – benzinin təkrar fraksiyalara ayrılma kalonu



Şəkil 2.4. Vakuumin yaradılması sistemi:

1 – vakuum separator; 2 – çökdürücü; 3- ejektör; 4 – kondensator; 5 – nasos

2.3. Benzin distillatının təkrar qovulması qurğusu

Benzin distillatının təkrar qovulması ya müstəqil prosesdir, ya da neft emalı zavodunun kombinə edilmiş qurğusunun bir hissəsidir. Müasir zavodlarda benzin distillatının təkrar qovulması qurğuları ondan dar fraksiyaların alınması üçün nəzərdə tutulmuşdur. Bu fraksiyalar gələcəkdə katalitik reforminq prosesi üçün xammal kimi istifadə olunur və bu prosedən fərdi aromatik karbohidrogenlər – benzol, toluol, ksilollar və ya daha yüksək oktan ədədi olan benzin istehsal olunur. Aromatik karbohidrogenlərin istehsalında ilkin benzin distillatı qaynama temperaturuna görə fraksiyalara bölünür: 62–85°C (benzol), 85–115°C (120°C) (toluol) və 115 (120°C)–140°C (ksilol).

Mövcud benzin distillatının təkrar qovulması qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 2.5-də göstərilib. Geniş fraksiya tərkibli benzin distillatı, məsələn, q.b. temperaturundan 180°C temperatürə qədər 37 nasosla 22, 31 və 34 istidəyişdiricilərdən keçərək 4 sobanın birinci ilanvari borularına verilir və sonra isə 3 rektifikasiya kalonuna vurulur. Kalonun əsas məhsulu – fraksiyası q.b. 85°C 5 hava soyutma aparatından və 6 soyuducudan keçərək 7 qəbulədiciyə daxil olur. Kondensatın bir hissəsi 8 nasos vasitəsilə suvarma kimi 3 kalonun yuxarisına, qalan hissəsi isə 9 kalona verilir. 3 kalonun aşağı hissəsinin istiliyi sirkulyasiya

edilən fleqmanın (fraksiya 85-180°C) istiliyi ilə təmin edilir və fleqma 2 nasos vasitəsilə 4 sobanın ikinci ilanvari borularından keçərək 5 kalonun aşağısına verilir. 3 kalonun aşağısından qalıq 1 nasosla 20 kalona göndərilir.

9 kalonun yuxarı hissəsini tərk edən baş fraksiyanın buxarları (q.b. 62°C) 10 hava soyutma aparatında kondensləşir; 11 su soyuducuda soyudulan kondensat 12 qəbuledicidə toplanır. Buradan kondensat 13 nasosu ilə rezervuara göndərilir, fraksiyanın bir hissəsi isə 9 kalonda suvarma kimi istifadə olunur. Qalıq məhsul – fraksiya 62-85°C 9 kalonun aşağısından 16 nasosu ilə 28 istidəyişdirici, 29 və 30 soyuduculardan keçərək rezervuara göndərilir. 20 kalonun yuxarı məhsulu – fraksiya 85-120°C 21 və 22 aparatlardan keçdikdən sonra 23 qəbulediciyə daxil olur. Kondensatın bir hissəsi suvarma şəklində 20 kalonun yuxarı hissəsinə qaytarılır, onun balans miqdarı isə 24 nasosla rezervuara göndərilir.

120-140°C fraksiyası 27 nasosu vasitəsilə 25 xarici buxarlandırıcı kalonun aşağısından götürülür. Bu fraksiya 31 istidəyişdiricidə, 32 və 33 aparatlarda soyuduqdan sonra rezervuara daxil olur.

20 kalonun aşağı məhsulu – fraksiya 140-180°C 17 nasosu ilə 34 istidəyişdirici, 35 və 36 aparatlardan keçərək rezervuara göndərilir.

9 və 20 rektifikasiya kalonlarının qovma seksiyalarının işləməsi üçün lazım olan istilik müvafiq olaraq 14 və 19 qaynadıcılarla təmin edilir. 25 xarici buxarlanma seksiyasına 26 qaynadıcı xidmət edir. Müvafiq resirkulyatlar 14 və 19 qaynadıcılara 15 və 18 nasoslar vasitəsilə verilir. Qaynadıcılarda istilik daşıyıcısı kimi su buxarından istifadə olunur.

Hər rektifikasiya kalonunda 60 boşqab var.

Qurğunun əsas aparatlarının temperaturu və təzyiqi:

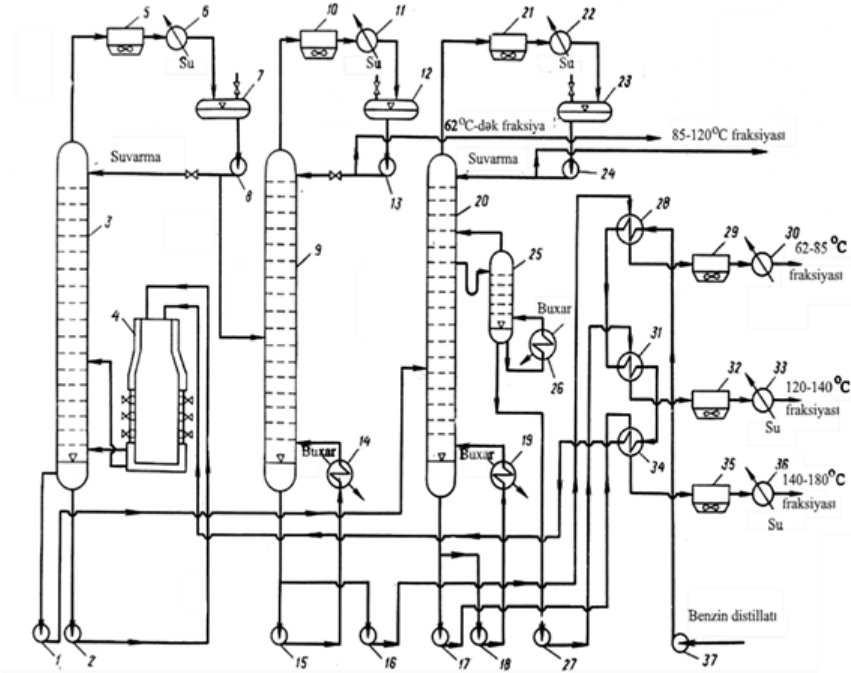
Temperatur, °C	
kalon 3	
– yuxarı	104
– aşağı	170
kalon 9	
– yuxarı	78
– aşağı	122
kalon 20	
– yuxarı	105
– aşağı	168
Təzyiq, MPa	
– kalon 3	0.23-0.28
– kalon 9	0.18-0.22
– kalon 20	0.02-0.06

Qurğunun material balansı benzin distillatındakı dar fraksiyaların miqdarından, həmçinin rektifikasiyanın dəqiqliyindən asılıdır.

Aşağıda Romaşkin neftinin benzin distillatının (q.b. 180°C) təkrar qovulmasının material balansı göstərilib:

Götürülüb, % (kütlə):	
– xammal (q.b. 180°C)	100.0
Cəmi:	100.0
Alınıb, % (kütlə):	
– əsas fraksiya (q.b. 62°C)	10.6
– benzol fraksiyası (62-85°C)	14.4
– toluol fraksiyası (85-120°C)	23.2
– ksilol fraksiyası (120-140°C)	17.2
– qalıq (140-180°C)	33.9
itki	0.7
Cəmi:	100.0

Nəzərdən keçirilmiş təkrar qovulma qurğusunun sxemi neft emalı zavodunda tətbiq olunanlardan birisidir.



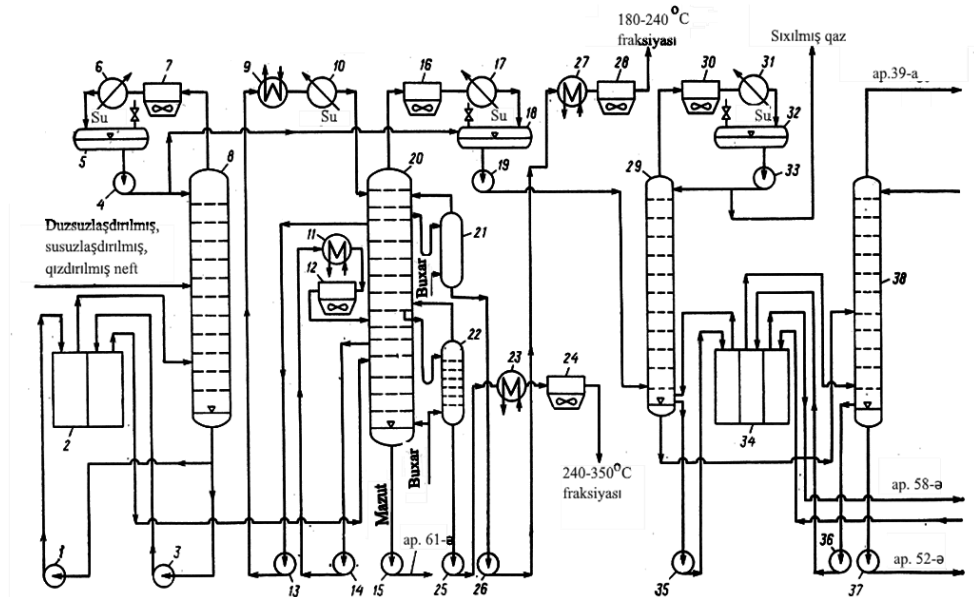
Şəkil 2.5. Benzin distillatının təkrar qovulması qurğusunun texnoloji sxemi:

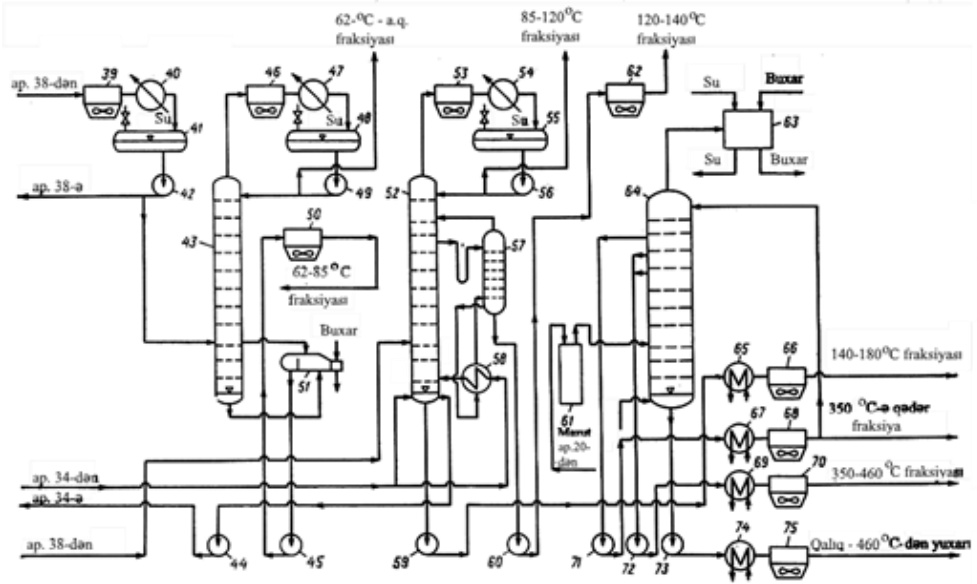
1, 2, 8, 13, 15-18, 24, 27, 37 – nasoslar; 3, 9, 20 – kalonlar; 4 – borulu soba; 5, 10, 21 – hava ilə soyutmaq üçün aparat; 6, 11, 22, 29, 30, 32, 33, 35, 36 – soyuducular; 7, 12, 23 – qəbuledicilər; 14, 19, 26 – qaynadıcılar; 25 – buxarlandırıcı kalon; 28, 31, 34 – istilikdəyişdiricilər

2.4. Benzinin təkrar qovulması seksiyası ilə olan atmosfer-vakuum qurğusu

Benzinin təkrar qovulması şöbəsində ilə olan atmosfer-vakuum qurğusunda neft və mazut fraksiyalara bölünür və aromatik karbohidrogenlərin istehsalı üçün xammal olaraq istifadə olunan dar benzin fraksiyaları alınır. Duzsuzlaşdırılmış və susuzlaşdırılmış neft qurğuda xammal kimi istifadə olunur. Bu növ qurğular müxtəlif istehsal güclərinə görə: ildə 1, 2, 3 və 6 milyon ton neftin emalı üçün layihələndirilir. Qurğuya aşağıdakı şöbələr daxildir: neftin benzindən qismən təmizlənməsi şöbəsi; neftin atmosfer təzyiqində qovulması şöbəsi; benzinin stabilləşdirmə şöbəsi; benzinin dar fraksiyalara təkrar qovulması şöbəsi; geniş yağ fraksiyasını (vakuum distillatı) almaq məqsədilə mazutun vakuum qovulması şöbəsi. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 2.6-da göstərilmişdir.

Duzsuzlaşdırılmış və susuzlaşdırılmış neft nasosla 9, 11, 22, 23, 67, 69, 65 və 74 istidəyişdiricilərdən keçərək 210°C temperatur ilə 8 ilkin buxarlandırıcı kalona (evaporator) daxil olur (istidəyişdiricilər vasitəsilə neftin axını sxemdə göstərilmir). Fraksiya q.b. 100°C kalonun yuxarisından çıxır, 7 hava soyutma aparatından və 6 soyuducudan keçərək 5 qəbul tutumuna verilir. Fraksiyanın bir hissəsi 4 nasosu ilə suvarma şəklində 8 kalona, izafi miqdarı isə 18 qəbul tutumuna verilir. 8 kalonun aşağı hissəsinə istilik nasosla 2 sobadan keçərək sirkulyasiya edilən qalığın istiliyinə görə təmin olunur.





Şəkil 2.6. Benzin distillatının təkrar qovulması üçün seksiya atmosfer-vakuüm qurğusunun sxemi:

1, 3, 4, 13-15, 19, 25, 26, 33, 35-37, 42, 44, 45, 49, 56, 59, 60, 71-73 – nasoslar; 2, 34, 61 – borulu sobalar; 5, 18, 32, 41, 48, 55 – qəbul tutumları; 6, 10, 17, 31, 40, 47, 54 – soyuducular; 7, 12, 16, 24, 28, 30, 39, 46, 50, 53, 62, 66, 68, 70, 75 – hava ilə soyutmaq üçün aparatlar; 8, 20, 29, 38, 43, 52, 64 – rektifikasiya kalonları; 9, 11, 23, 27, 58, 65, 67, 69, 74 – istilikdəyişdiricilər; 21, 22, 57 – buxarlandırıcı kalonlar; 51 – qaynadıcı; 63 – vakuüm yaradan qurğu

8 kalonun aşağısından benzindən qismən təmizlənmiş neft 3 nasosu ilə götürülür, 2 sobanın ikinci ilanvari borularından keçirilir və 20 əsas atmosfer kalonuna verilir. Bu kalonun yuxarı məhsulu (100-180°C fraksiya) soyudulduqdan və kondensləşmədən sonra 18 qəbul tutumuna daxil olur və 8 kalonun yuxarı məhsulu ilə qarışır. 18 qəbul tutumundan fraksiya q.b. 180°C 19 nasosu ilə 29 kalonuna stabilləşdirmə üçün verilir.

20 kalonun yan poqonları şəklində fleqmalar götürülür və aşağı hissələri su buxarı ilə qızdırılan 21 və 22 kalonlara verilir. 21 kalonun aşağısından fraksiya 180-240°C 26 nasosu ilə 27 istidəyişdirici və 28 hava soyutma aparatından keçərək qurğudan rezervuara göndərilir. Üst və alt sirkulyasiya suvarmaları müvafiq olaraq 13 nasosu ilə 9 istidəyişdirici və 10 soyuducu, 14 nasosu ilə 11 və 12 aparatlardan keçərək 20 kalonun suvarma götürülən boşqabın üstünə qaytarılır. Qalıq – fraksiya 350°C-dən yuxarı (mazut) 15 nasosu ilə 20 kalonun aşağısından 61 sobanın ilanvari borularına göndərilir. 29

stabilləşmə kalonun aşağısına istilik 35 nasosu ilə 34 sobanın ilanvari borularından keçən qalıqın sirkulyasiyası hesabına çatdırılır. 29 kalonun yuxarısından çıxan qazlar 30 və 31 aparatlarda kondensləşir və soyudulmasından sonra 32 qəbul tutumuna daxil olur və oradan qazların bir hissəsi quru qaz xəttinə verilir.

Qurğunun əsas aparatlarının temperaturu və təzyiqi:

Temperatur, °C	
– xammalın 8 kalonun girişində	210
– 8 kalonun yuxarısı	80
– 20 kalonun yuxarısı	110
– 29 kalonun aşağısı	140
– 29 kalonun yuxarısı	60
– məhsulun 2 sobanın çıxışında	340
– məhsulun 61 sobanın çıxışında	410
İzafi təzyiq, MPa	
– 8 kalonun yuxarısı	0.15
– 20 kalonun yuxarısı	0.08
– 29 kalonun yuxarısı	0.8
– 64 kalonun yuxarısı	6.67

Mayeləşmiş qaz 32 qəbul tutumundan 83 nasosu ilə götürülür və 29 kalonun suvarılmasına verilir; onun artığı isə qurğudan məhsulun qəbul tutumuna göndərilir. 29 kalonun aşağısından qalıq hissə – stabilləşmiş məhsul təkrar qovulma qurğusuna (38, 43, 52 və 64 kalonlar) göndərilir. 38 kalonda benzin yuxarı və aşağı məhsullara bölünür - müvafiq olaraq fraksiyalar q.b. 85°C və 85-180°C. Fraksiya q.b. 85°C 42 nasosu ilə 41 qəbul tutumundan götürülür və suvarma şəklində 38 kalona qaytarılır, fraksiyanın artığı isə 43 kalona verilir və orada q.b. 62°C və 62-85°C fraksiyalara bölünür.

38 kalonun aşağısına istilik 36 nasosu ilə 34 sobanın ilanvari borularından keçən qalıqın sirkulyasiyası hesabına çatdırılır. 38 kalonun aşağısından 37 nasosu ilə fraksiya 85-180°C götürülür və 52 kalona verilir, orada 85-120°C (yuxarı məhsul), 120-140°C (aralıq məhsul) və 140-180°C (aşağı məhsul) fraksiyalara bölünür. 52 kalonun yan poqonu 57 buxarlandırıcı kalona verilir. 57 kalonun aşağısından fraksiya 120-140°C 60 nasosu ilə 62 hava soyutma aparatından keçirilir və qurğudan rezervuara verilir. 52 kalonun aşağısına istilik 44 nasosu ilə 34 sobanın ilanvari borularından keçən qalıqın (fraksiya 140-180°C) sirkulyasiyası hesabına çatdırılır.

61 sobanın ilanvari borularında qızdırılmış mazut 64 vakuum kalona verilir. Geniş yağ fraksiyası (350-460°C) 72 nasos vasitəsilə vakuum kalon-

dan çıxarılır, 69 və 70 aparatlardan keçirilir və qurğudan rezervuara verilir. 64 kalonun aşağısına su buxarı verilir, vakuüm isə 63 vakuüm yaradan qurğu ilə yaradılır. Fraksiya 460°C-dən yuxarı qalıq (qudron) 73 nasos vasitəsilə 64 vakuüm kalonun aşağısından çıxarılır, 74 və 75 aparatlardan keçərək qurğudan çıxarılır.

Əsas məhsullar və onların çıxımları (Romaşkin neft üçün % kütlə) aşağıda verilmişdir:

Quru qaz	1.0
Q.b. fraksiya 62°C	1.2
Fraksiya 62-85°C	2.7
Fraksiya 85-120°C	4.3
Fraksiya 120-140°C	3.2
Fraksiya 140-180°C	6.4
Fraksiya 180-240°C	9.9
Fraksiya 240-350°C	17.0
Fraksiya 350-460°C	17.8
Qalıq >460 °C	35.8
İtki	0.7

Yan məhsullar aşağıdakı kimi istifadə olunur: fraksiya q.b. 62°C – avtobenzin komponenti ya da izomerizasiya qurğusu üçün xammal, quru qaz - qurğuda yanacaq kimi, fraksiya 140-180°C – aviakerosin komponenti, qalıq > 460°C – oksidləşmiş bitum istehsalı üçün xammal və ya kokslanma qurğusu üçün, və ya qalıq yağlar alınması üçün.

2.5. Mazutun iki pilləli vakuüm qovulma qurğusu

Mazutun iki pilləli vakuüm qovulma qurğusunun təyinatı – bir pilləli qurğularda alınan məhsullarla müqayisədə daha az geniş fraksiya tərkibli yağ distillatların istehsal edilməsidir. Bu qurğularda I pillədə vakuüm fraksiyalayıcı kalonda solyar, qudron və geniş fraksiya tərkibli yağ distillatları (350-575°C) ayrılır. II mərhələdə yağ distillatı üç məqsədli distillata bölünür: parafinli (350-460°C), avtollu (əsasən fraksiya 460-490°C) və silindrikli (təxminən q.b. 490°C).

Texnoloji sxem şəkil 2.7-də təqdim edilib. 3 sobanın ilanvari borularına daxil olmazdan əvvəl 33 nasosu ilə vurulan mazut əvvəlcə distillatla (29, 28 və 22 istidəyişdiricilərdə mazutun birinci axını; 25 və 24 istidəyişdiricilərdə mazutun ikinci axını), sonra qudronla 1 və 2 istidəyişdiricilərdə qızdırılır.

6 vakuum kalonu mazutun solyara, geniş fraksiya tərkibli yağ distillatına və qudrona ayrılması üçün xidmət edir. Geniş fraksiya tərkibli yağ distillatı 7 vakuum qəbuledicidə toplanır, qudron isə 5 nasosu ilə kalondan çıxarılır. 7 qəbuledici bərabərləşdirmə xətti ilə təchiz edilmişdir. Solyar 4 nasosu ilə yarımkar boşqabdan götürülür və ardıcıl olaraq 29 istidəyişdirici və 32 soyuducudan keçirilir. Soyuduqdan sonra solyarin bir hissəsi 6 kalonun yuxarı hissəsinə qayıdır, artıq hissəsi isə rezervuara yönəldilir (sxemdə göstərilməyib).

Yağ distillatı 8 nasosu ilə götürülür və istilik daşıyıcısı kimi 28 istidəyişdiricidən, buxar qazanından və 21 istilik su qızdırıcıdan keçirilir. 20 soyuducudan sonra sirkulyasiya edilən yağ distillatı 6 kalonun orta zonasına verilir. Geniş fraksiya tərkibli yağ distillatın balans miqdarı 9 nasosu ilə 7 qəbuledicidən və 10 sobanın ilanvari borularından keçərək 13 vakuum kalona göndərilir.

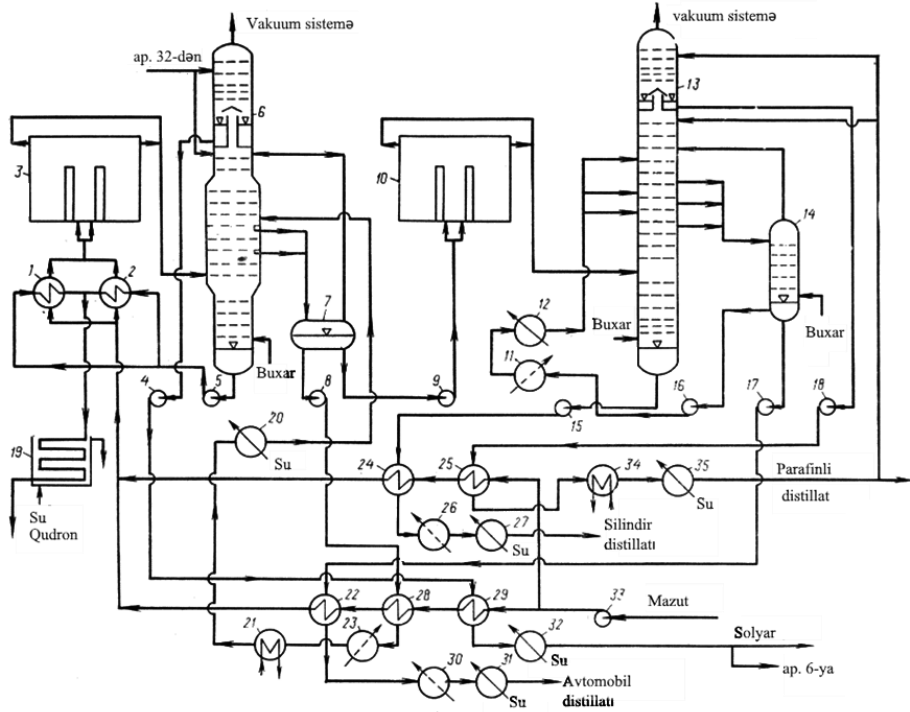
13 vakuum kalonda alınan məhsullar bunlardır: yarımkar boşqabda yığılan parafinli distilat, 17 nasosu ilə kənar buxarlandırıcı kalondan (14 kalon) çıxarılan avtol distillatı və 15 nasosu ilə 24 istidəyişdiricidən, 26 istilik qazanından və 27 soyuducudan keçən silindrlı distillat.

Avtol distillatın sirkulyasiya edilən hissəsi 16 nasosu ilə götürülür, 11 və 12 aparatlarda soyudulur və üç axınla 13 kalonun orta zonasına verilir. Avtol distillatın balans miqdarı 17 nasosu ilə 22 istidəyişdiricidən, 30 istilik qazanından və 31 soyuducudan keçərək rezervuara verilir.

Parafinli distillat 18 nasosu ilə 13 kalondan ardıcıl olaraq 25 istidəyişdirici, 34 su qızdırıcısı və 35 soyuducudan keçirilir. Parafinli distillatın bir hissəsi 13 kalonun yuxarisına suvarma kimi verilir, artıq hissəsi isə qurğudan rezervuara göndərilir. Qudron 1 və 2 istidəyişdiricilərdə öz istiliyini mazuta verdikdən sonra 19 soyuducudan keçərək qurğudan çıxarılır.

Buxarlanma seksiyalarına su buxarı daxil edilir. Sobaların ilanvari radiant borularına da su buxarının verilməsi nəzərdə tutulub. İstilik qazanlarında 0.6 MPa təzyiqli su buxarı istehsal olunur, sonra isti qazlarla ifrat qızdırılaraq və ifrat qızmış buxar alınır.

3 sobada xammalın qızdırılmanın maksimal temperaturu 435°C, 10 sobada isə 385°C (sobanın ilanvari borularına su buxarını daxil etmədən). Distillatın və qudronun çıxımları xammalın keyfiyyətindən və ayrılmanın dəqiqliyindən asılıdır.



Şəkil 2.7. Mazutun vakuüm qovulmasının iki pilləli qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 2, 22, 24, 25, 28, 29 – istilikdəyişdiricilər; 3, 10 – borulu soba; 4, 5, 8, 9, 15-17, 18, 33 – nasoslar; 6, 13 – vakuüm kalonları, 7 – vakuüm qəbulediciləri; 11, 23, 26, 30 – utilizatorlar; 12, 19, 20, 27, 31, 32, 35 – soyuducular; 14 – buxarlandırıcı kalon; 21, 34 – su qızdırıcı.

Aşağıdakı kalonların iş rejimi göstərilib:

Göstəricilər	6 kalon	13 kalon	14 kalon
İzafi təzyiq, kPa			
– kalonun yuxarısı	5.33	5.33	–
– xammal daxil olan zona	13.33	14.53	–
Temperatur, °C			
– yuxarı	70-90	90	–
– aşağı	390	340	320
Kalonda boşqabların sayı	20	26	5

Bəzi hallarda hava soyuducu aparatların distillatlar üçün istifadəsi istisna edilmir. Vakuüm altında mazutun iki pilləli ayrılması qurğularının digər sxemləri mövcuddur. Beləliklə, rektifikasiya kalonları bir-biri ilə yağ distillata görə yox, sxemdə göstəriləyi kimi yarımqudrona görə birləşdirilə bilər;

ya da qudrondan əlavə distillatın çıxarılması üçün vakuüm qurğusuna evaporator əlavə olunur.

2.6. Yağ fraksiyalarının, qaç və petrolatımların ayrılması üçün vakuüm qovulma qurğusu

Təkrar qovulma istehsal olunan məhsulun keyfiyyət göstəricilərini standartın tələblərinə uyğunlaşdırmaq və ya daha uşurla aşığıdakı emal proseslərini həyata keçirmək üçün aparılır: qaçların yağdan təmizlənməsi, xam parafinlərin hidrotəmizlənməsi və s.

Bu qurğu neft yağlarının və bərk karbohidrogenlərin istehsalında aşığıdakı əməliyyatların aparılması üçün nəzərdə tutulub:

– qalıq neft yağının özlülüyünü və alışıma temperaturunu artırmaq məqsədilə parafindən təmizlənmış qalıq rafinatdan əsas fraksiyaların ayrılması;

– geniş fraksiya tərkibli yağ distillatın fərqli özlülüyü olan iki və ya üç komponentə ayrılması;

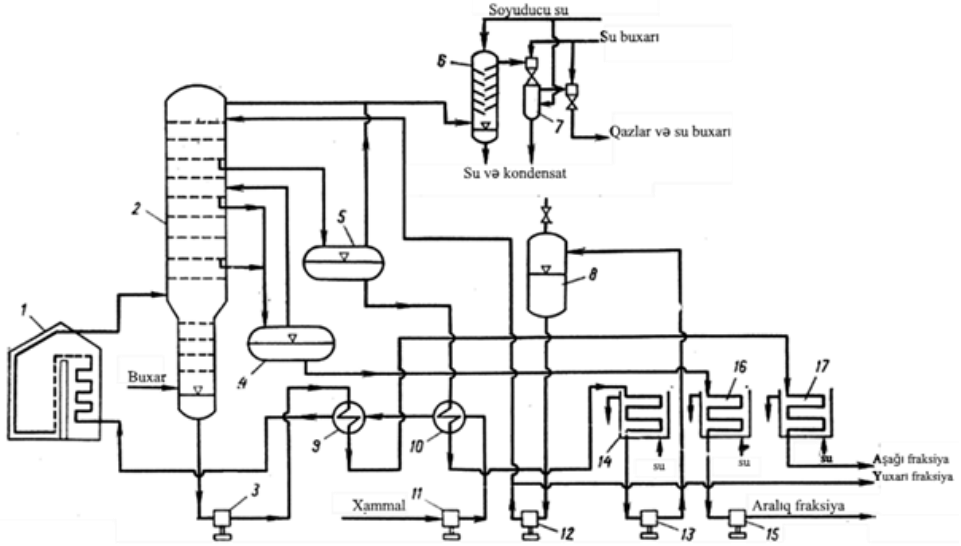
– petrolatımların qatılması üçün baş fraksiyanın onun tərkibindən çıxarılması;

– yağdan təmizlənməmişdən əvvəl yüksək qaynar aromatik karbohidrogenlərin və asfalten-qatranlı maddələrin çıxarılması məqsədilə geniş fraksiya tərkibli qaçın yüngül (məsələn, 350-470°C qaynama həddi ilə fraksiya) və ağır hissələrə ayrılması.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 2.8-də göstərilib. Xammal 11 nasosu ilə 10 və 9 istidəyişdiricilərdən və 1 sobanın ilanvari borularından keçərək qızdırılır və 2 vakuüm kalonuna daxil olur. 2 vakuüm kalonda alınan yuxarı və aralıq fraksiyalar müvafiq olaraq 5 və 4 vakuüm qəbuledicilərdə yığılır. Yuxarı fraksiya 10 və 14 aparatlarda soyudulur və 13 nasosu ilə 8 suvarma tutumuna göndərilir. 8 suvarma tutumundan 12 nasosu ilə fraksiyanın bir hissəsi kalonun yuxarı boşqabına verilir (suvarma), qalan hissəsi isə qurğudan rezervuara göndərilir. 4 qəbuledicidən aralıq fraksiya 16 soyuducuda soyudulur və 15 nasosu ilə qurğudan çıxarılır.

Aşığı (qalıq) fraksiya 2 kalonun aşığısından 3 nasosu ilə 9 və 17 aparatlardan keçərək qurğudan çıxarılır.

Qurğuda vakuüm aralıq kondensatoru olan iki mərhələli 7 buxar ejektoru ilə yaradılır. İki mərhələli ejektora 0.8-1.0 MPa mütləq təzyiqli işçi su buxarı verilir. Son zamanlar daha müasir vakuüm yaradan qurğularda barometrik kondensatorun əvəzinə səth tipli kondensatorlardan istifadə olunur. Daha müasir qurğularda isə vakuüm ejektorunun keçməsi nəticəsində daha yüksək vakuüm alınması mümkündür.



Şəkil 2.8. Təkrar qovulmanın vakuüm qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – borulu soba; 2 – vakuüm kalonu; 3, 11, 12, 13, 15 – nasoslar; 4, 5 – vakuüm qəbulediciləri; 6 – barometrik kondensator; 7 – iki pilləli vakuüm buxar ejektoru; 8 – suvarma tutumu; 9, 10 – istilikdəyişdiricilər; 14, 16, 17 – soyuducular

Qurğuların birində parafinlərdən təmizlənmiş yağın qızdırılma sahəsinin iş rejimi:

Yağın temperaturu, °C	
– 10 istidəyişdiricidən sonra	125
– 9 istidəyişdiricidən sonra	200
– 2 kalonun girişində	350
Kalonun yuxarısında qalıq təzyiq, kPa	8-10
Sobanın ilanvari borularına girişində yağın təzyiqi, MPa	0.8

II Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Багиров И. Т., Нуриева З. Д. Современная укрупненная комбинированная установка ЭЛОУ – ЛВТ с вторичной перегонкой бензина. М.: ЦНИИТ Энефтехим, 1970, 66 с.
2. Короткое П.И., Исаев Б.Н., Тетерук В.Г. Первичная переработка нефти на высокопроизводительных атмосферно-вакуумных установках. М.: Химия, 1975, 120 с.
3. Самедова Ф.И. Азербайджанские нефти и их компонентный состав. Баку: Элм, 2002, 247 с.
4. Самедова Ф.И., Гасанова Р.З., Кадымалиева Н.З. Процессы нефтехимии и нефтепереработки, 2000, №10, с. 44-46.
5. Səfərov Q.İ., Məmmədov A.S. Neft və qaz emalının texnologiyası. Bakı, 2000, s. 464.

III FƏSİL. TERMODESTRUKTİV PROSESLƏR

3.1. Ağır xammalın (neft məhsulunun) visbrekinq qurğusu

Visbrekinq prosesi – ağır neft məhsulunun (qalıq məhsulun) yumşaq şəraitdə termiki krekinq prosesinə uğradılmasıdır. Visbrekinq üçün əsas xammal atmosfer qurğusunda alınan mazut və ya vakuüm qudronlarıdır. Asfaltənlərin miqdarı az olan və yumşalma temperaturu aşağı olan qudronlar visbrekinqə daha tez uğrayırlar.

Visbrekinq xammala nisbətən özlülüyü az olan maye soba yanacağı istehsalı (I variant) və ya hidrokrekinq və katalitik krekinq qurğuları üçün xammal olan daha çox miqdarda yüngül qazoyl istehsalı (II variant) üçün həyata keçirilir. Hər iki variantda çıxımı xammala görə 3-8% (kütlə) təşkil edən yan məhsullar kimi qaz və yüngül benzin alınır. Benzin çıxımına görə qiymətləndirilən prosesin daha sərt rejimdə aparılması visbrekinqin qalıq məhsulunun ağır maye soba yanacağına digər komponentləri ilə qarışdırılması zamanı əmələ gələn yanacağı qeyri-stabil olmasına gətirib çıxarır. Qeyri-stabil yanacaq qatlara bölünür və çöküntü əmələ gəlir.

I variant üzrə visbrekinq prosesinin aparılmasına aşağıdakı xüsusiyyətlər xas olur:

- qalıq məhsulda (visbrekinq mazutunda) benzindən savayı bütün maye fraksiyaların olması;
- visbrekinq mazutun yüksək (90-93% (kütlə) xammala nisbətən) çıxımı;
- xammala nisbətən visbrekinq mazutunun özlülüyünün, qaynama başlanğıcının və donma temperaturunun aşağı olması;
- qurğunun texnoloji sxeminin sadəliyi və müxtəlif növ qalıq xammallarının bir qurğuda emalının mümkünlüyü.

Qudronların visbrekinq nəticəsində soba yanacağı hazırlanması üçün tələb olunan durulaşdırıcı distillatlarının miqdarının xeyli azalmasına nail olunur. Yüksək alışma temperaturu yanacağı alınması məqsədilə visbrekinq qalıq məhsulunda ağır benzin fraksiyaların miqdarı məhdudlaşdırılır.

II variant üzrə visbrekinq prosesi aparıldıqda qurğuya vakuüm seksiyası əlavə olunur ki, visbrekinq mazutundan vakuüm qazoylu tam çıxarılsın. Bu isə vakuüm qazoylunun çıxımının 25-40% (kütlə) artmasına səbəb olur. Visbrekinq prosesi üçün müxtəlif xammalların xarakteristikaları, alınan məhsullar və onların keyfiyyət göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Atmosfer kalonun qalıǵı	Vakuu kalonun qalıǵı
Xammalın göstəriciləri:		
– 15°C-də sıxlıq, kq/m ³	948.4	1024.6
– donma temperaturu, °C	10	49
– kinematik özlülük, mm ² /san:	175	1900
50°C-də	22	–
99°C-də		
Məhsulların çıxımı, % (kütlə):		
– qaz	2.5	2.5
– qeyri-stabil benzin (q.s. 175°C)	7.5	7.5
– > 177°C qalıq	90.0	90.0
> 177°C qalıǵın xassələri:		
– 15°C-də sıxlıq, kq/m ³	924.8	995.8
– donma temperaturu, °C	4.4	40.6
– 99°C-də kinematik özlülük mm ² /san	10	380

Bəzi zavodlarda II variant üzrə aparılan proses nəticəsində alınan və vakuu kalonun kub məhsulu olan ağır qalıǵın bir hissəsi zavodun özündə yanacaq kimi istifadə olunur, qalan hissəsi isə özlülüyü aşağı olan digər məhsullarla (məsələn, katalitik qazoyl ilə) qarışdırılaraq müəyyən özlülüyə malik olan mazut alınır və anbara ötürülür.

Visbrekinq qurğusu neftin atmosfer təzyiqində qovma qurğusunun bir şöbəsi kimi aşağıda göstərilən sxem üzrə fəaliyyət göstərə bilər:

atmosfer qovma qurğusu → – atmosfer mazutunun visbrekinq → – qazoyl fraksiyalarının ayrılması məqsədilə visbrekinq mazutunun vakuumda qovulması → – qazoylların ayrılması → – kerosin fraksiyasının çıxımının artırılması məqsədilə qazoylların termiki krekinq.

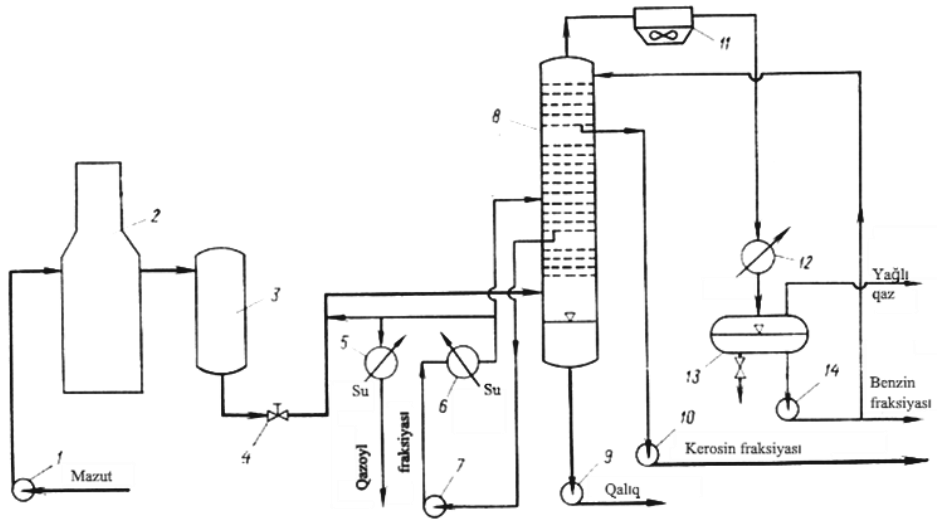
Visbrekinq qurğularının başqa variantları da mövcuddur: bir variantda qızdırılmış xammal sobadan sonra qızdırılmayan reaktora verilir və burada dərin olmayan termiki krekinq həyata keçirilir; digərlərində qızdırılmış xammal sobanın ikinci qızma kamerasında yerləşən qızdırılan ilanvari borularda (sokinq seksiya) visbrekinqə uğradılır.

Qudronların visbrekinq prosesinin şəraiti belədir: temperaturu 460-500°C, təzyiqi 1.4-3.5 MPa. Xammalın reaksiya zonasında qalma müddəti reaksiya sürəti düsturu ilə təyin olunur.

Visbrekinq prosesi istiliyin udulması ilə gedir; qaynama sonu 225°C olan 1 kg benzinə görə müxtəlif xammal nümunələrinin termiki krekinqinin endotermik reaksiyalarının istilik miqdarı aşağıdakı cədvəldə verilir.

№	Xammal	20°C-də sıxlıq, kq/m ³	Benzinin müxtəlif çıxımlarında reaksiya istiliyi, kDj/kg		
			5% (kütlə)	10% (kütlə)	15% (kütlə)
1	Bakı neftinin mazutu	945	1425	1380	1340
2	Qroznı neftinin mazutu	904	1510	1465	1425
3	Bakı neftinin qazoylu	853	1260	1240	1270
4	Parafinli distillat	859	1300	1470	1470
5	Parafinli bitum	1004	587	922	1006

Reaksiya kameralı visbrekinq qurğusu şəkil 3.1- də verilir.



Şəkil 3.1. Reaksiya kameralı visbrekinq qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 7, 9, 10, 14 – nasoslar; 2 – borulu soba; 3 – reaktor; 4 – reduksiya klapanı; 5 – soyuducu; 6 – istilikdəyişdirici; 8 – fraksiyalama kalonu; 11 – hava soyuducu; 12 – su soyuducusu; 13 – separator

Visbrekinq prosesinin xammal və məhsullarının xarakteristikaları, həmçinin məhsulların çıxımı aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Yüngül ərəb neftinin mazutu	Yüngül ərəb neftinin qudronu	Stavrapol neftinin yarımqudronu
Məhsulların çıxımı, % (kütlə):			
– hidrogen-sulfid	0.2	0.3	–
– C ₁ -C ₄ qazları	2.1	2.2	0.8
– C ₅ və C ₆ fraksiyaları	1.4	1.3	5.6
– C ₇ – 185°C fraksiyası	4.7	4.6	–
– 185 - 371°C fraksiyası	10.7	–	–
– (>371°C) qalığı	80.9	–	–
– (>185°C) qalığı	–	91.6	92.6
Cəmi	100.0	100.0	99,0
Xammalın xarakteristikası:			
– 20°C-də sıxlıq, kq/m ³	954	1022	918
– 50°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	480	-	33.3
– donma temperaturu, °C	15	41	49
– kondraksona görə	7.6	20.8	4.3
– kokslaşma, % (kütlə)	3.0	4.0	0.32
– kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.16	0.31	–
– azotun miqdarı, % (kütlə)			
Əsas məhsulun xarakteristikası:			
– qaynama başlanğıcı, °C	371	185	180
– 20°C-də sıxlıq, kq/m ³	968	1020	896
– 50°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	300	6000	16.8
– donma temperaturu, °C	–	29	40
– kükürdün miqdarı, % (kütlə)	3.2	4.0	0.20

3.2. Sokinq seksiyalı visbrekinq qurğusu

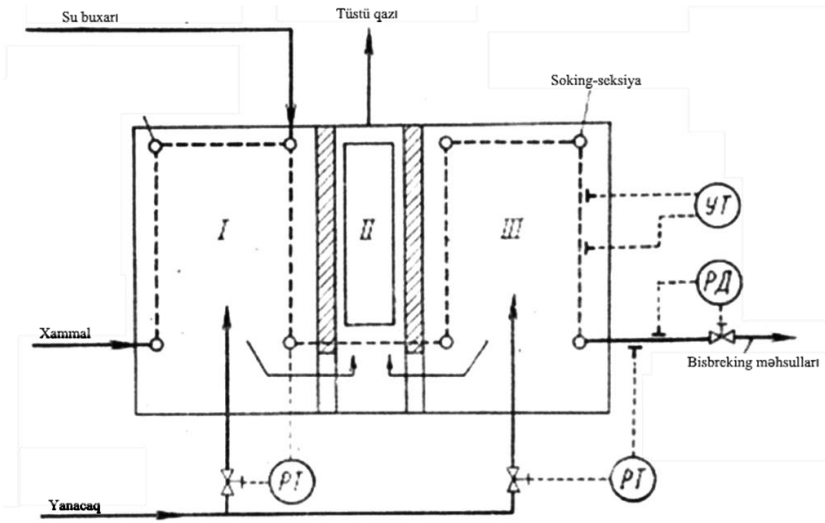
Belə qurğu yuxarıda göstərilən qurğudan onunla fərqlənir ki, visbrekinq prosesi sobanın daxilində qızdırılan ilanvari borularda gedir. Buna görə də burada yalnız qızdırıcı-soba reaktorunun quruluşu haqqında bəhs ediləcək (şəkil 3.2).

Sobanın sol tərəfində yan divarları və tavanda qızdırılan radiant boruları yerləşir, sağ tərəfində isə sokinq seksiyasının sərbəst şəkildə qızdırıla bi-

lən radiant boruları yerləşir. Radiant şöbələrinin isti tüstüsü yuxarı qalxaraq konveksiya şöbəsinə keçir. Burada tüstü qazları istiliyi xammala, suya və ya su buxarına (ifrat qızmış buxar almaq üçün) verib soyuyur.

Xammalın sokinq seksiyada qalma müddəti onun sərfindən (sobanın ilanvari borularına verilməsi), buxar yaranan hissədə təzyiqdən, radiant borulara verilən su buxarının miqdarından asılıdır. Reaksiyanı dayandırmaq üçün sokinq seksiyasından çıxan qarışığa resirkulyasiya edilən maye verilərək soyudulur.

Soba nəzarət-ölçü cihazları və tənzimləyicilərlə təchiz olunur. Xammalın krekinq dərinliyinin artırılması və boruların həddən artıq qızması nəticəsində sokinq seksiyasının ilanvari borularının daxilində koks əmələ gəlir, bu isə sobanın işləmə müddətini azaldır. Buna görə də tövsiyyə olunan istilik yükləri belə olmalıdır: sobanın qızma seksiyası $102-113 \text{ MC/m}^2 \cdot \text{saat}$, sokinq seksiya $68-80 \text{ MC/m}^2 \cdot \text{saat}$. Bu rəqəmlər məşəllə boruların birtərəfli şüalan- dırılması və onların divar və tavanda eyni məsafədə yerləşdirilməsi üçün ke- çərlidir.



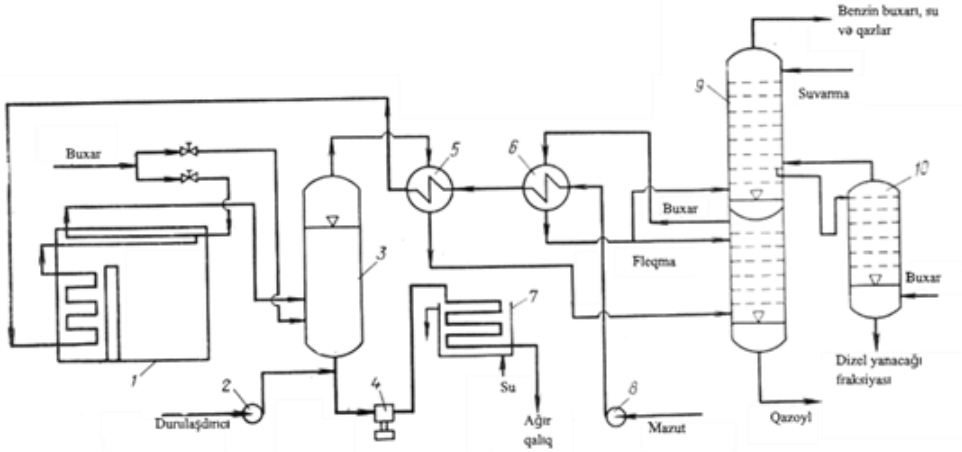
Şəkil 3.2. Sokinq seksiyalı radiant tipli borulu sobanın sxemi:

I – xammal üçün ilanvari qızdırıcı borularla təchiz edilmiş qızdırıcı kamera;
II – konveksiya kamera; III – sokinq seksiyalı qızdırıcı kamera.

3.3. Mazut və qudronların destruktiv qovma qurğusu

Mazutun destruktiv qovma prosesi Qroznı Neft Elmi-Tədqiqat İnstitutu (ГрозНИИ) tərəfindən katalitik krekinq qurğusu üçün vacib xammal olan qazoyl fraksiyalarının miqdarının artırılması məqsədi ilə işlənib hazırlanmışdır. Prosesin xüsusiyyəti buxarlandırıcıda xammalın qovulması ilə onun qətranlı qalığının termiki parçalanmasının eyni yerdə, eyni vaxtda aparılmasıdır. Əgər benzin və kerosin fraksiyaları sobanın ilanvari borularında əmələ gəlsə, qazoyl fraksiyası nisbətən mülayim temperaturda (420-425°C), aşağı izafi təzyiqdə işləyən buxarlandırıcıda əmələ gəlir. Krekinqə uğrayan xammalın buxarlandırıcıda qalma müddəti 1.5 saat, sobanın çıxışında xammalın temperaturu 460-475°C-dir.

Fasiləsiz işləyən qurğu qızdırıcı soba və buxarlandırıcıdan ibarət olan yüksək temperatur şöbəsindən, fraksiyalaşdırma və soyuducu şöbədən ibarətdir (şəkil 3.3).



Şəkil 3.3. Mazutun destruktiv qovulma qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – borulu soba; 2, 8 – nasoslar; 3 – buxarlandırıcı; 4 – porşenli nasos; 5, 6 – istilikdəyişdiricilər; 7 – soyuducu; 9 – rektifikasiya kalonu; 10 – buxarlandırıcı kalon

Neft emalı qurğusundan gələn mazut 8 nasosu ilə 6 və 5 istidəyişdiriciləri keçməklə 2 sobanın ilanvari borularına daxil olur. Konveksiya borularından keçən mazut radiant borulara daxil olur. Radiant boruların ikinci cərgəsinə qızdırılmış su buxarı verilir. Radiant borulardan çıxan qarışıq 3 buxarlandırıcının aşağısına verilir; həmin yerə, xammalın verilməsindən bir qədər aşağıya qızdırılmış su buxarı verilir. 3 buxarlandırıcıda qarışıq buxar və maye fazalara ayrılır. Qızdırılmış su buxarı ilə üfürülən mayenin lazımı qədər buxarlandırıcıda qalması üçün kifayət qədər həcm var.

4 porşenli nasos ilə buxarlandırıcıdan çıxarılan ağır qalığın özlülüyünü azaltmaq üçün 2 nasosu ilə xammala durulaşdırıcının verilməsi nəzərdə tutulur. Durulaşdırıcı kimi qurğuda alınan soyudulmuş dizel yanacağının bir hissəsindən istifadə olunur. Buxarlandırıcının yuxarisından çıxan buxar ilə az miqdarda krekinq qazının qarışığı 5 istidəyişdiricidə istidaşıcıdır; buradan karbohidrogen kondensatı, qaz və buxar 9 rektifikasiya kalonun alt boşqabının aşağısına daxil olur. Kalonun 6-cı və 7-ci boşqabları arasında daxili qapaq var. Ona çataraq buxar axını 6 istidəyişdiriciyə daxil olur. 6 istidəyişdiricidə yaranan maye fleqma kalonun 5-ci boşqabına verilir, buxar hissəsi isə 7-ci boşqabın aşağısına verilir. Kalonda cəmi 15 boşqab var.

Kalonun kub məhsulu qaynama başlanğıcı 340°C olan qazoyldur. Dizel fraksiyası 10 buxarlandırıcı kalondan çıxmamışdan əvvəl su buxarı ilə 6 ədəd boşqabda üförlür.

Mazutun destruktiv qovma termiki krekinqi üçün “Vinkler-Kox” tipli qurğusu istifadə olunmuşdur. Qurğunun çatışmayan cəhəti kalonun kub məhsulunun istiliyindən istifadə olunmamasıdır.

Aşağıda kükürdlü mazutun destruktiv qovulması ilə qurğunun iş rejimi göstərilmişdir (20°C-də sıxlığı 942 kq/m³, koklaşma 9,5% (kütlə), kükürdün miqdarı 2% (kütlə), 350°C-yə qədər olan fraksiya – 4.7% kütlə):

Sobadan çıxan xammalın temperaturu, °C	460-475
Su buxarının sərfi, mazuta görə % (kütlə)	
– radiant borularına	1.5-2.0
– buxarlandırıcının aşağısına	5.5-7.0
Xammalın buxarlandırıcıda qalması, dəqiqə	40-120
Buxarlandırıcıda izafi təzyiq, MPa	0.2-0.3
Buxarların buxarlandırıcıda sürəti, m/san	≈0.26
Sobanın radiant borularının istilik intensivliyi MC/m ² -saat	67.0-71.2

Kükürdlü mazutun adi və destruktiv qovulması ilə məhsulların çıxımı kütlə faizi ilə aşağıdakı cədvəldə verilib:

Çıxım, % (kütlə)	Adi qovma	Destruktiv qovma
Qaz	–	1.70
Benzin (q.s. 205°C)	–	3.84
205-350°C fraksiyası	4.7	11.83
350-550°C fraksiyası	51.9	60.39
Qalıq > 550°C	43.4	22.24
Cəmi	100.0	100.0

Beləliklə, adi qovma prosesində distillat çıxımı 56.6 % (kütlə) təşkil edirsə, destruktiv qovma prosesində distillatın çıxımı 76.06% (kütlə) təşkil edir.

3.4. Termozqazoyl istehsalı üçün termiki krekinq qurğusu

Termiki krekinq prosesinin əsas məqsədi texniki karbon istehsalı üçün xammalın alınmasıdır. Xammal kimi yağların selektiv təmizlənməsindən alınan distillat ekstraktları ilə katalitik krekinq prosesinin ağır qazoyllarının qarışığından istifadə edilir. Prosesdə məqsədli məhsul olan termozqazoyl (fraksiya 200-480°C) ilə birlikdə qaz, benzin fraksiyası və krekinq qalığı alınır. Termozqazoylun bu üsulla alınmasında vakuumba fraksiyalama tələb olunmur.

Termozqazoylun əsas keyfiyyət göstəriciləri korrelyasiya indeksi, kükürdün miqdarı, koklaşma, fraksiya tərkibi, özlülük və donma temperaturudur.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir:

– yüngül və ağır xammalı krekinq edən soba və kənarında yerləşən reaksiya kamerasından ibarət olan reaktor şöbəsi;

– krekinq qalığının ayrılması üçün yüksək və alçaq təzyiqli buxarlandırıcılardan, termozqazoyl çıxımının artırılması məqsədilə krekinq qalığının əlavə buxarlandırılması üçün vakuumba kalonundan, sobanın yüngül və ağır xammalla yüklənməsi üçün kombinə edilmiş kalondan, qazların qeyri-stabil benzindən ayrılması üçün qaz separatorundan ibarət olan reaksiya məhsullarının ayrılması şöbəsi;

– “boru boruda” tipli istidəyişdiricilər, kondensator – soyuducular, su soyuducularından ibarət olan istidəyişdiricilər şöbəsi.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 3.4-də verilmişdir. Xammal 1 nasos vasitəsilə rezervuar parkından götürülür, 20 istidəyişdiricidən keçərək krekinq qalığının istiliyi hesabına qızır. İstidəyişdiricidə qızmış xammal iki axınla 11 rektifikasiya kalonun aşağı şöbəsinə verilir.

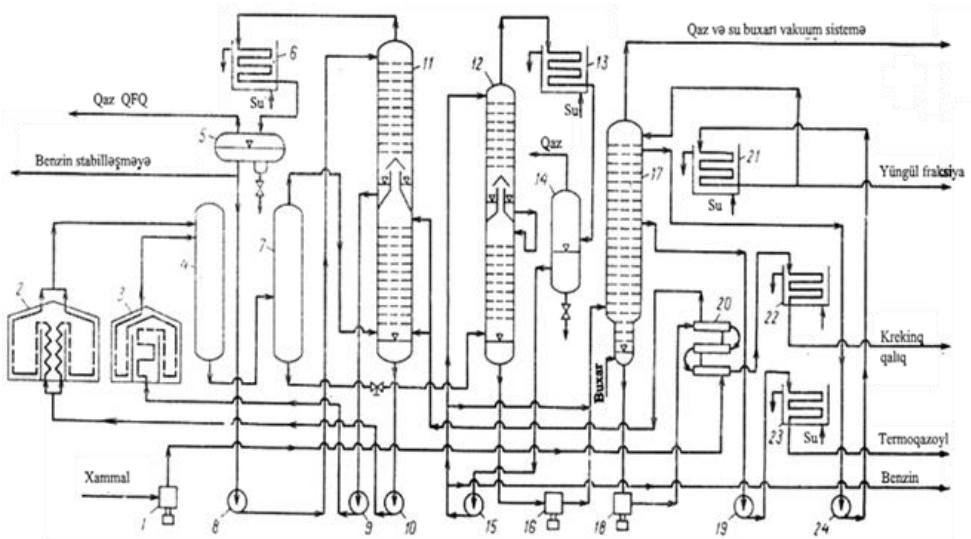
11 kalon yarımkar boşqabla iki hissəyə ayrılır: buxarlar aşağı hissədən yuxarı hissəyə keçir, maye isə yuxarı hissədə kalonun daxilindəki cibə yığılır.

Buradan xammalın yüngül hissəsi – maye 9 nasosu ilə götürülərək 3 sobanın ilanvari borularına verilir. 11 kalonun aşağısından isə xammalın ağır hissəsi 10 nasosu ilə götürülərək 2 sobanın ilanvari borularına verilir. 2 və 3 sobaların ilanvari borularından çıxan krekinq məhsulları 4 xarici reaksiya kamerasına verilir, buradan isə 7 yüksək təzyiqli buxarlandırıcıya keçir. Burada maye krekinq qalığı qarışıqdan ayrılır, sonra reduksiya klapanından keçərək 12 aşağı təzyiqli buxarlandırıcı kalona keçir.

Qazlar və buxarlar 7 buxarlandırıcının yuxarı hissəsindən 11 kalonun aşağı hissəsinə verilir və kalonun yuxarı hissəsindən qaz və benzin fraksiyaları çıxır. Buxarlar kondensləşir, 6 kondensator-soyuducuda qarışıq soyudularaq 5 qaz separatorunda qaz və benzin fraksiyalarına ayrılır. Qaz separatorlardan qaz fraksiyalayıcı qurğuya ötürülür, benzinin balans hissəsi isə stabilləşdirmə üçün çıxarılır. 8 nasosun köməyi ilə benzin 11 kalonun üst boşqa-

bına suvarmaya verilir. 12 kalonda təzyiğin aşağı düşməsi nəticəsində krekinq qalığında qazoyl fraksiyaları ayrılır;

12 kalondan kondensləşməmiş buxarlar 13 kondensator-soyuducuya verilir və kondensat 14 qəbuledicidə yığılır. Buradan kondensatın bir hissəsi 15 nasosu ilə 12 kalona qaytarılaraq suvarmaya verilir, kondensatın digər hissəsi qurğudan çıxarılır. Krekinq qalığı 16 nasosu ilə 17 vakuüm kalona verilir. Məqsədli məhsul olan termoqazoyl 17 kalonun 17-ci boşqabından aralıq məhsul kimi çıxarılır. Krekinq qalığının kokslaşmasının qarşısını almaq və onun daşınmasını yaxşılaşdırmaq üçün aşağı özlüklü məhsul ilə qatırlar. Krekinq qalığı bitum istehsalında və ya yapışqan maddə kimi istifadə olunur. Bu qurğuda termoqazoylun çıxımı vakuüm kalonun xammalına görə 72% (kütlə) təşkil edir. Termoqazoyl istehsalında bəzi termiki krekinq qurğuları öyrənilən sxemdən fərqli sxemdə işləyirlər. Yəni, məqsədli məhsul 12 kalondan çıxarılır və bu zaman termoqazoylun çıxımı 24-27% (kütlə) təşkil edir.



Şəkil 3.4. Vakuüm termiki qazoylun istehsalı üçün termiki krekinq qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 16, 18 – porşenli nasoslar; 2, 3 – borulu sobalar; 4 – reaksiya kamerası; 5, 14 – qaz separator; 6, 13 – soyuducu-kondensatorlar; 7 – yüksək təzyiqli buxarlandırıcı; 8-10, 15, 19, 24 – mərkəzdənqaçma nasosları; 11, 17 – rektifikasiya kalonları; 12 – aşağı təzyiqli buxarlandırıcı; 20 – istilikdəyişdirici; 21-23 – soyuducular

I adi və II vakuumda termoqazoyl istehsalı qurğusunun material balansı:

	I	II
Götürülüb, % (kütlə):		
– xammal (qarışıq 1:1)	100.0	100.0
Cəmi	100.0	100.0
Alınıb, % (kütlə):		
– qaz	5.0	5.0
– stabilləşdirmənin baş fraksiyası	1.3	1.3
– benzin fraksiyası	20.1	20.1
– termoqazoyl	24.2	52.6
– krekinq qalıqı	48.3	19.9
– itki	1.1	1.1
Cəmi	100.0	100.0

Əsas aparatların iş rejimi:

Aparat	Temperatur, °C	Təzyiq, MPa
2 soba		
– giriş	390-410	5.0-5.6
– çıxış	490-500	2.2-2.8
3 soba		
– giriş	290-320	5.0-5.6
– çıxış	530-550	2.3-2.9
4 reaksiya kamerası		
– yuxarı	495-500	2.0-2.6
– aşağı	460-470	–
7 yüksək təzyiqli buxarlandırıcı		
– yuxarı	450-460	1.0-1.3
– aşağı	430-440	–
11 ektifikasiya kalonu		
– yuxarı	180-220	–
– cib (akkumulyator)	300-330	0.9-1.3
– aşağı	390-410	–
12 aşağı təzyiqli buxarlandırıcı kalon		
– yuxarı	170-200	–
– aşağı	400-415	0.25-0.40
17 vakuum kalonu		
– giriş	305-345	0.007-0.013
– yuxarı	70-90	–
– aşağı	300-320	–

Termoqazoyl istehsalı üçün aparılan termiki krekinq prosesinin xammalının xarakteristikaları:

Göstəricilər	Katalitik krekinqin yüngül qazoyl fraksiyası	Katalitik krekinqin ağır qazoyl fraksiyası	Yağın fenolla selektiv təmizlənməsində ekstraktın distillatı
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	909.0	943.2	962.1
20°C-də sındırma əmsalı	1.5236	1.5479	1.5480
Molekul çəkisi	234	260	275
Fraksiya tərkibi, °C			
– q.b.	204	273	337
– 5%	228	286	351
– 50%	348	372	381
– 90%	383	385	431
– 95%	397	407	444
– q.s.	403	430	-
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	1.20	1.64	3.50
Koklaşma, % (kütlə)	0.004	0.12	0.30
50°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	4.24	7.87	6.74
Donma temperaturu, °C	14	22	-
Grup tərkibi, % (kütlə)			
– parafin-naften	49.5	34.5	10.0
– aromatik	50.0	64.5	84.5
– yüngül	10.7	8.0	16.9
– orta	8.2	9.1	28.1
– ağır	31.1	47.4	39.5
– qətran maddələri	0.5	1.0	5.5

Termoqazoylların xassələri və tərkibi:

Göstəricilər	Termoqazoyl			
	Seriyalı kükürlü	Az kükürlü	Hidrotəmizlənmiş	Vakuumdan çıxan
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	993.0	990.5	994.5	1028.0
20°C-də şüa sındırma əmsalı	1.5770	1.5875	1.5834	1.5985
Molekul çəkisi	234	230	226	246

Fraksiya tərkibi, °C				
– q.b.	208	191	210	242
– 5%	262	280	240	302
– 50%	358	352	350	393
– 95%	450	467	449	497
– q.s.	484	500	460	499
Koklaşma, % (kütlə)	0.84	0,80	0.35	0.90
50°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	9.86	15,0	11.45	22.30
Donma temperaturu, °C	10	14	6	10
Kül tərkibi, % (kütlə)	0.008	0.009	0.003	0.011
Aromatikləşmə əmsalı	136	148	147	170
Korrelyasiya indeksi	90	90	91	105
Qrup tərkibi, % (kütlə)				
– parafin-naften	22.0	21.8	18.4	13.2
– aromatik	75.5	77.1	79.7	83.4
<i>yüngül</i>	5.2	5.5	12.0	6.1
<i>orta</i>	13.3	6.5	15.6	12.9
<i>ağır</i>	57.0	65.1	52.1	64.4
– qətran	2.5	1.1	1.9	3.4
maddələri				

3.5. Qızdırılmayan kameralarda tədricən koklaşma qurğusu

Qızdırılmayan kameralarda tədricən koklaşma iri ölçülü neft koksunun, həmçinin yüngül və ağır qazoylun, benzin və qazın alınması üçün həyata keçirilir. Koklaşma prosesi üçün xammal kimi azkükürlü atmosfer və vakuüm neft qalığı, slyans qətranı, həmçinin bitumlu süxurların ağır neftləri, daş kömürünün özlüklü maye qalığı və gilsonit istifadə olunur. Bu xammallardan məsaməli koks alınır. Yüksək keyfiyyətli iynəvari koks alınması üçün daha termiki davamlı aromatikləşdirilmiş xammal, məsələn, piroliz qətranı, krekinq qalıqları və katalitik qazoyldan istifadə olunur.

Xammalın keyfiyyətinin əsas göstəriciləri: sıxlıq, Konradsona görə koklaşma və kükürdün miqdarı. Koksun çıxımı xammalın koklaşmasından çox asılıdır. Qızdırılmayan kameralarda qalıq xammalın koklaşması zamanı koksun çıxımı xammalın koklaşma dərəcəsinin 1.5-1.6 mislinə bərabərdir. Distillat xammalını koklaşdırdıqda koksun çıxımı material balansına uyğun gəlmir. Belə hallarda istehsalın nəticələri əsas götürülür. Koksun əsas istifadəçisi alüminium sənayesidir. Belə ki, alüminium filizini əridərkən koks bərpəedici (anod kütləsi) rolunu oynayır. Bundan savayı, koksdan poladərit-

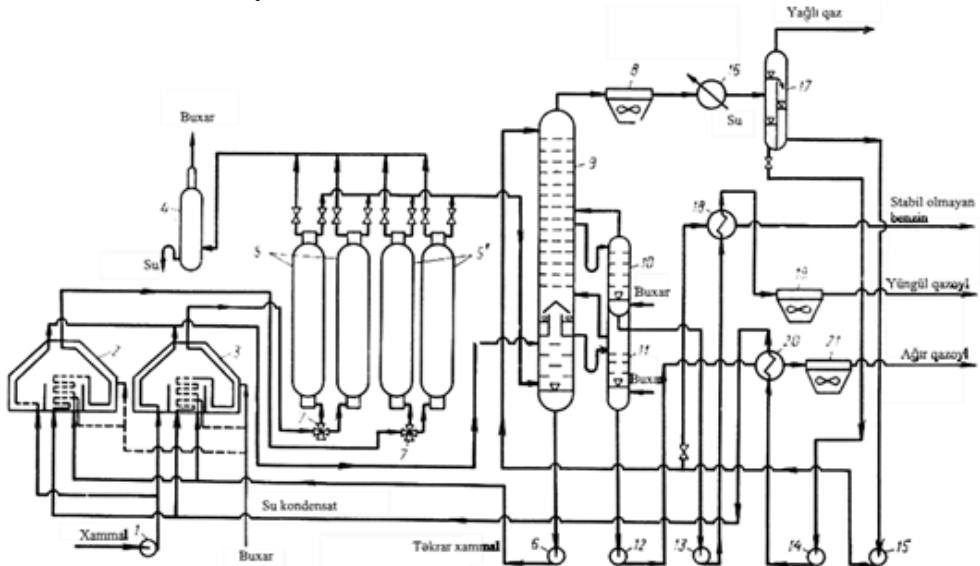
mə sobaları üçün qrafitli elektrod alınmasında, habelə kalsium və silisium karbidlərin və karbon-sulfidin alınmasında istifadə olunur.

Koksun keyfiyyətinin əsas göstəriciləri: həqiqi sıxlıq, kükürdün miqdarı, kül, mikrostruktura. İynəvari koks üçün həqiqi sıxlıq 2.09 qr/sm^3 -dən aşağı olmamalıdır, konstruksiya materialı kimi istifadə olunan KNPS (xüsusi pirolizli) markalı koksun həqiqi sıxlığı $2.04-2.08 \text{ qr/sm}^3$ olmalıdır.

Koksda kükürdün miqdarı koklaşma üçün götürülən xammalda olan kükürdün miqdarından çox olur. Az kükürlü neft qalığında az kükürlü koks alınır və həmin koksda kükürdün miqdarı adətən 1.5%-ə (kütlə) qədər təşkil edir; kükürlü qalıqlardan alınan kokslarda kükürdün miqdarı adətən 2.0-4.5% (kütlə); çox kükürlü qalıqlardan alınan kokslarda kükürdün miqdarı 4.0%-dən (kütlə) çox olur.

Koksda külün miqdarı neftin emalından əvvəl duzsuzlaşdırılmasından asılıdır.

Neft emalı sənayesində ildə 300, 600, 1500 min ton xammal emal edən tədricən koklaşma qurğuları fəaliyyət göstərir. Şəkil 3.5-də bir ildə 600 min ton xammal emal edən qurğunun prinsipial texnoloji sxemi verilmişdir. Qurğu dörd koklaşma kamerasından ibarət olan reaktor bölməsindən, iki qızdırıcı borulu sobadan, fraksiyalaşdırma bölməsindən və istiliyin regenerasiyası və məhsulların soyudulması sistemindən ibarətdir.



Şəkil 3.5. Qızdırılmayan kameralarda tədricən koklaşma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 6, 12-15 – nasoslar; 2, 3 – borulu sobalar; 4 – qəbuledici; 5, 5' – tədricən koklaşma kameraları; 7 – dördgediqli kran; 8, 19, 21 – hava soyuducuları; 9 – rektifikasiya kalonu; 10, 11 – buxarlandırıcı kalonlar; 16 – soyuducu; 17 – su-qaz ayırıcısı; 18, 20 – istilikdəyişdiricilər.

Xammal – qudron və ya krekinq qalığı (və ya onların qarışığı) 1 nasos vasitəsilə iki paralel axınla 2 və 3 sobaların alt və üst hissəsində yerləşən ekran borularına verilir, 350-380°C-yə kimi qızır. Sonra xammal 9 kalonun aşağı hissəsindəki üst boşqab kaskadına verilir. Bura həmçinin alt boşqaba iki paralel işləyən 5 (və ya 5') kameralarının qızmış koklaşma qaz və buxarları daxil olur. Kalonda xammal yuxarı qalxan qaz və buxarla görüşür və bu əlaqə nəticəsində buxarın ağır fraksiyaları kondensləşib xammala qarışır. Beləliklə, kalonun aşağı hissəsində xammal ilə resirkulyasiya edilən axının qarışığı əmələ gəlir və bu təkrar xammal adlanır. Əgər xammalda yüngül fraksiyalar varsa, onlar yüksək temperaturlu buxarların istiliyi hesabına buxarlanaraq 9 kalonun yuxarisına qalxırlar.

Təkrar xammal 9 kalonun kubundan 6 nasosu ilə götürülərək 2 və 3 sobaların ilanvari borularına, konveksiya şöbəsinin yuxarı borularına və sağda yerləşən dib və tavan ekran borularına verilir. Boruların bu hissəsi “reaksiya boruları” adlanır, burada təkrar xammal 490-510°C-dək qızdırılır. Boruların koklaşmasının qarşısını almaq üçün onlara təkrar xammalın 3% (kütlə) miqdarında qızdırılmış su buxarı (turbulizator) verilir. Turbulizatorun hesabına xammalın reaksiya borularından keçmə sürəti xeyli artır. Qızdırılmış su buxarının artıq hissəsi 10 və 11 buxarlandırıcı kalonlara verilir.

2 və 3 sobalardan maye-buxar qarışığı paralel axınla dördgedişli 7 kran vasitəsilə iki işləyən 5 kameraya verilir, bu zaman digər iki 5 kameranı iş hazırlayırlar. Qaynar xammal kameraların aşağısından verilərək tədricən kameraları doldururlar. Kameralarda xammal krekinqə məruz qalır. Parçalanma məhsullarının buxarları kameraların yuxarisından çıxaraq 9 kalona verilir, ağır qalıq isə qalır. Maye qalıq tədricən koksa çevrilir.

9 kalonda koklaşma məhsulları ayrılır. Kalonun yuxarisından benzin və su buxarları, həmçinin koklaşma qazları çıxaraq 8 hava soyuducusuna, daha sonra əlavə soyutmaq üçün 16 su soyuducusuna verilir, 17 su-qaz ayırıcıya daxil olur və burada su kondensatına, yağlı qaza və qeyri-stabil benzinə ayrılır.

Qeyri-stabil benzinin bir hissəsi 15 nasos vasitəsilə fleqma kimi 9 kalonun yuxarı boşqabına suvarmaya verilir. Qeyri-stabil benzinin balans hissəsi 18 istidəyişdiricini keçərək stabilləşməyə verilir. 17 su-qaz ayırıcıdan çıxan su kondensatı 14 nasos vasitəsilə 20 istidəyişdiricini keçərək 2 və 3 sobaların konveksiya şöbələrində yerləşən buxarqızdırıcılara verilir.

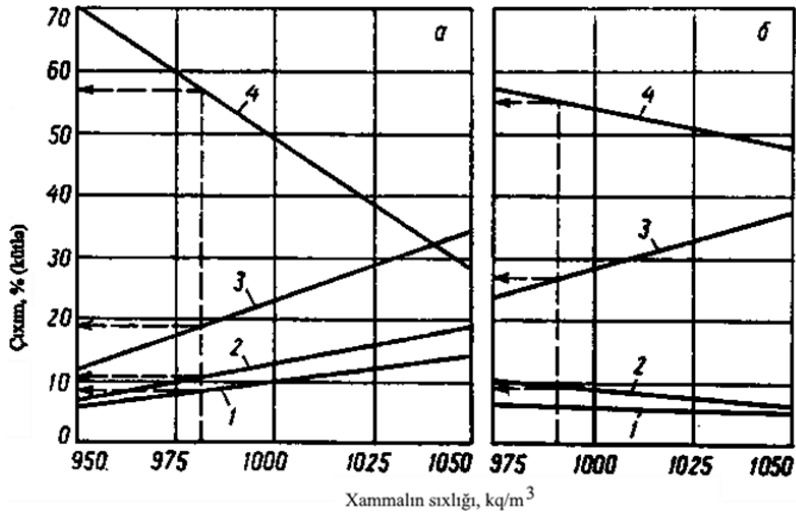
10 və 11 buxarlandırıcı kalonların yüngül və ağır qazoylları müvafiq olaraq 13 və 12 nasosları ilə qeyri-stabil benzini qızdırmaq üçün 18 istidəyişdiricini, su kondensatı qızdırmaq üçün 20 istidəyişdiricini keçir, 19 və 21 hava soyuducularında soyuyaraq rezervuarlara yığılırlar.

Kameralar koksla dolduqdan sonra kameralar söndürülür və kokda qalan maye məhsulları və neft buxarlarını çıxartmaq üçün su buxarı verilir. Çı-

xarılan məhsullar əvvəlcə 9 kalona daxil olur, koksun temperaturu 400-405°C-yə düşdükdə buxar axını 4 qəbulediciyə verilir. Koksun temperaturu 200°C-yə düşənə qədər buxar verilir, 200°C-də kameraya su verirlər və əmələ gələn buxar atmosfərə atılır. Buxar əmələ gəlmədikdə koksun kameradan boşaldılmasına başlayırlar. Koks kameralardan 10-15 MPa təzyiqlə verilən suyun hesabına doğranır və kameralardan boşalır.

İldə 1.5 milyon ton xammal emal edən tədricən kokslaşma qurğusunun texnoloji sxemi yuxarıda bəhs edilən qurğunun texnoloji sxemi ilə eynidir. Fərq ondan ibarətdir ki, bu böyük qurğuda 6 kokslaşma kamerası, üç borulu soba var və sobaların hər biri iki kameraya xidmət edir. Kameraların ölçüləri: diametr 7 metr, hündürlüyü 30 metr.

Şəkil 3.6-da xammalın sıxlığından asılı olaraq birbaşa qovma qalıqının və krekinq qalıqının tədricən kokslaşması prosesinin material balansları verilib.



Şəkil 3.6. Birbaşa qovma qalıqının (a) və krekinq qalıqının (b) tədricən kokslaşmasının material balansları:

1 – qaz; 2 – benzin (C₅ fraksiyası – 200°C); 3 – koks; 4 – 200°C-dən yuxarı qalıq

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– xammalın kameralara girişi	490-510
– kameralardan çıxan buxar	440-460
Kameralarda təzyiq, MPa	0.18-0.60
Xammala görə sirkulyasiya	0.1-1.1
Kameranın koksla dolma vaxtı, saat	24

Aşağıdakı cədvəldə təcrübi (laboratoriya şəraitində) aparılan koklaşma prosesinin material balansı verilir:

Göstəricilər	Tuymazı neftinin qudronu	Tuymazı neftinin krekinq qalıqı	Türkmən neftinin qudronu	Piroliz qətranı
Xammalın xarakteristikası:	990	1024	968	1083
– 20°C-də sıxlıq, kq/m ³	16.0	23.0	12.0	8.6
– koklaşma, % (kütlə)	2.80	3.30	0.50	0.56
– kükürdün miqdarı, % (kütlə)				
Material balansı Götürülüb, % (kütlə):				
– xammal	100.0	100.0	100.0	100.0
Cəmi	100.0	100.0	100.0	100.0
Alınıb, % (kütlə):				
– qaz	11.0	11.0	14.4	18.1
– benzin	16.0	7.0	16.8	0.9
– yüngül qazoyl	49.0	47.0	20.6	21.1
– ağır qazoyl	–	–	32.8	–
– koks	24.0	350	15.4	59.9
Cəmi	100.0	100.0	100.0	100.0

3.6. Koksun psevdoqaynar layında fasiləsiz koklaşma qurğusu (termokontakt krekinqi)

Termokontakt krekinq prosesinin məqsədi aromatik karbohidrogenlərlə zəngin olan distillatların və tərkibində 50% (kütlə) doymamış karbohidrogenlər olan qazların alınmasıdır. Xammal kimi çox kükürlü neft qalıqları – vakuum qovma qurğusunun qudronu və ya atmosfer qovma qurğusunun mazutu istifadə olunur.

Proses neft-kimyası üçün xammalın alınmasına yönəldilə bilər: doymamış karbohidrogenlərlə zəngin olan qazların, həmçinin tərkibində benzol, toluol, naftalin olan maye məhsulların alınması. Ağır fraksiya isə texniki karbonun alınmasında istifadə oluna bilər. Belə olan halda proses daha sərt rejimdə aparılır: reaktorda temperatur 600°C, koksqızdırıcıda 670-700°C ola bilər. Bəzi zavodlarda (bəzən hidrotəmizləmədən sonra) qazoyl katalitik krekinq qurğusunda xammal komponenti kimi istifadə olunur.

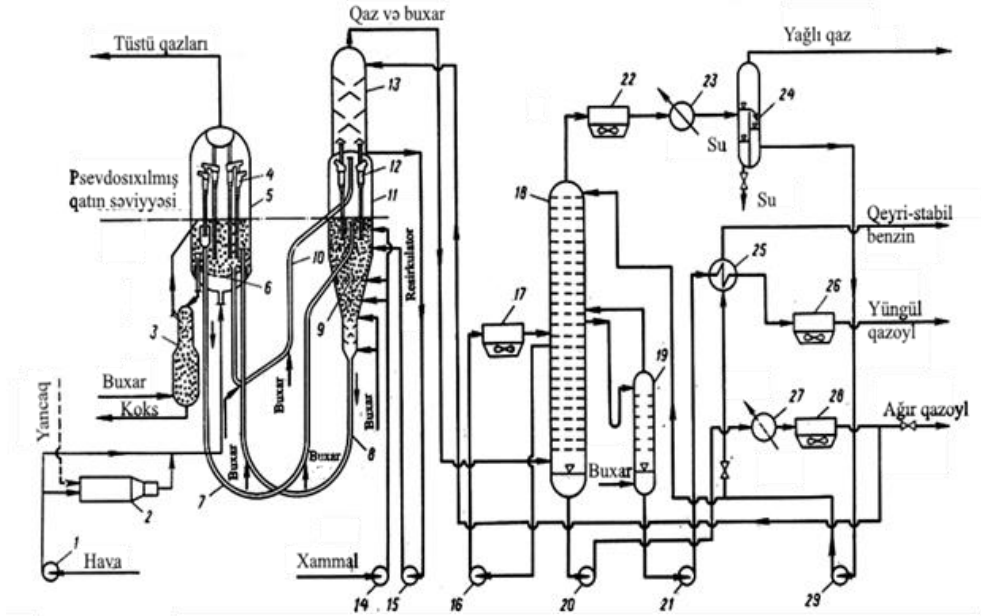
Termokontakt krekinq qurğusu reaktor (reaktor, koksqızdırıcı, koksun separator-soyuducusu, havaüfürücüsü və s.) və ayırma bölməsindən (parsial kondensator, rektifikasiya kalonu, buxarlandırıcı kalonu, qaz separatoru) ibarətdir. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 3.7-də verilmişdir.

Xammal – vakuum kalonun dibindən çıxarılan qudrun və ya atmosfer kalonun kubundan mazut 14 nasosu ilə 11 reaktora 9 səpələyiciləri (forsunka tipli) keçməklə reaktor bölməsində fasiləsiz sirkulyasiya edən və onu istiliklə təchiz edən psevdoqaynar koks qatının altına verilir. Forsunkalar koks qatının hündürlüyü boyu bir neçə səviyyədə yerləşə bilər və böyük qurğularda onların sayı 100-ə çata bilər.

Krekinq prosesi isti koks hissəciklərinin üzərində 600-620°C-də aparılır. Kokslaşma məhsulları – qaz və buxarlar koks qatından çıxandan sonra 12 tsiklon-separatorları keçib koks tozundan ayrılır və boru xətlərinin koks tozları ilə tutulmaması üçün birbaşa 11 reaktor üzərində yerləşən 13 skrubber – parsial kondensatoruna daxil olur. Skrubberin yuxarisına soyudulmuş ağır qazoyl suvarma kimi verilir. Ağır qazoyl ilə suvarıldıqda buxarın ağır komponentləri kondensləşir. Kondensləşmiş qarışıq (resirkulyat) 13 skrubberin aşağısından 15 nasosu ilə götürülərək 11 reaktora verilir.

Koks-istidaşyıcı hissəcikləri ilə proses zamanı üzərinə yığılaraq nazik qat əmələ gəlmiş koks (balans koks) reaktorun buxarlandırıcı şöbəsindən aşağı enir, əks istiqamətdə yuxarı verilən su buxarı ilə görüşür. Sonra onlar 8 əyri boru kəməri (pnevmonəqliyyat) ilə 5 koksqızdırıcıya daxil olurlar. 1 havaüfürücünün köməyi ilə hava koksqızdırıcının 6 paylayıcı çərçivə aparatının altına elə həcmdə verilir ki, sirkulyasiya olunan koks lazımi temperatürə kimi qızsın. Koksun balans miqdarının yanmasından yaranan istilik effektinin hesabına koks lazımi temperatura kimi qızır. Yanma məhsulları (tüstü qazları) 4 ikiqat tsiklondan keçərək xırda koks hissəciklərindən ayrılır, utilizasiya buxar qazanına daxil olur (sxemdə göstərilməyib).

5 koksqızdırıcıda qızdırılan koks 7 əyri boru kəməri (pnevmonəqliyyat) ilə 11 reaktora qaytarılır. Belə ki, yanan koks yeni əmələ gələn koksdan az olduğu üçün artıq miqdarda yeni əmələ gələn koksun iri hissəcikləri daimi olaraq 3 separator-soyuducudan keçməklə sistemdən çıxarılır, koksun kiçik hissəcikləri separator-soyuducudan 5 koksqızdırıcıya qaytarılır. Xırda koks hissəciklərinin iri hissəciklərdən ayrılması separatorun aşağısına verilən su buxarının köməyi ilə həyata keçir. 3 separatorun aşağısından çıxan koks su buxarı ilə qəbulediciyə verilir (sxemdə göstərilməyib). Reaktor bölməsində sirkulyasiya olunan koksun ölçüləri 0.075-0.300 mm, hazır koksun ölçüləri 0.4 mm və yuxarı olur.



Şəkil 3.7. Koksun pseudoqaynar layında termokontakt kreking qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – havaüfürən; 2 – soba; 3 – separator-soyuducu; 4, 12 – tsiklon-separatorlar; 5 – koksqızdırıcı; 6 – paylayıcı çərçivə; 7, 8 – boru kəməri (pnevmonəqliyyat); 9 – xammalı paylayan; 10 – “isti axın” xətti; 11 – reaktor; 13 – parsial kondensator (skrubber); 14-16, 20, 21, 29 – nasoslar; 17, 22, 26, 28 – hava soyuducuları; 18 – rektifikasiya kalonu; 19 – buxarlandırıcı kalon; 23 – soyuducu; 24 – su-qaz ayırıcısı; 25 – istilikdəyişdirici; 27 – buxar generatoru

5 koksqızdırıcısından 11 reaktorun üst dibinə 10 boru xətti ilə “isti axın” koks hissəcikləri verilir. Beləliklə, buxarda koks hissəciklərinin qatılığı artır və tsiklonların koks ilə tutulmasının qarşısını alır.

Koklaşma qazları, benzin və su buxarları 18 kalonun yuxarisından çıxaraq 22 hava soyuducusuna daxil olur və 23 soyuducuya ötürülərək 24 su-qaz ayırıcısına daxil olur. Burada yağlı qaz, qeyri-stabil benzin və su kondensatı bir-birlərindən ayrılırlar. Benzinin bir hissəsi 29 nasosu ilə 18 kalonun üst boşqabına suvarma kimi qaytarılır, izafi balans hissəsi 25 istidəyişdiricidən keçərək stabilləşməyə ötürülür.

19 buxarlandırıcı kalonun aşağı hissəsindən 21 nasosu ilə yüngül qazoyl çıxarılır. Adətən bu qazoyl 25 istidəyişdiricidə istidaşıyıcı kimi qeyri-stabil benzini qızdırmaq üçün istifadə olunur. Bundan sonra, yüngül qazoyl 26 hava soyuducusunda soyudularaq qurğudan çıxarılır. Ağır qazoyl 18 kalonun aşağısından 20 nasosu ilə 27 buxar-generatorundan keçərək 28 hava

soyuducusuna ötürülür. Ağır qazoyulun bir hissəsi 13 skrubberə suvarma kimi verilir, balans miqdarı işə qurğudan çıxarılır.

18 kalondan artıq istilik aralıq sirkulyasiya suvarması ilə (16 nasos və 17 hava soyuducusu) çıxarılır. 2 soba qurğunu işə salanda istifadə olunur.

Reaktor bölməsinin texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– reaktorda	510-540
– koksqızdırıcıda	600-620
Reaktor və koksqızdırıcıda təzyiq, MPa	0.14-0.16
Sirkulyasiya nisbəti koks:xammal	7-8
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	0.6-1.0

Romaşkin neftinin mazut və qudrununun kokslaşmasından alınan məhsulun çıxımı və xassələri aşağıdakı cədvəldə göstərilir:

Göstəricilər	Mazut	Qudron
Xammalın xarakteristikası		
– 20 °C-də sıxlıq, kq/m ³	967	1025
– kokslaşma, % (kütlə)	11.5	19
– kükürdün miqdarı, % (kütlə)	2.55	3.15
Material balansı		
Götürülüb, % (kütlə):		
– xammal	100.0	100.0
Cəmi	100.0	100.0
Alınıb, % (kütlə)		
– qaz	8.4	15.7
– benzin	10.7	20.0
– yüngül qazoyl	9.9	19.2
– ağır qazoyl	59.5	24.6
– koks	11.5	20.5
– o cümlədən əmtəlik	6.3	11.5
Cəmi	100.0	100.0

Toz halında olan koksda kükürdün çox olması nəticəsində yanma məhsullarında kükürd-iki-oksit çox olur və bu səbəbdən koksun qazlaşması təklif olunur. Xarici ədəbiyyatlarda koksun qazlaşması ilə termokontakt krekinin birləşməsi “fleksikoking” adlanır.

3.7. Neft məhsullarının piroliz qurğusu

Termiki krekinqin daha sərt forması olan piroliz prosesinin təyinatı tərkibində daha çox doymamış karbohidrogen saxlayan karbohidrogen qazın və ilk növbədə etilenin alınmasıdır. Proses həmçinin propilenin və ya butilen və butadienin maksimum çıxımına yönəldilə bilər.

Piroliz prosesi nəticəsində alınan etilen etilen-oksidin, plastik kütlələrin və polimerlərin alınmasına sərf olunur. Piroliz prosesi nəticəsində yaranan propilen isə polipropilen, akrilnitril və butadien alınmasına sərf olunur.

Piroliz prosesi üçün xammal karbohidrogen qazları, yüngül benzin fraksiyaları, qazokondensat, katalitik riforminqin rafinatı, kerosin və qazoil fraksiyalarıdır; neft və neft qalıqlarının pirolizə cəlb edilməsi üzrə tədqiqat işləri aparılır. Piroliz prosesi üçün xammalın seçilməsi pirolizin məqsədindən, xammalın yetərli miqdarda olmasından, onun qiymətindən, həmçinin prosesin iqtisadi göstəricilərindən asılıdır. Xammalın keyfiyyətindən və qurğunun texnoloji rejimindən asılı olaraq piroliz prosesinin məhsullarının çıxımı müəyyənləşir. Etilenin ən böyük çıxımı etanın pirolizi nəticəsində olur. Xammal ağırlaşdıqca etilenin çıxımı azalır, ağır qətran və koks çıxımı çoxalır. Temperaturun artırılması və reaksiya müddətinin azalması etilenin çıxımının artmasına səbəb olur. Doymamış karbohidrogenlərin çıxımını artırmaq və koks əmələ gəlməsini azaltmaq üçün reaksiya qarışığına müxtəlif durulaşdırıcı, məsələn, su buxarı, hidrogen, metan və yaxud hidrogen-metan qarışığı verilir.

Piroliz prosesinin aparılmasının müxtəlif yolları var: bərk istidaşyıcı, ifrat qızdırılmış su buxarı ilə, elektrik boşalma borularında, elektrik qövsündə, katalizator iştirakı ilə. Sənayedə ən çox yayılan üsul pirolizin borulu sobalarda aparılmasıdır.

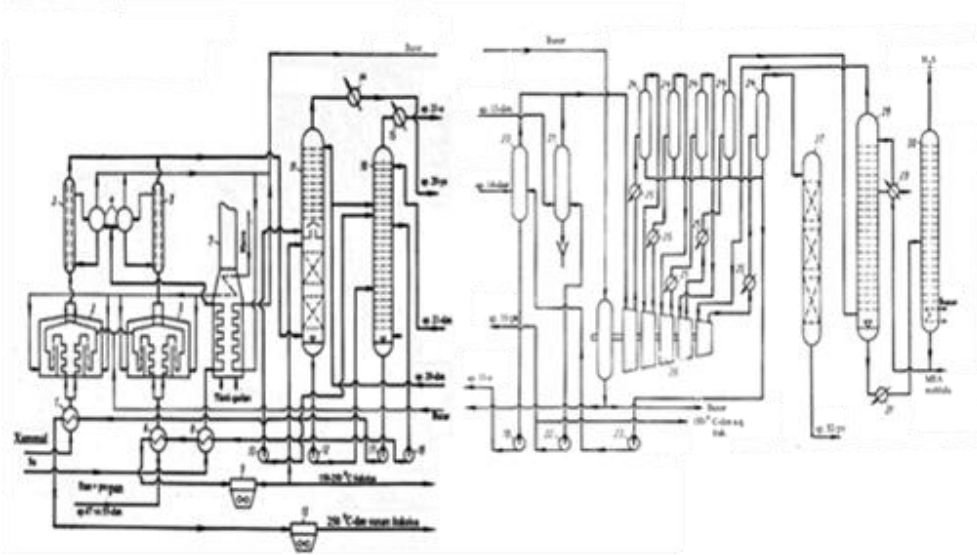
Müasir piroliz qurğularının əsas məhsulları: 99.9% (kütlə) təmizlikli etilen, 99.9% (kütlə) təmizlikli propilen, tərkibində 30-40% (kütlə) butadien, 25-30% (kütlə) izobutilen və 15-30% (kütlə) n-butilen olan butan-butadien fraksiyası və piroliz qatranı. Piroliz qətranı müxtəlif variantlarla fraksiyalara qovula bilər. Məsələn, EP-300 qurğusunda tərkibində 25-30% (kütlə) benzol, 20-25% (kütlə) toluol və 10-15% (kütlə) ksilollar olan aromatləşmiş fraksiyasını (q.b. 150°C) qovaraq ayırırlar; fraksiya 150-250°C yanacaq distillatı kimi, fraksiya 250-400°C soba yanacağının komponenti kimi istifadə olunur. Almaniyada piroliz qətranı 200°C-yə qədər benzinə və qalığa qovurlar. Rusiyanın bəzi zavodlarında qatrandan aşağıdakı fraksiyaları alırlar: q.b. 70°C olan benzin komponenti; 70-130°C aromatik karbohidrogenlərin ayrılması; 130-160°C polimerləşdirməyə verilərək stiro polimerlərin alınması; 160-190°C polimerləşdirilib indenkumaron qətranının alınması; 190-230°C naftalin ayrılması və qalıq > 230°C pirolizin qatı qatranı koks alınması üçün istifadə olunur.

Piroliz qurğusu reaktor bölməsindən, piroqazın və qatranın ayrılması şöbəsindən, kompressorla sıxılma, piroliz qazının təmizləmə və qurutma şöbəsindən və qaz ayrılma şöbəsindən ibarətdir. Şəkil 3.8-də EP-300 qurğusunun sadələşmiş texnoloji sxemi verilmişdir. Xammal kimi birbaşa qovma benzinin 62-180°C fraksiyası və katalitik riforminq qurğusunun benzin-rafinatının 62-140°C fraksiyası götürülmüşdür. Həmçinin qurğuda alınan etan və propanın pirolizi də texnoloji sxemdə nəzərdə tutulmuşdur.

1 istidəyişdiricidə 250-400°C fraksiyasının istiliyi hesabına qızmış benzin paralel işləyən 9 ədəd 2 borulu sobalara (sxemdə biri göstərilib) verilir, etan-propan fraksiyası isə 6 istidəyişdiricidə 150-250°C fraksiyasının istiliyi hesabına qızaraq 5 borulu sobaya verilir. Xammala konveksiya şöbəsinin çıxışında benzinə görə 50% (kütlə) miqdarında su buxarı və etan-propan qarışığına görə 30% (kütlə) miqdarında su buxarı verilir. Sobaların ilanvari borularının çıxışında temperatur 810-840°C, reaksiya müddəti 0.3-0.6 saniyədir. Bundan sonra reaksiya məhsulları 3 sərtləşmə aparatlarının borularına daxil olurlar. Bu aparatlar qazan-utilizator prinsipi ilə işləyirlər. Boruarası fəzaya 4 buxar barabanlarından 12 MPa təzyiqində isti su verilir. Reaksiya məhsullarının istiliyi hesabına su yüksək təzyiqli buxara çevrilib 26 turbo-kompressoru işlədir.

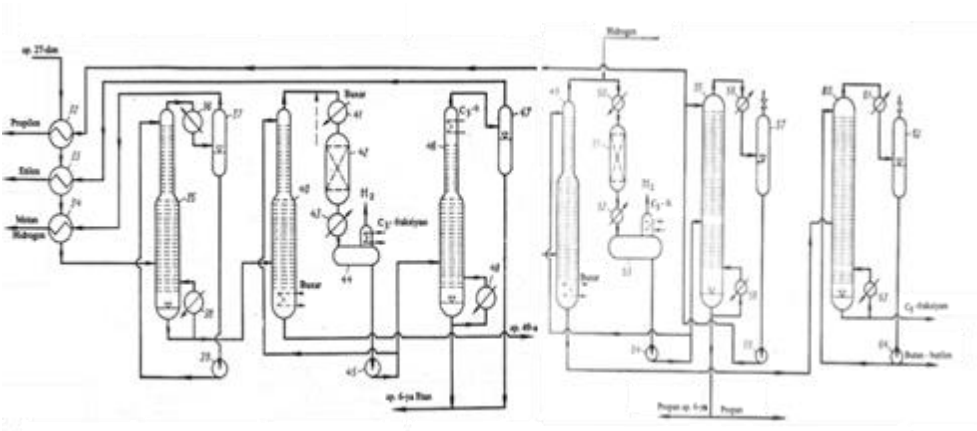
Piroliz məhsulları 3 sərtləşmə aparatlarından 400°C temperaturla çıxır və 11 yuyucu rektifikasiya kalonun aşağısına yönəlir. Burada reaksiya məhsulları 11 kalonun ortasına verilən soyumuş 150-250°C fraksiya (kvençinq) ilə görüşür, 180°C-yə qədər soyuyur və bərk karbon hissəciklərindən yuyulub azad olurlar. Ağır kondensat kalonun aşağısından 12 nasosu ilə götürülərək 16 rektifikasiya kalonuna verilir. 11 kalonun aşağısından yuxarı qalxan qaz və buxarlar kar boşqabdan keçərək əlavə yuyulur, 100°C-yə qədər soyuyub kalonun yuxarisına verilən fleqma ilə görüşürlər. Kondensat kar boşqabdan 10 nasosu ilə götürülərək 16 rektifikasiya kalonuna verilir. 11 kalonun yuxarisında çıxan qaz və yüngül fraksiyanın buxarları 14 su soyuducusunda 30°C-yə qədər soyuyaraq 20 separatoruna ötürülür. 20 separatorun yuxarı hissəsindən qaz 26 borukompressorun I pilləsinə verilir. 20 separatorun aşağı hissəsindən kondensat 19 nasosu ilə götürülərək 11 kalona və 16 rektifikasiya kalonuna suvarma kimi verilir. 16 kalonun aşağı məhsulu olan soba yanacağıının komponenti (fraksiya 250-400 °C) 17 nasosu ilə götürülərək 1 istidəyişdiricini keçir, xammalı qızdırır, sonra 13 hava soyuducusunda soyuyaraq qurğudan çıxarılır.

16 kalonun orta hissəsindən 18 nasosu ilə 150-250°C distillə fraksiyası 8 istidəyişdiriciyə verilərək suyu qızdırır, sonra 6 istidəyişdiricidə etan-propan fraksiyasını qızdıraraq 9 hava soyuducusunda soyuyur. Bu fraksiyanın bir hissəsi kvençinq kimi 11 kalonda sirkulyasiya edilir, digər balans miqdarı qurğunun ara parkına verilir.



Şəkil 3.8. Piroliz qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 6, 8, 32-34 – istilikdəyişdiricilər; 2, 5 – borulu sobalar; 3 – sərtləşmə aparatı; 4 – buxar barabanları; 7 – tüstü borusu; 11, 16, 27, 28, 30, 35, 40, 46, 49, 55, 60 – kalonlar; 9, 13 – hava soyuducuları; 10, 12, 17-19, 22, 23, 39, 45, 54, 59, 64 – nasoslar, 14, 15, 25, 29, 43, 52, 56, 61 – su soyuducuları; 20, 21, 24, 37, 44, 47, 53 – qaz separatorlar; 26 – kompressor; 31, 41, 50 – buxar qızdırıcılar; 36 – propan soyuducu; 38, 48, 58, 68 – qaynadıcılar; 42, 51 – hidrogenləşmə reaktorları; 57, 62 – tutumlar.



Şəkil 3.8. Piroliz qurğusunun texnoloji sxeminin davamı

16 kalonun yuxarisından çıxan q.b. 150°C olan fraksiyanın buxarları 15 kondensator-soyuducuda kondensləşərək 30°C temperatur ilə 21 separatora

verilir. Separatorun aşağısından q.b. 150°C olan fraksiya 22 nasos vasitəsilə 16 kalona suvarma kimi verilir, digər balans hissəsi qurğudan çıxarılır. 21 separatorun yuxarisından qazlar 26 turbokompressorun I pilləsinə verilir.

Turbokompressor qazan-utilizatorndan çıxan 3 MPa təzyiqli su buxarı ilə işləyir. İşlənmiş su buxarı sobaya xammalı durultmaq üçün verilir, buxarın artıq hissəsi zavod su buxarı sisteminə verilir.

Qazın kompressorda 6.5 MPa kimi sıxılması 5 pillədə baş verir. Hər pillədən sonra sıxılan qaz 25 soyuducuda soyuyur, 24 qaz separatorunda kondensatdan ayrılır. Kondensat 23 nasos vasitəsilə 20 separatora qaytarılır. Sıxılmanın 4-cü pilləsindən sonra qaz 28 və 30 kalonlarında monoetanola-min (MEA) məhlulu ilə təmizlənir. 28 kalonun yuxarisına 29 su soyuducusunda soyumuş MEA-nın 15% su məhlulu verilir, bu məhlul kalonun aşağısından yuxarıya qalxan qazın tərkibindəki hidrogen-sulfidi və karbon qazını udub təmizləyir. Təmizlənmiş qaz turbokompressorun 5-ci pilləsinə verilir, doymuş MEA məhlulu 31 qızdırıcıda qızaraq regenerasiya üçün 30 kalonuna verilir.

V pillə sıxılmadan sonra qaz 27 kalonda seolitlə qurudulur, 32, 33 və 34 soyuducularda propilen, etilen və metan axınlarının soyuğu hesabına soyudulur və 35 kalona metanın ayrılmasına verilir. Kalon 6.1 MPa təzyiqdə işləyir, yuxarisının temperaturu 30°C olur. Kalonun yuxarisından çıxan hidrogen-metan qarışığı çıxaraq 36 soyuducuda propanla soyudulur və 37 separatorunda kondensatdan ayrılır. Kondensat 39 nasos vasitəsilə 35 kalona suvarma kimi verilir, hidrogen-metan qarışığı isə 34 istidəyişdiricidən keçməklə qurğudan xaric olur.

35 kalonun qalığı 4.4-4.7 MPa təzyiqdə işləyən 40 kalona (deetanizator) axır. Kalonun yuxarisından çıxan etan-etilen fraksiyası hidrogenlə qarışır, 41 qızdırıcısında qızdırılaraq 42 asetilenin selektiv hidrogenləşdirmə reaktoruna daxil olur. Burada QİPX-108 katalizatorunun iştirakı ilə 1.96-2.45 MPa təzyiqdə hidrogenləşmə prosesi gedir. Katalizat 43 soyuducuda soyuyaraq 44 separatorunda hidrogəndən ayrılır. Hidrogen turbokompressorun 4-cü pilləsinə verilir, etan-etilen fraksiyası isə 45 nasosla 40 kalona suvarmaya və 46 etilen kalona ayrılmağa verilir. 46 etilen kalonu 1.47-1.57 MPa təzyiqdə işləyir, yuxarının temperaturu 15°C-dir (təzyiqin 2.8 MPa qədər artırılması, temperaturun - 15°C-yə salınması nəzərdə tutulmuşdur). Kalonun yuxarı hissəsi propanla soyudulur. Etilen 47 qaz separatoruna, oradan 33 istidəyişdiriciyə ötürülərək qurğudan çıxarılır. 46 kalonun aşağısından etan çıxarılaraq 6 piroliz sobasına yönəldilir. 40 kalonun qalığı 49 kalona (depropanizator) axır. Bu kalonun yuxarisından çıxan propan-propilen fraksiyası 50 qızdırıcıda su buxarı ilə qızdırılaraq 51 reaktora selektiv hidrogenləşməyə verilir. 52 soyuducuda soyumuş hidrogenizat 53 separatorunda hidrogəndən ayrılır. Hidrogen turbokompressorun 4-cü pilləsinə verilir, propan-propilen

fraksiyası 54 nasosla 55 propilen kalonuna verilir. Bu fraksiyanın bir hissəsi suvarma kimi 49 kalona verilir. Propilen kalonunda təzyiq 1.96-2.16 MPa, yuxarının temperaturu 40-45°C-dir. 55 kalonun yuxarisından çıxan propilen 56 soyuducuda soyuyaraq kondensləşir, 57 tutumda yığılır, oradan 59 nasosu ilə bir hissəsi 55 kalona suvarma kimi verilir, qalan miqdarı 32 istidəyişdiricini keçib qurğudan çıxarılır. 55 kalonun aşağısından propan pirolizə verilir və ya qurğudan çıxarılır.

49 kalonun qalığı 60 butan kalonuna (debutanizator) verilir. Kalonda təzyiq 0.69 MPa, yuxarının temperaturu 50°C-dir. Kalonun yuxarisından çıxan butan-butilen fraksiyası 61 soyuducuda kondensləşir, 62 tutuma yığılır və 64 nasosla qurğudan çıxarılır. Onun bir hissəsi 60 kalonuna fleqma kimi suvarmaya verilir. Kalonun aşağısından piroliz qətranı tutuma verilir. 35, 46, 55 və 60 kalonlarının aşağı hissələri 38, 48, 58 və 63 qaynadıcılarına su buxarı verməklə qızdırılır. 40 kalonun qalığı 49 kalona verilərkən ora zavodun təmizlənmiş propan-propilen fraksiyasının verilməsi nəzərdə tutulub.

EP-300 qurğusunun material balansı:

Götürülüb:	% (kütlə)	Min ton/il
– birbaşa qovma benzini	67.2	791.3
– benzin-rafinat	25.5	300.0
– zavodun propan-etan fraksiyası	7.3	83.2
Cəmi	100.0	1174.5
Alınıb:		
– hidrogen-metan fraksiyası	17.7	206.4
– etilen	25.5	300.3
– propilen	16.2	190.2
– propan	1.0	11.8
– butan-butilen	12.2	144.8
– fraksiya q.b. 150°C	19.9	233.1
– fraksiya 150 – 250°C	1.5	17.5
– qalıq > 250°C	3.3	38.7
– itki	2.7	31.7
Cəmi	100.0	1174.5

1 ton etilen istehsalının texniki-iqtisadi göstəriciləri:

Xammal, ton	3.82
Su, m ³	570.40
Elektrik enerjisi, kV/saat	209.3
Buxar (İ.E.M.), Coul	1.67
Yanacaq, 1 ton şərti yanacaq	0.22

III Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Abbasov V.M., Nağıyev T.M., İbrahimov H.C. və b. Qaz kimyası. Bakı.: Elm, 2015, 469 s.
2. Анчита Х., Спейт Дж. Переработка тяжелых нефтей и нефтяных остатков, Санкт Петербург: 2012, ЦОП «Профессия», 384 с.
3. Таушев В.В., Теляшев Э.Г., Таушева Е.В. Висбрекинг гудрона в среде водорода // Нефтепереработка и нефтехимия, 2013, № 1, с. 16-21
4. Fesharaki M.J., Ghashghaee M., Karimzadeh R.J. Facile Route to Generate Fuel Oil via Catalytic Pyrolysis of Waste Polypropylene Bags // Analt. and Appl. Pyrol., 2013, v. 102, July, p. 97-102

IV FƏSİL. TERMOKATALİTİK PROSESLƏR

4.1. Katalitik krekinq

Neft emalı proseslərində ağır distillat fraksiyalarının xırda dispers katalizatorlarda katalitik krekinqi neftin təkrar emal prosesləri arasında əsas yerlərdən birini tutur. Prosesin əsas məqsədi yüksək oktanlı benzinin alınmasıdır. Butan-butilen və propan-propilen fraksiyaları ilə zəngin qazlar xammal kimi yüksək oktanlı benzin komponentlərin – alkilat, riformat, izomerizat, oliqomerizat, həmçinin sintetik kauçuk istehsalında və neft-kimyasında geniş tətbiq olunur.

Katalitik krekinqin yüngül qazoylu dizel yanacağıının bir komponenti kimi tətbiq olunur. Politsiklik aromatik birləşmələrlə çox zəngin olan ağır qazoyl texniki dispers karbonu, iynəvari koks istehsalında, habelə mazutun komponenti kimi geniş tətbiq olunur.

Katalitik krekinq prosesinin əsas xammalı, məsələn, qaynama temperaturu 300°C-dən 500°C-yə qədər olan geniş fraksiya tərkibinə malik vakuum qazoyludur. Son illərdə daha ağır qazoyldan, məsələn, 550°C, hətta 590°C qaynayan fraksiyalardan da istifadə olunur. Bu prosesin xammal bazasını artırmaq məqsədilə hətta təkrar xammallardan, məsələn koks istehsalının qazoylu istifadə olunur.

Katalitik krekinq prosesinin xammalı aşağıdakı əsas tələblərə cavab verməlidir: koklaşması aşağı (0,5%-dən (kütlə) çox olmayaraq) olmalıdır, yəni katalizatoru tez koklaşdırma bilən politsiklik aromatik karbohidrogenlər və qətran maddələri az olmalıdır. Bundan savayı, katalizatoru zəhərləyə bilən metal (Ni, V, Fe) az miqdarda (20-25 qr/ton-dan çox olmayaraq) olmalıdır. Hal-hazırda proseddən əvvəl xammalın demetallaşdırılmasını həyata keçirmək nəzərdə tutulur. Krekinq prosesinə veriləcək xamalda külün miqdarı 0.006-0.007%-dən (kütlə) artıq olmamalıdır.

Katalitik krekinq prosesində kükürlü xammaldan istifadə etmək üçün həmin xammalı hidrotəmizləmə prosesinə uğratmaq lazımdır. Sonuncu layihələrdə katalitik krekinq qurğularına hidrotəmizləmə qurğusunun əlavə olunması labüd hesab olunur. Belə ki, hidrotəmizləmə qurğusunda həm kükürlü birləşmələrin parçalanması və kükürdün hidrogen-sulfid şəklində xammaldan təmizlənməsi, həm də azotlu və oksigenli birləşmələrin xammaldan təmizlənməsi baş verir. Hidrotəmizləmədən sonra kükürdün miqdarı 0.1-0.3%-ə (kütlə) qədər aşağı düşür.

Katalitik krekinq qurğularında yüksək aktivliyə malik seolit tərkibli katalizatorlardan geniş istifadə olunur. Bunlarda 10-25% (kütlə) kristalix alümosilikatlar amorf matrisada yerləşib. Belə katalizatorlarla benzinin çıxımını artırmaq və aşağı oktanlı benzirlərin oktan ədədlərini 82-84 (motor metodu) səviyyəsinə qaldırmaq olur. Katalizator müəyyənləşdirilmiş qranul tərkibə malik olmalı, həm də yaxşılaşmış səthə, yüksək məsamələrə və mexaniki möhkəmiyə malik olmalıdır.

Aşağıda seolit tərkibli katalizatorların amorf və AŞNTS-3 (AIIIHQ-3) xarakteristikaları verilir:

Göstəricilər	Amorf	AŞNTS-3
Toplu sıxlığı, qr/m ³	0.700/0.770	0.665/0.718
Aktivlik indeksi	37/32	50/47
Stabillik indeksi	28/-	50/-
Kürəciyin möhkəmiyi, N	19/27	18/23
Xüsusi səth, m ² /qr	365/240	260/195
Xüsusi məsamələrin həcmi, sm ³ /qr	0.555/0.375	0.520/0.407
Məsamələrin orta radiusu, mm	4.2/3.2	3.3/4.2

Katalitik krekinqin dərinliyi dedikdə ümumi çıxan məhsulların miqdarı (% kütlə) nəzərdə tutulur; ağır qazoyl və ya yüngül və ağır qazoyl birlikdə nəzərə alınmır. Katalitik krekinqi müxtəlif dərinliklərdə aparmaq olar; birinci halda proses maksimum miqdarda benzin alınmasına yönəlib (I variant), digər halda benzirlə bərabər orta distillatlar da alınır (II variant).

Məhsullar	I variant	II variant
Quru qaz	3.0	1.8
Propan	1.5	0.6
Propilen	4.1	2.3
İzobutan	5.1	2.8
n-butan	1.9	1.5
Butilenlər	8.1	5.9
Benzin (C ₅ -221°C)	59.6	40.3
Yüngül qazoyl	10.2	39.3
Ağır qazoyl köks	4.5	3.5
İtki	2.0	2.0
Cəmi	100.0	100.0

Katalitik krekinqdə alınan məhsulun çıxımı və keyfiyyəti xammalın keyfiyyətindən asılıdır, yəni xammalın tərkibindəki aromatik, naften və parafrin karbohidrogenlərin miqdarından və təbiətindən asılıdır.

Göstəricilər	Aromatikli xammal	Naftenli xammal	Parafimli xammal	Deasfaltizat	Hidrotəmizlənmiş deasfaltizat
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	934.0	829.7	855.0	970.52	930.9
Kükürdün miqdarı, %	1.8	1.0	0.5	3.5	0.3
50%-də (kütlə) qaynayır, °C	429	421	432	570	545
Krekinq dəriniyi, % (kütlə)	70	80	85	70	70
Çıxım, % (kütlə)					
– benzin	54.2	65.0	68.0	58.5	61.0
– ΣC ₃	7.5	8.5	11.0	7.9	7.9
– ΣC ₄	14.8	17.0	18.5	14.2	13.7

Katalitik krekinqdə əsas amillərdən biri prosesin temperaturudur; temperaturun artması ilə məhsulların çıxımı aşağıdakı kimi dəyişir:

Temperatur, °C	480	538
Çevrilmə dəriniyi, % (kütlə)	77.15	78.35
Çıxım, % (kütlə)		
– hidrogen	0.02	0.05
– metan	0.31	0.71
– etilen	0.42	0.59
– etan	0.34	0.56
– propilen	2.72	4.81
– propan	1.28	1.14
– butilenlər	3.52	6.78
– izobutan	5.17	3.86
– <i>n</i> -butan	1.24	1.11
– benzin	56.32	55.11
– yüngül qazoyl	14.51	14.85
– ağır qazoyl	7.65	5.85
– koks	4.5	2.58
– itki	2.0	2.0
Cəmi	100.0	100.0

Seolit tərkibli katalizatorada az kükürlü distillatların krekinqinin material balansı aşağıdakı cədvəldə verilmişdir:

Göstəricilər	Adi vakuüm distillatı	Ağır vakuüm distillatı
Prosesin şəraiti		
Reaksiya zonasında temperatur, °C	530	530
Xammalın kütlə üzrə verilmə sürəti, saat ⁻¹	20.5	22.0
Katalizator:xammal, kütlə nisbəti	7:1	8:1

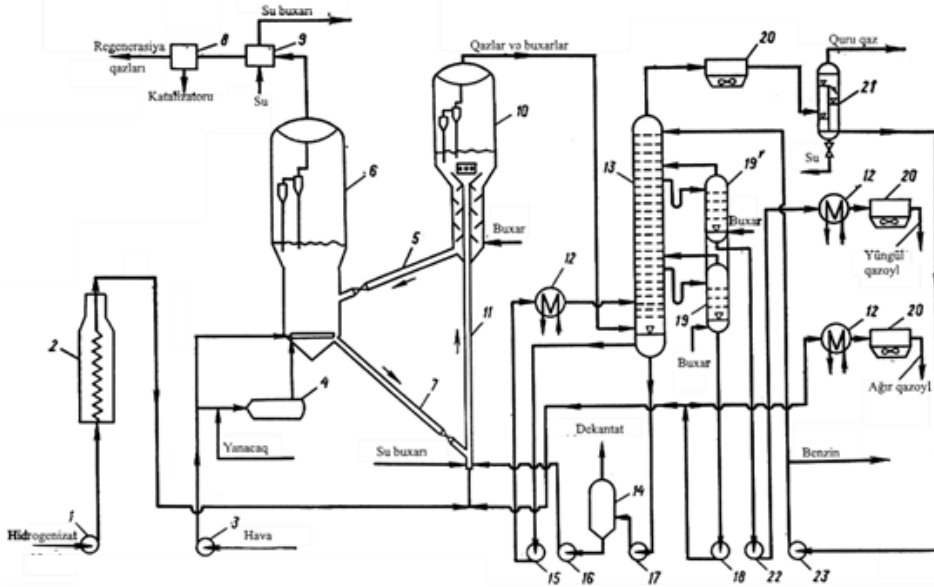
Material balansı		
Götürülüb, % (kütlə)		
– xammal	100.0	100.0
Cəmi	100.0	100.0
Alınıb, % (kütlə)		
– C ₄ daxil olmaqla ümumi qaz, <i>o cümlədən:</i>	17.4	14.1
– propilen	4.52	3.73
– propan	0.92	0.65
– butilenlər	5.28	4.71
– izobutan	3.82	2.59
– <i>n</i> -butan	0.85	0.54
– avtobenzin (C ₅ -195°C)	45.8	44.5
– fraksiya 195-270°C	6.9	6.5
– fraksiya 270-350°C	12.6	13.7
– fraksiya > 350°C	11.8	14.7
– koks	4.5	5.5
– itki	1.0	1.0
Cəmi	100.0	100.0

4.2. Düzaxınlı reaktorda gedən katalitik krekinq prosesi qurğusu

Düzaxınlı reaktorda gedən katalitik krekinq prosesi qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 4.1-də verilir. Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: xammal – vakuum distillatın hidrotəmizlənməsi, katalitik krekinq, rektifikasiya, qazfraksiyalaşdırma, benzinin stabilləşməsi. Hidrotəmizləmə şöbəsindən xammal – hidrogenizat 1 nasosu ilə 2 sobanın ilanvari borularına verilir və 11 reaktorun girişindən əvvəl resirkulyat və su buxarı ilə qarışır. 11 düzaxınlı reaktorun aşağı hissəsində xammal isti regenerasiya olunmuş katalizatorla təmasda olub buxarlanır və krekinqə uğrayır. Katalizatorun əsas kütləsi 10 reaktor-separatorda reaksiya məhsullarından ayrılır.

Reaksiya məhsullarının katalizatorundan ayrılmasına dair müxtəlif təkliflər var. Belə ki, bu sahədə aparıcı olan müəssisələrin birində düzaxınlı reaktorun yuxarı hissəsi genişləndirilib (reaktor psevdoqaynar layı ilə). Həmin hissədə qaz və buxar axınının sürəti 2 m/san təşkil edir. Lift-reaktora nisbətən sürətin belə aşağı düşməsi nəticəsində katalizatorun əsas kütləsi qaz və buxarlardan ayrılır, katalizatorun digər hissəsi reaktor-separatorda və daha sonra tsiklon və elektrofiltrdə ayrılır.

Reaktor bölməsinin texnoloji sxemi.



Şəkil 4.1. Düzaxınlı reaktorda katalitik krekinq qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 15-18, 22, 23 – nasoslar; 2 – borulu soba; 3 – havaüfürən; 4 – qızdırıcı; 5 – koklaşmış katalizatorun nəqli xətti; 6 – regeneratör; 7 – regenerasiya olunmuş katalizatorun nəqli xətti; 8 – elektrofıltr; 9 – qazan-utilizator; 10 – reaktor-separator; 11 – düzaxınlı reaktor; 12 – istilikdəyişdirici; 13 – rektifikasiya kalonu; 14 – şlam ayırıcı; 19, 19' - buxarlandırıcı kalonlar; 20 – hava soyuducu; 21 – qaz-su ayırıcı.

Katalizator su buxarı ilə buxarlandırıcı zonaya daxil olaraq 5 boru xətti ilə katalizatorun psevdoqaynar laylı 6 regeneratörünə ötürülür və buraya eyni zamanda 3 havaüfürücü ilə horizontal yerləşdirilmiş paylayıcıdan katalizatorun regenerasiyası üçün kifayət qədər hava verilir. Regenerasiya olunmuş katalizator 7 boru xətti ilə xammalla qarışma yerinə ötürülür. Krekinqin buxar məhsulları və regenerasiya qazları iki pilləli siklon aparatlarında katalizator tozundan azad olub 6 və 10 aparatların üstündə yerləşən kameralarda yığılırlar. Regenerasiya qazları 9 qazan-utilizatoru keçərək öz istiliyini su buxarının alınmasına sərf edirlər. Daha sonra, onlar 8 elektrofıltrdə tozdan təmizlənib tüstü borusundan atmosferə buraxılır.

Krekinqin buxar məhsulları 13 rektifikasiya kalonun alt yuma – separasiya seksiyasına verilir. Burada krekinq məhsulları bölünür. Kalonun alt hissəsində buxara qarışmış katalizator tozu ayrılır, bundan savayı burada ağır

fraksiyaların buxarları kalonun aşağısına 15 nasosu ilə verilən alt suvarma nəticəsində kondensləşir. Yüngül və ağır qazoyllar 13 kalonun müvafiq yerlərindən 19 və 19' buxarlandırıcı kalonlara verilir və sonra 18 və 22 nasoslari ilə 12 istidəyişdiricini keçməklə istiliyini verərək 20 hava soyuducusunda soyuyub qurğudan çıxarılır. Ağır qazoylun bir hissəsi katalizatorla qarışma hissəsinə verilir (resirkulyasiya üçün), 13 kalonun aşağısından 17 nasos vasitəsilə ağır karbohidrogenlərin katalizator tozu ilə qarışığı 14 şlam ayırıcıya verilir. 14 aparatın aşağısından şlam 16 nasos vasitəsilə reaktora qaytarılır, şlam ayırıcının üst hissəsindən aromatlaşdırılmış ağır qazoyl (dekantat) çıxarılır.

13 kalonun yuxarisından benzin buxarları, karbohidrogen qazları və su buxarları çıxaraq 20 hava soyuducusuna daxil olub 21 qaz ayırıcıya ötürülür. Burada qaz benzin kondensatından və sudan ayrılır. 23 nasosu ilə benzinin bir hissəsi 13 kalona isti suvarma kimi verilir, balans hissəsi stabilləşməyə ötürülür (həll olmuş qazları çıxarmaq üçün).

Qurğu işə salınan zaman hava 4 sobada qızaraq regeneratara verilir. 12 istidəyişdiricidə axınların istiliyi hidrotəmizləməyə verilən xammalın qızdırılmasına sərf olunur.

Reaktor bölməsinin iş rejimi:

Göstəricilər	Düzaxınlı reaktor*	Reaktor - separator	Regenerator
Temperatur, °C	515-545	490-500	650-700
Təzyiq, MPa	0.15-0.20	0.15-0.20	0.20-0.30
Buxarın sürəti, m/san	–	0.4-0.7	0.9-1.0
Xammal verilməsinin kütlə sürəti, saat ⁻¹	18-20	–	–
Xammala su buxarının sərfi, % (kütlə)	0.1-0.2	–	–
Suspenziyanın sürəti, m/san	6-8	–	–
Qarışığın sıxlığı, kq/m ³	40-60	400-450	450-500
Koksun yanma sürəti, kq/(t saat)	–	–	30-50
1 kq koksun yanması üçün hava sərfi, m ³	–	–	10-12

*Düzaxınlı reaktorun ölçüləri xammalla görə məhsuldarlıqdan asılı olaraq D=0.5-1.5 m, hündürlüyü 25-30 m, katalizator – xammal qarışığının qalma müddəti 2 san, katalizatorun regenerasiya müddəti 5-7 dəqiqədir.

4.3. Katalitik krekinq qurğusu 1-A/1-M

Katalitik krekinq qurğusu 1-A/1-M (şəkil 4.2) aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: reaktor şöbəsi (borularla birləşdirilmiş reaktor və regenerator), ayırıcı şöbəsi (əsas kalon, buxarlandırıcı kalonlar, qaz ayırıcı) və qızdırıcı şöbə (soba, istidəyişdiricilər, soyuducular). Xammal 22 nasosu ilə 21 istidəyişdiricilərdən keçərək axınların istiliyi hesabına təxminən 200°C-yə qədər qızır, 9 sobanın ilanvari borusuna verilir. Xammal sobada 260-270°C qızaraq qarışma şöbəsində katalizatorla qarışır. Alınmış suspenziya su buxarının təzyiqi altında yuxarı istiqamətdə 6 lift-reaktora və 7 reaktor-separatora verilir. Eyni vaxtda başqa qarışma şöbəsinə resirkulyat və 5 yuxarı istiqamətə yönələn boru (pnevmonəqliyyat) vasitəsilə 7 reaktorun psevdoqaynar layına verilir. Krekinq məhsulları (qaz və buxarlar) ikipilləli tsiklonlarda katalizator tozundan azad olaraq 13 rektifikasiya kalonun aşağısına verilir. 7 reaktorun buxarlandırma şöbəsindən kokslaşmış katalizator 3 boru xətti ilə regeneratara nəql olunur, bura həmçinin katalizatorun səthindəki koksü yandırmaq üçün hava verilir. Regenerasiya olunmuş katalizator 2 və 4 borularla xammal və resirkulyat ilə qarışma şöbəsinə verilir. Regenerasiya qazları regeneratordan ikipilləli tsiklon batareyalarını keçərək aparatın yuxarisından çıxırlar.

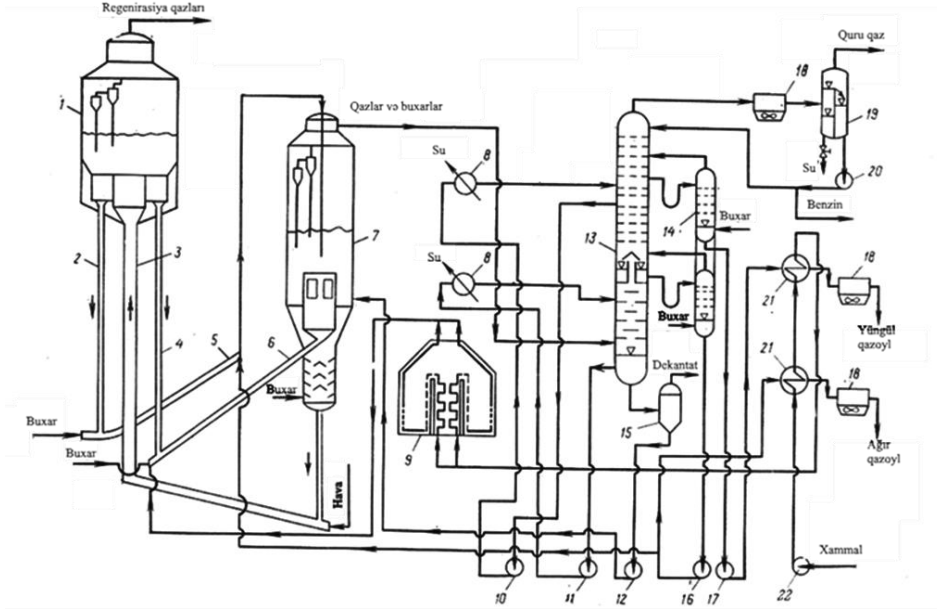
13 kalonda krekinq məhsulları qaza, benzinə, yüngül və ağır qazoyla ayrılır. Qaz, benzin və su buxarları yuxarıdan çıxaraq 18 hava soyuducusunda soyuyur, 19 qaz-su ayırıcısına verilir. 20 nasosu ilə benzinin bir hissəsi 13 kalonun yuxarı hissəsinə suvarma kimi verilir, qalan hissəsi stabilləşdirmə şöbəsinə, qaz isə fraksiyalaşdırma şöbəsinə verilir.

13 kalonun yan məhsulları olan yüngül və ağır qazoyllar kalondan çıxarılıb 14 buxarlandırıcı kalonun müvafiq şöbələrinə verilir. Bu şöbənin aşağısından fraksiyalar 17 və 16 nasosları ilə götürülərək 21 istidəyişdiricini keçməklə öz istiliklərini xammalın qızmasına sərf edirlər, sonra 18 hava soyuducusundan keçərək qurğudan anbara ötürürlər. Ağır qazoylun bir hissəsi 16 nasosla qarışma şöbəsinə regenerasiya olunmuş katalizatorla qarışmağa verilir (resirkulyat kimi).

13 kalonun aşağı hissəsinə suvarma kimi 11 nasosla 8 aparatı keçməklə ağır qazoyl verilir. Bu suvarma katalizator tozunun yüngül məhsullarla qarışmasının qarşısını alır. 13 kalonun alt hissəsindən krekinqin ağır məhsulları ilə birlikdə katalizator tozu 15 şlam ayırıcıya verilir. Burada şlam 12 nasosu ilə 7 reaktora qaytarılır, aromatik birləşmələrlə zəngin ağır qazoyl-dekantat qurğudan çıxarılır. 13 kalona kalonun ortasından 10 nasosu ilə götürülərək istidəyişdiricidən keçməklə üst boşqaba qayıdan arasuvurma verilir.

Qurğunun iş rejimi:

Reaktor	
Temperatur, °C	450-510
Təzyiq, MPa	0.15-0.20
Xammal verilməsinin kütlə sürəti, saat ⁻¹	1.2-3.0
Katalizatorun sirkulyasiya dövrüyyəsi	2-10
Regenerator	
Temperatur, °C	620-630
Təzyiq, MPa	0.2-0.3



Şəkil 4.2. 1-A/1-M katalitik krekinq qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – regenerator; 2, 4 – regenerasiya olunmuş katalizatorun nəqli xətti; 3 – koklaşmış katalizatorun nəqli xətti; 5, 6 – lift-reaktor; 7 – reaktor-separator; 8, 21 – istilikdəyişdiricilər; 9 – borulu soba; 10-12, 16, 17, 20, 22 – nasoslar; 13 – rektifikasiya kalonu; 14 – buxarlandırıcı kalon; 15 – şlam ayırıcı; 18 – hava soyuducu; 19 – qaz-su ayırıcı

4.4. Ağır neft məhsullarının nanokatalitik krekinq

Müasir dövrdə neft məhsullarının çeşidinə və keyfiyyətinə olan tələblər neft məhsullarının istehsalı sahəsində texniki inkişafa səbəb olmuş, yeni və mükəmməl texnoloji qurğu, istehsal komplekslərinin yaradılmasına gətirib çıxarmışdır.

Müasir yüksək keyfiyyətli neft məhsulların istehsalına neft emalının çox pilləliyi xarakterikdir. Bir çox hallarda əsas proseslərlə yanaşı ağır neft məhsullarının (mazut, qudron, deasfaltizat və s.) təkrar emalı, termokatalitik krekinq aparılır ki, bu da açıq rəngli neft məhsullarının alınmasına və neft emalının dərinləşməsinə gətirib çıxarır. Lakin bu qurğularda böyük miqdarda metal və enerji sərfi tələb olunur, proseslərdə işlənən katalizatorların əksəriyyətində bahalı nadir metallar olur.

Yeni işlənib hazırlanan və fəaliyyətdə olan termokatalitik proseslərin təkmilləşdirilməsində əsas məsələ yüksək molekullu termostabil karbohidrogenlərin aşağı molekullu karbohidrogenlərə konversiyası dərəcəsinin artırılması hesabına qazların, distillə məhsulların miqdarlarının artması ilə qalıq məhsullarının miqdarının minimuma endirilməsidir.

Yuxarıda göstərilən problemlərin həlli üçün Azərbaycan Respublikası Milli Elmlər Akademiyası Neft-Kimya Prosesləri İnstitutu “Tural-110” elmi-istehsal firması ilə birlikdə az enerji sərfiyatlı və daha mükəmməl müasir tələblərə cavab verən texnoloji proses – mazut və digər ağır neft məhsullarının təbii mənşəli ucuz nanoölçülü katalizatorlarının iştirakı ilə katalitik krekinq (nanokatalitik krekinq) hazırlanmış, layihələndirilmiş və həyata keçirilmişdir.

Nanokatalitik krekinq karbohidrogen qazların aktivləşdirici təsirindən istifadə etməklə aparılmış və müəyyən karbohidrogen qruplarına selektiv təsiri nəticəsində konversiyanın xeyli artmasına səbəb olmuşdur.

Aktivləşdirici karbohidrogen qazlarının reaksiya zonasına verilməsi bir tərəfdən reaksiya sürətini artırır, digər tərəfdən reaksiyanın nisbətən aşağı temperaturda getməsinə, həmçinin aktivləşdirici qazların da reaksiyada iştirakı hesabına kiçik molekullu birləşmələrin və hidrogenin əmələ gəlməsinə səbəb olur.

Prosesdə aktivləşdirici qaz kimi propan-butan reaksiyasından istifadə etdikdə xammal 80% konversiyaya məruz qalır. Buna görə də nanokatalitik krekinq prosesində aktivləşdirici qaz kimi prosesin özündə alınan qazlardan istifadə olunur, belə ki, bu qazlarda propan-butan fraksiyasının miqdarı təxminən 40-50% (kütlə) təşkil edir.

Bundan başqa, aktivləşdirici qazın (xüsusilə hidrogenin) fraksiya zonasına verilməsi koksun əmələ gəlməsini azaldır. Aktivləşdirici qazların reaksiya zonasında iştirakı prosesin temperaturunu aşağı salmaqla yanaşı, həmçinin bu zonada qaz qabarcıqlarının yaranması yüngül karbohidrogenlərin buxarlanmasının təşəbbüsçüsü olur və onların reaksiya zonasından tez çıxmasına səbəb olur.

Prosesdə açıq rəngli məhsulların çıxımı və onların xassələri xammalda olan karbohidrogen birləşmələrin quruluş və qrup tərkibindən asılıdır. Nanokatalitik krekinq prosesi üçün istənilən ağır karbohidrogen tərkibli xammaldan istifadə etmək olar. Buna birbaşa qovma mazutu, yarımqudron, vakuum

qazoylu, ağır və bitumlu neftlər, həmçinin yüngül neft və qaz kondensat qalıqları, işlənmiş yağlar və neft şlam aiddir.

Parafin karbohidrogenləri krekinqə daha asan uğrayırlar. Aromatik karbohidrogenlər daha çətin krekinq olurlar, naften karbohidrogenləri isə aralıq mövqe tutur.

Aromatik karbohidrogenlərdə alkil qrupları krekinqə uğrayırlar. Bu prosesdə katalitik krekinqlə yanaşı izomerləşmə, polimerləşmə prosesləri də gedir.

Neft emalının ağır qalıqlarının nanokatalitik krekinqi qurğusunun texnologiyası sxemi şəkil 4.3-də verilir. Ağır neft məhsullarının nanokatalitik krekinq prosesinin əsas məhsulları aşağıdakılardır:

Məhsul	Sıxlıq, ρ_4^{20} , kq/m ³	Xammala görə çıxım, % (kütlə)
Açıq rəngli məhsullar	810-820	65-70
Qaz	1.5-1.6	5-10
Qalıq (qudron)	910-915	20-25

Mazut (qudron) qarışdırıcı və qızdırıcı köynəklə təchiz olunmuş 1 tutuma verilir. Qarışdırıcıda mazutun (qudronun) nanokatalizatorla yaxşı qarışması üçün qarışıqın temperaturunu 70-90°C temperaturda saxlamaq lazımdır və bunun üçün köynəyə su buxarı verilir. 4 reaktor-separatorada temperatur 350-370°C-yə qədər yüksəldikdə qarışdırıcının üst hissəsində yerləşən qapaqdan katalizatorun hesablanmış miqdarı daxil edilir. Yüksək məhsuldarlıqlı qurğular üçün isə nanokatalizator pnevmonəqliyat və tərəzi ilə təchiz olunmuş bunker vasitəsilə ötürülür.

Əvvəlcədən qızdırılmış mazut (qudron) 1 tutumdan 14 nasos vasitəsilə 2 boru gövdəli istidəyişdiricinin boruarası fəzasına verilir, 4 reaktor-separatorun aşağısından çıxan kub qalığının hesabına qızaraq 5 istidəyişdiricinin borularını keçir, 4 reaktor-separatorun yuxarisından çıxan katalizatın hesabına qızır və aktivləşdirici qazın hesablanmış miqdarı ilə birlikdə 6 sobasına verilir.

Xammaldan asılı olaraq sobanın borularını vaxtından əvvəl kokslaşmadan qorumaq üçün verilən xammalın 1-4% (kütlə) miqdarında qızmış su buxarı verilir.

Xammalın növündən asılı olaraq krekinq prosesi 380-420°C temperaturda başlayır. Bu prosesdə 6 soba həm də reaktor rolunu oynayır. Mazutun (qudronun) katalizatorla homogen qarışığı 6 sobadan 4 reaktor-separatoruna verilir. Sobada başlayan krekinq reaksiyaları 4 reaktor-separatorada davam edir. Mazutun (qudronun) həcmi sürəti 8-10 saat⁻¹ təşkil edir.

4 reaktor-separatorada maye fazanın səviyyəsi avtomatik tənzimlənir. 4 reaktor-separatorun yuxarı hissəsindən qaz və buxarlar 3 və 5 istidəyişdirici-

ləri keçərək öz istiliklərini prosesə verilən xammala verərək soyuyur, daha sonra 10 su kondensator-soyuducusunu keçərək soyuyur və 11 separatoruna verilir. 11 separatorun aşağı hissəsi arakəsmə ilə təchiz olunub və prosesdə olan su separatorun sağ tərəfindən çıxarılır. Bir daha təmizləndikdən sonra prosesdə buxar alınması üçün işlədilir. Separatorun sol tərəfindən katalizat 16 nasosu ilə götürülərək benzin, dizel və qazoyl fraksiyalarına ayrılması üçün fraksiyalama şöbəsinə verilir.

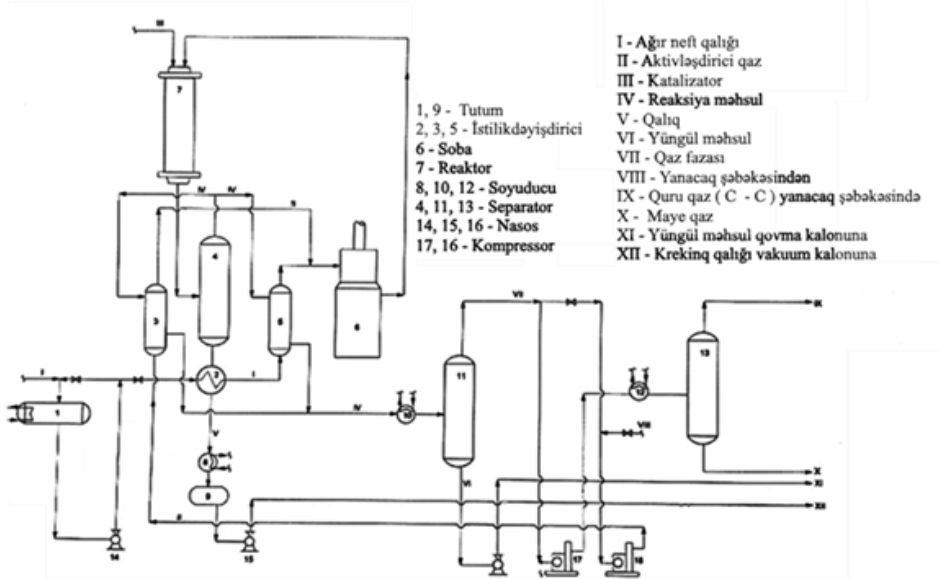
4 reaktor-separatorun aşağı hissəsindən ağır qalıq 2 istidəyişdiricinin boru fəzasına daxil olur, öz istiliyini prosesə verilən xammala verərək 9 tutağa yığılır. 9 tutumdan qalıq 15 nasosu ilə vakuüm qovulma şöbəsinə verilir. Vakuüm şöbəsinə kalonun üst və yan hissəsindən 20-40%-ə (kütlə) qədər yüngül və ağır qazoyl ayrılır; yüngül qazoyl katalitik krekinq üçün xammal, ağır qazoyl isə yanacaq kimi və ya kokslaşma prosesində istifadə oluna bilər. Vakuüm şöbəsinin ağır qalığı (xammalın 10-12% (kütlə) miqdarında) bitum istehsalında istifadə olunur. Belə ki, qalığın (qudronun) tərkibindəki nanohissəli katalizator asfalt istehsalında doldurucu kimi iştirak edir.

11 separatorunun yuxarisından qaz 17 kompressorun sorma xəttinə verilir və 1.1-1.3 MPa təzyiqdə sıxılaraq 12 su kondensator-soyuducudan keçir, kondensləşir və 13 separatora verilir. 13 separatorun yuxarisından hesablanmış miqdarda qaz prosesə qaytarılır. Quru qazın digər hissəsi müəssisənin yanacaq sisteminə ötürülür. 13 separatorunun aşağısından mayeləşmiş qaz (C₃-C₄) öz axını ilə maye qaz çənlərinə verilir (LPG) və texniki maye qaz kimi istifadə olunur.

Bakı neftinin birbaşa qovma mazutunun nanokatalitik krekinqi prosesinin texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Reaksiya zonasında təzyiq, MPa	0.75
Temperatur, °C	400-420
Xammal sərfinin həcmi sürəti, saat ⁻¹	8-10
Aktivləşdirici qazın xammala nisbəti, m ³ /m ³	100-300
Katalizatorun xammala görə sərfi, % (kütlə)	1.5-2.0
Sobaya verilən su buxarının xammala görə sərfi, % (kütlə)	1-4

Azərbaycan Respublikası Milli Elmlər Akademiyası Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunun təqdim etdiyi nanokatalizator əsasında mazut və ya qudronların nanokatalitik krekinqi qurğusu layihələndirilmiş, qurulmuş və müvəfəqiyyətlə işə salınmışdır. Qurğunun məhsuldarlığı 2 ton/saat təşkil etmişdir. Xammal kimi Bakı neftinin mazutu ($\rho_4^{20} = 920 - 925 \text{ kq/m}^3$) və AVT qurğusunun qudronu ($\rho_4^{20} = 940 - 945 \text{ kq/m}^3$) istifadə olunmuşdur. Nanokatalizator kimi təbii mənşəli alimosilikat istifadə olunub.



Şəkil 4.3. Ağır neft məhsullarının (qalıqlarının) nanokatalitik krekinqi
Prosesin material balansı:

Məhsul	20°C-də sıxlıq, kq/m ³	Xammala görə çıxım, % (kütlə)
Açıq rəngli məhsul (katalizat)	810-820	75.0
Karbohidrogen qazı	1.5-1.6	8.0
Krekinq qalığı	910-915	14.0
Koks	-	1.5
İtki	-	1.5
Cəmi:		100.0

Açıq rəngli məhsulun (katalizat) fraksiya tərkibli aşağıdakı cədvəldə verilir:

Məhsul	Çıxım, % (kütlə)
Karbohidrogen qazı	1.0
Benzin fraksiyası q.s. 200°C	30.0
Dizel fraksiyası (200-360°C)	48.4
Fraksiya 360-500°C	16.4
Fraksiya > 500°C	3.2
İtki	1.0
Cəmi:	100.0

Nanokatalitik krekinq prosesində alınan məhsulların xassələri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	I rejim	II rejim
<i>Benzin fraksiyası</i>		
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	738.1	748.1
Fraksiya tərkibi, % (kütlə)		
– q.b.	45	41
– 10%	73	70
– 50%	118	115
– 90%	189	187
– q.s.	200	199
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.2	0.8
Kinematik özlülük, mm ² /san	0.60	0.60
Yod ədədi	50	49
Olefinlərin miqdarı, % (kütlə)	19.8	19.4
Aromatik karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	12	14
Oktan ədədi	65	66
Kül, % (kütlə)	–	–
<i>Dizel fraksiyası</i>		
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	842.6	841.7
Fraksiya tərkibi, % (kütlə)		
– q.b.	198	183
– 10%	228	230
– 50%	277	270
– 90%	347	334
– q.s.	360	361
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.36	0.33
Kinematik özlülük, mm ² /san	3.41	3.32
Yod ədədi	24	32
Olefinlərin miqdarı, % (kütlə)	19	25.4
Aromatik karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	13	15
Kül, % (kütlə)	0.015	0.09
Alışma temperaturu, °C	112	104
Setan ədədi (motor üsulu)	46	47

Fraksiya > 360°C keyfiyyət göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Miqdar
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	905.9
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.4

40°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	97.74
Kül, % (kütlə)	0.1937
Alışma temperaturu, °C	+258

Sonrakı mərhələdə qudrunun nanokatalitik krekinqi prosesi aparılır. Proses mazutun nanokatalitik krekinqi prosesi aparıldığı qurğuda aparılmışdır. Bakı neftinin birbaşa qovma mazutu iki rejimdə aparılmışdır. Rejim I: təzyiq 0.75 MPa, temperatur 400°C, katalizatorun xammala görə sərfi 2.0% (kütlə); rejim II: təzyiq 0.75 MPa, temperatur 420°C, katalizatorun xammala görə sərfi 2.0% (kütlə).

Qeyd: Fraksiya > 360°C fraksiya 360-500°C və fraksiya > 360°C qarışığıdır.

Qudrunun nanokatalitik krekinqinin texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Reaksiya zonasında təzyiq, MPa	0.7-0.8
Temperatur, °C	380-400
Xammal sərfinin həcmi sürəti, saat ⁻¹	8-10
Aktivləşdirici qazın xammala nisbəti, m ³ /m ³	150-250
Katalizatorun xammala görə sərfi, % (kütlə)	1.5-2.0
Sobaya verilən su buxarının xammala görə sərfi, % (kütlə)	3-5

Qudrunun nanokatalitik krekinq prosesinin material balansı:

Məhsul	20°C-də sıxlıq, kq/m ³	Xammala görə çıxım, % (kütlə)
Açıq rəngli məhsul (katalizat)	870	65.00
Karbohidrogen qazı	1.5-1.6	10.00
Krekinq qalığı	970-975	21.00
Koks	–	2.50
İtki	–	1.50
Cəmi:		100.00

Qudrunun nanokatalitik krekinqindən alınan açıq rəngli məhsulun (katalizatın) analizləri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Miqdar	
20°C-də katalizatın sıxlığı, kq/m ³	877.0	
Qaynama başlanğıcı, °C	39	
Məhsulların çıxımı	% kütlə	% həcmi
– benzin fraksiyası, q.s. 210°C	15	19.18
– dizel fraksiyası 210-360°C	30	35.25
Σfraksiya < 360°C	45	54.43
– qalıq > 360°C,	54	44.57
o cümlədən 360-500°C	42.91	–
fraksiya > 500°C	11.09	–
– itki	1.0	1.0

Qudronun nanokatalitik krekinqindən alınan məhsulların keyfiyyət göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Miqdar
Benzin fraksiyası	
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	778.7
Fraksiya tərkibi, % (kütlə)	
– q.b.	47
– 10%	75
– 50%	134
– 90%	198
– q.s.	208
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.2948
40°C-də kinematik özlülük, mm ² /san	0.72
Olefinlərin miqdarı, % (kütlə)	52.41
Aromatik karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	13.56
Parafin karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	34.01
Donma temperaturu, °C	-60
Oktan ədədi	60
Dizel fraksiyası	
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	856.4
Fraksiya tərkibi, % (kütlə)	
– q.b.	168
– 10%	218
– 50%	247
– 90%	328
– q.s.	350
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.4
Kinematik özlülük, mm ² /san	3.68
Donma temperaturu, °C	-25
Alışma temperaturu, °C	+74

Ağır neft qalıqlarının (qudron) nanokatalitik krekinqindən alınan qazların komponent tərkibi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Komponentin adı	% (kütlə)
Metan	21.20
Etilen	5.85
Etan	20.75
Propilen	8.75
Propan	23.85
<i>i</i> -butan	1.83
buten-1	5.44
<i>n</i> -butan	7.75
<i>t</i> -buten-2	0.37
<i>s</i> -buten-2	0.30
3-metilbuten-1	0.31
<i>i</i> -pentan	1.26
penten-1	1.08
<i>n</i> -penten	1.26
Cəmi :	100.00

4.5. Katalitik riforminq və izomerləşmə

Müasir neft emalında benzinlərin keyfiyyətlərinin yaxşılaşdırılması, habelə qiymətli monomerlərin istehsalı üçün ən geniş yayılmış proseslərdən biri katalitik riforminqdir. Hal-hazırda platin katalizatorunun iştirakı ilə işləyən xeyli miqdarda katalitik riforminq qurğuları fəaliyyət göstərir ki, bu qurğular “platforminq” adlanır.

Prosesin məqsədi avtomobil benzinləri üçün yüksək oktanlı baza komponentin, habelə fərdi aromatik karbohidrogenlərin: benzol, toluol, ksilolların istehsal olunmasıdır. Proses nəticəsində həmçinin hidrogenli qaz (texniki hidrogen) alınır ki, bu da yanacaqların, yağların və digər fraksiyaların hidrotəmizlənməsində və böyük miqdarda hidrokrekinq proseslərində istifadə olunur.

Katalitik riforminq prosesi üçün xammal birbaşa qovma benzinin müxtəlif fraksiyalarıdır: fraksiya 85-180°C yüksək oktanlı benzin istehsalı, fraksiya 62-65°C benzol istehsalı, fraksiya 85-115°C toluol istehsalı, fraksiya 115-150°C ksilol istehsalı üçün istifadə olunur. Bəzən xammal qismində birbaşa qovma benzinin geniş fraksiyasına koklaşma prosesinin, termiki krekinqin aşağı oktanlı benzinlərini də qatırlar. Xammalda olan kükürd birləşmələri katalizatoru zəhərləyib aktivliyini aşağı salır (zərərsizləşdirmə prose-

si). Buna görə də platforminq prosesindən əvvəl xammalın hidrotəmizlənməsi həyata keçirilir. Xammalda kükürdün miqdarı 0.01-0.005% (kütlə), yəni 50-100 ppm olduqda katalizatorunda minimum zərərsizləşdirmə gedir.

Katalitik riforminq prosesində neft fraksiyalarındakı karbohidrogenlər mühüm çevrilmələrə məruz qalır ki, bunun nəticəsində aromatik karbohidrogenlər əmələ gəlir. Burada altıölçülü naften karbohidrogenlərinin dehidrogenləşməsi, beşölçülü naften karbohidrogenlərinin dehidroizomerizasiyası, parafin karbohidrogenlərinin dehidrosiklizasiyası, eyni zamanda aromatik karbohidrogenlərin parçalanması və dealkilləşməsi, həmçinin onların sıxılması nəticəsində katalizatorun üzərində koksun yığılması prosesləri gedir. Katalizatorun məsamələrində koksun yığılması və prosesdə əmələ gələn doymamış karbohidrogenləri hidrogenləşdirmək məqsədilə reaktorlarda 3-4 MPa hidrogen təzyiqi yüksək oktanlı benzin istehsalında, 2-2.5 MPa hidrogen təzyiqi isə fərdi aromatik karbohidrogen istehsalında saxlanılır.

Katalitik riforminq prosesində bütün əsas reaksiyalar mənfi istilik effekti (endotermiki) ilə gedir. Prosesin temperaturu (480-520°C) prosesin gedərində aşağı enir və xammalın çevrilməsi dayanır. Buna görə prosesin axıra kimi getməsi üçün tam çevrilməmiş xammalın və reaksiya məhsullarının qarışığını arada qızdırmaq və sobadan sonra başqa reaktorlara yönəltmək tələb olunur. Hal-hazırda katalitik riforminq qurğularında ardıcıl birləşən soba-reaktor-soba-reaktor, yəni reaktor batareyalarından istifadə edirlər. Batareyalarda reaktor və sobaların sayı dörd və daha artıq olur.

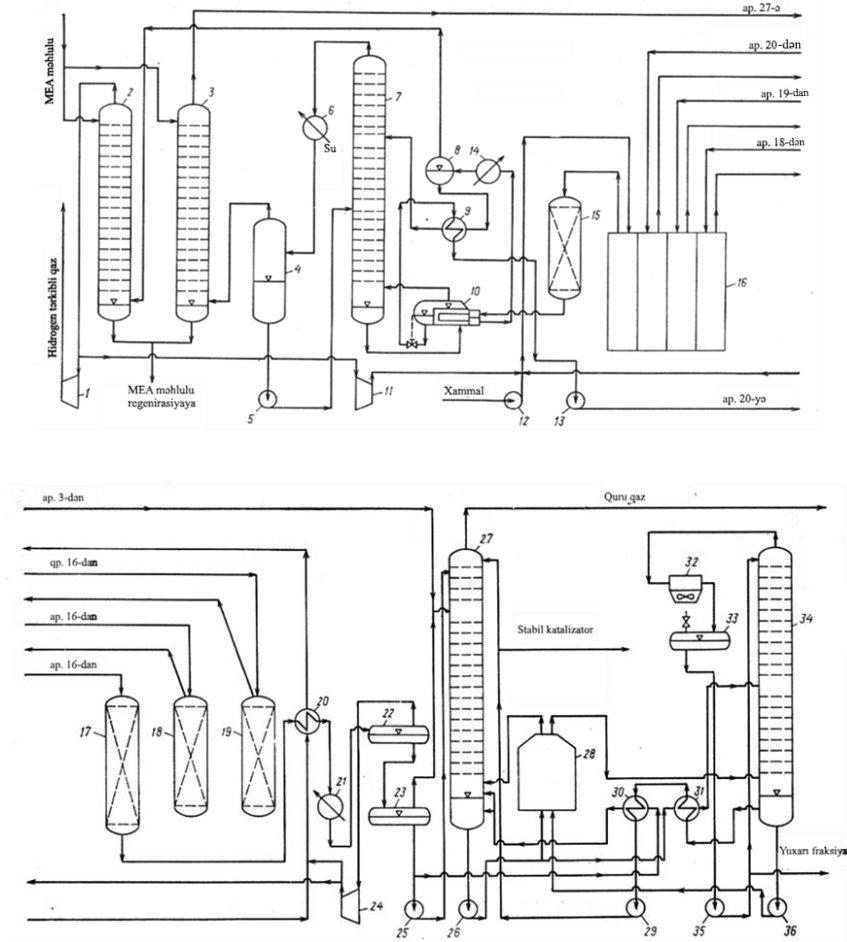
Katalitik riforminq qurğularında yüksək oktanlı benzin komponentinin çıxımı 80-88% (kütlə) təşkil edir, oktan ədədi 80-85 (motor metodu), götürülən xammalın oktan ədədi isə 45-60 (motor metodu) olur.

Riforminq prosesinin əsas sənaye katalizatoru kimi alüminiumplatin katalizatorundan (0.3-0.8% (kütlə) platin aliminium-oksidinə hopdurulur) istifadə olunur. Son zamanlar platin katalizatoruna bir qədər renium da qatırlar. Daha aktiv bimetal platin-renium katalizatorun istifadə edilməsi prosesi bir qədər yumşaq şəraitdə 0.7-1.4 MPa təzyiqdə aparmağa imkan verir. Katalizator diametri 2.6 mm və hündürlüyü 4 mm olan silindr şəkilində olur.

Hal-hazırda daha çox yayılan platforminq prosesi reaktorda katalizatorun stasionar layda olmasıdır; katalizatorun regenerasiya arası işləmə müddəti 360 gündür. Son zamanlar hərəkətdə olan katalizatorun fasiləsiz regenerasiyası ilə platforminq prosesinə diqqət yetirilir. Bu prosesdə reaktor şöbəsi bir-birinin üstündə yerləşən üç reaktordan ibarətdir. Katalizator daim yuxarıdan aşağıya axır, 3-cü reaktordan sonra katalizat xüsusi regeneratorda daxil olur, regenerasiya olunaraq yenidən birinci reaktora ötürülür. Beləliklə, fasiləsiz proses – regenerasiya prinsipi həyata keçirilir və bu metodla aparılan prosesdə katalizator daha aktiv olur.

4.6. Stasionar laylı katalizatorla işləyən riforminq qurğusu

Katalizatorun stasionar layı ilə aparılan riforminq prosesi qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 4.4-də göstərilir. Qurğu özündə üç şöbəni birləşdirir: xammalın hidrotəmizlənməsi, katalitik riforminqin sirkulyasiya edilən qazının təmizlənməsi, qazın separasiyası və benzinin stabilləşməsi.



Şəkil 4.4. Stasionar laylı katalizatorla işləyən riforminq qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 11, 24 – kompressorlar; 2 – absorber; 3 – hidrogen sulfiddən təmizləmək üçün kalon; 4 – separator; 5, 12, 13, 25, 26, 29, 35, 36 – nasoslar; 6 – kondensator-soyuducu; 7 – buxarlandırıcı kalon; 8, 22, 23 – separatorlar; 9, 20, 30, 31 – istilikdəyişdiricilər; 10 – qaynadıcı; 14, 21 – soyuducular; 15 – hidrotəmizləmə reaktoru; 16 – çox şöbəli soba; 17-19 – platforminq reaktorlar; 27 – fraksiyalara ayıran absorber; 28 – borulu soba; 32 – hava ilə soyutmaq üçün aparat; 33 – qəbuledici; 34 – stabilizator-kalon.

Xammal 12 nasos vasitəsilə 4.7 MPa təzyiqlə hidrotəmizləmənin sirkulyasiya edilən qazı və riforminqin izafi hidrogenli qazı ilə qarışdırılır. Bu qaz-xammal qarışığı 16 sobanın ayrı şöbəsinə verilir və 425°C-yə qədər qızdırılaraq 15 hidrotəmizləmə reaktoruna verilir. Reaktorda alüminium-kobalt-molibden katalizatorunda xammalda olan kükürd birləşmələri dağılır və sonradan hidrogen-sulfid qazı şəkilində çıxırlar. Eyni zamanda azot və oksigen birləşmələri hidrogenləşib xammaldan ayrılır.

Buxar-qaz qarışığı 15 reaktorun aşağı hissəsindən çıxaraq 10 qaynadıcıda və 14 soyuducuda soyuyur, 35°C-yə qədər temperatur aşağı düşərək 8 qaz separatora verilir. Burada qarışıq maye hidrogenizata və sirkulyasiya qazına bölünür. Qaz monoetanolamin (MEA) məhlulunun köməyi ilə hidrogen-sulfiddən təmizlənmək üçün 2 absorberə verilir, sonra 11 kompressoru ilə 4.7-5.0 MPa təzyiqlə qədər sıxılaraq hidrotəmizləmə sisteminə qaytarılır. Sirkulyasiya qazının artıq hissəsi 1 kompressoru ilə 6 MPa təzyiqlə qədər sıxılır və qurğudan çıxarılır.

Hidrogenizat 9 istidəyişdiricidə soyuyaraq 8 separatoradan 7 buxarlandırıcı kalona verilir. Kalonun yuxarisından hidrogen-sulfid, karbohidrogen qazları və su buxarı çıxaraq 6 aparatda soyuyub kondensləşir və 4 separatora ötürülür. 4 separatorun aşağısından kondensat 5 nasos vasitəsilə götürülərək 7 kalona qaytarılır. Üstdən çıxan məhsullar (hidrogen-sulfid və karbohidrogen qazları) separatoradan 3 kalona verilir, burada MEA məhlulunun köməyi ilə hidrogen-sulfiddən təmizlənir. 3 kalonun yuxarisından buxarlar 27 fraksiyalaşdırıcı absorberə yönəlir.

7 kalonun kubundan hidrogenizat 10 qaynadıcını, 9 istidəyişdiricini keçdikdən sonra 13 nasosu ilə əvvəlcədən sirkulyasiya edilən hidrogenli qazla qarışib platforminq şöbəsinə ötürülür. Qaz-məhsul qarışığı əvvəlcə 20 istidəyişdiricidə qızır, sonra sobanın uyğun seksiyasına keçərək 500-520°C qızır və 19 reaktora keçir. Qarışığın sonrakı gedışı 18 və 17 reaktorlardır. Hər reaktordan əvvəl riforminq qarışığı 16 çoxşöbəli sobanın ilanvari borularında qızır. Beləliklə, riforminq prosesinin istiliyi prosesin əlverişli getməsi üçün əlavə istiliklə təmin olunur. Nəhayət, axırıncı 17 reaktordan qaz-məhsul qarışığı 20 istidəyişdiriciyə, 21 soyuducuya verilir və 30°C-dək soyuyaraq 22 yüksək təzyiqli separatora (3.2-3.6 MPa) ötürülür və sirkulyasiya qazı katalizatorundan ayrılır.

Sirkulyasiya qazı 24 kompressor vasitəsilə 5 MPa təzyiqlə qədər sıxılaraq platforminq sisteminə qaytarılır, artıq qalan qaz isə hidrotəmizləmə sisteminə verilir. Qeyri-stabil katalizat 22 separatoradan 23 aşağı təzyiqli separatora ötürülür (təzyiq 1.9 MPa). Katalizatdan ayrılan karbohidrogen qazları separatorun yuxarisından çıxaraq hidrotəmizləmənin karbohidrogen qazları ilə qarışır, 27 fraksiyalaşdırıcı absorberə verilir. Bu absorberə həmçinin 25 nasosu ilə 23 separatorun maye fazası verilir. Absorbent kimi stabil katali-

zatdan (benzin) istifadə olunur. 27 absorberdə 1.4 MPa təzyiqdə, aşağıının temperaturu 165°C, yuxarının temperaturu 40°C-də quru qaz ayrılır.

Qurğunun iş rejimi:

Temperatur, °C	480-520
Təzyiq, MPa	3-4
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1.5-2
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³ xammal	1500
Katalizatorun pillələr üzrə bölünməsi	1:2:4

Qeyri-stabil katalizat 26 nasosu ilə 31 istidəyişdiricidən keçərək 34 kalona verilir və burada katalizatın stabilləşməsi baş verir. Məhsulun bir hissəsi 27 və 34 aparatlarda lazımı olan temperaturu saxlamaq üçün 28 sobanın uyğun şöbələrindən sirkulyasiya edilir. Stabilləşmənin baş fraksiyası 32 aparatda soyuyub kondensləşdikdən sonra 33 qəbulediciyə qəbul olunur, oradan 35 nasosu ilə bir hissəsi kalona suvarma kimi qaytarılır, artıq hissəsi isə qurğudan çıxarılır.

4.7. Hərəkət edən laylı platin katalizatoru ilə işləyən riforminq qurğusu

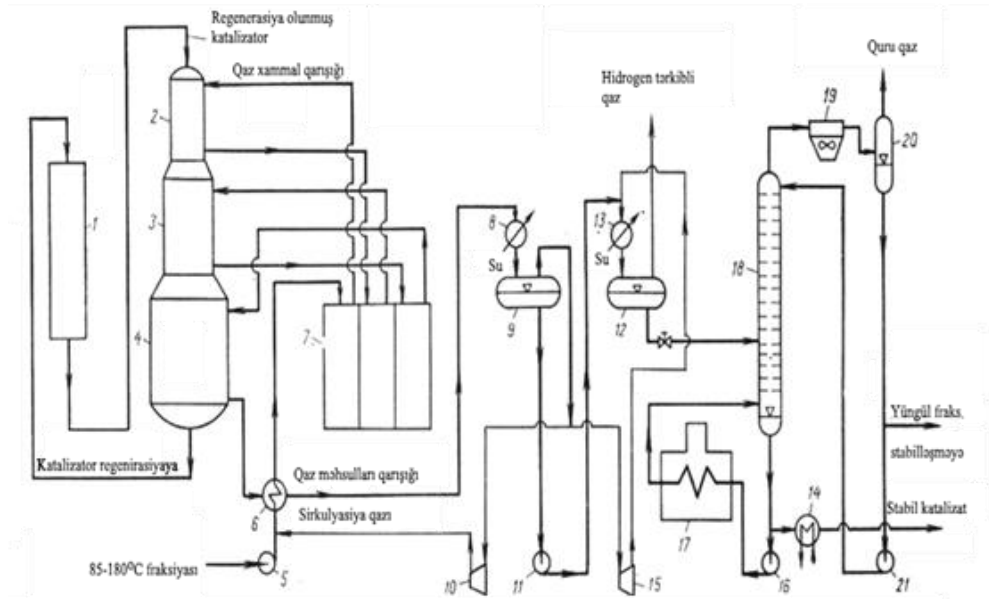
UOP firmasının (ABŞ) platforminq prosesində platin katalizatoru bir-birinin üstündə yerləşən və bir kalon aparatı şəkilində olan, lakin müxtəlif diametrləri olan üç reaktor boyu və regenerator arasında sirkulyasiya edir. Katalizator birinci reaktordan (üstdəki) aşağı hərəkət edərək ikinci reaktora və buradan da aşağıdakı üçüncü reaktora keçir. Üçüncü reaktordan katalizator regeneratora nəql edilir. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 4.5-də göstərilib.

Xammal sirkulyasiya edilən hidrogenli qazla qarışdırılaraq 5 nasosu ilə 6 istidəyişdiriciyə verilir və buradan da 7 çoxşöbəli sobanın 1-ci şöbəsinin ilanvari borularına ötürülür. 520°C-yə qədər qızdırılan qaz-xammal qarışığı 2 reaktora verilir.

Reaksiya qarışığının aralıq qızdırılması 7 sobanın növbəti şöbələrindən ilanvari borularında baş verir. Reaksiya məhsulları 4 reaktorun aşağısından çıxaraq 6 istidəyişdirici və 8 su soyuducusuna keçir, öz istiliyini prosesə gədən xammala verərək soyuyur.

Qarışıq 9 aşağı təzyiqli seperatora (1 MPa) daxil olaraq qaz və maye fazalarına ayrılır. 9 aparatdan qaz 15 kompressoru ilə 1.5 MPa təzyiqə qədər sıxılır, 11 nasosu ilə verilən maye ilə qarışır, qarışıq 13 soyuducuda soyudularaq 12 yüksək təzyiqli qaz separatora verilir, qaz və maye fazaya ayrılır. Bu cür separasiyaya görə nisbətən aşağı təzyiqdə aparılan proses benzinin

hidrogenli qaz ilə reaksiya zonasından çıxmasını azaldır və qazda hidrogenin miqdarını artırır.



Şəkil 4.5. Hərəkət edən laylı katalizator ilə işləyən riforminq qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – regenerasiya şöbəsi; 2-4 – platforminq reaktorlar; 5, 11, 16, 21 – nasoslar; 6, 14 – istilikdəyişdiricilər; 7 – çox seksiyalı soba; 8, 13 – soyuducular; 9, 12 – aşağı və yüksək təzyiqli qaz separatoru; 10, 15 – kompressorlar; 18 – stabilləşdirici kalon (stabilizator); 17 – borulu soba; 19 – hava ilə soyutmaq üçün aparat; 20 – qaz separatoru

Hidrogenli qaz 10 kompressoru ilə xammalın hidrotəmizləmə şöbəsinə və 6 istidəyişdiricidən əvvəl platforminqin xammalı ilə qarışma yerinə sirkulyasiyaya verilir. Hidrogenli qazın balans miqdarı qurğudan çıxarılır.

18 kalonda katalizatın stabilləşməsi aparılır. Stabilləşmənin baş fraksiyası 19 hava soyuducusunda soyuduqdan və kondensləşdikdən sonra 20 qaz separatora verilir və burada quru qazdan azad olduqdan sonra 21 nasos vasitəsilə 18 stabilləşmə kalonuna suvarma kimi verilir, balans miqdarı isə qurğudan çıxarılır. 18 stabilləşmə kalonun kubuna istilik vermək üçün kalonun kub məhsulu 16 nasosu ilə 17 borulu sobadan keçərək qızır və kalonun kubuna isti sirkulyasiya verilir. 18 kalonun kub məhsulunun balans miqdarı - stabil katalizat 14 soyuducunu keçməklə qurğudan çıxarılır. 4 reaktorun aşağısından işlənmiş katalizatorun hamısı 1 regeneratara nəql edilir. Burada ardıcıl olaraq koksun yandırılması, oksidləşmə (platin kristallarının kiçildil-

məsi üçün) və xloridlərin əlavə olunması (promotor) həyata keçirilir. Rejenerasiya olunmuş katalizator soyudulduqdan sonra 2 reaktorun yuxarisına verilir. Nəqliyici qaz kimi istifadə olunan hidrogen katalizatoru regeneratordə oksidləşməsindən sonra bərpa edir. Reaktorun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	490-520
Təzyiq, MPa	1.2-1.3
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1.5-2.0
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³	1500-1800
Katalizatorun reaktorlar üzrə bölünməsi	1:2:4

4.8. Pentan və heksanların katalitik izomerləşmə qurğusu

Katalitik izomerləşmə prosesi yüksək oktanlı benzin komponentlərin, habelə neft-kimya sənayesi üçün xammal istehsalı məqsədi daşıyır. Xammal kimi n-butan, q.b. 62°C olan yüngül birbaşa qovma fraksiyaları, katalitik riforminqin rafinatları, n-pentan, n-heksan və ya onların qaz fraksiyalamasından çıxan qarışıqları istifadə olunur.

Prosesi hidrogenli qaz şəraitində aparırlar. Əsas katalizatorlar: Fridel-Krafts katalizatoru, volfram sulfid, bifunksional katalizatorlar, nadir metal saxlayan seolit katalizatorlar, kompleks katalizatorlar. Bu prosesdə ən çox istifadə olunan katalizator tərkibində platin və ya palladium turş daşıyıcılarında (alüminium oksid, seolit) olan katalizatorlardır.

Tətbiq olunan katalizatordan asılı olaraq izomerləşmə prosesi aşağıdakı texnoloji rejimdə aparılır:

Temperatur, °C	0-480
Təzyiq, MPa	1.4-10.5
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1.0-6.0
Hidrogen : xammal mol nisbəti	(2-6) : 1

Məqsədli məhsulun – oktan ədədi 88-92 (tədqiqat metodu) olan izomerizatın çıxımı 93-97% (kütlə); yan məhsul yanacaq kimi işlədilən quru qazdır.

İzomerləşmə qurğusu iki şöbədən ibarətdir: rektifikasiya və izomerləşmə. Rektifikasiya şöbəsində xammal izomerləşməyə göndərilən pentan və heksan fraksiyalarına ayrılır və izomerləşmədən sonra izomerizatlar stabilləşməyə verilərək onlardan izopentan və izohexsan məhsulu ayrılıb anbarlara yönəldilir. İzomerləşmə şöbəsində izomerizatlar alınır.

və sirkulyasiya edilən qaz 14 adsorberdə NaA tipli seolitdən keçərək qurudulur. Hidrogenin qatılığı sirkulyasiya edilən qazda 80-85% (həcmi) təşkil edir, prosesdə hidrogenin xammala görə sərfi 0.1-0.3% (kütlə) olur. Katalizator hər 3-4 aydan bir koksu yandırmaqla regenerasiya edilir. İzopentan 17 absorberdə stabilləşmə qazlarından ayrılır və yuxarı boşqabına sirkulyasiya edən heksan fraksiyasının bir hissəsi suvarma kimi verilir. Qurğunun əsas məhsulu 95% (kütlə) təmizlikli izopentandır. İzopentanın oktan ədədi izomerləşmədən sonra 79-dan 90-a yüksəlir (tədqiqat metodu). Bu prosesin köməyi ilə yüngül fraksiyaların oktan ədədlərini 15-20 vahid artırmaq olur. Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	380-450
Təzyiq, MPa	3.5
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1.5
Hidrogen:n-pentan mol nisbəti	3:1
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³ xammal	880
Pentan izomerizatının resirkulyasiya nisbəti	1.25

Kalonlarda temperatur və təzyiq aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	5 kalon	8 kalon	9 kalon	16 kalon
Temperatur, °C				
– evaporator	55	90	84	84
– yuxarı	82	77	74	68
– aşağı	100	110	110	104
Təzyiq, MPa	0.6	0.5	0.3	0.15

4.9. Yüksək keyfiyyətli yanacaq istehsalı

Son zamanlar bütün dünya üzrə “Avro-4” və “Avro-5” standartlarının tətbiqi sayəsində avtomobil benzinlərinin keyfiyyətinə olan tələbat xeyli sərtləşdirilmişdir.

İstehsal olunan avtomobil yanacaqlarının keyfiyyətinin yeni standartlara cavab verə bilməsi üçün əlavə istehsal sahələrinin yaradılması tələb olunur. Bu işə yanacaq istehsalının ənənəvi qurğularında metal və enerji sərfinin xeyli artmasına və istehsal olunan məhsulun xeyli bahalaşmasına səbəb olur. Həmçinin riforminq, alkilləşmə, izomerləşmə və s. proseslərdə istifadə olunan katalizatorlarda bahalı nadir metallar istifadə olunur.

Müasir dövrdə yanacaq istehsalında əsas məsələ əlavə texnoloji qurğulardan istifadə etmədən xüsusi texnologiyaların tətbiqi ilə istehsal olunan

yanacağıın Avropa standartlarının tələblərinə cavab verməsinə nail olmaqdır. Yuxarıda göstərilən problemləri həll etmək üçün bir çox neft-kimya problemləri ilə məşğul olan elmi müəssisələrdə az enerji sərf edən, iqtisadi cəhətdən səmərəli, ekoloji cəhətdən əlverişli, tullantisız texnologiyalar işlənilib hazırlanmışdır. Bunlar metaforminq, GTL (qazdan maye yanacaq alınması), seosin, seoforminq və başqa proseslərdir.

Bu proseslərin digər üstünlüyü ondan ibarətdir ki, proses nisbətən aşağı təzyiqdə və nisbətən aşağı temperaturda aparılır.

4.10. Metaforminq prosesi

Müasir tələblərə cavab verən mühərrik yanacaqlarının istehsalında ən perspektivli proseslərdən biri metaforminq prosesidir.

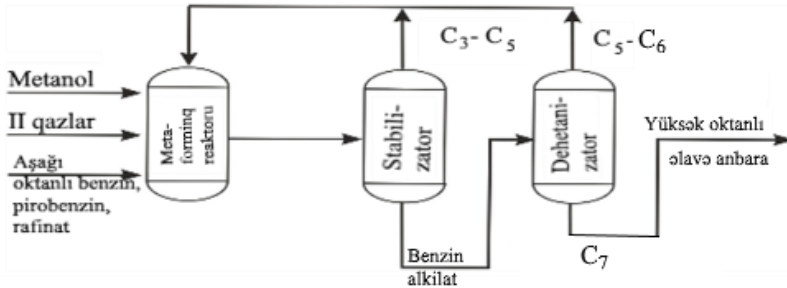
Metaforminq prosesi metanolun, etanolun və digər spirtlərin, onların qarışığının, habelə sadə efirlərin iştirakı ilə neft emalı, neft-kimya qurğularında alınan ikinci məhsulların (etan, etilen, propan, propilen, butilenlər və s.) və birbaşa qovma benzinin, piroliz benzinin, qaz kondensatlarının yüngül fraksiyalarının katalitik çevrilmələri nəticəsində yüksək oktanlı benzinlərin alınması prosesidir.

Rusiya Federasiyasında neft emalı və neft-kimya zavodlarının yan məhsullarının miqdarı aşağıdakı cədvəldə verilir:

Axınların adı	Tərkibi	Müəssisədə mənbə	Miqdarı, mln. ton (2020-ci il)
Katalitik krekinq, visbrekinq, koklaşma qurğularının C ₂ -C ₄ qazları	Etan, etilen, propan, propilen, butanlar, butenlər və s.	Katalitik krekinq, visbrekinq qurğularının qazayırma bölməsi	1.67
Riforminq, AVT, izomerizasiya və s. qurğuların C ₂ -C ₄ qazları	Etan, propan, butan	Doymuş karbohidrogenlərin fraksiyalama	3.39
Piroliz prosesinin maye məhsulları	Benzol, toluol, olefinlər, dienlər, parafinlər	Piroliz qurğusu	2.04

Müxtəlif variantlarda aparılan metaforminq prosesləri. Metaforminq prosesində bir neçə proseslər eyni vaxtda gedir. Bu proseslərdə aro-

matlaşdırma (aromatik karbohidrogenlərin alınması), alkilləşmə, izomerləşmə, tsiklləşmə, oliqomerləşmə, parçalanma, efirləşmə reaksiyaları gedir. Məlumdur ki, alkilləşmə, oliqomerləşmə, tsiklləşmə, efirləşmə reaksiyaları ekzotermiki; parçalanma, izomerləşmə, aromatləşmə reaksiyaları isə endotermikidir. Metaforminq prosesində ekzotermiki reaksiyaların istilik effekti endotermiki reaksiyaların istilik effektindən çox olması nəticəsində bütövlükdə proses özü ekzotermikidir, yəni istilik ayrılması ilə gedir.



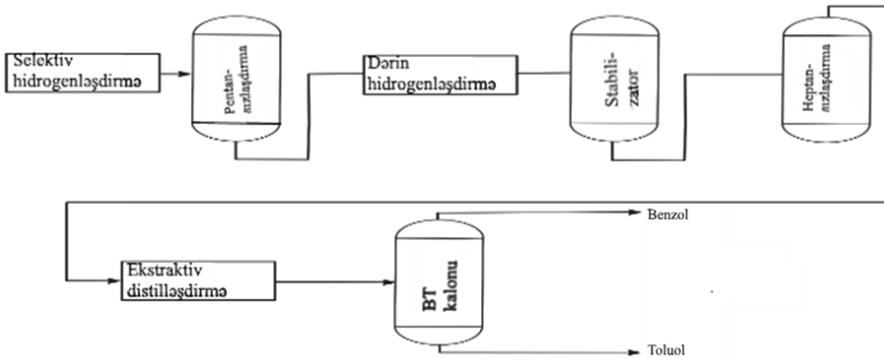
Şəkil 4.7. Aşağı oktanlı benzindən metaforminq prosesi ilə yüksək oktanlı benzinin alınmasının texnoloji sxemi

Metaforminq prosesinin texnoloji rejimi aşağıdakı kimidir:

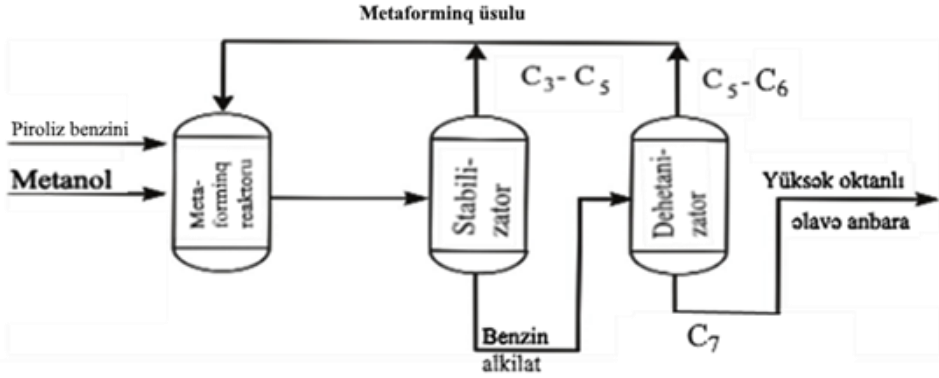
Temperatur, °C	280-400
Təzyiq, MPa	0.5-1.5
Katalizator	ZSM-5 tipli seolit
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	0.8-2

Piroliz prosesinin piroliz benzindən yüksək oktanlı komponentin alınması ənənəvi Uhde üsulu ilə təklif olunan metaforminq üsulu ilə müqayisə aşağıda verilir:

Uhde* üsulu



Şəkil 4.8. Metaforminq prosesinin Uhde üsulu ilə sxemi

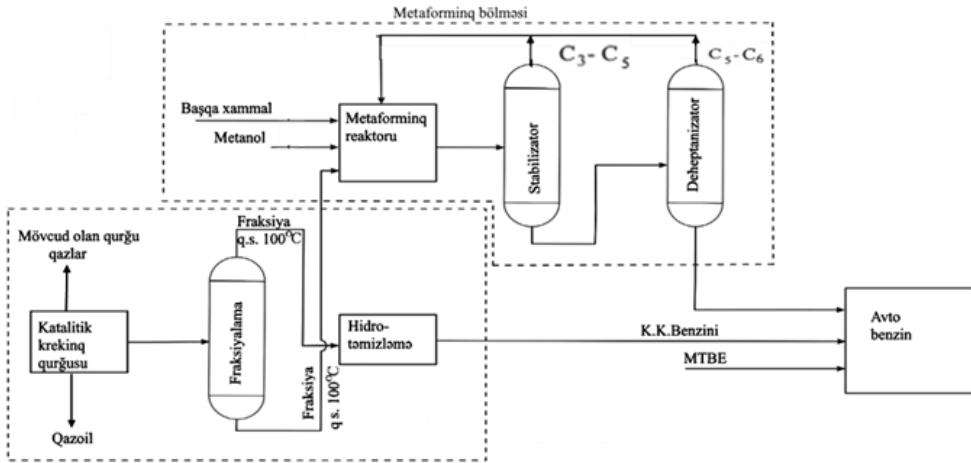


Şəkil 4.9. Piroliz benzinindən metaforminq üsulu ilə yüksək oktanlı benzinin alınması texnologiyasının sxemi

Yuxarıda göstərilən sxemdən metaforminq prosesinin ənənəvi Uhde prosesindən üstünlüyü aydın görünür:

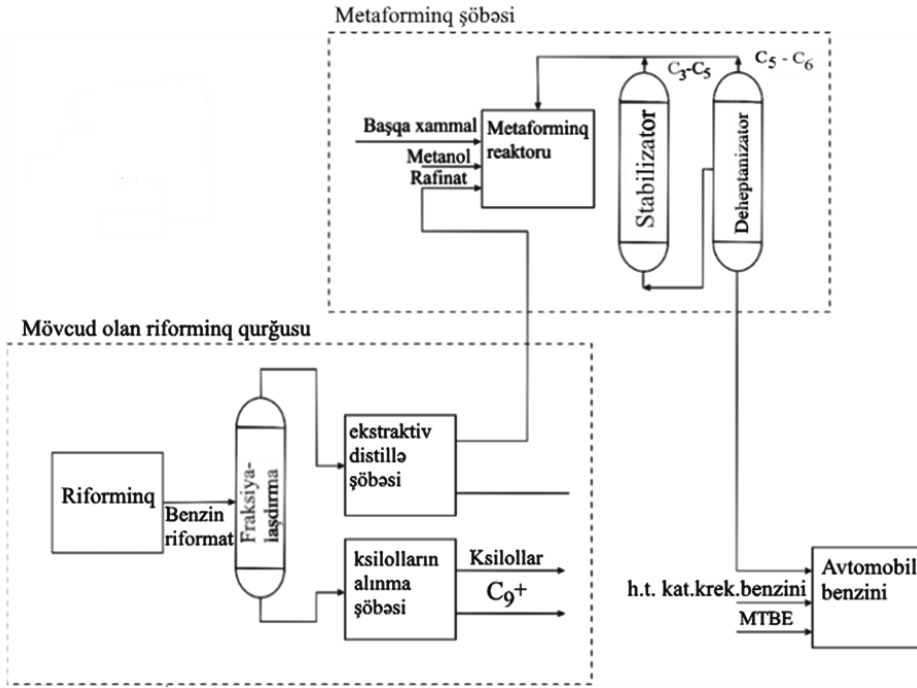
- emal prosesində iki mərhələnin ixtisar edilməsi;
- daha keyfiyyətli məhsul istehsalı;
- iqtisadi səmərəliliyin kəskin sürətdə artması.

Metaforminq prosesi ilə katalitik krekinq benzin fraksiyasından yüksək oktanlı komponent alınmasının prosesinin texnoloji sxemi şəkil 4.10-da verilir.



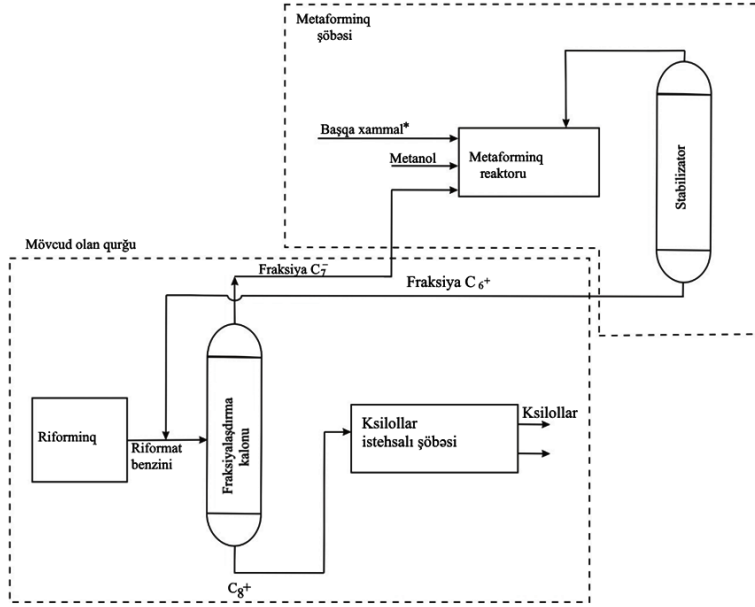
Şəkil 4.10. Metaforminq prosesi ilə katalitik krekinq benzin fraksiyasından yüksək oktanlı benzinin alınması prosesinin texnoloji sxemi

Metaforminq prosesi vasitəsilə riforminq prosesinin rafinatının metanolla, maye qazla (LPG), piroliz benzini və başqa xammallarla birlikdə motor yanacaqları üçün yüksək oktanlı komponentlər istehsal etmək mümkündür.



Şəkil 4.11. Riforminq benzin fraksiyalarından yüksək oktanlı komponentlərin istehsalı

Benzin fraksiyalarının metanol, yüngül karbohidrogenlərin geniş fraksiyası (JKGF), piroliz benzini və digər yan məhsulla metaforminq prosesindən neft kimyasında çox əhəmiyyətli ksilolların çıxımlarının artmasına nail olmaq olar. Şəkil 4.12-də riforminq benzinindən ksilollar ayrıldıqdan sonra qalan C₇-fraksiyasının metaforminq prosesinə göndərilməsi prosesinin texnoloji sxemi verilmişdir.

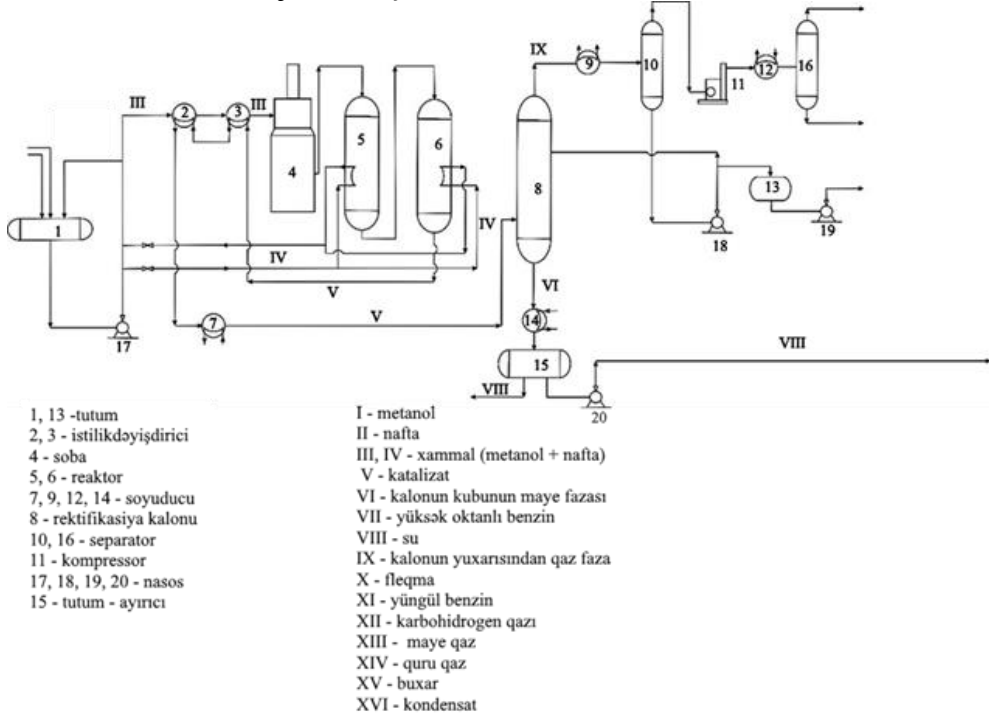


Şəkil 4.12. Riforminq benzinindən ksilollar ayrıldıqdan sonra qalan C_7 -fraksiyasının metaforminq prosesinə göndərilməsi prosesinin texnoloji sxemi

Yuxarıda göstəriləyi kimi metaforminq prosesinin tətbiqi həm ekoloji cəhətdən (metanolun əvəzinə spirt zavodlarının yan məhsulları və tullantıları olan sivuş yağlarından, spirt qovucu kalonun yüngül fraksiyasından; karbohidrogen fraksiyaları kimi işə neft emalı və neft-kimya zavodlarının yan məhsulları olan müxtəlif doymuş, doymamış qazlar, piroliz prosesinin piroliz benzini və s. karbohidrogenlərdən istifadəsi), iqtisadi cəhətdən (yan məhsullar və tullantılardan istifadə edildiyinə görə xammalın qiyməti xeyli aşağı düşür), texnoloji cəhətdən (metaforminq prosesi ekzotermik prosesi olduğu üçün qurğuda ikinci, üçüncü sobalara ehtiyac qalmır və texnoloji proses sadələşir) əhəmiyyətlidir.

Buna görə Azərbaycanda AMEA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunun tövsiyələri əsasında “Tural-110” elmi-istehsalat müəssisində saatda 10 litr xammal emal edə bilən metaforminq prosesinin pilot qurğusu yaradılmış və bu pilot qurğuda müxtəlif variantlarda metaforminq prosesi aparılmışdır. Alınan nəticələr müqayisə edilmiş və prosesin optimal şəraiti tapılmışdır. Alınmış nəticələrə əsaslanaraq “Tural-110” firması məhsuldarlığı 50 ton/gün olan sənaye qurğusunu layihələndirmiş, inşa etmiş və müsbət nəticələr almışdır.

Prosesin texnoloji sxemi şəkil 4.13-də verilir:



Şəkil 4.13. “Tural-110” elmi-istehsalat müəssəsinin inşa etdiyi metaforminq qurğusunun texnoloji sxemi

Bu layihədə karbohidrogen xammalı kimi birbaşa qovma benzinin və ya qaz kondensatın 70-180°C fraksiyası, metanol əvəzinə isə 98%-li etanol-dan istifadə olunmuşdur. Xammal – naftanın 70-180°C fraksiyası və etanol 1 qəbulediciyə qəbul olunur. Spirtin karbohidrogen fraksiyası ilə yaxşı qarışması üçün 1 qəbuledici buxar qızdırıcısı ilə təchiz olunmuşdur. Qarışıq 60-65°C temperatura qədər qızdırılır və sirkulyasiya olunur. Karbohidrogen-etanol qarışığı 17 yüksək təzyiqliq nasosu ilə 2 və 3 tərənən başlıqlı boru gövdəli istidəyişdiricilərdən keçərək reaktordan çıxan isti axının hesabına 170-190°C-yə qədər qızır.

Metaforminq prosesi ekzotermik olduğu üçün proses gedən reaktoru soyutmaq lazımdır. Buna görə də reakturun daxilinə ilanvari borular yerləşdirilir və prosesə verilən nafta-spirt qarışığının bir hissəsi tənzimləyici klapnarlardan keçərək reakturun daxilindəki ilanvari borulardan keçir, reaksiya qarışığının temperaturunu tənzimləyir. Metaforminq prosesinin temperaturunu tənzimləmək üçün soyuq nafta-spirt qarışığını birbaşa reaktorda reaksiya qarışığına qarışdırmaq (kvençinq) olar. Amma proses layihələndirilən za-

man soyuq axının reaktorda olan ilanvari borulara verilməyi üstün tutuldu, çünki metaforminq prosesində müxtəlif reaksiyalar gedir və hər reaksiyanın özünə məxsus istilik effekti var. Bu isə ümumi prosesin istilik effektivinə təsir edir. Buna görə ilanvari borulardan istifadə edib prosesin temperaturunu tənzimləmək daha etibarlıdır.

Nafta-spirt qarışığı 4 sobanın konveksiya şöbəsinə verilir, oradan isə radiant şöbəni keçərək 280-420°C-yə qədər qızdırılır. Sobanın çıxışında qarışığın temperaturu reaktorlarda olan katalizatorun vəziyyətindən asılıdır.

Metaforminq prosesində də katalizatorun məsamələrində koks yığılmağa başlayır. Katalizator təzə olduqda reaksiya 280°C-də getməyə başlayır və proses davam etdikcə katalizatorunda koks yığılır. Katalizatorun məsamələrinin səthində koksun miqdarı çoxaldıqca katalizatorun aktivliyi azalır. Buna görə katalizatorun aktivliyi azaldıqca prosesin getmə temperaturunu artırmaq lazım gəlir. Bəzi qurğularda reaktorun girişində temperatur 420°C-yə, bəzi qurğularda isə 450°C-yə qədər qalxarsa, katalizator regenerasiyaya saxlanılır. Katalizatorun növündən və prosesin aparılma qaydasından asılı olaraq katalizatorun regenerasiya arası işləmə müddəti 15 gün – 3 ay təşkil edir.

Tətbiq edilən metaforminq layihəsində katalizator kimi Rusiya Federasiyasının Novosibirsk kimyəvi reagentlər zavodunun istehsalı olan İK 17m seolit tərkibli katalizatorlardan istifadə olunmuşdur.

Nafta-spirt qarışığı lazımı temperatura kimi qızdırılaraq 5 reaktora, oradan isə 6 reaktora keçir, reaksiya qarışığı öz istiliyini prosesə verilən nafta-spirt qarışığına verərək 150-160°C-yə qədər soyuyur, 7 su soyuducusuna daxil olur, 60-80°C-yə qədər soyuyaraq 8 stabilləşmə kalonuna verilir. 8 stabilləşmə kalonun normal işini təmin etmək üçün kalonun kubunda yerləşən qızdırıcıya su buxarı verilir. Kalonun aşağısında temperatur 95-85°C, kalonun yuxarisında isə 30-35°C olur. Kalonda təzyiq 0.2-0.25 MPa saxlanılır.

Metaforminq prosesinin məqsədli məhsulu olan yüksək oktanlı benzin komponenti və metanolun çevrilmələrindən alınmış su 8 kalonun kubundan 14 su soyuducusuna keçərək 30°C-yə qədər soyuyur və öz axını ilə 15 separatora verilir. Separatorun daxilində arakəsmə quraşdırılmışdır. Separatorun sağ tərəfindən su xaric edilərək texniki məqsədlər üçün istifadə olunur, separatorun sol tərəfindən isə yüksək oktanlı benzin komponenti 20 nasos vasitəsilə anbara verilir.

8 stabilləşmə kalonunun yuxarı hissəsindən çıxan yüngül benzin buxarları və qazlar 9 su kondensator-soyuducusundan keçərək 10 separatora verilir. Kondensləşmiş yüngül benzin 10 separatorun aşağısından 18 nasosu ilə götürülərək bir hissəsi suvarma kimi 10 kalonun yuxarisına verilir, digər balans hissəsi isə 13 aralıq tutumuna, oradan isə 19 nasos vasitəsilə anbara kompondlaşmaq üçün verilir.

8 kalonun yuxarı hissəsindən karbohidrogen qazları 11 qaz kompresso-ru ilə sorularaq 1.2-1.35 MPa təzyiqə qədər sıxılır. 12 su kondensator-soyuducusunu keçərək C₃-C₄ qazları kondensləşir və maye-qaz qarışığı 16 yüksək təzyiqli separatora verilir. 16 separatorun aşağısından mayeləşmiş qaz (C₃-C₄ fraksiyası) anbara maye qaz (LPG) çənlərinə verilir. Kondensləşməmiş yüngül qaz C₁-C₂ fraksiyası müəssisənin yanacaq sistemində ötürülür və ya qurğunun özündə 4 sobada və buxar qazanında yanacaq kimi yandırılır.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Sobanın çıxışında temperatur, °C	300-450
Reaktorun girişində temperatur, °C	280-420
Reaktorlarda təzyiq, MPa	0.8-1.2
Xammalda spirtin miqdarı, % (kütlə)	5-15
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	0.8-1.2

Xammal göstəriciləri:

Göstəricilər	Rejim 1	Rejim 2	Rejim 3	Rejim 4
Oktan ədədi (motor üsulu ilə)	57	57	56	56
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	0.711	0.711	0.753	0.753
Fraksiya tərkibi, % (kütlə)				
– q.b., °C	42	42	28	28
– 10%	70	70	60	60
– 50%	99	99	99	99
– 90%	136	136	160	160
– q.s., °C	174	174	193	193
Karbohidrogen tərkibi, % (kütlə)				
– parafinlər	34.317	34.317	28.486	23.486
– <i>i</i> -parafinlər	26.175	26.175	28.368	23.368
– <i>i</i> -parafinlər	31.073	31.073	30.386	30.386
– naftenlər	–	–	13.216	13.216
– olefinlər	8.435	8.435	9.544	9.544
– aromatik karbohidrogenlər				

Hazır məhsulların göstəriciləri:

Göstəricilər	Rejim 1	Rejim 2	Rejim 3	Rejim 4
Oktan ədədi (motor üsulu ilə)	86	88	90	88
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	0.740	0.760	0.800	0.790
Benzolun miqdarı, % (kütlə)	1.385	0.98	0.929	1.035

Aromatik karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	38.891	22.466	28.6	36.632
Olefin karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	–	–	1.19	0.659
Naften karbohidrogenlərin miqdarı, % (kütlə)	16.640	25.051	27.6	22.617
Parafinlər, % (kütlə)	14.419	19.667	11.805	13.636
<i>i</i> -parafinlər, % (kütlə)	30.050	32.816	30.805	26.456

4.11. Karbohidrogen qazlarından yüksək keyfiyyətli benzin istehsalı

Son zamanlar bütün dünya üzrə ekoloji problemlərin kəskinləşməsi daha yüksək keyfiyyətli mühərrik yanacaqlarının istehsal olunması zərurətini ortaya qoymuşdur. Belə ki, mühərrik yanacaqlarının yanmasından əmələ gələn karbon qazı (karbon dioksid) və digər zərərli natamam yanma qazları atmosferin yuxarı qatlarında yığılaraq Yer kürəsinə düşən Günəş şüalarının intensivliyini dəyişir və nəticədə global istiləşmə baş verir, bu isə Yer planetinin əsas hava axınlarının dəyişilməsinə, Şimal və Cənub qütblərində buzlaqların ərimə sürətinin artmasına və digər ümumbəşər ekoloji problemlərin yaranmasına səbəb olur.

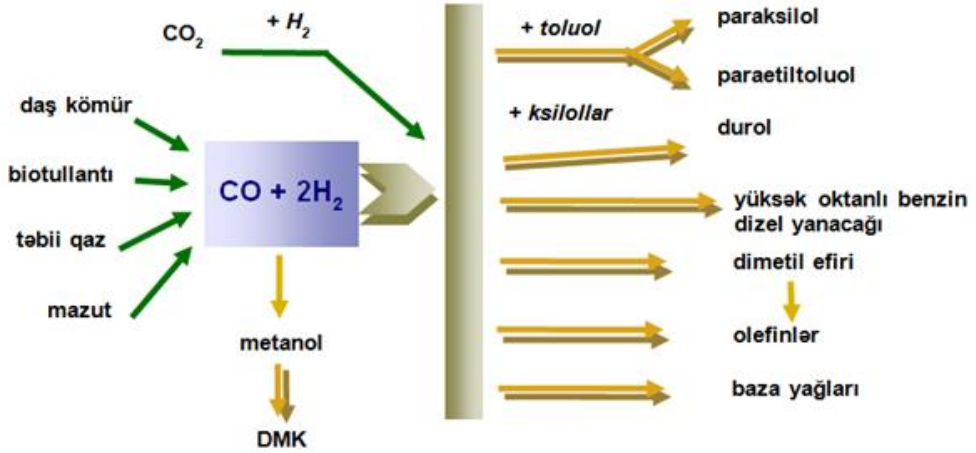
Buna görə də Avropa ölkələri, Rusiya Federasiyası və digər ölkələrdə “Avro-5” standartlarına cavab verməyən yanacaqların istifadə edilməsi qadağan edilmişdir. Bu sahədə Rusiya Federasiyası, Qazaxıstan Respublikasında neft emalı və neft-kimya zavodlarında böyük miqyaslı rekonstruksiya işləri aparılmış və son 5-7 ildə tam olaraq “Avro-5” standartlarına cavab verən yanacaq istehsalı mənimsənilmişdir.

Sənaye cəhətdən inkişaf etmiş Avropa ölkələrində (Almaniya, Fransa və s. ölkələrdə) ekoloji cəhətdən daha mükəmməl olan “Avro-6” standartlarına uyğun yanacaqlar istehsalı pilot qurğularından sənaye qurğularına keçirilməyə başlanılmışdır. Buna misal olaraq Avropa və Cənubi Afrika şirkətləri 2019-cu ildə Türkmənistanda məhsuldarlığı ildə 25 000 ton olan və xammalı təbii qaz olan sintetik benzin (“Avro-6” standartlarına cavab verən) istehsal edən zavodu istismara vermişlər. Anoloji işlər Özbəkistanda da görülməkdədir.

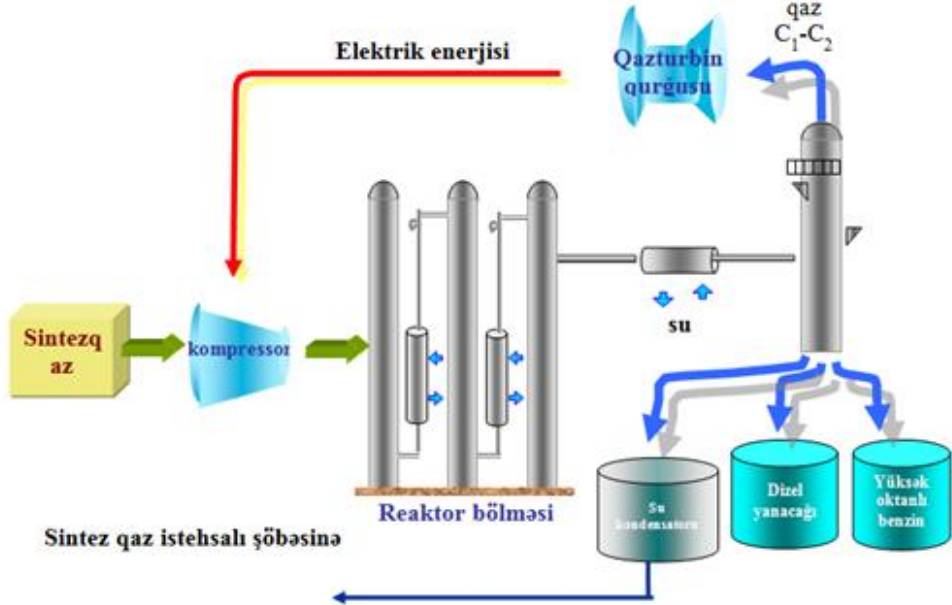
Yuxarıda göstərilənləri nəzərə alsaq, belə bir nəticəyə gəlirik ki, gələcəkdə yalnız ekoloji tələblərə cavab verən avtomobil yanacaqları istehsal olunmalıdır. Bu istiqamətlərdə bir çox ölkələrdə geniş miqyasda elmi-tədqiqat işləri görülür, pilot qurğuları yaradılır və yeni texnologiyalar həyata ke-

çirilir. Bu sahədə ən maraqlı və həyata keçirilən layihələrdən biri GTL layihəsidir (yəni qaz yanacağından maye yanacağı alınması).

Bu layihənin həyata keçirilməsində Almaniyanın “Chemieanlagenbau Chemnitz GmbH”, Rusiyanın Sibir Texnologiya şirkəti “Seosit” xeyli işlər görmüşlər. “Seosit” şirkəti tərəfindən çoxfunksiyalı katalizatorların iştirakı ilə sintez qazdan bir mərhələdə yüksək keyfiyyətli mühərrik yanacağı alınması prosesi pilot səviyyəsində həyata keçirilmişdir:



“Seosin” prosesinin texnoloji sxemi aşağıda verilir:



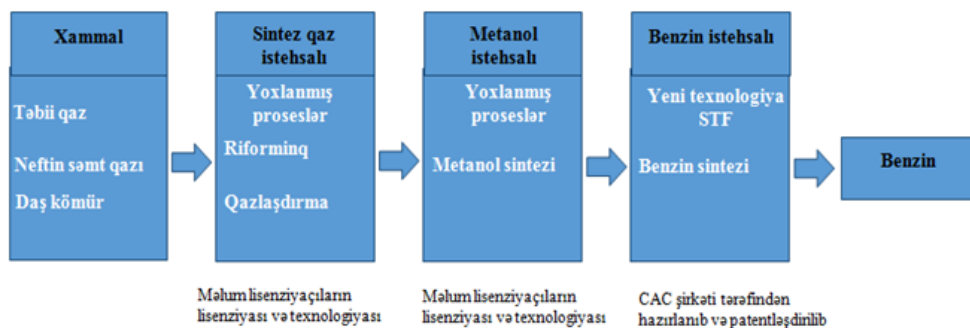
4.12. Metanoldan yüksək keyfiyyətli benzin istehsalı

Hələ I dünya müharibəsi ərəfəsində Almanyanın neft hasilatı və emalı mənbələrinə malik olmaması səbəbindən bu ölkədə neftə alternativ mənbələrin axtarışı sahəsində böyük işlər görülmüşdür. Məhz həmin zaman Fişer və Trops tərəfindən daş kömürdən sintez qaz, sintez qazdan metanol və nəhayət metanoldan sintetik benzin və dizel yanacağı sintez edilmişdir. Bu texnologiya ilə II dünya müharibəsində böyük miqdarda sintetik benzin, dizel yanacağı və sürtkü yağları istehsal olunurdu.

XX əsrin 80-ci illərində iqtisadi böhranlar və XXI əsrin 10-cu illərində neftin qiymətinin kəskin artması, habelə yaranan ekoloji problemlər nəticəsində karbon-monooksid və hidrogen əsasında yeni səmərəli katalizatorların tətbiq edilməsi ilə sintetik yanacaq istehsalında daha müasir texnologiyanın yaradılması mühüm yer tutur.

Almaniya Federativ Respublikasının Xəmnits şəhərində yerləşən “Chemieanlagenbau Chemnitz GmbH” (CAC) şirkətinin işləri daha diqqətə layiqdir.

CAC şirkətinin təklif etdiyi neftə alternativ mənbələrdən STF (syngas to fuel) – sintez qaz benzinə layihəsi aşağıdakı kimidir:



CAC firmasının metanoldan yüksək keyfiyyətli benzin alınması layihəsinin əsas xüsusiyyətləri:

- əsas məhsul – yüksək oktanlı benzin əlavə emal tələb etməyərək birbaşa avtomobil yanacağı kimi istifadə edilə bilər. Keyfiyyəti “Avro-6” standartlarına cavab verir;
- bu layihədə investisiya xərcləri benzinin ənənəvi texnologiya ilə istehsalına nisbətən aşağıdır;
- proses izotermik rejimdə işlədiyi üçün daha operativ tənzimləmə və asan manevretmə imkanlarının olması;
- istiliyin optimal istifadə edilməsinə görə yüksək energetik effektivliyi;

- prosədə alınan suyun təbii qazın riforminqində təzə su kimi istifadə edilməsi;
- karbon qazının (CO₂) az miqdarı və məşələ veriləcək tullantı qazlarının olmaması.

Bu layihə Almaniyanın Xemnits şəhəri yaxınlığında yerləşən Frayburg şəhərində sənaye zonasında tətbiq edilmiş və çox yaxşı nəticələr alınmışdır.

4.13. Seoformingq prosesi

Seoformingq prosesi aşağı oktanlı benzin fraksiyalarından (neftin və qaz kondensatın birbaşa qovulmuş benzin fraksiyaları, qaz benzinləri) katalitik emal nəticəsində yüksək oktanlı benzinlərin alınması prosesidir. Seoformingq prosesi müxtəlif pilot səviyyəsindən sənaye səviyyəsinə qədər sınaqdan keçirilmişdir.

Polşada birbaşa qovulmuş benzin fraksiyasının alınması üçün məhsuldarlığı ildə 40 000 ton olan qurğu (Seoformingq-40) uğurla istismara verilmişdir. Baş podratçı və baş layihəçi Lurgi firmasıdır (Almaniya). Qurğunun əsas məhsulları yüksək oktanlı benzin və mayeləşdirilmiş qazdır. Layihə rəhbəri Rusiyanın Sibir Texnologiya şirkəti “Seosit” tərəfindən verilən bütün əsas göstəricilərə nail olundu: benzinin oktan ədədi 95 (t.m.), əsas məhsulların çıxımı isə 92-95%-dir (kütlə).

Prosesin texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	320-450
Təzyiq, MPa	0.5-1.5
Xammal sərfində həcmi sürət, t/t kat. saatda	1-4

Seoformingq prosesinin yüksək oktanlı benzin istehsalında ən geniş yayılmış proses olan riforminq prosesindən üstünlükləri:

Riforminq prosesindən fərqli olaraq seoformingq prosesində kükürd və azot tərkibli birləşmələrdən hidrotəmizləmə tələb olunmur; hidrogen və hidrogenlə əlaqədar olan kompressora ehtiyac olmur; bahalı nadir metal əsasında hazırlanmış katalizator tələb olunmur; katalizatorlar ekoloji cəhətdən təmiz seolit əsasında hazırlanır; bu qurğular başqalarından fərqli olaraq müstəqil işləyə bilər.

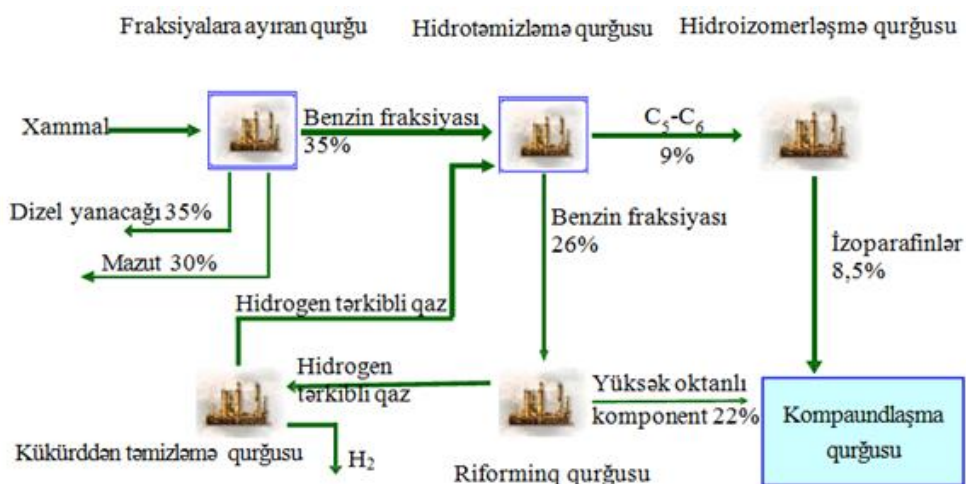
Seoformingq prosesi əsasında işləyən mini zavodların müstəqil istismarı onları ucqar və əlçatmaz ərazilərdə, neft, qaz kondensatı və digər karbohidrogen xammallarının hasil olunduğu yerlərdə yüksək keyfiyyətli mühərrik yanacağına olan tələbatı ödəmək üçün işlətməyə icazə verir.

İş rejimindən asılı olaraq seoforminq qurğusunda A-80-dən Aİ-95-ə qədər müxtəlif növ benzinlərin alınması mümkündür. Benzinlərin çıxımları: A-80 markalı benzin istehsalı rejimində - 85-92% (kütlə); Aİ-91, Aİ-93 markalı benzin istehsalı rejimində - 75-85% (kütlə).

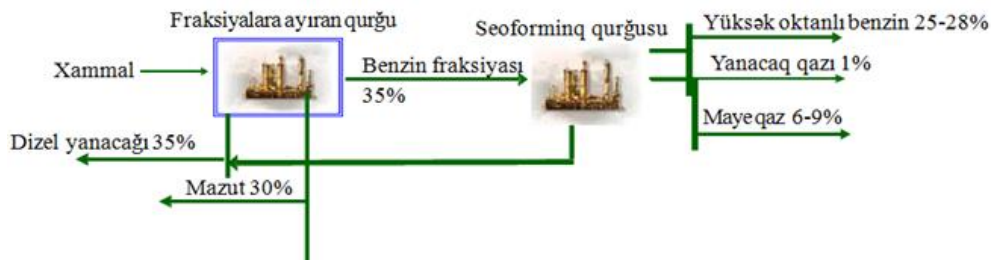
Əsas və köməkçi materialların sərf normaları:

Aparatlar, avadanlıqlar, mərhələlər, istehsalın rejimi	Materialların adı Ölçü vahidi	1 ton xammala təxmini sərf normaları
Reaktorlar	Katalizator, kq/t	0.06-0.10
Regenerasiya və üfürülməsi üçün	Azot, nm^3/t	~ 3
Katalizatorun regenerasiyası üçün	Hava, nm^3/t	~ 18
Texnoloji axınların soyudulması üçün	Dövrü soyuducu su ($t=25^\circ\text{C}$), t/t	0-12*
Rektifikasiya prosesi üçün	Su buxarı, t/t	0-0.15*
Soba şöbəsi	Yanacaq qazı, nm^3/t	15-25*
Nasoslar, kompressorlar, hava soyuducu aparatlar	Elektrik enerjisi, kVt-saat	15-25**
*texnoloji sxemdən asılıdır		
**texnoloji sxemdən və elektrik qəbuledicilərin gücündən asılıdır		

Neft fraksiyalarının və ya qaz kondensatının müxtəlif proseslərlə mühərrik yanacaqlarına emal edilməsi sxemləri aşağıda verilir.



Sxem 1. Ənənəvi sxem (riforinq və izomerləşmə)



Sxem 2. “Seoforminq” texnologiyası (Verx-Tarsk nefti)

Seoforminq və rifoforminq proseslərin əsas parametrlərinin müqayisəsi:

Parametrlər	Seoforminq	Rifoforminq	Əlavə tələb olunur*	
Reaksiya temperaturu, °C	320-450	480-520		
Təzyiq, atm.	5-15	3-35		
Hidrogen təsərrüfatı	Tələb olunmur	Zəruridir	Hidrogen təsərrüfatı	
Xammalın hidrotəmizlənməsi	Tələb olunmur	Zəruridir	Kükürddən təmizləmə bölməsi	
Xammal	Karbohidrogen fraksiyası C ₅ – 240°C; olefin tərkibli qazlar; oksigen tərkibli birləşmələr	Karbohidrogen fraksiyası C ₆ – 180°C (naftenlər)		
Katalizator	Tərkibində zəngin metal yoxdur, ekoloji cəhətdən təmizdir	Tərkibində Pt, Pd və digər ağır metallar ola bilər		
Sonuncu məhsulun tərkibi	İstifadəyə hazır yüksək oktanlı benzin; benzolun miqdarı 1-3% (həcm). İkinci məqsədli məhsul - СПБТ, ПБТ, ПБА markalı maye qaz	Kompaundlaşmanı tələb edən benzinin yüksək oktanlı aromatik komponenti; benzolun miqdarı 5-15% (həcm)	Kompaundlaşma şəbəsi	
Məqsədli məhsulun çıxımı:	Avtobenzin		Benzinlərin çıxımı kompaundlaşmanın şərtlərindən asılıdır	
35-160°C fraksiyaya 70-180°C fraksiyaya	AI-80	AI-92		Avro- 95
	80-90% 85-92%	65-75% 70-80%		60-67% 65-75%
Xammalda kükürdün miqdarı	Məhdud deyil	0.0004%-dən (kütlə) azdır	Kükürddən təmizləmə şəbəsi	

Benzində kükürdün miqdarı	0.05%-dən (kütlə) çox olmamalı	0.0004%-dən (kütlə) çox olmamalı	
Katalizatorun iş müddəti	Polşada "Seoforminq-40" qurğusunun sənaye təcrübəsinin nəticələrinə görə 20 000 saata qədər		
İqtisadi qiymətləndirmə	Məhsuldarlığı ildə 40-200 min ton olan qurğuların ödənilməsinin müddəti 2 – 2.5 ildən azdır	Məhsuldarlığı ildə 600-800 min ton olan qurğular iqtisadi cəhətdən əlverişlidir	
*Riforminq prosesi üçün			

IV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Пугач И.А., Злотников М.Л., Маншилин В.В. Каталитический крекинг нефтяного остаточного сырья. Тематический обзор. М.: ЦНИИТЭ нефтехим, 1979, 55 с.
2. Розовский А.Я. Синтез метанола и диметилового эфира из природного газа. В сб. докладов семинара по газохимии. М., РГУ нефти и газа им. И.М.Губкина, 2003
3. Колбановский Ю.А., Розовский А.Я., Сливинский Е.В. Моторные топлива и нефтехимические продукты из природного газа: технологии XXI века. / Тезисы докладов XVI Менделеевского съезда по общей и прикладной химии, Москва, 1998, с. 456
4. Nakamura D. Product sulfur specs will determine future refining configuration. // Oil and Gas Journal, 2004, v.102, №39, p. 48
5. Benign'era of refining represents greater profitability for best performers. // Oil and Gas Journal, 2004, v.102, №30, p. 50
6. Рустамов М.И., Абад-заде Х.И., Гасымова З.А., Кязымова А.Н. Деструктивная гидроизомеризация вторичных бензиновых фракций на бифункциональном катализаторе / Азербайджано-Российский симпозиум с международным участием «Катализ в решении проблем нефтехимии и нефтепереработки», г. Баку, 28-30 сентября 2010
7. Хаджиев С.Н., Герзелиев И.М., Капустин В.М. и др. Каталитический крекинг в составе современных комплексов глубокой переработки нефти // Нефтехимия.2011, Т. 51, № 1, с. 33-39
8. Лapidус А.Л., Крылова А.Ю. О механизме образования жидких углеводородов из СО и Н₂ на кобальтовых катализаторах. // Российский химический журнал, 2000, №1, с. 43
9. Лapidус А.Л., Голосман Е.З., Крылова А.Ю. и др. Кобальт-цементные катализаторы для процесса Фишера-Тропша. // Катализ в промышленности, 2002, №2, с. 38

10. Сайлес С., Омес Р. Экологически чистые топлива: в чем проблема. // Нефтегазовые технологии, 2005, №6, с. 60
11. True W.R. Worldwide gas processing rides. // Oil and Gas Journal, 2000, v.98, №26, p. 64
12. True W.R. Canada continue to dominate world's gas processing. // Oil and Gas Journal, 2001, v.99, №26, p. 64
13. Хенц Г., Азеведо Ф., Чеберлейн О. «Второе дыхание» каталитического крекинга в псевдооживленном слое. // Нефтегазовые технологии, 2005, №2, с. 66
14. Сарразин П, Боннардо В., Вамбергью С и др. Новый способ применения легкого гидрокрекинга позволяет получить дизтопливо. // Нефтегазовые технологии, 2005, №6, с. 71
15. Хендерсон Р., Виеджо А., Родвелл М. и др. Модификация НПЗ для переработки нетрадиционных тяжелых нефтей. // Нефтегазовые технологии, 2006, №1, с. 67
16. Колбановский Ю.А., Платэ Н.А. Энергетические установки в химической технологии. // Нефтехимия, 2000, т.40, №5, с. 323
17. Muxtarova G.S. Nanostrukturlu haloizitin iştiraki ilə qudrunun hidrokrekinqi // Azərbaycan kimya jurnalı, 2014, № 2, s. 77-81
18. Алиев Р.Р., Лещева Е.А., Осокина Н.А. Катализаторы гидропроцессов переработки нефти, производства и регенерация // ХТТМ, 2000, № 4, с. 7-10
19. Muxtarova G.S. Nanostrukturlaşdırılmış metaltərkibli katalizatorların sintezi və onların ağır neft qalıqlarının emalında istifadəsi // Neft kimyası və neft emalı prosesləri 2014, v. 15, № 1(57), s. 33-38
20. Белявский О.Г., Фербер А.А., Леошкевич Э.А. и др. Опыт использования различных видов сырья на установках каталитического крекинга // НПНХ. 2000, № 11, с. 37-42
21. Зайцева О.В., Магомадов Э.Э. и др. Исследование структурных превращений молекул асфальтенов в процесс гидроконверсии гудрона при различных температурах в присутствии наноразмерных частиц дисульфида молибдена // Нефтехимия. 2013, Т. 53, № 5, с. 349-356
22. Зекель Л.А., Краснобаева Н.В., Кадиев Х.М., Хаджиев С.Н., Шпирт М.Я. Применение нанокаталитических систем для глубокой переработки углей и тяжелого нефтяного сырья // Химия твердого топлива, 2010, № 6, с. 22-30
23. Магомадов Э.Э., Кадиева М.Х., Зекель Л.А. и др. Закономерности превращения асфальтосмолистых веществ в процессе гидроконверсии гудрона тяжелой высоковязкой нефти на наноразмерных катализаторах, синтезированных в реакционной среде // The Chemical Journal, 2009, № 9, с.34-37
24. Мухтарова Г.С. Гидрокрекинг гудрона с суспендированным природным катализатором // Neft kimyası və neft emalı prosesləri, 2013, 14. № 1(53), с. 51-58
25. Рустамов М.И., Абад-заде Х.И., Гасымова З.А., Кязымова А.Н. Деструктивная гидроизомеризация вторичных бензиновых фракций на бифункциональном катализаторе / Азербайджано-Российский симпозиум с международ-

- ным участием «Катализ в решении проблем нефтехимии и нефтепереработки», г. Баку, 28-30 сентября, 2010 г.
26. Хаджиев С.Н., Герзелиев И.М., Капустин В.М. и др. Каталитический крекинг в составе современных комплексов глубокой переработки нефти // Нефтехимия, 2011, т. 51, № 1, с. 33-39
 27. Abad-zade Kh.I., Gasymova Z.A., Efendiyeva N.Kh., Mukhtarova G.S., Kyazimova A.N. Destructive hidroisomerization – a new method of reducing benzene content in commercial gasoline // Chemistry and Technology of Fuels and Oils, 2012, v. 48, № 2, p. 130-134
 28. Bhattacharyya A., Mezza B. Нанокатализаторы для гидрокрекинга тяжелой нефти // Нефтегазовые технологии, 2013, № 5, с. 93-96
 29. Мирзоев В.Г., Пущик Е.В. Не заменяя, но дополняя нефть // Нефтяное обозрение, Терминал, 2010, №12, с.10-12
 30. Abbasov V.M., Rasulov Ch.K., Mirzayev V.H. et.al. Some properties of acylation reactions of para-(1-(cyclohex-3-ene-1-yl)-ethyl)-phenol with acetic acid // Process of petrochemistry and oil refining, 2014, v.13, №3, p. 59
 31. Abbasov V.M., Rəsulov Ç.Q., Mirzəyev V.H. və b. Ağır neft qalıqlarından açıq rəngli neft məhsullarının alınma üsulu, Patent AZ İ 20150045, Azərbaycan Respublkası, 2015
 32. Ahmetzhanov N.C., Puchchik Y.V., Mirzayev V.H. Small-Scale Refineries: could they resolve gasoline shortages in Kazakhstan // Petroleum. Аналитический журнал о нефти и газе, 2016, № 6 (102), с. 44-49
 33. Mirzəyev V.H., Rəsulov Ç.Q., Muxtarova G.S., Nağıyeva M.V. Piroliz prosesinin C₄-fraksiyası əsasında oksigenatların alınması, Bakı: Müəllim, 2021, 226 s.

V FƏSİL. HİDROGENLƏŞDİRMƏ PROSESLƏRİ

5.1. Hidrotəmizləmə və hidrokükürdsüzləşdirmə

Yanacaq və yanacaq distillatlarının hidrotəmizləmə və hidrokükürdsüzləşdirmə proseslərinin əsas məqsədi kükürd, azot, oksigen, metal-üzvü birləşmələri, qətran maddələri, doymamış birləşmələri yanacaq və yanacaq distillatlarından kənarlaşdırmaqla yanacaqların keyfiyyətinin yaxşılaşmasına nail olmaqdır.

Benzin fraksiyalarının hidrotəmizləmə və hidrokükürdsüzləşdirmə proseslərinin aparılmasının əsas məqsədi katalitik krekinqə, riforminqə, katalitik izomerləşməyə, alkilləşməyə verilən benzin komponentlərindən katalizatorları zəhərləyə bilən kükürlü, azotlu birləşmələri kənarlaşdırmaq və katalitik proseslərin daha dərin, daha effektiv aparılmasına və nəticədə daha yüksək keyfiyyətli benzinlərin alınmasına nail olmaqdır.

Kerosin və dizel fraksiyalarının hidrotəmizlənməsi bu fraksiyalardan keyfiyyətli yanacaqların alınmasına, yanma və termiki xassələrinin yaxşılaşmasına səbəb olur. Eyni zamanda yanacaqların korroziya aktivliyi, həmçinin yanacaq saxlanıldıqda çöküntünün miqdarı aşağı düşür.

Benzin fraksiyalarının hidrotəmizlənməsi nəticəsində alınan əsas məhsul stabil hidrogenizatsıdır, çıxımı bir qayda olaraq 90-99% (kütlə) və hidrogenizatsıda kükürdün miqdarı 10-20 ppm təşkil edir.

Kerosin distillatlarının hidrotəmizlənməsində əsas xammal neftin ilkin emalının 130-240°C və 140-230°C fraksiyalarıdır. Bəzi hallarda fraksiyanın qaynama həddi 315°C-yə çata bilər. Kerosinlərin hidrotəmizləmə proseslərinin əsas məhsul çıxımı 96-97% (kütlə) təşkil edir, hidrotəmizlənmiş kerosin fraksiyası ilə yanaşı həm də az miqdarda aşağı oktanlı benzin fraksiyası, karbohidrogen qazları və hidrogen sulfid alınır.

Hidrotəmizləmə prosesində əsas tətbiq sahələrindən biri az kükürlü dizel yanacağının neft emalının kükürlü dizel distillatlarından alınmasıdır. Stabil dizel yanacağının çıxımı 97% (kütlə) təşkil edir. Yan məhsul kimi aşağı oktanlı benzin, karbohidrogen qazı, hidrogen sulfid və hidrogenli qaz alınır.

Çox vaxt hidrotəmizləməyə təkrar emal distillatları (koklaşma qazoylu, krekinq qazoylu və s.) cəlb olunurlar və ya onları neftin ilkin emal fraksiyaları ilə qarışdırırlar.

Hidrotəmizləmə prosesində alüminium-kobalt-molibden (Al-Co-Mo) və ya alüminium-nikel-molibden (Al-Ni-Mo) katalizatorlarından geniş istifadə olunur. Prosesin şəraiti aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Benzin fraksiyası	Kerosin fraksiyası	Dizel yanacağı distillatı
Katalizator	Al-Ni-Mo	Al-Ni-Mo*	Al-Ni-Mo
Temperatur, °C	380-420	350-360	350-410
Təzyiq, MPa	2.5-5	7.0	3.0-4.0
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1-5	5-10	4-6
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³ xammal	100-600	300-400	300-400
*seolit tərkibli			

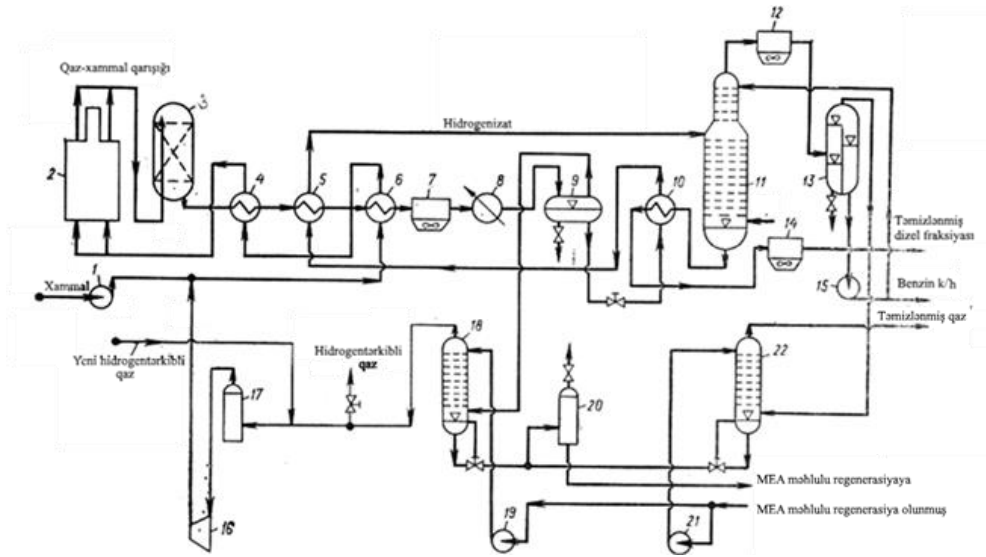
Prosesdə istifadə olunan hidrogenli qaz ya katalitik riforminq qurğusundan (hidrogenin təmizliyi 60-95%), ya da müstəqil hidrogen istehsalı qurğusundan (hidrogenin təmizliyi 90-99%) götürülür. Sənayedə istifadə olunan hidrotəmizləmə qurğularının texnoloji sxemləri oxşar olur, məhsuldarlığa görə, ölçülərinə görə, separasiya və stabilləşmə şöbələrinin texnoloji tərtibatına görə fərqlənə bilərlər.

5.2. Dizel yanacağı distillatının hidrotəmizləmə qurğusu

Dizel yanacağı distillatının hidrotəmizləmə qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 5.1-də verilmişdir. Qurğu soba və bir ədəd reaktordan ibarət olan reaktor şöbəsi, hidrotəmizlənmiş məhsulun stabilləşməsi şöbəsi, sirkulyasiya edilmiş qazdan hidrogen sulfidin çıxarılması, həmçinin hidrogen-sulfidin distillatdan yuyulması şöbələrindən ibarətdir. Proses stasionar laylı alüminium-kobalt-molibden katalizatoru doldurulmuş reaktorda aparılır.

Xammal 1 nasosu ilə götürülüb 16 kompressorun nəql etdiyi hidrogenli qazla qarışır, sonra 6 və 4 istidəyişdiricilərdən keçərək 2 sobanın ilanvari borusuna verilir, 380-425°C qızdırılaraq 3 reaktora daxil olur. Reaktorun giriş və çıxışı arasında temperatur fərqi 10°C-dən artıq olmamalıdır.

Reaksiya məhsulları reaktordan çıxaraq 4, 5 və 6 istidəyişdiricilərdə 160°C-yə qədər soyuyaraq öz istiliyini qaz-xammal qarışığına, həmçinin stabilləşmə kalonun xammalına verir. Qaz-məhsul qarışığının sonrakı soyuması 7 hava soyuducusunda, sonra isə 8 su soyuducusunda təxminən 38°C-yə kimi soyuyur.



Şəkil 5.1. Hidrotəmizləmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 15, 19, 21 – nasoslar; 2 – borulu soba, 3 – reaktor, 4-6, 10 – istidəyişdiricilər; 7, 12, 14 – hava ilə soyutmaq üçün aparat; 8 – su soyuducusu; 9, 13, 17, 20 – separatorlar; 11 – stabiləşdirmə kalonu; 16 – mərkəzdənqaçma kompressoru; 18, 22 – absorberlər

Qeyri-stabil hidrogenizat 9 yüksək təzyiqli separatora sirkulyasiya edilən qazdan ayrılır. Separatorda hidrogenizat aşağı hissədən götürülərək 10 istidəyişdiricini keçir, 240°C-yə qədər qızır, sonra 5 istidəyişdiricisini keçərək 11 stabiləşmə kalonuna ötürülür.

Bəzi qurğularda qaz-məhsul qarışığının ayrılması yüksək temperaturda aparılır. Bu halda qarışıq 210-230°C temperaturda yüksək təzyiqli separator-da ayrılır; separator-dan çıxan maye stabiləşmə kalonuna, qaz və buxarlar isə hava soyuducusuna verilir. Yaranan kondensat soyuq separatorda qazdan ayrılır və 4 stabiləşmə kalonuna verilir.

Sirkulyasiya edilən hidrogenli qaz 18 absorberdə hidrogen sulfiddən MEA məhlulunun köməyi ilə təmizlənərək 16 kompressorla sistemə qaytarılır.

11 kalonun kubuna su buxarı verilir. Benzin buxarları, qaz və su buxarları kalondan 135°C ilə çıxır və 12 hava soyuducusunu keçərək qaz-maye qarışığı 13 separatorda ayrılır. Benzin 13 separatordan 15 nasosu ilə 11 kalona suvarma kimi verilir, balans miqdarı isə qurğudan çıxarılır. Karbohidrogen qazları 22 absorberdə hidrogen sulfiddən təmizlənir.

Hidrotəmizlənmiş məhsul 11 kalonun aşağısından çıxaraq ardıcıl olaraq 10 istidəyişdiricidə, sonra 14 hava soyuducusunda 50 °C temperatura qədər soyuyub qurğudan çıxarılır.

Qurğuda katalizatorun regenerasiyası (koksun yandırılması) qaz-hava qarışığı ilə 2-4 MPa təzyiqdə, 400-550°C temperaturda aparılır. Regenerasiyadan sonra katalizator 550°C temperatura qədər qızdırılıb tədricən soyudulur, sonra sistem inert qazla üfürülür, soyudulur və işə hazır vəziyyətə gətirilir.

5.3. Stasionar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq qurğusu

Hidrokrekinq qurğusu əsasən müxtəlif xammallardan az kükürlü yanacaq distillatı almaq üçündür. Adətən hidrokrekinq prosesinə vakuüm və atmosfer qazoylları, termiki və katalitik krekinq qazoylları, deasfaltizatları, az hallarda mazut və qudronları avtomobil benzinlərinin, reaktiv və dizel yanacaqlarının, neft-kimya sintezi üçün xammalların, az hallarda maye qazın (LPG) alınması üçün cəlb edirlər. Hidrokrekinq prosesində hidrogenin sərfi həmin xammalların hidrotəmizləmə prosesinə nisbətən çox olur.

Hidrokrekinq bir və ya iki pillədə katalizatorun stasionar layında hidrogenin yüksək parısal təzyiqində aparılır. Texnoloji tərtibata görə hidrokrekinq prosesinin müxtəlifliyi əsasən tətbiq edilən katalizatora görə bir-birindən fərqlənirlər. Birbaşa qovma xammallarından yanacaq distillatları istehsal edildikdə adətən reaksiya sistemində hidrotəmizləmə, hidrogenləşdirmə və hidrokrekinqi birləşdirərək bir pillədə qalığı resirkulyasiya etməklə hidrokrekinq aparılır. İkipilləli proseslərdə isə xammalın hidrotəmizləməsi və hidrogenləşməsi birinci pillədə, hidrokrekinqi isə ikinci pillədə aparılır. Proses belə aparıldıqda ağır xammalın daha dərin çevrilməsinə nail olunur.

Hidrokrekinq prosesi üçün alüminium-kobalt-molibden katalizatoru daha çox tətbiq olunur, həmçinin birinci pillədə nikel-oksüd, nikel-sulfid, kobalt-oksüd, kobalt-sulfid, volfram oksüd və volfram sulfid, ikinci pillədə isə tərkibində platin olan seolit tərkibli katalizator istifadə olunur.

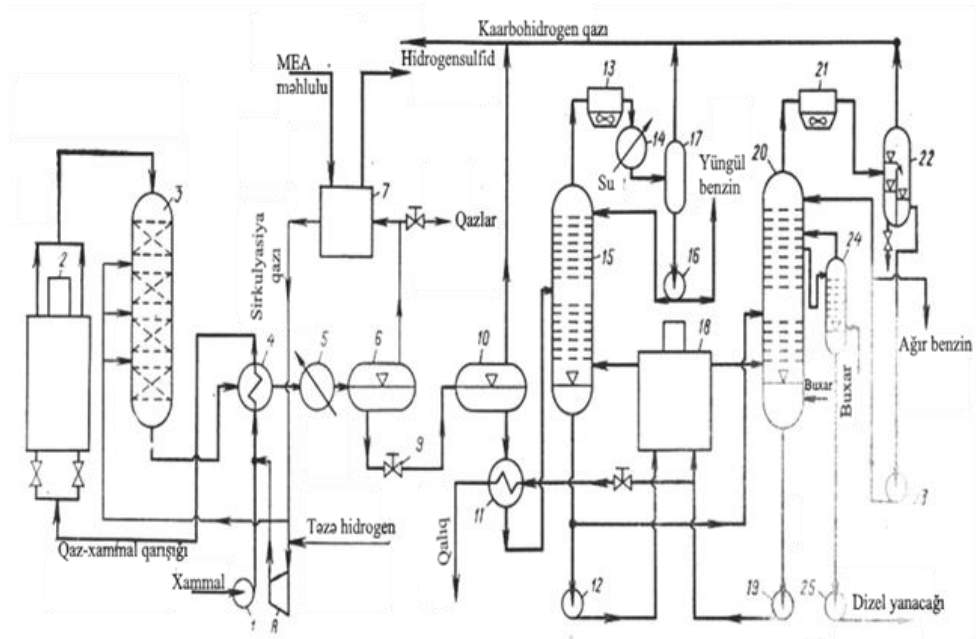
Hidrokrekinq prosesi ekzotermikdir və xammal qarışığının temperaturunu bütün reaktor boyu eyni saxlamaq üçün reaktorun orta zonasına soyuq hidrogenli qazın verilməsi vacibdir. Xammalın reaktorda hərəkəti yuxarıdan aşağıyadır.

Hidrokrekinq texnoloji qurğusu adətən iki əsas şöbədən ibarət olur: bir və ya iki reaktoru olan reaksiya şöbəsi və distillə kalonları (stabilləşmə, mayelərin fraksiyalaşdırılması, vakuüm kalonu, fraksiyalaşdırıcı absorber və s.) olan fraksiyalaşdırma şöbəsi. Bundan başqa, bir çox hallarda qazların hidrogen sulfiddən təmizlənməsi şöbəsi də olur. Qurğuların gücü xammala görə 13 000 m³/gün ola bilər.

Vakuüm qazoylundan əsasən dizel yanacağının alınması üçün katalizatorun stasionar layında birpilləli hidrokrekinq qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 5.2-də verilir.

1 nasosu ilə verilən xammal 8 kompressoru ilə nəql edilən təzə hidrogenli qazla və sirkulyasiya edilən qazla qarışır. Qaz-xammal qarışığı 4 istidəyişdiricini keçərək 2 sobanın ilanvari borularına verilir, reaksiya temperaturuna kimi qızır və 3 reaktoruna yuxarıdan daxil olur. Hidrokrekinq prosesində böyük miqdarda istilik ayrılmasını nəzərə alaraq reaktora katalizatorun layları arası zonalarına soyuq hidrogenli qaz verilir və bu bütün reaktor boyu temperaturun bərabər paylanmasına kömək edir.

Reaktordan çıxan reaksiya məhsulları qarışığı və sirkulyasiya edilən qaz 4 istidəyişdiricidə və 5 soyuducuda soyuyaraq 6 yüksək təzyiqli separatora verilir. Burada hidrogenli qaz mayedən ayrılır. Maye separatorun aşağısından 9 reduksiya klapanını keçərək 10 aşağı təzyiqli separatora ötürülür. 10 separatora karbohidrogen qazlarının bir hissəsi ayrılır, maye axın isə 11 istidəyişdiriciyə verilir. Bu istidəyişdirici 15 aralıq rektifikasiya kalonundan əvvəl yerləşir. 15 kalonda çox olmayan izafi təzyiqdə karbohidrogen qazları və yüngül benzin ayrılır.



Şəkil 5.2. Vakuüm qazoylunun bir pilləli hidrokrekinqi qurğusunun texnoloji sxemi:

9, 12, 16, 11, 23, 25 – nasoslar; 2, 18 – borulu soba; 3 – reaktor; 4, 11 – istilikdəyişdiricilər; 5, 14 – su kondensatorları-soyuducular; 6, 10, 17, 22 – separatorlar; 7 – hidrogen sulfiddən təmizləmə bloku; 8 – kompressor; 9 – reduksiya klapanı; 13, 21 – hava soyuducuları; 15, 20 – rektifikasiya kalonu; 24 – buxarlandırıcı kalon

Benzinin bir hissəsi 15 kalona kəskin suvarma kimi qaytarılır, balans miqdarı isə qələviləşdirmə sistemindən keçərək qurğudan çıxarılır. 15 kalonun qalığı 20 atmosfer kalonunda ağır benzinə, dizel yanacağına və fraksiya $> 360^{\circ}\text{C}$ ayrılır.

Atmosfer kalonun benzini aralıq kalonun benzini ilə qarışaraq qurğudan çıxarılır. Dizel yanacağı 24 buxarlandırıcı kalondan sonra soyuyur, qələvi ilə yuyulur və qurğudan çıxarılır. Fraksiya $> 360^{\circ}\text{C}$ 20 kalonun aşağısına isti axın kimi verilir, qalan hissəsi qurğudan çıxarılır. Yağ fraksiyaları istehsalında fraksiyalaşdırma şöbəsi vakuum kalonu ilə təchiz olunur.

Hidrogenli qaz MEA məhlulu ilə təmizlənərək sistemə qaytarılır. Sirkulyasiya edilən qazda hidrogenin zəruri qatılığı sistemə təzə hidrogenin verilməsi ilə əldə olunur.

Katalizatorun regenerasiyası havanın inert qazla qarışığının köməyi ilə aparılır. Katalizatorun işləmə müddəti 4-7 ay.

Kükürlü və çox kükürlü xammalın bir pilləli hidrokrekinq prosesinin (şərait: ümumi təzyiq 5 MPa, temperatur 425°C , xammalın həcm sürəti 1.0 saat⁻¹, hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti 600 m³/m³ xammal) material balansı aşağıda verilir.

Hidrokrekinq prosesinin rejimi:

Temperatur, °C	
– I pillə	420-430
– II pillə	450-480
Təzyiq, MPa	15-20
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1.5-ə kimi
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³ xammal	2000-ə kimi
Hidrogen sərfi, % (kütlə) xammala görə	1.2-4.0

Kükürlü və çox kükürlü xammaldan alınmış əsas məhsulların xarakteristikaları aşağıda verilir.

C₄-C₆ karbohidrogenlərin maye fraksiyaları izoparafinlərlə zənginləşmiş halda olur. Ona görə də bu benzinləri avtomobil benzinin bir komponenti kimi istifadə etmək və ya katalitik riforminqə yönəltmək olar. Məhsulların orta distillatları kükürdün və aromatik karbohidrogenlərin aşağı səviyyədə olması ilə fərqlənilir, buna görə də bunların yanma xarakteristikaları yaxşıdır.

Ərəb neftinin yüngül vakuum qazoyunun hidrokrekinq prosesinin material balansı:

Göstəricilər	Kükürlü neftlərin vakuüm distillatı (300- 500°C)	Arlan neftinin distillatı		Kükürlü neftlərin quqronun koklaşma distillatı (200-450°C)
		200- 450°C fraksiyası II	350- 450°C fraksiyası III	
Götürülüb, % (kütlə)				
– xammal	100.0	100.0	100.0	100.0
– hidrogen (100% H ₂)	0.9	0.9	0.9	0.9
Cəmi	100.9	100.9	100.9	100.9
Alınıb, % (kütlə)				
– benzin (q.b. 180°C)	2.8 43.3	4.3 73.3	3.2 49.2	5.6 70.7
– dizel yanacağı (180-360°C)	49.0 2.1	17.0 2.3	41.4 3.4	18.7 2.0
– qalıq > 360°C	0.2	0.2	0.2	0.16
– hidrogen-sulfid	2.5	2.8	2.5	2.74
– ammonyak	1.0	1.0	1.0	1.0
– karbohidrogen qazları				
– itki				
Cəmi	100.9	100.9	100.9	100.9

Müxtəlif konversiya dərinliyində hidrokrekinq prosesinin nəticələri:

Göstəricilər	Az konversiya dərinliyi	Çox konversiya dərinliyi
Götürülüb, % (kütlə)		
– vakuüm qazoylu	100.0	100.0
– reaksiya üçün hidrogen	2.12	2.60
Cəmi	102.12	102.60
Alınıb, % (kütlə)		
– C ₄ daxil olmaqla qazlar	4.30	6.90
– fraksiya C ₅ – 85°C	2.35	4.90
– fraksiya 85 – 193°C	13.77	28.59
– yüngül qazoyl (193 – 343°C)	23.97	32.53
– ağır qazoyl (343 – 565°C)	57.73	29.68
Cəmi	102.12	102.60

Hidrorekinin ağır qazoylu etilen istehsalı üçün yaxşı piroliz prosesi xammaldır, $C_5-85^{\circ}C$ və $85-193^{\circ}C$ fraskiyaları naften karbohidrogenləri ilə zəngin olduğu üçün katalitik riforminq prosesi üçün qiymətli xammaldır və aromatik karbohidrogenlərin istehsalına yönəldilir. Yüngül qazoyl isə dizel yanacağıının komponenti kimi istifadə olunur.

Göstəricilər	I xammal		II xammal		III xammal	
	Benzin	Dizel yanacağı	Benzin	Dizel yanacağı	Benzin	Dizel yanacağı
$20^{\circ}C$ -də sıxlıq, kg/m^3	783	861	777	841	781	861
Fraksiya tərkibi, $^{\circ}C$						
– q.b.	119	180	85	193	89	173
– q.s. (98%)	181	354	186	355	181	355
Yod ədədi qr. J/100 qr.	3.6	5.1	4.4	5.2	4.3	4.2
Donma temperaturu, $^{\circ}C$	–	-10	–	-10	–	-12
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.02	0.12	0.02	0.17	0.02	0.05
Faktiki qətranın miqdarı, $mq/100ml$	<5	–	<5	–	<5	–
Kinematik özlülük, mm^2/san	–	5.6	–	5.9	–	4.8
Oktan ədədi (m.m.) və ya setan ədədi	50	46	61.5	49	54	49

5.4. Psevdoqaynar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq qurğusu

Katalizatorun üçfazlı psevdoqaynar layında aparılan hidrokrekinq prosesi yüksək qətranlı, çox kükürlü, yüksək metal üzvi birləşmələri olan neft qalıqlarından az kükürlü neft məhsulların: benzin, reaktiv, dizel və soba yanacağıının alınması üçün həyata keçirilir. Xammal kimi mazut, qudron, ağır vakuum qazoylu, koklaşma qazoylu, krekinq qalıqlar, bitumnoz kütlədən alınan yüksək özlülüklü neftdən istifadə olunur.

Hidrokrekinq prosesinin məhsullarının çıxımı emal edilən xammalın növündən və prosesin getmə dərinliyindən asılıdır. Eyni növ və eyni miqdarda katalizatorlar eyni dərinlikdə psevdoqaynar layda aparılan hidrokrekinq prosesindən alınan məhsul stasionar layında aparılan hidrokrekinq prosesindən alınan məhsullardan 20-30% çox olur. Xammalın eyni dərəcədə parçalanması ilə gedən hidrokrekinq proseslərində psevdoqaynar layında aparılan hidrokrekinqin məhsuldarlığı stasionar layda aparılan hidrokrekinq prosesinin məhsuldarlığından 3 dəfə çoxdur.

Neft emalının təcrübəsi hidrokrekinqə verilən xammalın: deasfaltlaşdırma, termokontakt krekinq, destruktiv vakuum emalı məhsullarının əvvəlcədən keyfiyyətlərinin yaxşılaşdırılması iqtisadi cəhətdən hidrokrekinq prosesini səmərəli edir.

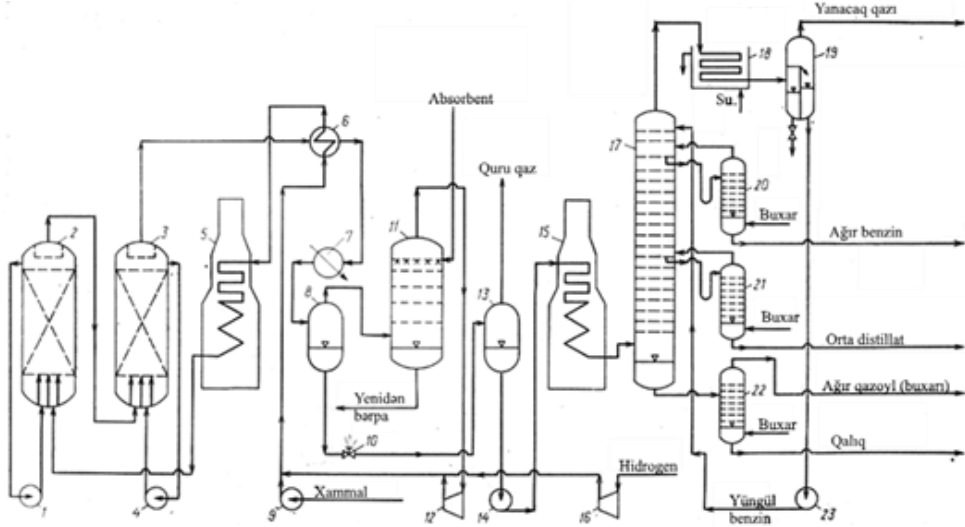
Hidrokrekinqin sənaye qurğusu (şəkil 5.3) aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: qızdırıcı – reaktor şöbəsi (sobalar, reaktorlar), hidrogenli qazın sirkulyasiya edilməsi və təmizlənməsi (yüksək təzyiqli separator, təmizləyici və quruducu kalon, hidrogen kompressoru) və qaz-maye ayırıcı şöbə (aşağı təzyiqli separator, rektifikasiya və hidrogenizat kalonları).

Qurğunun xammalı 9 nasosu ilə götürülərək sirkulyasiya edilən və təzə hidrogenli qazla qarışır, qaz-xammal qarışığı ardıcıl olaraq 6 istidəyişdirici və 5 sobanın ilanvari borularına verilir. Qızdırılmış qarışıq 2 və 3 reaktorların aşağısından paylayıcı qurğuların köməyiylə reaktorun həcmi boyu bərabər paylanaraq yuxarıya doğru yönəlir. Psevdoqaynar lay almaq üçün reaktorun altına resirkulyat verilir.

Buxar-maye qarışığı ikinci pillə 3 reaktordan sonra 6 istidəyişdiricidə və 7 soyuducu-kondensatorda soyuyub 8 yüksək təzyiqli separatora verilir. Maye fazadan ayrılan hidrogenli qaz 11 absorberdə hidrogen-sulfiddən təmizlənir, qurudulur və xammalla qarışır. Reaksiyaya sərf olunan hidrogenin yerini doldurmaq üçün sistemə daim təzə hidrogen verilir.

10 reduksiya klapanı vasitəsilə 13 aşağı təzyiqli separatora verilən maye hidrogenizatın təzyiqi atmosfer təzyiqinə kimi endirilir. 13 separatorada qaz karbohidrogenlərin və hidrogen sulfidin bir hissəsi ayrıldıqdan sonra ka-

talizat 15 sobanın ilanvari borularında qızdırılır, daha sonra 17 fraksiyalaşdırıcı rektifikasiya kalonuna verilir.



Şəkil 5.3. Psevdoqaynar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 9, 14, 23 – nasoslar; 2, 3 – reaktorlar; 5, 15 – sobalar; 6 – istilikdəyişdirici; 7, 18 – soyuducular; 8, 13, 19 – separatorlar; 10 – reduksiya klapanı; 11 – absorber; 12, 16 – kompressorlar; 17 – fraksiyalaşdırıcı rektifikasiya kalonu; 20, 21 – buxarlandırıcı kalonlar; 22 – vakuum kalonu

Yanacaq qazı 19 separatorun yuxarisından çıxarılır. 20 və 21 buxarlandırıcı kalonların aşağı hissəsindən uyğun olaraq ağır benzin və orta distillat fraksiyaları çıxarılır. 22 vakuum kalonundan ağır qazoyl və qətran qalığı ayrılır. Psevdoqaynar laylı katalizatorla işləyən hidrokrekinq prosesinin texnoloji sxemi:

Temperatur, °C	400-450
Reaksiya zonasında təzyiq, MPa	15-20
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1-3
Hidrogenli qazın sirkulyasiya nisbəti, m ³ /m ³ xammal	1000-1200
Katalizatorun sərfi, kq/m ³ xammal	0.08-0.57

Bu prosesdə iki tip katalizatorndan istifadə olunur: mikrosferik və 0.8 mm ölçüsündə qranul. Qalıq xammal emal edildikdə alüminium-kobalt-molibden katalizatorundan, distillat emal edildikdə isə alüminium-nikel-volf-ram katalizatorundan istifadə olunur.

Son zamanlar psevdoqaynar layda hidrokrekinq prosesinin köməyi ilə bituminoz qumlardan ayrılan ağır neftlərdən “sintetik” neft alınır. Alüminim-kobalt-molibden katalizatorunun iştirakı ilə 450°C temperaturda, 10 MPa hidrogen təzyiqində, xammalın həcmi sürəti 0.9 saat⁻¹, katalizator:xammal nisbəti 3:100, çevrilmə dərinliyi 62.2% (kütlə) olan neftin emalında aşağıdakı nəticələri alınıb:

Fraksiya	Miqdar, % (kütlə)
C ₅ – 270°C	37.7
270 – 340°C	20.2
340 – 500°C	29.1
500°C-dən yuxarı	5.0
Cəmi	92.0

Psevdoqaynar layda aparılan hidrokrekinq katalitik krekinq qurğusundan çıxan ağır qazoyulun emalına imkan yaradır. Ağır qazoyulda olan katalizator hissəcikləri prosesin gedişinə təsir etmir.

Hidrokrekinq qurğularının istismarında bir xüsusiyyəti nəzərə almaq lazımdır ki, anbarlarda olan məhsulların qətranlaşmaya meyilləri var və təhlükəsizlik tədbirləri görülmədikdə tərkibində nikel, kobalt, molibden olan katalizatorlarda toksiki karbonil metal yaranır.

Son zamanlar barbotajın yaxşılaşdırılması və qaz-xammal qarışığının katalizatorla səmərəli əlaqəsinə nail olmaq məqsədi ilə reaktorlarda kanal əmələgətirmə kimi çatışmamazlığı aradan qaldırmaq üçün şöbələşmədən istifadə edirlər. İstilik rejiminin tənzimlənməsi üçün şöbələr üzrə soyuq hidrogenli qazın verilməsi təşkil olunur.

5.5. Neft yağlarının hidrotəmizləmə qurğusu

Katalitik hidrotəmizləmə əsasən deparafinləşmiş rafinatların rənglərinin intensivliyinin azalması üçün tətbiq olunur. Eyni zamanda hidrotəmizləmə zamanı yağların koklaşmasının və turşuluğunun və kükürdün azalması müşahidə olunur; donma temperaturu 1-2°C qalxır, özlülük əmsalı 1-2 vahid azalır.

Hidrotəmizlənmiş yağın çıxımı xammala görə 97-99% (kütlə) təşkil edir. Yan məhsullar kimi kiçik miqdarda otqon (maye çıxarılan), üfürmə qazları və texniki hidrogen sulfid çıxır. Reaksiyada iştirak edən, həmçinin təmizlənmiş məhsulda qismən həll olan və üfürmə qazları ilə çıxan hidrogenin sərfi xammal görə 0.2-0.4% (kütlə) təşkil edir. Katalitik riforminq qur-

və katalizatorla doldurulmuş 2 reaktora ötürülür və burada hidrotəmizləmə prosesi gedir. Qarışıq reaktorun yuxarisından daxil olub aşağı axır, katalizator tərpənməz laydadır və reaksiyanın istilik effekti kiçik olduğu üçün reaktora soyuq qaz (kvençink qaz) verilməsi tələb olunmur. Bu qurğuda bir laylı katalizatoru olan reaktordan istifadə edilir. Xammalın əsas kütləsi reaktora maye fazada daxil olur.

3 istidəyişdiricidə bir qədər soyudulan qaz-məhsul qarışığı 9 yüksək temperaturlu yüksək təzyiqli separatora daxil olur və qarışığın ayrılması baş verir. İsti qazlar 4 istidəyişdiricidə və 5 su soyuducusunda bir qədər soyuyur, 14 aşağı temperaturlu yüksək təzyiqli separatora daxil olur, qeyri-stabil hidrotəmizlənmiş yağ (tərkibində qaz və otqon saxlayan) isə 8 drossel klapanı keçərək 11 buxarlandırıcı kalona ötürülür. Burada təzyiqin aşağı düşməsi və su buxarı ilə üfürülməsi nəticəsində yağda həll olmuş qazlar və otqon çıxarılır.

11 boşqablı kalonun yuxarisından çıxan qaz və buxar 16 kondensator-soyuducuya daxil olur. Burada alınan üç fazalı qarışıq 18 separatorada ayrılır; su kondensatı separatorada yerləşən arakəsmənin sol tərəfində yığılır və aşağıdan çıxarılır; otqon sağ tərəfdə yığılaraq 19 nasosu ilə qurğudan çıxarılır. 11 kalon kiçik izafi təzyiqdə işləyir.

Yağın qurudulması məqsədilə yağ 11 kalondan çıxaraq 15 vakuum quruducu kalona verilir, oradan isə 17 nasos vasitəsilə 20 xammal istidəyişdiricini, 21 su soyuducusunu, 23 filtr, 24 əlavə soyuducudan keçərək hidrotəmizlənmiş yağ rezervuarına ötürülür. 23 filtrdə yağ katalizator hissəciklərindən, pasdan təmizlənir.

14 aşağı temperaturlu yüksək təzyiqli separatorada az miqdarda yığılan kondensat 13 drossel klapanı keçməklə 18 separatora verilir. Yüksək təzyiqli hidrogenli qaz 14 separatoradan 10 damcıtutani keçməklə həmin təzyiqdə qazın təmizləmə şöbəsində regenerasiya olunan uducunun köməyi ilə hidrogen sulfiddən təmizlənir. Təmizlənmiş qazın bir hissəsi (əgər tələb olunursa) yanacaq şəbəkəsinə ötürülür. Qazın əsas hissəsi 12 damcıtutani keçməklə 7 kompressorda sıxılır, 6 qəbuledicini keçərək 4 istidəyişdiriciyə yönəlir və yenidən xammalla qarışır.

Bəzi qurğularda 4 istidəyişdirici olmur və hidrogenli qaz xammal ilə 3 istidəyişdiricidən əvvəl yox, 20 istidəyişdiricidən əvvəl qarışırlar.

Qurğunun iş rejimi:

Quruducu vakuum kalonun qalıq təzyiqi, kPa	13.3
Reaktorda təzyiq düşməsi, MPa	≈0.1
Xammalın həcmi sürəti, saat ⁻¹	1-3
Sirkulyasiya edilən qazın maye xammala nisbəti, m ³ /m ³	300-500

H ₂ -nin sirkulyasiya edilən qazda qatılığı, % (həcm)	75-dən az olmamalı
Katalizator	Alüminium-kobalt-molibden və ya alüminium-nikel-molibden (həb ölçüsü 4-4.5 mm)

Əsas aparatlarda axınların temperatur və təzyiqləri:

Məhsul	Temperatur, °C	İzafi təzyiq, MPa
Xammal qarışığı girişdə	>160	–
Sobanın ilanvari borularında	280-330	< 4.0
Reaktorda	200-230	3.5-3.8
Qaz-məhsul qarışığının aşağı temperaturlu, yüksək təzyiqli separatorunda	≈40	3.5-3.8
Hidrotəmizlənmiş yağ		
– filtdən əvvəl	< 130	–
– buxarlandırıcı kalonda	190-225	≈0.3

Katalizatorun işləmə müddəti 10-60 ay, 1 ton təmizlənmiş xammala onun sərfi 0.01-0.03 kq-dır. Katalizatorun regenerasiyası 1.5 sutka çəkir. Bəzi qurğularda katalizatoru regenerasiya etmərlər, yenisi ilə əvəz edirlər.

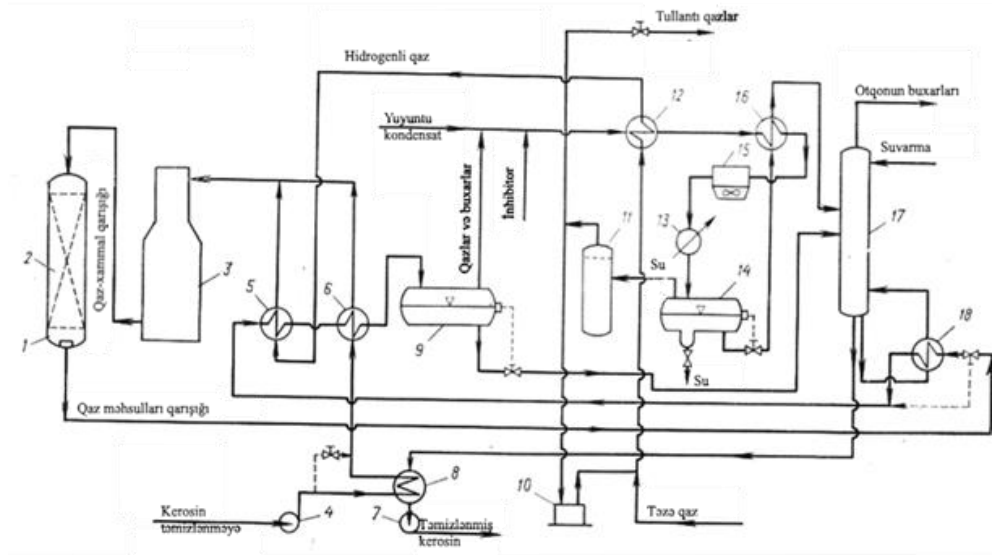
Bir çox neft yağlarının hidrotəmizlənməsi qurğuları üç paralel qarşılıqlı əvəz oluna bilən və yalnız ümumi sirkulyasiya edilən qazın hidrogen-sulfidin təmizlənməsi şöbəsi, həmçinin eyni fasiləli katalizatorun regenerasiya şöbəsi ilə təmin olunur.

Yuxarıda öyənələn proseslər həmçinin parafinlərin hidrotəmizlənməsi və onun stabilləşməsində də istifadə oluna bilər. Parafinlərin təmizlənməsində əsas meyar onun ərimə temperaturunun aşağı düşməməsidir. Kükürdün miqdarı təmizlənmiş parafində xammal parafinə nisbətən aşağı olur. Parafinin hidrotəmizlənməsində əsas göstəricilərdən biri də onun iyidir. Yüksək keyfiyyətli parafin iysiz olmalıdır.

5.6. Yüksək temperaturlu separatorun tətbiqi ilə kerosinin hidrotəmizləmə qurğusu

Şəkil 5.5-də göstərilən texnoloji sxem kerosində kükürdün miqdarını 0.166%-dən 0.001% (kütlə) – 10 ppm endirən kerosinin hidrotəmizləmə qurğusunun texnoloji sxemidir. Qurğunun gücü xammala görə 3975 m³/gün təşkil edir, katalizatorun reaktorda həcmi 156 m³, reaktorun daxili diametri 3.81 metrdir.

Xammal 4 nasos vasitəsilə 8 və 6 istidəyişdiriciləri keçərək əvvəlcədən 12 və 5 istidəyişdiricilərdə qızdırılmış hidrogenli qazla qarışır. Alınmış qaz-xammal qarışığı 3 sobanın ilanvari borularına daxil olaraq 380°C temperaturla qızdırılır və 4.2-4.4 MPa təzyiqlə tərpnəmz laylı katalizatorla işləyən 1 reaktora daxil olur. Reaktorun aşağısından çıxan qaz-məhsul qarışığı ardıcıl olaraq 18 qaynadıcıda, 5 və 6 istidəyişdiricilərdə soyuyaraq 9 separatora verilir. Qarışıq 9 yüksək temperaturlu separatora 3.8 MPa təzyiqdə maye və qaz fazaya ayrılır. Maye faza – tərkibində qaz və benzin fraksiyası (otqon) olan hidrotəmizlənmiş kerosin 9 separatordan sonra 17 stabilləşmə kalonuna verilir.



Şəkil 5.5. Yüksək temperaturlu separatorun tətbiqi ilə kerosinin hidrotəmizləmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – reaktor; 2 – katalizator; 3 – borulu soba; 4, 7 – nasoslar; 5, 6, 8, 12, 16 – istilikdəyişdiricilər; 9, 14 – separatorlar; 10 – kompressor; 11 – qəbuledici; 13 – kondensator-soyuducu; 15 – hava soyuducu; 17 – stabilləşdirici kalon; 18 – qaynadıcı

9 separatordan çıxan qaz və buxar qarışığı ardıcıl olaraq 12 və 16 istidəyişdiriciləri keçərək soyuyur. 12 istidəyişdiriciyə daxil olan hissəyə kondensləşmiş su və korroziya inqibitor məhlulu püskürdülür, belə ki, 12 istidəyişdiricidən 13 kondensator-soyuducuya qədər olan hissə turş ammonium sulfid korroziyasına daha çox məruz qalır. Bu sahədə soyudulan axının temperaturu 177°C-dən aşağı olmaqla sürəti 9 m/san-dan çox olmamalıdır. 13 kondensator-soyuducudan gələn üç fazalı qarışıq 3.7 MPa təzyiqdə və 43°C temperaturda 14 aşağı temperaturlu separatorda ayrılır. Sudan ayrılmış karbohidrogen kondensatı əsas etibarlı ilə benzin və yüngül kerosin fraksiyalarından ibarət olub 14 separatordan çıxaraq 16 istidəyişdiriciyə daxil olur, qızdırılır və oradan da 17 stabilləşmə kalonuna ötürülür.

14 separatordan çıxan hidrogenli qaz damcıtutanla təchiz olunmuş 11 qəbuledicidən keçərək 10 kompressorda 4.9 MPa-a qədər sıxılır və təzə texniki hidrogenlə qarışır. Qaz qarışığı 12 və 5 istidəyişdiricilərdə qızdırılaraq xammalla qarışır. 17 stabilləşmə kalonun yuxarisından otqonun (qovulan yüngül məhsulun) buxarları və qaz çıxır, aşağısından isə təmizlənmiş kerosin çıxır. Kalonun iş rejimi elə seçilir ki, alınan məhsulun alışıma temperaturu norma həddində olsun. Bu kalonun aşağısının temperaturu 267°C, təzyiqi 0.44 MPa-dır. 12 istidəyişdiricinin girişində isti qaz-buxar qarışığına su və inqibitor məhlulu püskürdürlər və belə halda qarışığın temperaturu 205°C-yə kimi aşağı düşür. Sonra qarışıq 12 istidəyişdiriciyə verilir. 9 isti separatorda qarışıq bir qədər yüksək temperaturda ayrılır.

Qurğunun iş rejimi:

Prosesin getmə şəraiti	Temperatur, °C	İzafi təzyiq, MPa
Xammalın 8 istidəyişdiriciyə girişi	70	5.27
Xammal 5 istidəyişdiricinin çıxışında	251	5.03
Hidrogenli qaz xammalla qarışmazdan əvvəl	264	4.77
Qaz-xammal qarışığı		
– 3 sobanın ilanvari borularının girişində	218	4.64
– 1 reaktorun girişində	374	4.22
– yürüşdən əvvəl	383	4.36
– yürüşdən sonra	–	4.15
– 1 reaktorun çıxışında		
9 separatorda	–	3.83
İsti qaz-buxar qarışığı 12 istidəyişdiricinin girişində	205	3.38

Qarışıq – qazlar, karbohidrogen kondensatı, su – 14 separatorun girişində	43	3.73
Hidrotəmizlənmiş kerosin 17 kalonun çıxışında	267	0.44
10 kompressordan sonra sirkulyasiya edilən və təzə qaz qarışığının kompressorun çıxış borusunda	71	4.92

Qeydlər:

1. Hidrogenli qazın sirkulyasiyası sistemində ümumi təzyiq düşməsi (10 kompressordan əvvəl və sonra) 1.19 MPa təşkil edir və belə qurğular üçün yetərli hesab olunur. Bununla bərabər, sistemin hidravlik müqaviməti artdıqca kompressorun sirkulyasiya edilən qazı sıxmağa sərf olunan enerjisi artır. Buna görə belə qurğuları layihələndirəndə bunu nəzərə almaq lazımdır.

2. Reaktorun hidravlik müqaviməti iş yürüşünün sonunda çoxdur, nəinki yürüşün əvvəlində (0.21 və 0.07 MPa).

3. İsti xammal axını ilə isti qaz axınlarını birləşdirdikdə xammalın buxarlanmasına istilik sərf olunur və buna görə qarışığın temperaturu təxminən 35°C aşağı düşür.

4. Daha yüksək temperaturlu 5, 6 və 18 istidəyişdiricilərdə boru fəzası ilə qaz-məhsul qarışığı, boruarası fəza ilə isidilən axın nəql olunur.

5. 9 separatorun girişində qaz-məhsul qarışığının temperaturu 6 istidəyişdiricidən əvvəl xammalın temperaturunun dəyişdirilməsi hesabına saxlanılır və lazım olduqda soyuq xammalın bir hissəsini yana keçirmək üçün nəzərdə tutulmuş boru xəttindən keçirməklə (sxemdə qırıq xətlə göstərilib) 8 istidəyişdiricidən çıxan isti xammala birləşdirmək olar.

6. 17 stabilləşmə kalonun aşağı zonasına verilən axının temperaturu qaynadıcıya verilən qaz-məhsul qarışığının miqdarının dəyişdirilməsi hesabına tənzimlənir.

7. Reaktorun 1 m² en kəsik sahəsindən 14.6 m³/saat xammal keçir (xammalın maye halı hesabı ilə).

8. Qurğuda sirkulyasiya edilən qazın hidrogen sulfiddən təmizlənmə şəbəsinin olmaması təmizlənməmiş kerosində kükürdün az miqdarı ilə izah olunur.

5.7. Ağır və vakuüm qazoyllarının hidrotəmizlənməsi

Prosesin əsas məqsədi katalitik krekinq qurğusu üçün xammal və ya az kükürlü soba yanacaqları üçün komponent, həmçinin olefin (su buraxının iştirakı ilə piroliz) və ya yüksək keyfiyyətli elektrod koksu istehsalı üçün xammal kimi istifadə olunan ağır distillat və vakuüm qazoyllarının hidrotəmizlənməsidir.

Xammal və məhsullar. Hidrotəmizləmə prosesinə müxtəlif fraksiya, qrup tərkibli, həmçinin müxtəlif miqdarda kükürdü və azotu olan qazoyl distillatları, yəni mazutun vakuüm distilləsindən alınan və q.b. 360-400°C, q.s. 520-560°C (atmosfer təzyiqinə hesabladıqda) olan fraksiyalar cəlb olunurlar. Bəzi hallarda ağır qazoylu vakuüm və ya atmosfer kalonunda qovulan yüngül qazoylla (q.b. 230-250°C, q.s. 360°C) qarışdırırlar.

Mazutdan qovulan vakuüm qazoylunun qaynama sonu temperaturunun artması onun özlülüyünün, həmçinin koklaşma göstəricisinin (məsələn, Konradsona görə 0.2%-dən 0.9%-ə (kütlə), bəzən 1.2%-ə (kütlə) qədər) artmasına, kükürdün, azotun, qətranın, ağır aromatik karbohidrogenlərin, metalların (nikel, vanadium, dəmir) çoxalmasına səbəb olur.

Hidrotəmizləmə zamanı qazoylun sıxlığı, özlülüyü və külün miqdarı azalır, Konradsona görə koklaşması xeyli azalır, amma ərimə temperaturu az dəyişir, metalların miqdarı xeyli azalır. Karbohidrogenlərin qrup tərkibi mono- və polinaften və xüsusi ilə monoaromatik karbohidrogenlərin miqdarının 10-18% (kütlə) artması ilə dəyişir.

Prosesin getmə şəraiti xammaldan və istifadə olunan katalizatorndan asılıdır. Ağır vakuüm qazoylları yüngül qazoyllara nisbətən daha yüksək təzyiq, daha az həcmi sürətlə aparılır.

Fraksiya tərkibinə görə orta distillatlar vakuüm qazoyllara nisbətən daha asan kükürdsüzləşir və bu fraksiyaların vakuüm qazoylları ilə qarışdırılması nəticəsində katalizator daha yaxşı işləyir, bu isə hidrotəmizləmə prosesinin daha aşağı təzyiqdə aparılmasına və hidrogenin az sərf olunmasına imkan verir.

Xammalda koksəmələgətirə bilən birləşmələrin və metalların çox olması katalizatorun aktivliyinin azalmasına səbəb olur və buna görə də hidrotəmizləmə prosesini daha yüksək temperaturda və xammalın reaktorda həcmi sürətinin azalması ilə aparmaq lazımdır.

Ağır vakuüm qazoylunun əsas hissəsi reaktora maye fazada daxil olur. Maye fazada aparılan hidrotəmizləmə prosesində temperatur buxar fazada aparılan hidrotəmizləmənin temperaturundan 20°C çox olur. Aşağıda verilən cədvəldə maye fazada və buxar fazada aparılan hidrokükürdsüzləşdirmə proseslərinin aparıldığı şərait verilir:

Göstəricilər	Maye fazalı rejim	Buxar fazalı rejim
Xammal	Kerosin, ağır qazoyl, vakuüm distillatı	Benzin və ya benzin-kerosin distillatı (250°C-yə qədər)
Temperatur, °C	300-400	300-380
Təzyiq, MPa	3-10	2-4
Xammalın həcmi sürəti, ton/(m ³ saat)	1-5	4-6
Sirkulyasiya edilən qazın miqdarı, 1 ton xammala m ³	50-300	40-200

Regenerasiya arası işləmə müddətində reaktorun temperaturunu bəzən 30-40°C artırmaq lazım gəlir. Həmçinin reaktor şöbəsinə təzyiq fərqi artırılır, bu da sirkulyasiya edilən qazın hərəkəti üçün enerjinin artmasına səbəb olur.

Zavod qurğularının birində üç ardıcıl birləşmiş reaktorlarda Arlan neftinin nisbətən yüngül vakuüm qazoylunun (98% kütlə 463°C-yə qədər qaynar) hidrotəmizlənməsi zamanı il yarım işləyəndən sonra (ikinci dövr) reaktorlarda temperatur 350°C-dən 385-390°C-yə qədər artıb, bu müddətdə təzyiq fərqi 0.18 MPa-dan 0.45 MPa-ya qədər, o cümlədən 1-ci reaktorda 0.08 MPa-dan 0.23 MPa-ya (bütün reaktor sistemində izafi təzyiq 3.3 MPa olan halda) artıb. Reaktorların işinin digər şəraitləri aşağıdakı kimidir: xammalın həcmi sürəti 0.9-1.2 saat⁻¹, sirkulyasiya edilən qaz : xammal nisbəti 400-600 m³/m³, sirkulyasiya edilən qazda hidrogenin qatılığı 75-85% (həcmi), monoetanolamin təmizlənməsindən sonra sirkulyasiya edilən qazda hidrogen-sulfidin miqdarı 0.05-0.10% (həcmi), katalizator alüminium-kobalt-molibden. Katalitik krekinq üçün xammal olan qazoylda kükürdün miqdarı 2.5-3.5%-dən 0.4-0.6%-ə (kütlə), koklaşma 0.17%-dən 0.04%-ə (kütlə) aşağı düşür.

Tərpənməz laylı katalizator ilə işləyən silindrik şaquli reaktorlarda aparılan distillatların hidrotəmizlənməsi prosesində ən çox işlədilən katalizator alüminium-kobalt-molibden və ya alüminium-nikel-molibden katalizatorlarıdır. Katalizatorları müqayisə etdikdə Al-Co-Mo katalizatoru kükürdü təmizləməkdə daha səmərəlidir, Al-Ni-Mo katalizatoru isə azotun təmizlənməsində, aromatik karbohidrogenlərin və olefinlərin doydurulmasında daha aktivdir. Kerosin distillatlarında, atmosfer və vakuüm qazoyllarında, həmçinin mazutlarda həm kükürdsüzləşdirmə, həm də azot təmizləyən yeni katalizatorlar məlumdur. Belə ki, Procatalise (Fransa) firması Al₂O₃ daşıyıcısında 3 yeni növ katalizator istehsal edir. Katalizatorların işləmə müddəti (36-48 ay) yüngül, ağır və vakuüm qazoyllarının hidrokükürdsüzləşdirməsində eyni-

dir, amma katalizatora görə məhsuldarlıq müxtəlifdir. Belə ki, hər xammal üçün hidrokükürdsüzləşdirmə müxtəlif həcmi sürətlə aparılır.

Ağır qazoylların hidrotəmizlənməsində məhsuldarlıq 1 dövr üçün 1 kq katalizatora 24 m³ xammal təşkil edir. Təmizlənmiş qazoyulun çıxımı prosesdə alınan kerosin fraksiyaları da nəzərə almaqla götürülən xammala görə 94-96% (kütlə) təşkil edir. Bu prosesdə yüngül karbohidrogenlərin (C₁-C₄) çıxımı adətən 0.8%-dən (kütlə) artıq olmur, benzin fraksiyası 1.5% təşkil edir. Hidrogen sulfid və ammonyakın cəmi çıxımı qazoyul xammalının keyfiyyətindən və onun təmizlənmə dərinliyindən asılıdır. Kükürdün təmizlənmə dərəcəsini 97%-ə (kütlə) çatdırmaq olar, amma istehsalda 80-90% (kütlə) ilə kifayətlənirlər. Azotun miqdarı nisbətən az aşağı düşür. Xammalda kükürdün miqdarının və onun təmizlənməsi dərinliyinin artması ilə qaz və benzinin miqdarı artır, təmizlənmiş məqsədli maye məhsulun çıxımı isə azalır. Belə ki, çox vaxt prosesdə alınan kerosin fraksiyasını qazoyuldan ayırırlar və buna görə qazoyulun alışıma temperaturu və qaynama başlanğıcı aşağı düşür. Əgər təmizlənən məhsul katalitik krekinq üçün xammal olacaqsa, benzini ona qarışdırmırlar, çünki benzinin oktan ədədi aşağı olur.

Aşağıda yüksək azotlu qazoyulun hidrotəmizlənməsi və təmizlənmiş məhsulun keyfiyyəti verilir (Chevron Research firması, ABŞ):

Göstəricilər	Əməliyyat nömrəsi			
	№1	№2	№3	№4
<i>Proseslərin parametrləri</i>				
Temperatur, °C	368	368	396	396
Təzyiq, Mpa	5.3	7.0	7.0	7.0
Sirkulyasiya edilən qazın nisbəti, m ³ /m ³ xammal	229	253	262	607
Hidrogenin parsial təzyiqi, Mpa	4.22	5.55	5.55	4.99
Hidrogenin sərfi, m ³ /m ³ xammal	39	65	86	100
Hidrogenin sərfi, % (kütlə)	0.37	0.61	0.82	0.94
<i>Hidrogenizatların keyfiyyəti</i>				
15°C-də sıxlıq, kq/m ³	932	929	919	905
Anilin nöqtəsi, °C	63	66	63	65
Tərkibi, % (kütlə)				
– kükürd	0.14	0.08	0.03	0.024
– ümumi azot	0.32	0.25	0.17	0.047

Qurğuların məhsuldarlığı. Qazoylların, o cümlədən vakuum qazoyllarının hidrokükürdsüzləşdirilməsi və ya hidrotəmizlənməsi üçün bir gündə 1000 tondan 7000 tona qədər məhsuldarlığı olan zavod qurğuları fəaliyyət göstərir. Onların bir çoxunda iki və ya üç laylı katalizator ilə işləyən, axımla

rı yuxarıdan aşağı olan reaktordan istifadə olunur. Bu reaktorlarda katalizator laylarının arasına sirkulyasiya qazı ilə təzə qazın qarışığının bir hissəsi olan soyuducu hidrogenli qaz (kvençinq-qaz) verilir. Hətta ən böyük müasir qurğularda da bir reaktorlu texnoloji sxemdən istifadə edilir. Məsələn, məhsuldarlığı 7000 ton/sutka olan müasir qurğuda diametri 4.2 metr, divarın qalınlığı 140 mm, çəkisi 200 ton, kükürdsüzləşmənin dərinliyi 90% (kütlə) olan reaktordan istifadə olunur.

İlanvari borulu sobada xüsusi kütlə sürəti. Qızdırıcı boruların ölçülərinin, paralel xammal axınlarının sayının müyyən edilməsi borulu sobaların hesablanmasının əsas mərhələsidir. Xammal qarışığının qızdırıcı borularda xüsusi kütlə sürətinin miqdarı hesablanan sobada 264-352 kq/sm² saat arasında götürülməsi hidrotəmizləmə və hidrokrekinq qurğuları üçün tipik xammal sobasına uyğun gəlir. Katalitik riforminq qurğularında isə sobaların borularında xammal qarışığının sürəti 79-123 kq/sm² saat götürülür. Hidrokrekinq və hidrotəmizləmə qurğularında sobaların radiant borularının səthinin orta istilik gərginliyi orta hesabla 113.5 MDj qəbul edilir. Bu rəqəm sobanın radiant borusunun alova tərəf baxan səthi üçündür.

Yüksək temperaturda qaynayan qazoylların hidrotəmizləmə qurğusunun texnoloji sxemi. Şəkil 5.6-da vakuüm qazoylu üçün hidrokükürdsüzləşdirmə qurğusunun texnoloji sxemi verilmişdir (ARCO Petroleum Products firmasının lisenziyası üzrə). Bu qurğuda yüksək temperaturda fazaların separasiyası bilavasitə reaktordan sonra həyata keçirilir. Prosesin bir xüsusiyyəti də odur ki, katalizator xüsusi texnologiya ilə reaktora əlamətlərə görə yığılır.

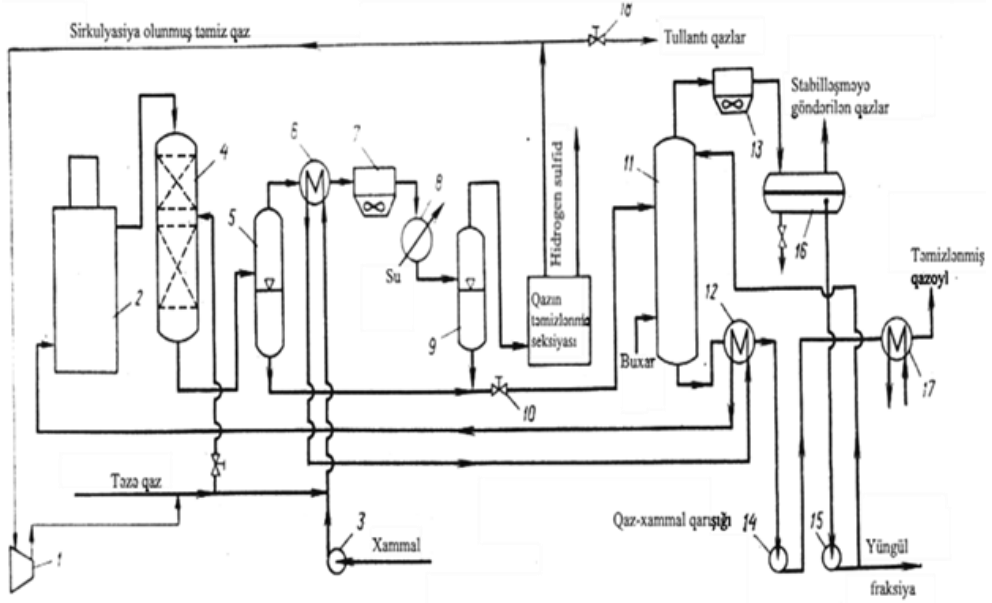
Xammal 3 nasos vasitəsilə nəql olunaraq 1 kompressoru ilə sirkulyasiya etdirilir və təzə hidrogenli qazla qarışır. Alınmış qaz-xammal qarışığı ardıcıl olaraq 6 və 12 istidəyişdiricilərdən keçərək 2 sobanın ilanvari borularına daxil olur və qızdırılır. 6 istidəyişdiricidə qızdırıcı mühit 5 yüksək temperaturlu separatorndan çıxan isti qaz-buxar qarışığıdır, 12 istidəyişdiricidə isə stabil hidrotəmizlənmiş qazoyldur.

Hidrokükürdsüzləşmə prosesi tərpnəmz laylı katalizator ilə işləyən 4 reaktorda yuxarıdan aşağıya keçməklə aparılır. Prosesin temperaturunu tənzimləmək üçün katalizator laylarının aralarına soyuducu hidrogenli qaz (ümumi xətdən götürülərək) verilir (kvençinq-qaz).

Reaktorun aşağısından çıxan qaz-məhsul qarışığı qaynar 5 separatornda fazalara ayrılır. Maye separatorndan çıxır, 10 reduksiya klapanından keçərək 11 buxarlandırıcı kalona daxil olur. Qaz-buxar qarışığı 6 istidəyişdiricidə və 7 hava soyuducusunda soyuyur, əmələ gələn karbohidrogen kondensatı qazlarla birlikdə 8 su soyuducusunda bir daha soyuyaraq 9 aşağı temperaturlu yüksək təzyiqli separatora daxil olur, 5 separatorndan çıxan hidrotəmizlənmiş yüksək qaynayan qazoyl fraksiyaları ilə qarışır.

Yüngül qaynayan fraksiyalari (otqon) çıxarmaq və normallaşdırılmış alışma temperaturunu almaq məqsədilə hidrokükürdsüzləşdirilmiş məhsul qarışığı 11 buxarlandırıcı kalonda su buxarı ilə üfürülür.

Hidrogenli qaz soyuq 9 separatorlardan çıxaraq MEA məhlulu ilə hidrogen sulfiddən təmizlənir. 1 kompressorunun köməyi ilə təmizlənmiş qazlar xammalla qarışma yerinə qaytarılır. 18 klapan vasitəsilə təmizlənmiş qazın bir hissəsi qurğudan çıxarılır.



Şəkil 5.6. Yüksək temperaturda qaynayan qazoylun hidrokükürdsüzləşdirmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – kompressor; 2 – soba; 3, 14, 15 – nasoslar; 4 – reaktor; 5, 9 – separatorlar; 6, 12, 17 – istilikdəyişdiricilər; 7, 13 – hava ilə soyutma aparatı; 8 – soyuducu; 10, 18 – reduksiya klapanları; 11 – buxarlandırıcı kalon; 16 – qəbuledici

12 istidəyişdiricidən sonra tam soyumayan hidrokükürdsüzləşdirilmiş qazoyl həm istiliyindən istifadə etmək, həm də lazım olan temperatura kimi soyutmaq üçün 14 nasosu ilə 17 istidəyişdiriciyə verilir (sxemdə göstərilməyib). 11 buxarlandırıcı kalon bu halda stabilləşmə kalonu rolunu oynayır və 13 kondensator-soyuducu ilə işləyir. Yüngül fraksiyanın (otqon) bir hissəsi 16 qəbuledicidə yığılaraq 15 nasosu ilə 11 kalona suvarma kimi verilir, digər hissəsi isə qurğudan çıxarılır. 16 qəbuledicinin yuxarisından stabilləşmə qazları çıxır.

Müxtəlif xammal üçün material balansı aşağıda verilir:

Götürülüb, % (kütlə)	
– vakuum qazoylu	100.0
– reaksiya üçün hidrogen	0.56
– artıq hidrogen	0.36
Cəmi	100.92
Alınıb, % (kütlə)	
– hidrogen-sulfid	3.23
– ammonyak	0.07
– karbohidrogen qazları	0.76
– benzin fraksiyası (q.s. 200°C)	3.47
– təmizlənmiş qazoyl	92.64
Cəmi	100.17
Hidrotəmizləmədə itki	0.36
Qovulmada itki	0.39
Cəmi	100.92

Xammal arlan neftinin emalından alınan qazoyl və hidrotəmizlənmiş qazoylların xarakteristikaları aşağıda verilir:

Göstəricilər	Təmizlənmədən əvvəl	Təmizlənmədən sonra
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	917	881
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	3.20	0.17
Azotun miqdarı, % (kütlə)	0.11	0.06
Koklaşma, % (kütlə)	0.22	0.08
Fraksiya tərkibi, °C		
– q.b.	203	230
– 10%	349	341
– 50%	411	386
– 90%	479	452
– q.s.	508	488
Grup tərkibi, % (kütlə)		
– metan-naften karbohidrogenləri	37.2	54.0
– aromatik karbohidrogenləri	59.5	45.0
– qətran	3.3	1.0

Tərkibində müxtəlif miqdarda kükürd olan vakuum qazoyllarının hidrotəmizləmə və yüngül hidrokrekinq proseslərinin material balansları:

Göstəricilər	Qərbi Sibir neftinin vakuüm qazoylunun hidrotəmizlənməsi	Yaxın Şərqi neftinin vakuüm qazoylunun yüngül hidrokrekingi
<i>Xammalın xarakteristikası</i>		
Qaynama həddi, °C	328-540	340-560
15°C-də sıxlıq, kq/m ³	-	912
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	1.7	2.7
<i>Material balansı</i>		
Götürülüb, % (kütlə)		
– xammal	100.0	100.0
– hidrogen (100%-li) reaksiyaya	0.75	1.60
Cəmi	100.75	101.60
Alınıb, % (kütlə)		
– maye məhsul, o cümlədən:	97.40	95.30
– benzin fraksiyaları	1.00 (160°C-yə qədər)	11.4 (180°C-yə qədər)
– kerosin fraksiyaları:	12.10	-
– 160-350 °C	-	-
– 180-340 °C	84.30 (>350°C)	21.10**
– qazoyl	1.77	62.80
– karbohidrogen qazları	1.58*	3.50***
– hidrogen-sulfid və ammoniyak		2.80
Cəmi	100.75	101.60
* Bunun 1.55%-i (kütlə) H ₂ S		
** O cümlədən 1% (kütlə) fraksiya 180-230°C		
*** C ₄ daxil olmaqla C ₁ -C ₄		

Çekmaqış neftinin vakuüm hidrotəmizlənməmiş qazoyllarının həcmi sürətdən asılı olaraq (prosesin temperaturu 370°C, təzyiqi 5 MPa) keyfiyyəti və material balansı:

Göstəricilər	Vakuüm qazoylu	Xammal sərfinin həcmi sürəti		
		10.0	2.0	0.5
<i>Xammal və hidrotəmizlənməmiş qazoylların xassələri</i>				
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	915	901	893	880
Fraksiya tərkibi, °C				
– q.b.	330	200	197	200
– qaynayır, % (kütlə):				
300°C-yə qədər	-		4.0	4
400°C-yə qədər	40.5	-47	47.5	52
500°C-yə qədər	89.0	92	84.5	94

Konradsona görə koklaşma, % (kütlə)	0.33	0,19	0.11	0.1
Donma temperaturu, °C	25	24	23	24
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	3.02	2.16	1.54	0.64
Azotun miqdarı, % (kütlə)	0.4	0.35	0.12	0.64
Material balansı				
Götürülüb, % (kütlə)				
– vakuum qazoylu	-	100.0	100.0	100.0
– hidrogen	-	0.39	0.75	1.05
Cəmi	-	100.39	100.75	101.05
Alınb, % (kütlə)				
– quru qaz	-	0.68	1.18	3.14
– hidrogen-sulfid	-	0.91	1.57	2.53
5 hidrogenizat	-	98.69	97.93	95.37
6 itki	-	0.11	0.07	0.01
Cəmi	-	100.39	100.75	101.05

V Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Катализ в кипящем слое / Под ред. И. П. Мухленова и В. М. Померанцева. Л.: Химия, 1978, 228 с.
2. Сидорин В. П. Установка гидроочистки масел, М.: Химия, 1976
3. Самедова Ф.И. Применение гидрогенизационных процессов в производстве масел, Баку: «Элм», 2007, 240 с.
4. Курганов В.М., Папуша Л.В. и др. Процесс гидрокрекинга в схеме производства масел. ХТГМ, 1999, №3, с. 13
5. Экспресс информация. Переработка нефти и нефтехимия. Процесс гидрокрекинга в производстве масел, 1985, №22, с. 14-16
6. Каминский Э.Ф., Осипов Л.Н., Хавкин В.А. и др. Развитие технологий глубокой гидроочистки дизельного топлива и вакуумных дистиллятов на НПЗ России // Нефтегазовые технологии. 2001, № 1, с. 36-42
7. Абад-заде Х.И. Новая технология получения цеолитсодержащих катализаторов каталитического крекинга с регулируемой пористой структурой // Процессы нефтехимии и нефтепереработки, 2006, № 3, с. 22-29
8. Абад-заде Х.И. Разработка бифункционального катализатора для процесса гидрокрекинга нефтяных фракций // Процессы нефтехимии и нефтепереработки, 2008, № 3-4, с. 12-30
9. Абад-заде Х.И. Разработка эффективных катализаторов для процесса легкого гидрокрекинга // Азербайджанское нефтяное хозяйство, Баку, 1994, № 11-12, с. 22-24
10. Вандер Лаан Дж., Сугруз Э.Л., Додуэлл Г. и др. Уменьшение содержания серы в продуктах ККФ // Нефтегазовые технологии, 2006, № 6, с. 84-87

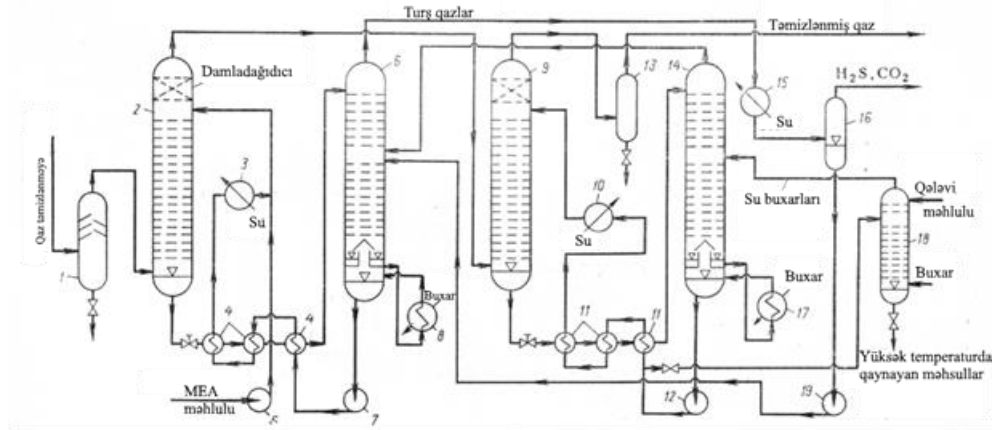
11. Никитин А.А., Карасев Е.Н., Дутлов Э.В., Пискунов А.В., Борисов Д.В. Гидродемеркаптаназация или гидроочистка реактивного топлива – что выбрать? // Нефтепереработка и нефтехимия, 2014, № 12, с. 5-8
12. Breyse M., Geantet C., Afanasiev P. Recent studies on the preparation, activation and design of active phases and supports of hydrotreating catalysts // Catalysis Today, 2008, v. 130, p. 3-13
13. Stanislaus A., Marafi A., Rana M.S. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diesel (ULSD) production // Catal. Today, 2010, 153, 1, p. 1-68

VI FƏSİL. QAZLARIN AYRILMASI VƏ EMALI

6.1. Karbohidrogen qazlarının etanolamin məhlulunun köməyi ilə hidrogen sulfiddən təmizlənməsi

Qaz emalı sənayesində karbohidrogen qazlarını hidrogen sulfiddən təmizləmək üçün monoetanolamin (MEA), dietanolamin (DEA), bəzən də trietanolamindən istifadə edirlər. Əgər monoetanolaminin hidrogen sulfidi udma qabiliyyətini 100% qəbul etsək, dietanolaminin bu xüsusiyyəti 40%, trietanolaminin isə 15% təşkil edir. Amma təzyiğin artması ilə trietanolaminin hidrogen sulfidi udma qabiliyyəti artır. Yüksək təzyiqlərdə isə hər üçünün bu xüsusiyyəti demək olar ki, bərabərləşir.

Qazların etanolaminlərlə təmizlənməsi üçün əsas aparatlar doldurmalı və ya boşqablı absorber və desorberlərdir. Karbohidrogen qazlarının monoetanolaminlə hidrogen sulfiddən və karbon qazından təmizlənməsinin prinsipial texnoloji sxemi şəkil 6.1-də verilib. Xammala görə məhsuldarlıq 170 min ton/il.



Şəkil 6.1. Qazların etanolaminlə təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 13 – qaz separatorları; 2, 9 – absorpsiya kalonları; 3, 10, 15 – su soyuducuları; 4, 11 – istilikdəyişdiricilər; 5, 7, 12, 19 – nasoslar; 6, 14 – desorberlər; 8, 17 – buxar qaynadıcıları; 16 – qaz-su ayırıcısı; 18 – qovma kalonu

Qazın təmizlənməsi iki pillədə aparılır. Təmizlənməyə verilən qaz onu müşayiət edən kondensatdan ayrılması üçün separatora verilir. 1 separatorun yuxarisından çıxan qaz 2 absorbsiya kalonun aşağısına verilir və absorberdə yuxarı qalxaraq boşqablarda və ya doldurmada (Rəşiq həlqələri) kalonun yuxarisından verilən 15-17% monoetanolaminin su məhlulu ilə görüşür. Kalonda 22-24 torlu boşqab və ya 15 metr Rəşiq həlqələri olur. Doldurmalı kalon absorbsiyanın sürətinə və kütlədəyişmə əmsalına görə boşqablı kalondan iki dəfə səmərəlidir. 2 kalonda temperatur 25-40°C, təzyiq 1.47-1.57 MPa-dır. Qismən təmizlənmiş qaz kalonun yuxarisından çıxaraq 9 absorbsiya kalonun aşağısına verilir. Bu kalonun yuxarisına 10-12% monoetanolaminin suda məhlulu verilir. 9 kalonun quruluşu 2 kalonu ilə eynidir; 9 kalonda temperatur 20-40°C, təzyiq 1.37-1.47 MPa-dır. Əgər karbon qazının miqdarını 10 ppm-ə azaltmaq lazım gələrsə, təmizləmənin II pilləsində kalonda təzyiqi 2.45-2.94 MPa saxlamaq lazımdır.

2 kalonun aşağısından çıxan doymuş MEA məhlulu 4 istidəyişdiricidə regenerasiya olunmuş MEA məhlulu ilə 80-90°C-yə qədər qızdırılır və 6 desorberə daxil olur. Desorber 14-16 torlu və ya novşəkili boşqablarla təchiz edilib, 0.15-0.20 MPa təzyiqdə işləyir. Kalonun aşağısı kar boşqabla təchiz olunub və MEA məhlulu 8 qaynadıcıya axır, burada 130°C-yə qədər qızdırılır və 2 kalona kar boşqabın altına qaytarılır. Desorberdə hidrogen sulfidin və karbon qazının qalıqları çıxarılır. Regenerasiya olunmuş MEA məhlulu 7 nasosu ilə 4 istidəyişdiriciyə, 3 su soyuducusuna keçərək 20-30°C temperatur ilə 2 kalona qaytarılır. Ora həmçinin 5 nasosu ilə təzə MEA məhlulu verilir.

Təmizlənmiş karbohidrogen qazları 9 absorbsiya kalonun yuxarisından çıxaraq 13 qaz separatoruna ötürülür, sonra qurğudan çıxarılır. MEA-nın doymuş məhlulu 9 kalonun aşağısından götürülərək 11 istidəyişdiricidə qızır və 14 desorberə regenerasiyaya verilir. 14 desorberin aşağısından regenerasiya olunmuş MEA məhlulu 12 nasosu ilə götürülərək 11 istidəyişdiricidən və 10 soyuducudan keçir və 9 absorbsiya kalonuna qaytarılır. 14 desorberin aşağısı 17 qaynadıcının istiliyi hesabına qızır. 14 desorberin yuxarisından çıxan hidrogen sulfid və karbon qazı 6 desorberə verilir və birlikdə I pillədə desorbsiya olunmuş H₂S və CO₂ ilə qarışb 15 su soyuducusunda soyuyaraq su buxarları kondensləşir və 16 qaz-su ayırıcısına ötürülür. Qaz separatorun yuxarisından turş qazlar (H₂S və CO₂) çıxarırlar, aşağısından isə su kondensatı 19 nasosu ilə 6 desorberə verilir.

MEA-nın karbon qazı, həmçinin karbohidrogen qazlarında olan oksigen, kükürd-karbon, karbonun tioksidi və başqa birləşmələrlə reaksiyası nəticəsində yüksək qaynama temperaturu mürəkkəb qarışıqlar yaranır. Məsələn, oksigenin iştirakı ilə hidrogen sulfid ilə tiosulfat alınır və bu da MEA təmizlənməsində regenerasiya olunmur. Yan məhsulların miqdarı sirkulyasi-

ya edilən MEA məhluluna görə təxminən 0.5% (kütlə) təşkil edir. Sistemdə regenerasiya oluna bilməyən maddələrin qatılığının çoxalmaması üçün MEA məhlulunun bir hissəsi 14 desorberin kubundan 12 nasosu ilə 18 qovma kalonuna yönəldilir və bura qələvi məhlulu verilir. Qovma zamanı monoetanolaminin su buxarları 14 desorberə qaytarılır, qalan yüksək qaynayan məhsullar kanalizasiyaya verilir. Qovma kalonun kubunda temperatur 200°C, yuxarısında isə 170°C saxlanılır.

Karbohidrogenlərin monoetanolaminlə təmizləmə qurğusunun sərf göstəriciləri aşağıda verilir, məhsuldarlıq 170 min ton/il:

Su buxarı, min ton	56.6
Elektrik enerjisi, min kVt/saat	900
42%-li qələvi məhlulu, ton	246
25°C-də su, min m ³	2920
Monoetanolamin (80%-li), ton	91

Karbohidrogen qazlarında təmizləmədən əvvəl və sonra hidrogen-sulfidin və karbon qazının miqdarı:

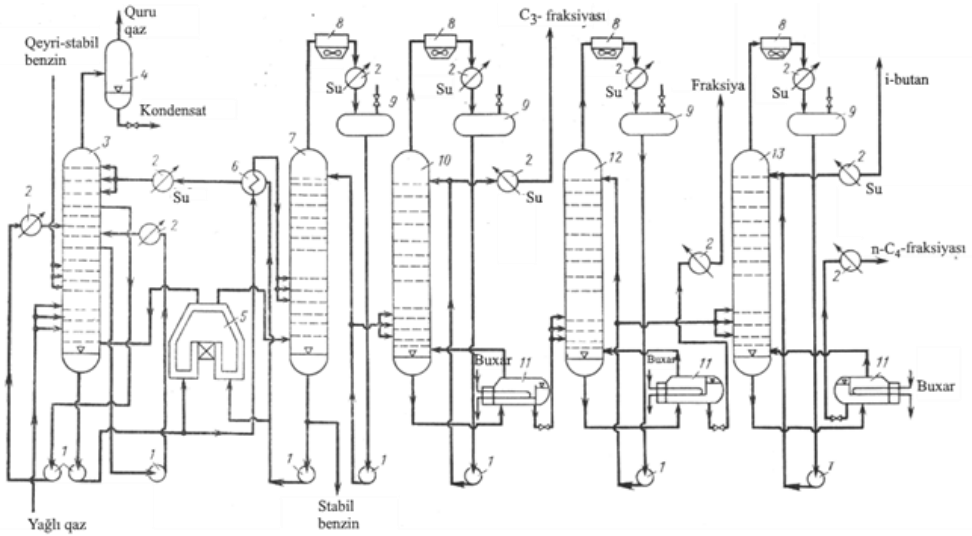
Miqdarı, % (kütlə)	Əvvəl	Sonra
Hidrogen-sulfid	3.34	0.0008
Karbon qazı	0.67	0.08

Əsasən doymuş karbohidrogenlərdən ibarət olan yağlı qaz neftin ilkin emalı qurğusundan (atmosfer borulu, atmosfer vakuum borulu), hidrokrekinq, katalitik riforminq və başqa qurğulardan verilir. Doymamış karbohidrogenlərdən ibarət olan yağlı qaz katalitik və termiki krekinq, piroliz və kokslaşma qurğularından verilir. Xammalın tərkibindən asılı olaraq texnoloji prosesin rejimi müəyyən edilir. Fraksiyalaşdırıcı absorberin işinə C₁-C₃ qazlarının yağlı qazda qatılığı çox təsir edir. Məsələn, C₁-C₃ qazlarının qatılığının artması absorbentin sərfininin 10-15% (kütlə) artmasına səbəb olur. Bundan savayı, çox miqdarda propanı buxarlandırmaq üçün kalonun kubuna verilən su buxarının miqdarını artırmaq lazım gəlir, həmçinin buxarın tərkibində propan buxarlarının çox olması kondensatora verilən suyun miqdarının artırılmasına səbəb olur.

Qurğunun prinsiplial texnoloji sxemi şəkil 6.2-də verilib. Kompresorun iki pilləsində 1.2-2.0 MPa qədər sıxılan yağlı qaz 3 fraksiyalaşdırıcı absorberin orta hissəsinə verilir. Bir neçə boşqab yuxarı rezervuar parkından qeyri-stabil benzin verilir. Adətən 3 absorberdə absorber və desorber şöbələrinə bərabər bölünmüş 40-50 boşqab olur. Absorberdə istifadə olunan boşqablardan ən səmərəlisi klapanlı boşqablardır. Eninə hərəkət səmərəliliğini azaldan

seksiyalanmış boşqablardan istifadə kalonun işinin effektivini artırır və bunun hesabına avadanlığın məhsuldarlığını 2-3 dəfə artırır. Fraksiyalaşdırıcı absorberdə təzyiq 1.2-dən 2.0 MPa olur.

3 absorberin yuxarisından tərkibində C_1-C_4 olan 10-15% (həcm) quru qaz çıxır. 4 separatora kondensat quru qazdan ayrılır, quru qaz zavodun yanacaq şəbəkəsinə verilir. Absorber absorbsiya istiliyini çıxarmaq üçün sirkulyasiya edilən suvarma sistemi ilə təchiz olunub. Yüngül karbohidrogenləri kalondan buxarlandırmaq üçün absorberin aşağı hissəsinə “isti axın” verilir. Bunun üçün absorberin aşağısından məhsul 1 nasosu ilə götürülərək 5 borulu sobanın girişinə verilir, sobadan çıxaraq 3 absorberin 1-ci rektifikasiya boşqabının altına verilir.



Şəkil 6.2. Absorbsiya – qazfraksiyalaşdırıcı qurğunun texnoloji sxemi:

1 – nasos; 2 – soyuducu; 3 – fraksiyalaşdırıcı absorber; 4 – separator; 5 – borulu soba; 6 – istilikdəyişdirici; 7, 10, 12, 13 – rektifikasiya kalonları; 8 – hava ilə soyutma aparatı; 9 – qəbuledici; 11 – qızdırıcı

Regenerasiya olunmuş absorber (doymamış stabil benzin) 6 istidəyişdiricini və 2 soyuducunu keçərək absorberin yuxarisına verilir. Deetanlaşdırılmış benzin C_3-C_4 fraksiyaları ilə doymuş vəziyyətdə 6 istidəyişdiricini keçərək qızdırılır və 7 stabilləşmə kalonuna verilir, 7 stabilləşmə kalonunda mayeləşdirilmiş qaz – reflyuks (propan, butan, pentan) ayrılır. Reflyuksun buxarları (stabilləşmənin baş fraksiyası) 7 kalonun yuxarisından 2 soyuducuya keçərək kondensləşir, 9 qəbulediciyə yığılır.

Kalonda yüngül karbohidrogenlərin stabil benzindən ayrılması üçün lazım olan istilik kalonun aşağısına “isti axın” verməklə əldə olunur. Bunun üçün benzin kalonun aşağı hissəsindən 1 nasosu ilə götürülür, onun bir hissəsi 5 sobanın ilanvari borularına verilərək qızdırılır və 7 kalonun rektifikasiya boşqabının altına verilir (stabil benzinin digər hissəsi 3 absorberə suvarma kimi verilir). Kondensatın bir hissəsi nasosla 9 qəbuledicidən 7 kalona suvarma kimi verilir, artığı isə 10 rektifikasiya kalonuna C₃ fraksiyasının ayrılmasına verilir.

Bu kalonda propan fraksiyası izobutan-butan-pentan fraksiyasından ayrılır. Onun buxarları 8 hava soyuducusunda kondensləşərək 9 qəbulediciyə yığılır. C₃ fraksiyasının bir hissəsi 2 soyuducunu keçərək əmtəə parkına yönəldilir, əsas hissə isə 10 kalonun yuxarisına suvarma kimi verilir. Bu kalonun aşağısına istilik 11 qızdırıcının boru fəzasına su buxarı verməklə əldə olunur. İzobutan-butan fraksiyasını pentan fraksiyasından ayırmaq üçün məhsul qızdırıcıdan 12 kalona verilir. 12 kalonun aşağı hissəsi 11 qızdırıcı – qaynadıcı ilə təchiz olunub və buradan pentan fraksiyası keçərək 2 soyuducuda soyuyaraq xammal parkına verilir.

İzobutan-butan fraksiyasının buxarları 8 hava soyuducusunda və 2 kondensatorda kondensləşərək 9 qəbulediciyə yığılır, oradan kondensatın bir hissəsi 12 kalonun suvarmasına sərf olunur, qalan hissəsi 13 kalona qida kimi verilir. 13 kalonda izobutan fraksiyası ayrılır, onun buxarları 8 və 7 aparatlarda kondensləşir, 9 qəbulediciyə axır və 2 soyuducuda soyuyaraq əmtəə parkına verilir. Butan fraksiyası 11 qaynadıcıdan 2 soyuducuya keçərək anbara nəql olunur.

Layihə gücü 417 min ton/il olan qaz fraksiyalama qurğusunun texnoloji rejimi və aparatların xarakteristikası aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Absorber 3	Kalon 7	Kalon 10	Kalon 12
Təzyiq, MPa	1.35	0.93	1.73	0.59
Suvarma nisbəti	-	2:1	3:1	3:1
Temperatur, °C				
– yuxarı	35	78	44	48
– qida şöbəsi	40	150	86	61
– aşağı	130	218	107	106
Diametr, mm	1800	2400	1400	1800
Boşqablar arası məsafə, mm	-	600	450	500

Qeydlər:

1. Fərdi fraksiyaları yüksək səviyyədə təmizliklə (99.9% həcm) almaq üçün çoxlu sayda rektifikasiya boşqabları tələb olunur (200 və daha artıq).

Buna görə bir kalon sxemi ilə işləyən iki kalon sistemi qurulur, qızdırıcı yalnız 1-ci kalonda yerləşdirilir, kondensator-soyuducu, tutum, suvarma yalnız 2-ci kalonda olur.

2. Fraksiyalaşdırıcı absorberdə təzyiqin 1.0-1.5-dən 4.0 MPa artırılması və temperaturun 35-40°C-dən mənfi 15-40 °C-yə qədər endirilməsi quru qaz qarışığından butan fraksiyasının alınmasını və qaz qarışığından propanın tam çıxarılmasına imkan yaradır (quru qazın tərkibində propan 2-3% həcm).

3. Texnoloji sxeminə baxılan qaz fraksiyalaşdırıcı qurğunun özəl xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, bu sxemdə həm də benzin stabilləşir. Belə ki, absorber kimi qeyri-stabil benzin götürülür.

6.2. Sulfat turşusunun iştirakı ilə izobutanın butilenlərlə alkülləşməsi qurğusu

Qurğu sulfat turşusunun iştirakı ilə izobutanın butilenlərlə alkülləşməsi üçündür. Prosesin xammalı izobutanın butilenlərə nisbəti 1.1:1 az olmayan qaz fraksiyalaşdırma qurğusunun butan-butilen fraksiyasıdır. Xammal kimi həmçinin propilen, butilen və amilenlərin izobutanla qarışığı da ola bilər.

Alkülləşmə prosesinin məhsulu kimi aviasiya və avtomobil benzinlərinin alküllatı və tərkibində əsasən propan və n-butan qarışığı olan işlənmiş fraksiya alırlar. Alküllatın çıxımı götürülən olefinə görə 160-180% (kütlə) təşkil edir, avia- və avtoalküllatın nisbəti 0.95:0.05-dən 0.90:0.10-a qədər dəyişir. Avtoalküllat əsasən yan reaksiya: olefinlərin polimerləşməsi nəticəsində alınır.

20°C-də sıxlığı 698-715 kq/m³ olan aviaalküllat və avtoalküllat aşağıdakı fraksiya tərkibinə malikdir:

Temperatur, °C	Aviaalküllat	Avtoalküllat
Q.b.	47-57	170-175
10%	75-87	173-188
20%	83-90	174-176
50%	100-104	177-198
Q.s.	150-170	205-301

Yalnız butilen xammalı ilə işlədikdə aviaalküllatın oktan ədədi tədqiqat metodu ilə 99-a çatır (tetra etil qurğusuz – TEQ), qarışıq olefin xammalı ilə işlədikdə isə 92-96 (TEQ-siz), motor metodu ilə 90-94 (TEQ-siz). Avtoalküllatın oktan ədədi tədqiqat metodu ilə 80-84-dür (TEQ-siz); avtoalküllat dizel yanacağının komponenti kimi işlədilər bilər.

Prosesdə katalizator kimi 96-98%-li (monohidrat hesabı ilə) sulfat turşusu istifadə olunur. 1 ton alküllat alınması üçün katalizatorun sərfi xammal-

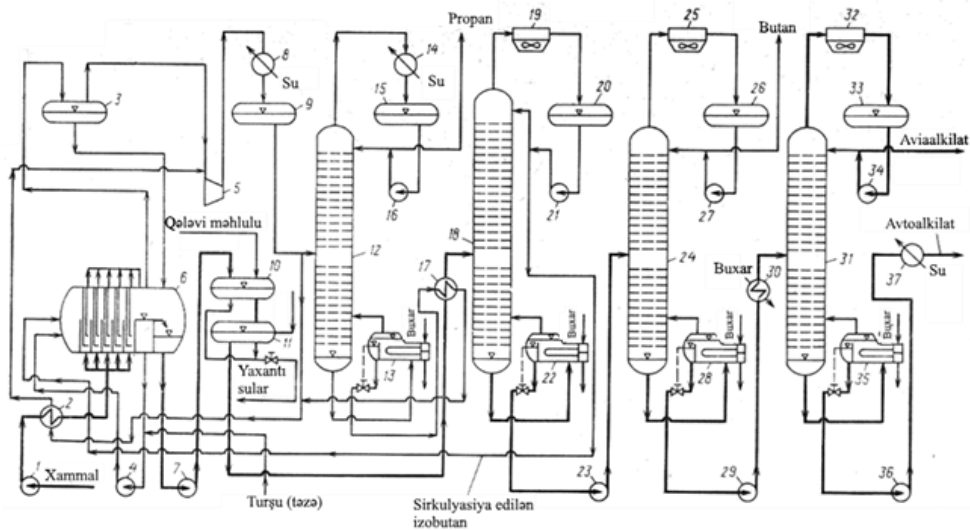
da olefinlərin miqdarından asılıdır: propilen xammalı üçün – 190 kg, butilen xammalı üçün 80-100 kg, amilen xammalı üçün – 120 kg. Reaksiya zonasında turşu:karbohidrogen həcmi nisbəti 1:1-dən 2:1-ə dəyişir. Sulfat turşusunun turşuluq xassəsi karbohidrogen məhlullarında suya nisbətən daha güclüdür, buna görə alkülləşmə zamanı katalizatorun aktivliyi su ilə qarışdıqda aşağı düşür. Buna görə də karbohidrogenlər alkülləşmə prosesindən əvvəl quruducularda sudan azad olunmalıdır. Prosesdə daha qatı sulfat turşusunun istifadəsi yan məhsulların alınmasına: karbohidrogenlərin oksidləşməsinə, qətranlaşmaya, kükürd-di-oksidin alınmasına və nəticədə məqsədli məhsulun çıxımının azalmasına səbəb olur. Sulfat turşusunun aşağı qatılığında isə olefinlərin polimerləşməsi prosesi gedir, turşunun qatılığı daha aşağı düşür və avadanlıq güclü korroziyaya uğrayır.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: xammalın hazırlanması, alkülləşmə (reaktor şöbəsi), reaktor şöbəsindən gələn məhsulların rektifikasiyası. Xammalın hazırlanması şöbəsində karbohidrogen axınları qarışıqlardan təmizlənir. Xammalda ən çox rast gəlinən qarışıqlar: hidrogen sulfid, merkaptanlar və su. Hidrogen sulfid və merkaptanlar adətən qələvi məhlulu və su ilə kənarlaşdırılır. Bu şöbədə həmçinin reaksiya məhsullarının sulfat turşusu çökdürülməsi prosesi və daha sonra turşu çöküntüsündən azad olan məhsulların qələvi ilə neytrallaşdırılması və yuyulması prosesləri də aparılır.

Reaktor şöbəsində alkülləşmə prosesi gedir. Rektifikasiya şöbəsində reaksiya məhsulları bölünür və propan, izobutan, n-butan ayrılır və pentan avia- və avtoalkillatla bir yerdə çıxır. Bu şöbə 4 rektifikasiya kalonundan ibarətdir: propan kalonunda propan izobutandan, izobutan kalonunda izobutan və propan başqa məhsullardan ayrılır, butan kalonunda n-butan alkillatdan ayrılır və alkillat qarışıqları təkrar qovma kalonlarında ayrılır.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 6.3-də verilmişdir. Xammalı hazırlama şöbəsindən xammal (sxemdə göstərməyib) 1 nasosu ilə 2 soyuducuya (burada soyuducu agent – buxarlanan izobutan), sonra bərabər paylarla 6 reaktorun beş zonasına verilir. 6 reaktorun 1-ci zonasına sirkulyasiya edilən və təzə sulfat turşusu 4 nasosu ilə verilir və ardıcıl olaraq reaktorun bütün zonalarından keçir.

Reaktorda tələb olunan temperatur propanın və izobutanın bir hissəsinin buxarlanması hesabına alınır. Propanın və izobutanın buxarları reaktorun sol tərəfindən çıxaraq ümumi kollektordan keçir, sağ çökmə zonasına verilir, oradan isə 3 separatordan keçib 5 kompressorun girişinə ötürülür. Sıxılmış buxarın bir hissəsi 8 soyuducuda soyuyaraq kondensləşir və alınan kondensat 9 aralıq qəbuledicidə ayrılır. Buradan mayeləşmiş propan-izobutan fraksiyası 2 soyuducuya xammalın soyudulmasına, əsas hissəsi isə 12 depropanizator kalonuna verilir.



Şəkil 6.3. Alkilləşmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 7, 16, 21, 23, 27, 29, 34, 36 – nasoslar; 2, 8, 37 – soyuducular; 3 – separator; 5 – kompressor; 6 – reaktor; 9, 10, 11, 15, 20, 26, 33 – qəbuledicilər; 12 – kalon-depropanizator; 13, 22, 28, 35 – qaynadıcılar; 14 – kondensator-soyuducu; 17 – istidəyişdirici; 18 – kalon-deizobutanizator; 19, 25 – hava ilə soyutma aparatı; 24 – kalon-debutanizator; 30 – buxar qızdırıcı; 31 – alkilatın təkrar qovulma kalonu

12 kalonun yuxarisından propan buxarları çıxaraq 14 kondensator-soyuducuya, oradan da 15 qəbulediciyə verilir. 15 aparatdan propanın bir hissəsi 16 nasos vasitəsilə 12 kalonun yuxarı boşqabına suvarma kimi verilir, izafi miqdarı isə qurğudan çıxarılır. 12 kalona istilik 13 qaynadıcıdan verilir. 12 kalonun kub məhsulu – izobutan 13 qaynadıcıya keçir, sonra 17 istidəyişdiriciyə ötürülür (bu istidəyişdiricidə soyuducu mühit 6 reaktordan çıxan reaksiya məhsulların qarışığıdır), sonra 2 soyuducuya keçərək soyuducu agent kimi istifadə olunur.

7 nasosla ötürülən reaksiya məhsulları ardıcıl olaraq 10 qəbulediciyə verilir, orada “qələviləşir”, sonra 11 qəbulediciyə keçir və orada su ilə yuyulur. İşlənmiş qələvi məhlulu və yuyucu su 10 və 11 qəbuledicilərin aşağısından xaric edilir. Sonra reaksiya məhsulları 17 istidəyişdiricidən keçərək maye izobutanla (12 kalonun kub məhsulu) qızdırılır, 18 kalona izobutanın ayrılması üçün ötürülür.

18 kalonun yuxarisından izobutan ayrılır. 19 hava soyuducusunda kondensləşərək 20 qəbuledicidə yığılır. Buradan izobutanın bir hissəsi 21 nasosu ilə 18 kalonun üst boşqabına suvarma kimi verilir, əsas hissəsi isə 6 reaktora

tora resirkulyat kimi qaytarılır. 18 kalonun kub məhsulu 22 qaynadıcıdan çıxaraq 23 nasosla 24 kalon-debutanizatora verilir.

24 kalonun yuxarisından çıxan məhsulu *n*-butandır, *n*-butan 25 hava soyuducusundan kondensləşərək 26 qəbulediciyə yığılır. Buradan *n*-butanın bir hissəsi 27 nasosu ilə 24 kalonun üst boşqabına suvarma kimi verilir və əsas hissəsi qurğudan çıxarılır. 24 kalonun kub məhsulu 28 qaynadıcıdan sonra 29 nasosla 30 buxar qızdırıcısından 31 təkrar emal kalonuna verilir.

31 kalonun yuxarı məhsulu aviaalkillatdır. 0, 32 hava soyuducusunda soyudularaq kondensləşir və 33 qəbuledicidə yığılır. Buradan aviaalkillatın bir hissəsi 34 nasosu ilə 31 kalonun üst boşqabına suvarma kimi verilir və əsas hissəsi isə qurğudan çıxarılır. 31 kalonun kub məhsulu 35 qaynadıcıdan çıxaraq 36 nasosu ilə 37 soyuducuya verilib qurğudan çıxarılır. Qurğunun bütün qaynadıcılarında istidaşıyıcı kimi təzyiqli 1 MPa olan su buxarıdır.

Prosesin texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

<i>Alkilləşmə şöbəsi (reaktor)</i>					
Temperatur, °C		0-10			
Təzyiq, MPa		0.6-1.0			
İzobutan:butilenlərin mol nisbəti		6÷12			
Karbonhidrogen və sulfat turşusu fazalarının həcmi nisbətləri		1÷5			
Turşunun xammalla əlaqə müddəti, dəqiqə		20-30			
<i>Rektifikasiya şöbəsi</i>					
		Kalon 12	Kalon 18	Kalon 24	Kalon 31
Təzyiq, MPa		1.6-1.7	0.7	0.4	0.12-0.13
Temperatur, °C					
7	yuxarı	40-45	45-50	45-50	100-110
8	aşağı	85-100	95-100	130-140	200-220
<i>Boşqabın növü</i>		<i>Kolpaklı</i>		<i>Novşəkili</i>	
Boşqab sayı		40	80	40	20
Boşqab arası məsafə, metr		0.5	0.5	0.5	0.6
Kalonun diametri, metr		1.6	3.0	1.6	1.8
Kalonun hündürlüyü, metr		27.5	50.1	26.7	19

Prosesdə yan məhsullar kimi propan və *n*-butan alınır, bunları maye qaz kimi və yaxud doymamış karbohidrogenlərlə zəngin olan qaz alınması məqsədilə piroliz prosesi üçün xammal kimi və yaxud neft-kimya sintezində xammal kimi istifadə etmək olar.

Sulfat turşusunun qatılığı reaktordan sonra 85-87% (kütlə) olur. Belə turşudan neft məhsullarının təmizlənməsində (xüsusən yağların), deemulqator istehsalında istifadə etmək olar və ya regenerasiyaya verilir.

Hal-hazırda bəzi ölkələrdə hidrogen-flüorid alkülləşməsi – propilen, butilen və amilenlərin izobutanla alkülləşərək yüksək keyfiyyətli avtomobil alküllatı istehsalı həyata keçirilir. Bu texnologiya ilə məhsuldarlığı 95-dən 3340 m³/gün qədər olan 85-dən artıq çalışan, tikilən və layihələndirilən texnoloji qurğular var. Proses 32°C və 0.7-0.8 MPa təzyiqdə aparılır; təzyiq elə seçilir ki, karbohidrogenlər və katalizator maye fazada olsunlar. Proses nəticəsində 20°C-də sıxlığı 697 kq/m³ ilə alınan alküllat aşağıdakı fraksiya tərkibinə malik olur (Englərə görə fraksiyalama).

Q.b.	39°C
10%	80°C
50%	103°C-yə qədər
90%	111°C-yə qədər
Q.s.	169°C

Məhsulun oktan ədədi (motor metodu) 91-94-dür (TEQ-siz). Alkülləşmə reaksiyası hətta yüksək temperaturda yan reaksiyasız gedir. Bu üstünlüyünə baxmayaraq, hidrogen-flüoridin yüksək uçuculuq qabiliyyəti, yüksək toksiki xassələri və korroziya xüsusiyyətləri tam geniş tətbiq olunmasına mane olur.

6.3. Yüngül karbohidrogenlərdən buxar katalitik konversiya üsulu ilə hidrogen istehsalı qurğusu

Qurğunun təyinatı neft emalı dərinliyinin artırılması, alınan yanacaqların və sürtkü yağlarının keyfiyyətinə olan tələblərin artması, həmçinin energetikada istifadə olunan yanacaqların kükürdsüzləşdirilməsi səbəbindən gündən-günə hidrogenə artan tələbatı ödəmək üçün onun istehsalının təşkili-dir. Yüngül karbohidrogenlərin buxar katalitik konversiya metodu ilə hidrogen istehsalının xammalı kimi təbii və zavod qazları (quru və yağlı), həmçinin birbaşa qovma benzini istifadə oluna bilər. Hidrogen istehsalının bu cür geniş yayılmış istehsal üsulu 3 mərhələdən ibarətdir: xammalın konversiyaya hazırlanması, konversiya və məhsuldan karbon oksidlərinin çıxarılması. Hal-hazırda tətbiq olunan texnologiya xammalın keyfiyyətinə dair bəzi tələbləri tənzimləyir, xüsusi ilə həm karbohidrogenlərin buxar konversiyasının nikel katalizatorunu, həm də karbon oksidinin aşağı temperaturlu konversiyasının sink-mis katalizatorunu zəhərləyə bilən kükürlü birləşmələrin miqdarı (qazlarda 100 mq/m³-ə qədər, benzinlərdə 0.3 mq/kg-ə qədər) məhdudlaşdırılır. Xammalda doymamış karbohidrogenlərin olması karbohidrogenlə-

rin buxar konversiyası katalizatorunun üzərində karbon çöküntülərinin əmələ gəlməsinə səbəb olur.

Sənayedə tərkibində 95-98% (kütlə) hidrogen olan texniki hidrogen istehsal olunur. Aşağı qatılıqlı texniki hidrogen istehsalı onun hidrokrekinq qurğusunda normadan artıq sərfinə gətirib çıxarır, yüksək qatılıqlı texniki hidrogen istehsalı isə artıq xərclər tələb edir və bu iqtisadi cəhətdən əlverişli olmur.

Karbohidrogenlərin buxar konversiyasını elə həyata keçirmək lazımdır ki, katalizatorun üzərində karbon çöküntüləri əmələ gəlməsin, belə ki, bu katalizatorun dağılmasına və reaktorun hidravlik müqavimətinin artmasına səbəb olur. Bunu aradan qaldırmaq üçün prosesə su buxarını minimum miqdarda vermək lazımdır. Nəzəri olaraq, bu sərfiyyat 2:1-dən aşağı olmamalıdır. Amma istilikötürməni yaxşılaşdırmaq üçün praktikada hər 1 m³ metanın konversiyasına 4-5 m³ su buxarı verilir.

Sənaye təcrübəsində hidrogen istehsalı qurğusunda xammalın tam təmizlənməsi üçün 3 tip proses tətbiq edilir: MEA ilə hidrogen sulfiddən təmizlənməsi, sink oksidi əsasında kükürlü birləşmələrin udularla udulması, kükürlü birləşmələrin iki pilləli sxem, yəni kükürlü birləşmələrin destruktiv hidrogenləşdirilməsi və sonradan hidrogen sulfidin sink oksidi tərəfindən udulması ilə təmizlənməsi.

Müasir hidrogen istehsalı qurğularının məhsuldarlığı 300 min m³/gündən 3 milyon m³/gün təşkil edir; bu qurğularda təzyiq 2-3 MPa-dır.

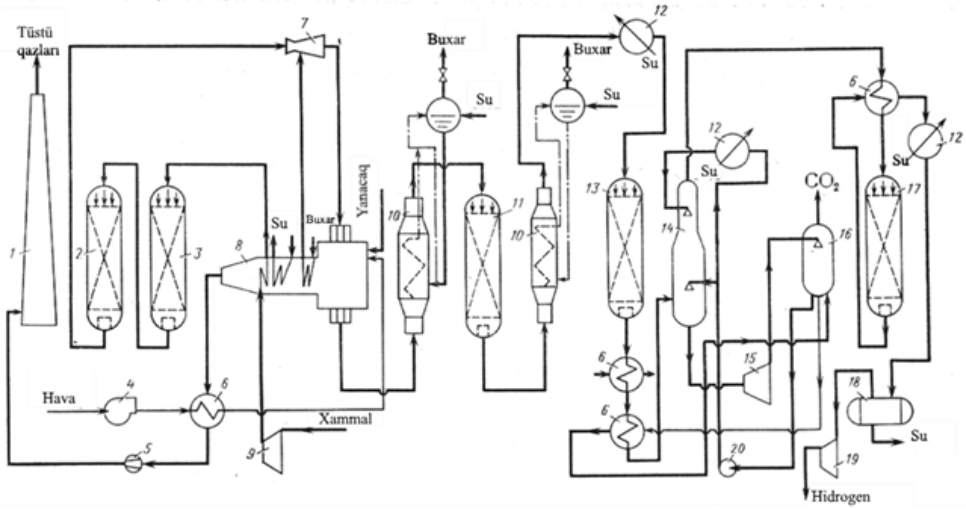
Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: xammalın hazırlanması (kompresor, qızdırıcı, xammalın kükürd birləşmələrindən təmizlənməsi üçün aparatlar, buxar qızdırıcısı və injektor qarışdırıcısı), buxar konversiyası (buxar konversiyasının sobası, buxar qazanı-utilizatoru), karbon oksidinin karbon dioksidə konversiyası (orta və aşağı temperaturlu konversiya reaktorları), texnoloji qazın karbon dioksiddən təmizlənməsi (kalium karbonatın isti su məhlulu ilə absorpsiyası, regenerasiya və s.) və metanlaşdırma şöbəsi.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 6.4-də verilir.

Xammal (qaz) 9 kompresoru ilə 2.6 MPa təzyiqlə sıxılır, 8 sobanın konversiya şöbəsində yerləşmiş qızdırıcıda 300-400°C-yə qədər qızdırılaraq 2 və 3 reaktorlara kükürd birləşmələrindən təmizlənməsi üçün verilir. 8 sobanın konveksiya şöbəsində yerləşdirilən buxar qızdırıcıda 400-500°C temperatura qədər qızdırılmış su buxarı 7 qarışdırıcıda təmizlənmiş qaza qarışaraq buxar-qaz qarışığı yaranır.

Alınmış buxar-qaz qarışığı 8 buxar konversiya sobasına daxil olur. Karbohidrogenlərin buxar konversiya prosesi sobanın radiant hissəsində bir, iki və ya bir neçə sırada şaquli yerləşdirilmiş, hər iki tərəfdən qızdırılan və içi katalizatorla doldurulmuş reaktorlarda aparılır. Prosesin katalizatoru alüminium oksidə hopdurulmuş nikel katalizatorudur. Buxar-qaz qarışığı 400-

500°C ilə üst kollektorla reaksiya borularına (reaktor) verilir, konvertasiya olunmuş qaz isə aşağı kollektorla çıxarılır.



Şəkil 6.4. Yüngül karbohidrogenlərdən buxar katalitik konversiya üsulu ilə hidrogen istehsalı qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – tüstü borusu; 2 – hidrogenləşmə reaktoru; 3 – hidrogen sulfidi tutmaq üçün adsorber; 4 – hava üfürücü; 5 – tüstüsoran; 6 – istilikdəyişdirici; 7 – qarışdırıcı; 8 – buxar konversiya sobası; 9, 19 – kompressorlar; 10 – qazan-utlizator; 11, 13 – CO-nun CO₂-yə konversiya reaktoru; 12 – qızdırıcı; 14 – CO₂-dən təmizləmək üçün absorber; 15 – turbin; 16 – absorbentin regeneratörü; 17 – metanlaşdırma reaktoru; 18 – qaz separatoru; 20 – nasos

Tüstü qazları sobanın radiant şöbəsindən çıxaraq 950-1100°C ilə konveksiya şöbəsinə verilir. Soba üçün yanacaq kükürlü birləşmələrdən təmizlənmiş texnoloji qaz və ya təbii qazdır. Yanma üçün tələb olunan hava 6 istidəyişdiricidən keçməklə 4 hava üfürücü ilə verilir və tüstü qazlarının hesabına 300-400°C-yə qədər qızır və sonra tüstü qazları 5 tüstüsoran ilə sorularaq 1 tüstü borusundan atmosfərə atılır.

Konvertasiya olunmuş qaz 10 buxar qazanı-utlizatorunda 400-450°C-yə qədər soyuyaraq dəmir-xrom katalizatoru doldurulmuş 11 karbon oksidin karbon dioksidinə orta temperaturlu konversiyası reaktoruna keçir. 10 qazan-utlizatorunda buxar-qaz qarışığının temperaturu 230-260°C-yə qədər enəndən və 12 su qızdırıcısını keçəndən sonra sink-mis katalizatoru doldurulmuş 13 karbon oksidinin aşağı temperaturlu konversiyası reaktoruna keçir.

Hidrogen, karbon dioksid və su buxarı qarışığı 6 istidəyişdiricidə 104°C-yə qədər soyudularaq 14 absorberə yönəldilir və burada kalium karbonatın isti su məhlulu ilə karbon dioksiddən azad olunur.

Karbon dioksidlə doymuş məhlul 14 absorberdən 15 turbinə keçir, burada onun təzyiqi 2 MPa-dan 0.2-0.4 MPa azaldılır, sonra 16 regeneratara verilir. Burada 6 istidəyişdiricidə məhlulun qızması və təzyiqin düşməsi nəticəsində məhluldan karbon dioksid ayrılır və su buxarları ilə birlikdə atmosfərə atılır.

Hidrogenli qaz 14 absorberdən 6 istidəyişdiriciyə keçərək 300°C-yə qədər qızır və 17 metanlaşdırma reaktoruna verilir, burada çevrilməmiş karbon oksid və ayrılmayan karbon dioksid hidrogenləşərək metan əmələ gətirirlər. Metanlaşmadan sonra hidrogen 6 və 12 istidəyişdiricilərdə 30-40°C-yə qədər soyudularaq 18 separatora ötürülür və burada kondensləşmiş su buxarından ayrılır. 19 Hidrogen kompressoru ilə tələb olunan təzyiq əldə olunur (adətən 4-15 MPa).

Karbohidrogenlərin konversiyası 800-900°C temperaturda və 2.2-2.4 MPa təzyiqdə nikel katalizatorunun iştirakı ilə gedir. 1 m³ texniki hidrogen istehsalı üçün 1.03-1.05 m³ təbii qaz sərf olunur, 1 m³ quru qaz üçün su buxarının sərfi isə 0.60-0.66 m³-dir.

Bu proseslərdə təhlükəsizlik qaydalarına və təzyiq altında işləyən aparatların istismar qaydalarına ciddi əməl olunmasını tələb edən belə qurğuların xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, partlayış təhlükəli və toksiki maddələr təbiiq olunur. Çox zaman karbohidrogenlərin katalitik buxar konversiya qurğuları hidrokrekinq qurğularının bir hissəsi olur və onun tikintisi hidrokrekinq qurğusunun 25-30% dəyərini təşkil edir.

VI Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Дронин А. П., Пугач И. А. Технология разделения углеводородных газов. М.: Химия, 1975, 176 с.
2. Брагинский О.Б. Нефтегазовый комплекс мира. М.: Нефть и газ, 2009, 800 с.
3. Русакова В.В., Лапидус А.Л., Крылов И.Ф., Емельянов В.Е. Углеводородные и альтернативные топлива на основе природных газов. М.: Нефть и газ, 2006, 188 с.
4. Современные тенденции в развитии газохимии. Труды Московского семинара по газохимии. 2006 г. Под ред. А.И. Владимирова и А.Л. Лавидуса. М.: Нефть и газ, 2008, 316 с.
5. Проблемы и перспективы развития газохимии. Труды Московского семинара по газохимии 2004-2005 гг. Под ред. А.И. Владимирова, А.Л. Лавидуса М.: Нефть и газ, 2006, 226 с.

6. Экология нефтегазового комплекса. Учебное пособие. Э.Б. Бухгалтер, И.А. Голубева, О.П. Лыков и др. - под ред. А.И. Владимирова, В.В. Ремизова. МГУ 11, М.: Нефть и газ, 2003, 416 с.
7. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник. М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002, ч.1, 517 с.
8. Русакова В.В., Лapidус А.Л., Крылов И.Ф., Углеводородные и альтернативные топлива на основе природных газов, М.: Нефть и газ, 2006, 184 с.
9. Səfərov Q.İ, Məmmədov A.S. Neft və qaz emalının texnologiyası, Bakı: Elm, 2000, 464 s.
10. Русакова В.В., Лapidус А.Л., Крылов И.Ф. и др. Углеводородные и альтернативные топлива на основе природных газов. М.: Изд-во «Нефть и газ», 2006, 188 с.
11. Риччи Д., Биллинг К. Интегрированный подход к сбережению энергии и водорода. // Нефтегазовые технологии, 2004, №3, с. 83
12. Killen P.J., Spletter K.G., Stults B.L. Refinery-profitability statistics begin // Oil and Gas Journal, 2001, v.99, №3, p. 46

VII FƏSİL. NEFT QALIQLARININ DEASFALTLAŞDIRMASI

Əsasən maye propan ilə mayeləşdirilmiş aşağı molekullu karbohidrogenlərin qatılıqlarının və ya qudrunun deasfaltlaşdırma prosesi yüksək özlüklü qalıq yağ istehsalı, həmçinin katalitik krekinq və hidrokrekinq üçün xammal komponentlərinin istehsalı üçündür. Bəzi zavodlarda deasfaltizat azkükürlü maye soba yanacağıının komponentidir.

Deasfaltlaşdırmanın keyfiyyətinə ciddi tələblər olmadıqda əsasən koklaşmaya görə (Konradsona görə 1.0-1.3% (kütlə) əvəzinə 2-3%) məsələn, krekinq xammalı olan deasfaltizat üçün komponentlərin həlli qatılığı 94-98% (kütlə) olan texniki propanla deyil, propan-butan qarışığı ilə aparmaq olar. Hal-hazırda benzin fraksiyası qalıqlarının deasfaltlaşdırma prosesləri tətbiq olunur.

Qətranlar və xüsusi ilə asfaltenlər maye propanla az həll olan xammal komponentləridir. Xammalı təşkil edən komponentlərin maye propanla müxtəlif həll olma qabiliyyətlərinə görə də maye propan həlledici kimi seçilir. Propanın böhran temperaturlarına yaxın temperaturalarda (96°C) yağın əsas hissələrinin həll olması pisləşir. Prosesin temperaturu 75-dən 90°C-yə qədər qalxması nəticəsində deasfaltizatın keyfiyyəti yaxşılaşır, amma onun çıxımı azalır, çünki məhluldan əsas etibarilə sıxlığı, sındırma əmsalı, molekul çəkisi çox olan komponentlər ayrılır ki, bunlara da ən çox böyük molekullu polisiklik karbohidrogenlər aiddirlər.

Qalıq xammalın texniki propanla deasfaltlaşdırma prosesi həlledicinin buxarlanmasının qarşısını almaq üçün 4 MPa təzyiqdə aparılan maye fazalı prosesdir. Lazım olan keyfiyyətdə deasfaltizatın çıxımı xammalın xarakterindən asılıdır və böyük diapazonda 26-90% (kütlə) dəyişir. Deasfaltizatın keyfiyyətinə tələb sərtləşdikcə və xammalın koklaşma qabiliyyəti artıqca deasfaltizatın çıxımı azalır. Birpilləli qurğularda özlülüyü 100°C-də 18-26 mm/san qədər olan deasfaltizatlar çoxluq təşkil edir.

Deasfaltlaşdırma qurğularının məhsuldarlığı müxtəlifdir, bir günə bir neçə yüzdən bir neçə min ton xammalın emalı. Böyük qurğularda xammalın deasfaltlaşdırma iki və ya daha artıq paralel işləyən kalonlarda aparılır. Boşqabları jalyüz tipli tərpanməz elementlərdən təşkil olunan kalonların ölçüləri: diametri 2.4-3.6 metr, hündürlüyü 18-23 metr. Xammalın və propanın ümumi miqdarı 20°C-də sıxlıqları və miqdarları əsasında hesablanır. Propanın xammala nisbəti (2.5-4.5:1) deasfaltizatın çıxımı artıqca çox götürülür. Proses temperaturun nisbətən dar intervalında aparılır: kalonun yuxarısı 75-85°C, kalonun aşağısı 50-65°C.

7.1. Qudronların maye propanla birpilləli deasfaltlaşdırma qurğusu

Qudronların maye propanla birpilləli deasfaltlaşdırma qurğusunun məqsədli məhsulu deasfaltizatdır, onda parafin-naften karbohidrogenlərin miqdarı xammala nisbətən həddən artıq çoxdur. Propan əsasən qudronda və ya konsentratda olan parafin, parafin-naften, yüngül aromatik karbohidrogenləri həll edir. Asfaltenlər, qətranlar və polisiklik aromatik karbohidrogenlər yan məhsulda – bitum deasfaltizatında cəmləşir və bu bitum deasfaltizat propan qarışığı ilə (qarışığa 30-35%) deasfaltlaşdırma kalonunun aşağısından çıxır. Deasfaltizatın keyfiyyət göstəriciləri:

Orta molekul çəkisi	500-650
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	895-930
100°C-də özlülük, mm ² /san	18-26
Konradsona görə koklaşma qabiliyyəti, % (kütlə)	
– yağ xammalın istehsalı	1.6-ya qədər
– krekinq üçün xammalın istehsalı	2-3 (və artıq)

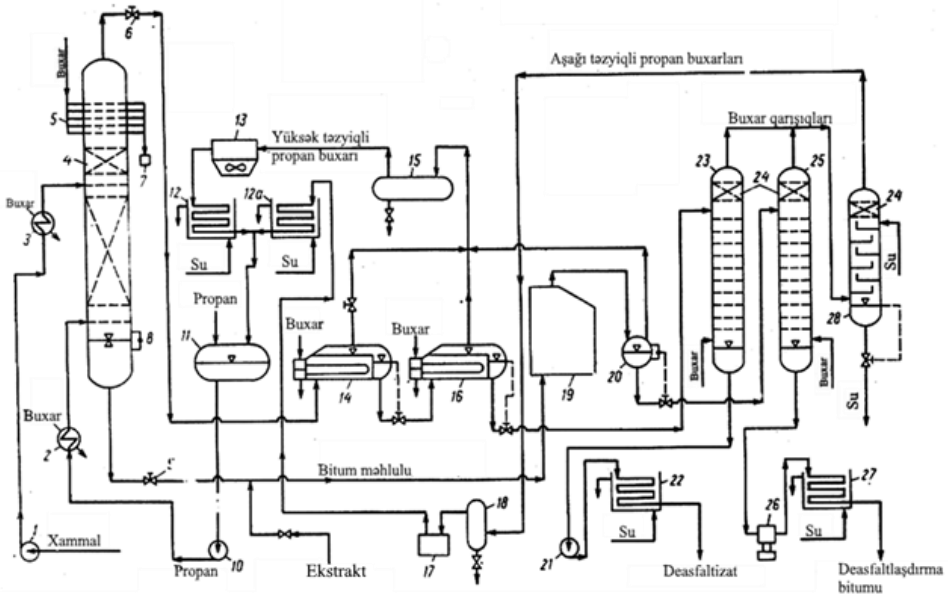
Deasfaltizatda metalların (nikel, vanadium) miqdarı xammala nisbətən çox azdır.

Qurğu aşağıdakı əsas şöbələrdən ibarətdir: deasfaltlaşdırma, propanın yüksək təzyiqdə regenerasiyası (2.5-1.8 MPa), propanın aşağı təzyiqdə regenerasiyası (atmosfer təzyiqindən bir neçə dəfə çox). Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 7.1-də verilib.

Qalıq xammal (qudron və ya konsentrat) 1 nasos vasitəsilə 3 buxar qızdırıcını keçərək 4 deasfaltlaşdırma kalonunun orta hissəsinə verilir. Bəzi qurğularda xammala 3 qızdırıcıya daxil olan yerdə propan (az miqdarda) verilir. Hidravlik zərbə olmasın deyər qarışdırıcıdan istifadə edirlər.

Mayeləşmiş propan 10 nasosu ilə 11 qəbuledicidən götürülür, 2 buxar qızdırıcını keçərək 4 kalonun aşağı zonasına ötürülür. Kalonun orta hissəsində propan yuxarı qalxaraq aşağı axan qızdırılmış xammal və daxili resirkulyat ilə görüşür. Əlaqə zonasında jalyüz tipli boşqablar və ya doldurmalı tipli boşqablar olur. Kalonun en kəsiyi üzrə axınların bərabər paylanması üçün xammal və propan xüsusi borulu paylayıcılardan daxil olurlar (xammal yuxarıdan aşağıya, propan aşağıdan yuxarıya).

Deasfaltizat məhlulu 4 kalondan çıxana kimi kalonun yuxarı hissəsində yerləşdirilmiş 5 qızdırıcıdan keçərək qızdırılır və qızdırılma zamanı ayrılan ağır fraksiyalardan 4 kalonun ən yuxarı hissəsində çökdürülür.



Şəkil 7.1. Qudronun maye propanla bir pilləli deasfaltlaşma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 10, 21, 26 – nasoslar; 2, 3 – buxar qızdırıcıları; 4 – deasfaltlaşma kalonu; 5 – qızdırıcı; 6 – təzyiq tənzimləyicisi; 7 – kondensat ötürən; 8 – səviyyə göstərən; 9 – sərfiyyat nizamlayıcısı; 11 – qəbuledici; 12, 12a – su kondensatorları-soyuducular; 13 – propan buxarlarını soyudan hava kondensatoru; 14, 16 – qaynadıcılar; 15 – damcıtutan; 17 – kompressor; 18 – damcıtutan; 19 – borulu soba; 20 – separator; 22, 27 – su soyuducuları; 23, 25 – buxarlandırıcı kalonlar; 24 – nasadka tipli damcıtutan; 28 – qarışma kondensatoru

Deasfaltizat məhlulu 6 təzyiq tənzimləyici klapmanı keçərək aşağı təzyiqli su buxarı ilə qızdırılan 14 buxarlandırıcıya daxil olur, sonra yüksək təzyiqli buxarla qızdırılan 16 buxarlandırıcıya ötürülür.

Su buxarı 14 və 16 buxarlandırıcıların boru toplumlarına verilir. 1-ci buxarlandırıcıda qaynayan məhlulun temperaturu 2-ci buxarlandırıcıda qaynayan məhlulun temperaturundan bir az yüksəkdir. 4 kalondan 14 buxarlandırıcıya nəql edilərkən propanın bir hissəsi təzyiqin aşağı düşməsi (4.0-dən 2.0 MPa-ya qədər) nəticəsində buxar hala çevrilir.

Tərkibində az miqdarda propan saxlayan (6%-dan (kütlə) çox olmayan), 16 buxarlandırıcıdan çıxan deasfaltizat məhlulu 23 buxarlandırıcı kalonda açıq su buxarı ilə işlənir. Bu kalonun yuxarisından su və propan buxarlarının qarışığı çıxır, aşağısından isə 21 nasosu ilə 22 soyuducudan keçməklə rezervuara ötürülən hazır deasfaltizat çıxır. Propanın tam qovulmasını hazır deasfaltizatın alışma temperaturu ilə müəyyən edilir.

Deasfaltlaşma kalonunun aşağısından çıxan bitum məhlulu fasiləsiz sürətdə 9 sərfiyyat tənzimləyicini keçərək 19 sobanın ilanvari borularına verilir. Bu ilanvari boruların çıxışında propanın əsas hissəsi buxar vəziyyətində olur. Təzyiqi 16 buxarlandırıcının təzyiqi ilə eyni olan 20 üfüqi separatora propan buxarları mayedən ayrılır. Propanın qalıqları 25 bitum buxarlandırıcı kalonda açıq su buxarı (birbaşa su buxarı verilməklə) ilə buxarlandırılır. Deasfaltlaşma bitumu 26 porşenli nasosla bu kalonun aşağısından nəql olunur və 27 soyuducuya keçir.

14, 16 və 20 aparatlardan çıxan yüksək təzyiqli propanın buxarları 15 damcıtutandan keçərək 13 və 12 kondensator-soyuducularda kondensləşir və 11 qəbuledicidə yığılır. 13 və 12 kondensator-soyuducularda propan buxarları 16 və 20 aparatların işçi təzyiqinə yaxın təzyiqdə kondensləşir (1.7-1.8 MPa). Beləliklə, istilikverən ilə istilikalan arasında lazımı temperatur fərqi əmələ gəlir və kompressor tətbiqinə ehtiyac qalmır. Bəzi qurğularda 20 separatoradan çıxan və bitum damcılarında azad olan propan buxarları buxarlandırıcıların biri üçün istidaşyıcı rolunu oynayır.

23 və 25 buxarlandırıcı kalonlarından su buxarları ilə birlikdə çıxan aşağı təzyiqli propan buxarları 28 qarışma kondensatorunda su buxarlarından azad olur və daha sonra 18 damcıtutana keçərək 17 kompressoru ilə sıxılır və 12a kondensator-soyuducuya verilir. Propanın itkisi onun anbardan 11 qəbulediciyə ötürülməsi ilə kompensasiya olunur. Əgər propan deasfaltizasiya kalona iki daxili paylayıcı ilə verilsə, onda bundan yuxarı paylayıcıya verilən propan aşağı paylayıcıya verilən propana nisbətən daha yüksək temperatura (məsələn 70°C) kimi qızdırılır.

Bəzi qurğularda bitum məhlulu 19 sobanın ilanvari borularına verilməmişdən əvvəl istidəyişdiricidə qızdırılır. Borulu soba yangın əleyhinə divarla əhatə olunur. Borulu sobada boruların yanmaması üçün sobaya fasiləsiz kifayət qədər məhlul və ya məhlulun ekstraktla qarışığı (deasfaltizasiya bitumun özlülüyünün azaldılması üçün qatılır) verilməlidir. Sobaya yanacağın sərfi onun istiliktörətmə qabiliyyətindən, verilən xammalın keyfiyyətindən, deasfaltlaşdırmanın dərinliyindən və başqa amillərdən asılı olur və orta hesabla 1 ton qudruna 15-30 kq təşkil edir.

23, 25, 28 aparatlardan buxarlarla maye damcılarının getməməsi üçün həmin aparatların yuxarisına 24 damcı qaytaran boşqab qoyulur (doldurma tipli Raşiq həlqələri).

Deasfaltlaşdırma qurğularında su buxarının sərfi çox böyükdür, həmçinin su buxarı kondensatının keyfiyyətinə daim nəzarət var. Belə ki, buxarlandırıcılarda və ya qızdırıcılarda birləşmələrin kifayət qədər sıxlığı olmadıqda böyük təzyiq altında məhlul su buxarının kondensasiyasına keçə bilər. Bir çox qurğularda texniki propan buxarlarının qələvi ilə hidrogen sulfiddən

təmizlənməsi nəzərdə tutulur. Birpilləli deasfaltlaşdırma qurğularında texniki propanın sərfi 1 ton emal olunan qudrona görə 2-4 kq təşkil edir.

Kükürlü, qətranlı qudrunun emalı qurğusunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– xammal 4 kalonun girişində	130-170
– 4 kalonun yuxarısında	75-85
– 4 kalonun aşağısında	50-65
– 14 buxarlandırıcıda	60-85
– 16 buxarlandırıcıda	160-170
– sobanın çıxışında bitum məhlulu	210-250
– 28 aparatın çıxışında propan buxarları	30-40
Təzyiq, MPa	
– 11 qəbuledicidə	1.7-1.8
– 4 kalonda	3.7-4.4
– 14 buxarlandırıcıda	2.2-2.4
– 16 buxarlandırıcıda	1.7-2.0
– 17 kompressorun çıxışında propan buxarları	1.8
Propanın xammala nisbəti (həcmə)	(5-8):1

7.2. Qudronun maye propanla ikipilləli deasfaltlaşdırma qurğusu

Qudronun maye propanla ikipilləli deasfaltlaşdırma qalıq xammaldan müxtəlif özlülüklü iki deasfaltizatın alınması üçündür. Birinci və ikinci pillələrdə alınan I və II deasfaltizatı ayrı-ayrı və ya qarışdırıb emal edib qalıq yağ alırlar.

Birpilləli deasfaltlaşdırmadan ikipilləli deasfaltlaşdırmaya keçdikdə qudronların emalı zamanı deasfaltizatın çıxımı 13-30% artır. Artım əsasən xammalın keyfiyyətindən və məhsullara qoyulan tələblərdən asılıdır.

İkipilləli qurğuda bitum məhlulu I deasfaltlaşdırma kalonundan çıxaraq qızdırıcıyı keçməklə II kalona daxil olur və bu kalona əlavə olaraq maye propan verilir. II deasfaltizat və II bitum məhlulu ikinci kalonun müvafiq olaraq yuxarisından və aşağısından çıxarılır.

I pillə deasfaltizatları özlülüüyü 18-23 mm²/san (100°C-də) olan qalıq yağ, II pillə deasfaltizatları özlülüüyü daha çox, məsələn, 30-45 mm²/san olan qalıq yağ istehsalında xammal kimi istifadə olunur. II deasfaltizatlarda daha çox aromatik kabohidrogenlər olur; onlar həmçinin daha yüksək sıxlıq və

kokslaşma dərəcəsinə malikdirlər. İkipilləli deasfaltlaşdırma prosesinin yan məhsulu olan deasfaltizat bitumu yüksək yumşalma temperaturuna malikdir və bu bitumdan bərk neft bitumu istehsalı üçün xammal komponenti kimi istifadə etmək olar.

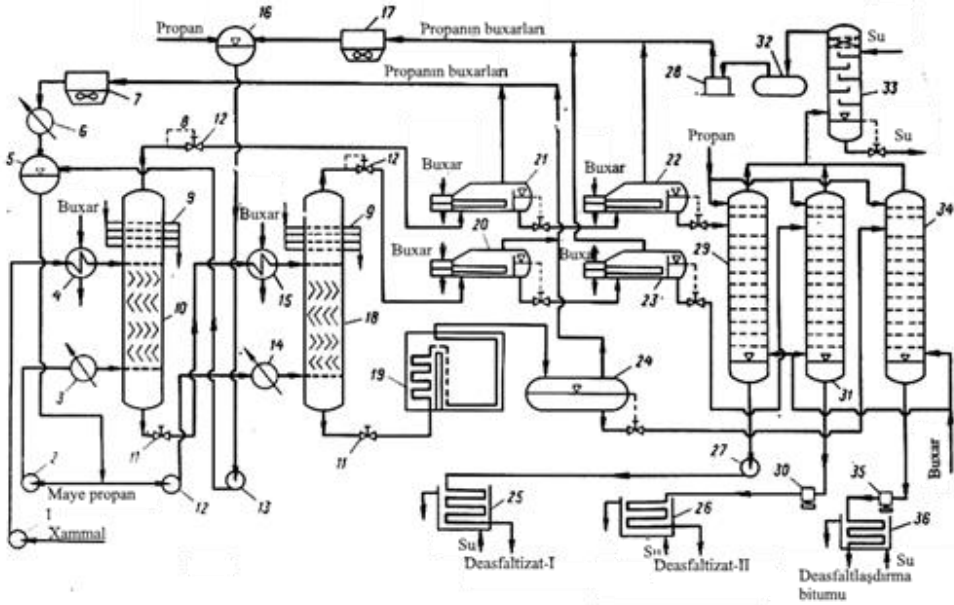
İkipilləli deasfaltlaşdırma qurğusu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: I pillə deasfaltlaşdırma (köməkçi avadanlıqlarla 10 kalonu); II pillə deasfaltlaşdırma (18 kalonu və köməkçi aparatlar); yüksək təzyiqlə I deasfaltizat məhlulundan, II deasfaltizat məhlulundan, II bitum məhlulundan propanın regenerasiyası (üç şöbə); aşağı təzyiqlə propanın əvvəlki şöbələrdən çıxan məhlul qarışığından regenerasiyası (şəkil 7.2).

I pillənin xammalı qudrun və ya konsentrat, II pillənin xammalı isə I-ci kalonun aşağısından təzyiqlə altından çıxan və II kalona keçən bitum məhluludur.

Xammal 1 nasosu ilə 4 buxar qızdırıcını keçərək 10 I pillə deasfaltlaşdırma kalona verilir. Bu kalonun aşağı zonasına 5 qəbuledicidən 2 nasosu ilə götürülərək 3 soyuducudan keçməklə maye propan verilir. I pillə deasfaltizat məhlulu yuxarıda yerləşdirilən 9 qızdırıcını və üst çökmə zonasını keçməklə təzyiqlə aşağı düşdükdən sonra (4.2-2.7 MPa-ya) yüksək təzyiqlə altından propanın regenerasiyası şöbəsinə verilir. 10 kalonda tələb olunan işçi təzyiqlə 8 reduksiya klapanı vasitəsilə tənzimlənir; kalon jalyüz tipli boşqablarla təchiz olunmuşdur.

I bitum məhlulu 10 kalonun aşağısından çıxarılır, 15 aparatında su buxarı ilə qızdırılır və 18 II pillə deasfaltizat kalona verilir.

Bu kalonda proses 10 kalona nisbətən aşağı təzyiqlə, aşağı temperaturda aparılır; 0.4-0.7 MPa təzyiqlə fərqi görə I bitum məhlulu 10 kalondan 18 kalona axır. Propan 18 kalona 12 nasos vasitəsilə 14 soyuducunu keçərək verilir. 18 kalon konstruksiyasına görə 10 kalona oxşardır. Propanın xammala nisbəti II pillə üçün I pilləyə nisbətən daha çox seçilir. I deasfaltizat məhlulundan propanın əsas miqdarı ardıcıl birləşdirilmiş 21 və 22 buxarlandırıcılarda ayrılır, II deasfaltizat məhlulundan isə propanın əsas miqdarı ardıcıl birləşdirilmiş 20 və 23 buxarlandırıcılarda ayrılır. Nisbətən aşağı (məlayim) temperaturlarda işləyən 20 və 21 buxarlandırıcılarda istilikdaşıyıcı kimi adətən 0.6 MPa təzyiqlə su buxarı, yüksək temperaturda 22 və 23 buxarlandırıcılarda isə 1.0 MPa təzyiqlə su buxarı verilir. I və II deasfaltizatları müvafiq olaraq 29 və 31 boşqab tipli kalonlarda aşağıdan yuxarı qalxan su buxarı ilə üfürülərək propanı tamamilə azad olmur. Sonradan hər iki deasfaltizat müvafiq olaraq 27 və 30 nasosları ilə 25 və 26 soyuducuları keçərək rezervuarlara yığılır.



Şəkil 7.2. Qudronun maye propanla iki pilləli deasfaltlaşma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 2, 12, 13, 27, 30, 35 – nasoslar; 3, 6, 14, 25, 26, 36 – soyuducular; 4, 15 – buxar qızdırıcıları; 5, 16 – qəbuledicilər; 7, 17 – hava ilə soyutmaq üçün aparatlar; 8 – reduksiya klapanı; 9 – buxar qızdırıcı; 10, 18 – kalonlar; 11 – sərfiyyat nizamlayıcısı; 19 – borulu soba; 20-23 – qaynadıcılar; 24 – separator; 28 – kompressor; 29, 31, 34 – buxarlandırıcı kalonlar; 32 – damcıtutan; 33 – qarışma kondensatoru

20 və 21 buxarlandırıcılardan çıxan yüksək təzyiqli (2.7-2.8 MPa) propan buxarları 7 hava soyuducuda kondensləşir; kondensat borugövdəli 6 su soyuducusunu keçərək 5 qəbulediciyə yığılır. 22 və 23 buxarlandırıcılardan nisbətən aşağı təzyiqli (1.8 MPa) buxarlar ayrıaraq 17 hava soyuducuda kondensləşir və alınan kondensat 16 qəbulediciyə yığılır. Propan itkisinin yerini doldurmaq üçün bu qəbulediciyə texniki propan verilir. 16 qəbuledicidən propan 13 nasos vasitəsilə 5 qəbulediciyə verilir.

II pillə bitum məhlulu 11 sərfiyyat tənzimləyicini keçərək 19 borulu sobada qızır, buxarlanan propan 24 separatorda mayedən ayrılır. Buxarlar separatorndan çıxaraq 7 kondensator-soyuducuya verilir. Propandan azad olmuş bitum məhlulu 24 separatorun çıxışından sonra 34 buxarlandırıcı kalonda (həmçinin boşqab tipli) su buxarı ilə üfürülür.

Propan və su buxarlarının qarışığı çox olmayan izafi təzyiqli 29, 31 və 34 kalonlardan çıxaraq ümumi 33 kondensator-soyuducuya (arəkəsməli, qarışdırıcı) verilir. Burada soyuq su ilə əlaqə nəticəsində su buxarları

kondensləşir, aşağı təzyiqli propan buxarları isə 32 damcıutunu keçərək 28 kompressoru ilə 1.7-1.8 MPa təzyiqə qədər sıxılır və bu təzyiq altında propan buxarları 17 kondensator-soyuducuda kondensləşir. Həllədidən azad olmuş deasfaltizat bitumu buxarlandırıcı kalondan çıxaraq 35 nasosu ilə 36 soyuducunu keçməklə rezervuara verilir.

Deasfaltizat bitum damcıalarının 7 kondensator-soyuducuya keçməməsi üçün 24 separatorndan çıxan propan buxarları üfqi yerləşmiş damcıutandan keçirlər. Hidrogen sulfiddən təmizləmək üçün propan buxarlarının bir hissəsi qələvi məhlulu doldurulmuş kalondan keçir (damcıutun və qələviləşdirmə kalonu sxemdə göstərilməyib).

Aşağıdakı cədvəldə kalon və buxarlandırıcılarda temperatur və təzyiqlər göstərilir (birincilər yuxarının, ikincilər aşağıının):

Aparat	Təzyiq, MPa	Temperatur, °C
Deasfaltizasiya kalonları		
9 I pillə	4.2-4.6	(80/88) (50/65)
10 II pillə	3.6-4.2	(70/82) (45/60)
20 və 21 buxarlandırıcıları	2.7-2.8	85
22 və 23 buxarlandırıcıları	1.8	150
24 separator	2.7	200/250

Samotlor neftinin qudrununun propanla ikipilləli deasfaltlaşdırmanın getmə şəraiti və nəticələri cədvəldə verilir (qudrunun qrup tərkibi: asfaltənlər 7.7% (kütlə), qətran 18.8% (kütlə) və karbohidrogen komponentləri 73.5% (kütlə)).

Xammal və deasfaltizatların xarakteristikaları			
Göstəricilər	Qudron	I Deasfaltizat	II Deasfaltizat
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	983-985	926	975
100°C-də özlülük, mm ² /san	-	21-22	60-80
Koklaşma, % (kütlə)	10.4-11.6	1.0-1.1	3.2-3.4
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	2.18	1.7	2.0
Həlqə və kürəciyə görə yumşalma temperaturu, °C	≤24	57-62*	52*
<i>Deasfaltlaşdırma prosesinin şəraiti</i>			
Göstəricilər	I pillə	II pillə	
Propanın xammala nisbəti (həcmi)	8:1	10:1	
Deasfaltizasiya kalonunda temperatur, °C			
– yuxarı	75	70	
– aşağı	58	50	
Texniki propanda propanın miqdarı, % (kütlə)	95.6	95.6	

Qudronun deasfaltlaşdırma çıxımı, % (kütlə)	43.6	6.0
*deasfaltizat bitumu üçün		

Maye propanla ikipilləli deasfallaşma prosesi nəticəsində Sanqaçal dənizinin neft konsentratı və romaşkin neftinin qudronu əsasında alınmış deasfaltizatların keyfiyyəti və çıxımları, xammalın xarakteristikası aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Konsentrat*		Konsentrat**	
	I pillə	II pillə	I pillə	II pillə
<i>Deasfaltlaşdırma kalonlarının iş rejimləri</i>				
Propanın xammala nisbəti (həcmi)	10:1	10:1	7:1	6:1
Temperatur, °C				
– yuxarı	85	70	87	82
– orta	70	60	–	–
– aşağı	60	50	63	60
Təzyiq, MPa	–	–	4.3	3.6
<i>Deasfaltizatın xarakteristikası</i>				
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	915	925	–	–
100°C-də özlülük, mm ² /san	20.0	46.9	20-23	30-55
Konradsona görə koklaşma, % (kütlə)	0.6	2.2	1.1-1.3	1.5-2.2
Xammala görə çıxım, % (kütlə)	72.5	13.6	28.4	10.0
<i>Deasfaltizat bitumunun xarakteristikası</i>				
Həlqə və kürəciyə görə yumşalma temperaturu, °C	–	–	45-55	66-75
Xammala görə çıxım, % (kütlə)	–	–	71.6	61.6
*20°C-də sıxlıq 942 kq/m ³ , 100°C-də özlülük 56.4 mm ² /san, koklaşma 6% (kütlə), donma temperaturu 48°C				
**koklaşma 16-18% (kütlə), 80°C-də özlülük 608 mm ² /san				

II deasfaltizat yüksək özlüklü qalın yağların komponentinin alınmasında xammal kimi istifadə olunur. II deasfaltizatın bir nümunəsi və ondan alınan məhsulun xarakteristikası aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	II deasfaltizat	Fenol təmizlənməsi		Deparafinləşmə	
		Rafinat	Ektrakt	Yağ**	Petrolatum
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	943.0*	896.6	959	897.3	908.8
100°C-də özlülük, mm ² /san	31.74	21.36	46.75	23.72	15.62

Koklaşma, % (kütlə)	2.09	0.45	3.12	0.55	0.22
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	2.35	0.65	–	0.90	–
Temperatur, °C					
– ərimə	44.2	51.5	–	–	61.8***
– donma	–	–	–	-13	–
Çıxım, % (kütlə)					
– deasfaltizata görə	100.0	44.2	55.8	31.5	12.7
– rafinata görə	–	–	–	71.2	28.8
*kükürlü neftlərin qudronlarından alınıb					
**yağın (deparafinləşmiş rafinat) özlülük indeksi 97 və orta molekul çəkisi 509					
***damcıdüşmə temperaturu 61°C					

Təmizlənmə iki kalonlu sistemdə fenolla aparılmışdır (onun xammala nisbəti 3.5:1), deparafinləşmə metiletilketonun toluolla qarışığı (60% + 40%) ilə aparılmışdır, həlledicinin rafinata nisbəti 5:1 (həcmi).

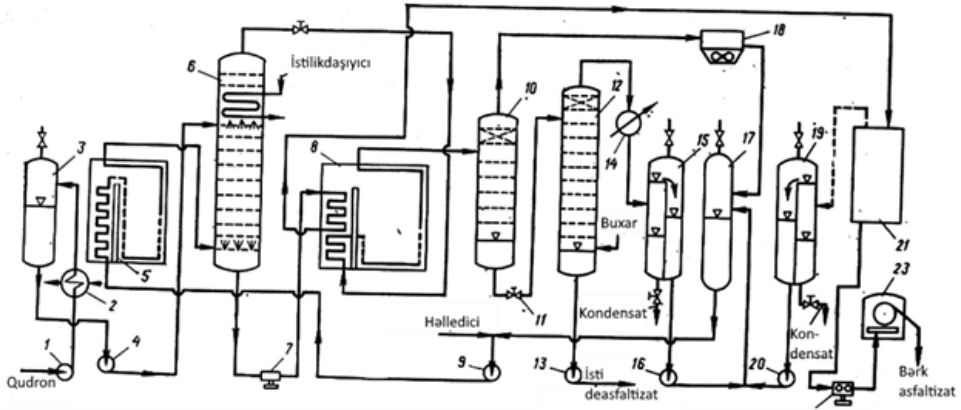
7.3. Benzin ilə deasfaltaşdırma qurğusu (doben prosesi)

Prosesin əsas məqsədi qudronun dərin emalından (məsələn, hidrogenləşmə) əvvəl onun tərkibindən asfaltenləri çıxarmaqdır. Neft asfaltiti neftin qalıqsız emalında qazlaşdırmaya məruz qalır; neft asfaltiti neft bitumlarının və müxtəlif çeşidli neft-kimya məhsullarının istehsalında, həmçinin təbii asfaltitin yerinə müxtəlif ərintilərin istehsalında və istihidroizolyasiya materialları kimi tətbiq edilir. 140-150°C temperaturda, 2.2-2.5 MPa təzyiqdə qalın məhsulun kalon tipli ekstraksiya aparatında – ekstraktorda yüngül benzin fraksiyası ilə (texniki pentan fraksiyası ilə) emalından iki qat əmələ gəlir: deasfaltizat məhlulu (70% (kütlə) benzin fraksiyası və 30% (kütlə) deasfaltizat), hansı ki, ekstraktorun yuxarisından çıxır və asfaltit məhlulu (37% (kütlə) həlledici, 63% (kütlə) asfaltit), hansı ki, ekstraktorun aşağısından çıxarılır. Ekstraktor yarıqlı vərəqlərdən hazırlanmış boşqablarla təchiz olunmuşdur. Həlledicinin xammala nisbəti (həcmi) 3.5:1 və bu zaman asfaltitin qudrona görə çıxımı 12-15% (kütlə) təşkil etməlidir.

Proses nəticəsində qudrondan demək olar ki, asfaltenlər tam çıxarılır, 60-75% ağır metallar və kül əmələ gətirən komponentlərin əsas hissəsi qudrondan ayrılır. Asfaltenlərdən azad olmuş məhsulda koklaşma dərəcəsi 1.5-2 dəfə xammala nisbətən aşağıdır, mütləq özlülük isə 3-4 dəfə azalır. Kükür-

dün miqdarı isə deasfaltizatda qudrona nisbətən bir qədər azdır, çünki bu prosədə kükürdsüzləşmə getmir.

Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 7.3-də verilir. Qudron 1 nasos vasitəsi-lə 2 istidəyişdiricidən keçərək qızdırılır və 3 xammal qəbulediciyə yığılır. Buradan qudron 4 nasosu ilə fasiləsiz işləyən 6 ekstraksiya kalona verilir. Bu kalonun aşağı hissəsinə 9 nasosu ilə yüngül benzin fraksiyası əvvəlcədən 5 borulu sobanın ilanvari borularında təzyiq altında qızdırılıb verilir. Xammal və həlledici 6 ekstraktorun içərisində yerləşdirilən paylayıcıları keçib daxil olur. Qarşı-qarşıya hərəkət zamanı əmələ gələn deasfaltizat məhlulu ekstraktordan çıxamamışdan əvvəl ekstraktorun içərisində paylayıcıların üstündə yerləşmiş qızdırıcıların hesabına qızır və temperaturun artması ilə alınan deasfaltizatın keyfiyyəti xeyli yaxşılaşır, amma çıxımı aşağı düşür.



Şəkil 7.3. Qudronun benzin ilə deasfaltlaşma qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 7, 9, 13, 16, 20 – nasoslar; 2 – qudron qızdırıcı; 3, 17 – qəbuledicilər; 5, 8 – borulu soba; 6 – ekstraktor; 10 – yüksək təzyiqli separator; 11 – reduksiya klapanı; 12 – buxarlandırıcı kalon; 14 – kondensator-soyuducu; 15, 19 – aşağı təzyiqli separatorlar-suayırıcılar; 18 – hava ilə soyutma aparatı; 21 – asfaltit məhlulundan həlledicinin regenerasiyası seksiyası; 22 – isti asfaltiti vurmaq üçün dişli çarxlı nasos; 23 – asfaltiti soyutmaq üçün barabanlı soyuducu

Deasfaltizat məhlulundan həlledicini regenerasiya etmək üçün 8 sobanın radiant ilanvari boruları, 10 yüksək təzyiqli separatoru və 12 buxarlandırıcı kalondan istifadə olunur. Həlledicinin əsas hissəsi 10 separatorunda ayrılır. Buradan çıxan buxarlar 18 hava soyuducusuna verilir; burada əmələ gələn yüngül benzin fraksiyasının kondensatı 17 yüksək təzyiq qəbuledicisinə yığılır. 12 kalonun yuxarisından çıxan su və benzin buxarlarının qarışığı

14 su soyuducu-kondensatorda kondensləşərək 15 suayrıcı-separatora verilir. Bu separatorda su benzindən ayrılır. Su kondensatı separatorun sol yarım hissəsindən çıxarılır, sağ tərəfdə yüngül benzin yığılır və 16 nasosu ilə 17 qəbulediciyə verilir.

21 bölmə 8 sobanın konveksiya şöbəsində qızdırılan asfaltit məhlulundan həlledicini regenerasiya etmək üçündür. 21 bölmə 17 qəbuledici ilə 19 separator-suayrıcı vasitəsilə əlaqəlidir. 17 qəbuledicidən həlledici 9 nasos vasitəsilə 5 sobanın ilanvari borularına verilir və 6 ekstraktora qayıdır. Maye asfaltit 22 dişliçarxlı nasos vasitəsilə 23 barabanlı soyuducunu keçərək qurğudan çıxarılır.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– ekstraktorun girişində xammal	150-160
– ekstraktorun girişində həlledici	130-135
– ekstraktorun aşağısı ilə yuxarısı arasında temperatur fərqi	15-20
– 8 sobada asfaltit məhlulunun qızdırılması	275-280
İzafi təzyiq, MPa	
– 6 ekstraktorda	2.2-2.5
– 10 separatorda	1.0
– 12 buxarlandırıcı kalonda	0.15-0.20
– asfaltit məhlulunun 8 sobadan çıxışında	3.2

Qurğuda boru kəmərlərinin bir hissəsini qızdırmaq lazımdır, çünki asfaltitlər yüksək özlülüyü olan məhsuldur. Qurğuda köpük əmələ gəlməsinin qarşısını almaq üçün tədbir görülməlidir. Həmçinin, asfaltitin parçalanmaması üçün asfaltitin benzin fraksiyası ilə qarışığı sobanın yalnız konveksiya şöbəsində qızdırılır.

VII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Кулиев Р. Ш. и др. – Химия и технология топлив и масел, 1969, № 2, с. 4-11
2. Muxtarova G.S. Qudronun yeni emal texnologiyasının işlənilib hazırlanması // Neft kimyası və neft emalı prosesləri, 2015, 17, № 2 (62), s. 128-138

VIII FƏSİL. YAĞ XAMMALLARININ SEÇİLMİŞ HƏLLEDİCİLƏRLƏ TƏMİZLƏNMƏSİ

Selektiv təmizləmə prosesi neft yağlarının istehsalının əsas proseslərindəndir, belə ki, bu proses yağların istismar xassələrini (oksidləşməyə qarşı stabillik və özlülük-istilik) xeyli yaxşılaşdırır. Proses xüsusi seçilmiş həlledicilərin köməyi ilə kükürlü və azotlu birləşmələr, politsiklik aromatik və kiçik yan zəncirli naften-aromatik karbohidrogenlər, doymamış karbohidrogenlər və qətran maddələri kimi arzu edilməz komponentlərin neft yağları xammalından çıxarılmasına əsaslanır. Sənaye miqyasında selektiv həlledicilər kimi daha çox fenol, furfurool və cüt həllediciləri – fenol və krezolun propanla qarışığı istifadə olunur.

İstənilən selektiv təmizləmə qurğusunun texnoloji sxemində əsas əməliyyatı aparan aşağıdakı şöbələr var: fasiləsiz işləyən aparatlarda iki faza yarıdan xammal komponentlərinin ekstraksiyası, rafinat və ekstrakt məhlulundan qovma yolu ilə həlledicinin fasiləsiz regenerasiyası, həlledicinin susuzlaşdırılması. Təlimatda yağların selektiv təmizləməsinin müxtəlif yolları öyrənilib, lakin sənaye qurğularında müxtəlif variantlarda ekstraksiya şöbəsinin qurulması, həmçinin regenerasiya və həlledicinin susuzlaşdırılmasının müxtəlif yolları tədqiq edilmişdir.

Son zamanlar kombinə olunmuş (ikiaxınlı) fenol və furfurollu təmizləmə qurğuları biraxınlı qurğulara nisbətən üstünlük təşkil edir. Bu qurğuların bir xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, bu qurğularda eyni zamanda həm distillat, həm də qalıq xammal (deasfaltizat) emal etmək olar; distillat və ekstrakt məhlullarının qarışığından həlledicinin ümumi şöbədə regenerasiyası nəzərdə tutulub, bununla da qurğuların ekstraktları geniş fraksiya tərkibinə malikdir; fenol-su azeotrop qarışığının buxarından fenolun ayrılması üçün ikipilləli absorberdən istifadə olunur; absorberin yuxarisından çıxan kondensat buxarlarından su buxarlarının istehsalı üçün buxar generatordan istifadə etməklə “su dövryyəsi” həyata keçirilmişdir.

Qiymətli komponentlərin ekstraktla itirilməsinin qarşısını almaq, həmçinin müxtəlif xassəli iki rafinatın alınması üçün ikipilləli fenolla təmizləmə prosesi tətbiq olunur. Belə halda qurğuda iki ekstraksiya kalonları quraşdırılır. Arıdcıl olaraq I kalona təmizləmə üçün tələb olunan fenolun təxminən yarısı verilir və bu kalonun yuxarisından “ağırlaşmış” rafinat çıxır. “Ağırlaşmış” rafinat təmizləmənin II pilləsinə - II ekstraksiya kalonuna verilir və bu kalona fenolun qalan hissəsi verilir. Bu kalonun yuxarisından çıxan son rafi-

nat məhlulu həlledicinin regenerasiyasına verilir. I və II pillənin ekstrakt məhlulları qarışdırılır və fenolun ekstrakt məhlulundan regenerasiyası şöbəsinə verilir.

Xammalın məqsədli və arzuolunmaz komponentlərə dəqiq bölünməsi və buna görə rafinatın çıxımının artırılması ekstraksiya kalonunun aşağısına fenollu suyun əvəzinə fenolsuzlaşmış ekstraktın verilməsi vasitəsilə nail olunur. Belə variant fenolun seçicilik qabiliyyətinin saxlanmasına və rafinatın tərkibinə arzuolunmaz komponentlərin daxil olmasının azalmasına səbəb olur.

Aşağı özlülüklü aşağı temperaturda donan yağlar alınması məqsədilə yüngül distillatların təmizlənməsi zamanı ekstraksiya nisbətən aşağı temperaturalarda (35-40°C) aparılır və qurğunun sxeminə soyutma sistemi əlavə olunur. Soyutma sistemi xammal və ekstraksiya kalonunun aşağı hissəsində resirkulyasiya edilən ekstrakt məhlulu üçün soyuducularda istifadə olunan suyu soyutmaq üçündür (3-8°C-yə qədər). Bu cür qurğularda həlledicinin regenerasiyası kalonunda yağ komponentlərinin fenol buxarları ilə uçmaması üçün çoxlu sayda boşqabların olması nəzərdə tutulubdur.

Əgər xammalda qətran maddələri çoxdursa, onda qurğuya xammalın ilkin deasfaltlaşdırması və deasfaltlaşdırmış bitum məhlulundan həlledicinin regenerasiyası şöbəsi əlavə olunur.

Selektiv təmizləmə qurğularının istismarı zamanı prosesin avtomatik tənzimlənməsinə xüsusi fikir verilir. Qurğular axınlarda keyfiyyət analizatorları ilə təchiz olunur: xammal üçün – sıxlıq və özlülük ölçən (viskozimetr) cihaz; rafinat məhlulu üçün – həlledicinin tərkibini ölçən analizator; rafinat üçün – refraktometr, kolorimetr, həlledicinin tərkibini ölçən analizator; ekstrakt üçün – sıxlıq ölçən, özlülük ölçən (viskozimetr), həlledicinin tərkibini ölçən analizator; çirkab suları üçün – həlledicinin tərkibini ölçən analizator (sonuncu analizator selektiv təmizləmə qurğularında ətraf mühitin mühafizəsində mühüm rol oynayır; ona görə bu qurğular hava soyuducuları və dövr edən su sistemi ilə təchiz olunurlar). Rafinatın xammala görə çıxımı 64-85% (kütlə), yüksək indeksli yağ istehsalında isə 40-60% (kütlə) təşkil edir.

8.1. Neft yağları fraksiyalarının fenol ilə təmizlənməsi qurğusu

Neft yağları fraksiyalarının təmizlənməsi qurğusunun təyinatı fenol vasitəsilə xammaldan arzuolunmaz komponentlərin kənarlaşdırılması yolu ilə rafinatın alınmasıdır. Rafinatın çıxımı xammalın keyfiyyətindən və təmizləmə dərinliyindən asılıdır. Xammal kimi yağ distillatı və ya deasfaltizat götürülür. Prosesdə məqsədli məhsulla bərabər ekstrakt da alınır.

Qurğunun əsas şöbələri: fenol – su qarışığının azeotrop buxarlarından xammalla fenolun absorbsiyası, rafinat məhlulundan fenolun ekstraksiyası, regenerasiyası və ekstrakt məhlulundan fenolun regenerasiyası. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 8.1-də verilir.

Distillat və ya qalıq xammal 1 nasosu ilə 2 istidəyişdiriciyə verilir və 90°C-yə qədər qızdırılır. 3 buxar qızdırıcını keçməklə 5 absorberin yuxarı boşqabına verilir (absorberdə 16 boşqab yerləşdirilib). Absorberin girişində xammalın temperaturu 110-115°C-dir. Xammalın sərfi absorberin aşağı hissəsində mayenin səviyyəsindən asılı olaraq 1 nasosun sıxıcı xəttində yerləşən tənzimləyici klapanla tənzimlənir.

Absorberin aşağı boşqabının altına azeotrop qarışığın buxarları verilir. Aşağı hərəkət edən xammal axını yuxarı qalxan buxarlarla görüşərək onlardan fenolu absorbsiya edir. Absorberdən çıxan su buxarları 4 kondensator-soyuducuda soyuyaraq kondensləşir və əmələ gələn su kondensatı “su dövryyəsi” sistemində ifrat qızmış su buxarı alınmasında istifadə olunur (sxemdə göstərilməyib).

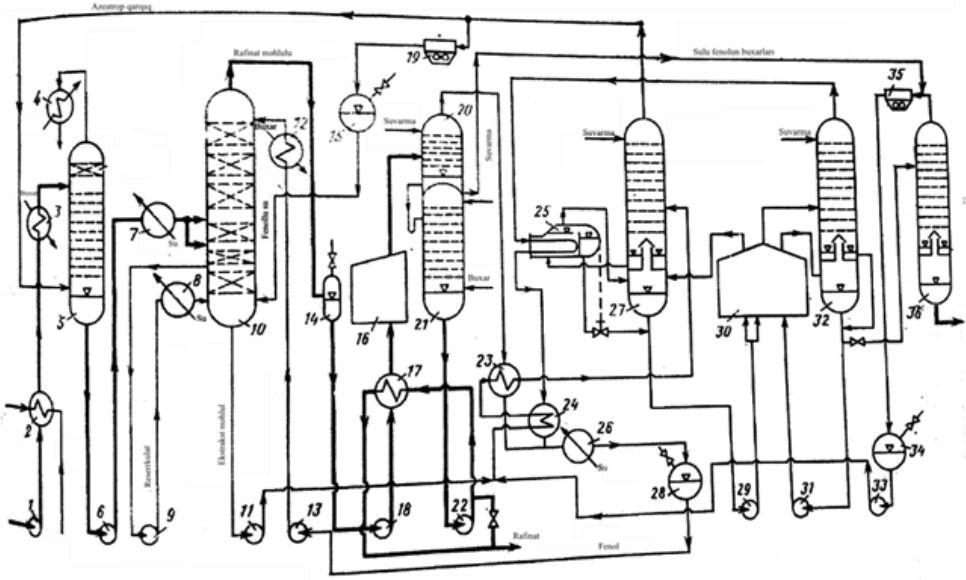
Xammal onda absorbsiya olunmuş fenolla birlikdə absorberin aşağısından 6 nasos vasitəsilə götürülərək 7 soyuducusunu keçərək 10 ekstraksiya boşqablı və ya doldurmalı kalonunun orta hissəsinə verilir. Kalonun yuxarı hissəsinin temperaturu qalıq xammalı üçün həllolmanın kritik temperaturundan 8-12°C aşağı olur və adətən 115°C-dən yuxarı olmur və azözlülüklü distillat xammal üçün 50°C təşkil edir. Kalonun yuxarısı ilə aşağısı arasında temperatur fərqi 10-30°C təşkil edir. Adətən yağ distillatlarının təmizlənməsində fenolun xammala nisbəti 1.2-2.2 təşkil edir və deasfaltizatların təmizlənməsində isə bu göstərici 2.5-4.0 təşkil edir.

10 Kalonunun yuxarisından 13 nasosu vasitəsilə keçən rafinat məhlulunun temperaturundan 8°C-dək yüksək olan 12 buxar qızdırıcısında qızdırılmış 28 qəbuledicisindən fenol verilir. Rafinatın seçimini artırmaq üçün 10 kalonunun aşağı hissəsinə (sxemdə göstərilməyib) qəbuledicidən 15 fenollu su verilir. Fenolda suyun miqdarı xammaldan asılı olaraq fenola görə 2-10% (kütlə) təşkil edir.

Bütün mayələrin kalon üzrə bərabər paylanması üçün onlar horizontal borulu paylayıcıdan buraxılır. Kalonun yuxarisında temperatur fenolun qızdırılma temperaturu, ekstrakt məhlul-resirkulyatın miqdarı (9 nasosu vasitəsi ilə aşağısından verilən) isə ekstraksiya kalonlarının aşağısındakı temperatur ilə nizamlanır.

10 Kalonunda iki təbəqə əmələ gəlir: rafinat və ekstrakt. Fazaların ayrılma səviyyəsi kalondan fazalar arası nizamlayıcının köməyi ilə saxlanılır. Fenoldan ibarət olan rafinat məhlulu 10 kalonunun yuxarı çıxışından 14 aralıq tutumunda toplanır. Fenol və praktiki kalona verilən bütün sudan ibarət

olan ekstraktdan ibarət ekstraksiya məhlulu 10 kalonunun aşağısından 11 nasosu ilə həlledicinin regenerasiyası şöbəsinə göndərilir.



Şəkil 8.1. Yağ xammalının fenol ilə təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 6, 9, 11, 13, 18, 22, 29, 31, 33, 37 – nasoslar; 2, 17, 23, 24 – istilikdəyişdiricilər; 3, 12 – qızdırıcılar; 4 – kondensator – soyuducu; 5 – absorber; 7,8, 26 – soyuducular ekstraksiya kalonu; 14, 15, 28, 34 – qəbuledicilər; 16, 30 – borulu soba; 19, 35 – hava ilə soyutmaq üçün aparat; 20 – rafinat buxarlandırıcı kalon; 21 – rafinatdan fenolun su buxarı ilə ayrılması kalonu; 25 – qızdırıcı; 32 – ekstrakt buxarlandırıcı kalon; 36 – ekstrakt su buxar ilə ayrılma kalonu; 38 – damcıdağıdıcı

Rafinat məhlulu 14 tutumundan 18 nasosu ilə 17 istilikdəyişdiricini keçməklə həlledicinin regenerasiyası şöbəsinə 16 ilanvari borulu sobaya verilir. Buxar-maye qarışığı 270-290°C temperaturda 20 buxarlandırıcı rafinat kalonuna daxil olur. Burada fenolun bir hissəsi buxar şəklində ayrılır. Fenolun buxarlarının rafinatı özü ilə aparmasının qarşısını almaq üçün kalon 6-7 boşqablarla təciz olunmuşdur. Fenolun bir hissəsi suvarma üçün kalona qaytarılır. Fenolun buxarları 20 kalonunun yuxarisından çıxaraq 23 istilikdəyişdiricisində kondensləşir. Kondensat 26 soyuducusundan sonra 28 quru fenol qəbuledicisində toplanır.

Tərkibində az miqdarda (2-3%)fenol olan rafinat 21 rafinat buxarlandırıcı kalonuna verilir; burada fenolun qalığı su buxarı ilə qovulur. Suyun və

fenolun buxarları 21 kalonunun yuxarisından 35 hava ilə soyudulan aparata verilir; kondensat 34 tutumunda toplanır və 33 nasosu ilə 24 istilikdəyişdiricinin əvvəlində ekstrakt məhluluna vurulur. Tərkibində 0.005% (kütlə) az fenol olan rafinat 22 nasosu ilə 17 istilikdəyişdirici və soyuducunu (sxemdə göstərilməyib) keçməklə rezervuara göndərilir.

10 Kalonundan götürülən ekstrakt məhlul 11 nasosu ilə 24 (25 qaynadıcıdan çıxan isti fenolun hesabına qızan) və 23 istilikdəyişdiricilərini keçməklə 27 quruducu kalona daxil olur. Bu kalona daxil olduqda ekstrakt məhlulun temperaturu 150-160°C olur. 27 Kalonu yarımişlək boşqablardan ibarətdir. Kalonda iki hissə var: 12 boşqabdan ibarət yuxarı və aşağı hissə – kub. Bu kalonun yuxarisından azeotrop qarışığın buxarları (91% su, qalanı – fenol) aşağısından ekstrakt və əsas fenoldan ibarət susuz məhlul çıxır. Azeotrop qarışığın buxarlarının bir hissəsi 5 absorberinə, digər hissəsi 19 hava ilə soyuducu aparatına göndərilir. Burda əmələ gələn fenol kondensatı və su 15 qəbuledicisinə daxil olur.

27 Kalonun yarımişlək boşqablarında yığılan ekstrakt məhlul 25 qızdırıcısına axıdılır. Burada o 32 kalonundan çıxan fenol buxarlarının kondensləşməsi hesabına qızdırılır. 32 Buxarlandırıcı ekstraksiya kalonuna 29 nasosu ilə 27 quruducu kalonundan götürülən ekstraksiya məhlulu daxil olur və 250-280°C-dək qızdırmaq üçün 30 sobanın ilanvari borularına göndərilir. Məhlulun bir hissəsi 32 kalonunun aşağı hissəsi və 30 sobasının ikinci ilanvari borusu arasında resirkulyasiya edir. 31 Nasosu ilə resirkulyasiya etməklə ekstrakt kalonunun aşağısında temperatur 330°C-dək artır. Bununla kalonun qalıq məhsullarında fenolun qatılığının azalmasına nail olunur. 32 Konstruktiv kalon 27 kalonuna oxşar yaradılmışdır. 32 Kalonu 0.2-0.3 MPa izafi təzyiqdə işləyir. Kalonun yuxarisının temperaturu fenolun qaynama temperaturuna uyğundur. 32 Kalonunun yuxarı boşqabına suvarma kimi fenol verilir, aşağısına 2-5% (kütlə) fenol olan ekstrakt məhlul verilir. Məhlul öz axını ilə 36 buxarlandırıcı kalona daxil olur.

32 Kalonundan çıxan fenolun buxarları 25 qızdırıcı üçün istilikdaşıyıcı rolunu oynayır; sonra regenerasiya olmuş fenol 24 istilikdəyişdirici və 26 soyuducunu keçməklə 28 quru fenol qəbuledicisinə daxil olur. 36 Kalonundan çıxan fenolun və suyun buxarları 35 aparatında kondensləşir; kondensat ekstrakt məhlulu ilə 27 quruducu kalonuna verilir. 36 Kalonunun çıxışından ekstrakt 37 nasosu vasitəsilə 2 istilikdəyişdiricini və sonuncu soyuducunu (sxemdə göstərilməyib) keçməklə rezervuara göndərilir.

8.2. Neft yağ fraksiyalarının furfurool ilə təmizlənmə qurğusu

Neft yağ fraksiyasının təmizlənməsi qurğusu rafinat almaq üçün neft yağ xammalından arzuolunmaz komponentlərinin kənarlaşdırılmasına xidmət edir. Xammal yağ distillatı və ya deasfaltizat ola bilər. Qurğuda rafinatdan başqa aralıq məhsulu – ekstrakt alınır. Rafinatın çıxımı ilkin xammalın keyfiyyətindən və təmizlənmənin tələb olunan dərinliyindən asılı olaraq 60-90% (kütlə) olur. Bu prosesdən dizel distillatının və soba yanacaqlarının təmizlənməsində istifadə edilə bilər.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: xammalın deaerasiyası, ekstraksiya, rafinat məhlulundan furfuroolun regenerasiyası, su məhlulundan furfuroolun regenerasiyası.

Sənayedə bir axınlı, iki axınlı qurğular mövcuddur.

Şəkil 8.2-də xammalın bir axınlı təmizlənməsinin texnoloji xətti və furfuroolun ekstrakt və sulu məhsulları qarışığından regenerasiyasının ümumi təsviri verilir.

Xammal 1 nasosu ilə 2 istilikdəyişdiricini keçməklə 3 deaeratoruna verilir. İstilikdəyişdiricidə o 26 kalonundan gələn maye furfuroolla qızdırılır. Hava və su buxarları sistemdə yaradılan vakuumin köməyi ilə sorulur. 3 Deaeratorun aşağısından 6 nasosu vasitəsilə götürülən xammal 6 istilikdəyişdiricisində, 5 və 10 hava və su soyuducularında soyudulur və 12 rotor-diskli kontaktorun aşağısına daxil olur. Kontaktorun yuxarı hissəsinə 27 nasosu ilə 26 kalonun aşağısında yerləşən bufer tutumdan quru furfurool verilir. Quru həlledici 2 istilikdəyişdiricisində və 7 hava soyuducusunda təkrar soyudulur.

Kontaktorda lazım olan temperatur qradientini yaratmaq üçün, eyni zamanda rafinatın çıxımını artırmaq və dəqiq ayrılmasına nail olmaq üçün ekstrakt məhlulun 13 soyuducunu keçməklə sirkulyasiyası və 11 nasosu ilə psevdorafinatın 13' durulducudan aparatın aşağı hissəsinə verilməsi nəzərdə tutulur. Rafinat məhlulu 12 kontaktorun yuxarisından 4 qəbuledicisinə yığılır, ekstrakt məhlulu isə 13' durulducunun sağ hissəsindən 14 nasosu ilə həlledicinin regenerasiya şöbəsinə göndərilir.

Furfurool rafinat məhlulundan iki mərhələdə regenerasiya olunur; 4 qəbuledicisindən verilən rafinat məhlulu 5 nasosu ilə 18 istilikdəyişdirici və 20 sobanın ilanvari borularını keçməklə 15 kalonuna verilir. Kalonda rafinat məhlulundan vakuumba furfuroolun əsas hissəsi regenerasiya olunur. 20 Sobada qızdırılma temperaturu 215°C-ni keçməməlidir, belə ki, furfurool aşağı termiki stabilliyə malikdir. Quru furfuroolun buxarları 15 kalonundan 33 hava ilə soyutma aparatına, sonra 34 soyuducusuna daxil olur və buradan furfurool 35 vakuüm-qəbulediciyə verilir. Quru furfurool 35 qəbuledicidən nasos

ilə (sxemdə göstərilməyib) suvarma kimi 15, 24, 29 və 32 kalonlarına verilir. İzafi furfurool ekstraksiya şöbəsinə göndərilir.

Rafinat məhlulu 15 kalonunun aşağısından 16 buxarlandırıcı kalona verilir; orada qalan furfurool kalonun aşağı hissəsinə verilən su buxarının köməyi ilə ayrılır. Bu kalonda vakuum saxlanılır. Furfuroolun buxarları və su 16 kalonun yuxarisından 41 hava ilə soyudulan aparata daxil olur; 40 soyuducunu keçən kondensat 39 vakuum-qəbuledicidə yığılır. Nasos 38 nəm furfuroolu 45 durulaşdırıcısına ötürür. Rafinat 17 nasosu vasitəsilə kalonunun aşağısından 18 istilikdəyişdiricini və 19 hava ilə soyutma aparatını keçməklə qurğudan çıxıraraq rezervuara göndərilir.

Furfurool ekstrakt məhlulundan dörd mərhələdə regenerasiya olunur. Ekstrakt məhlul 13 durulducudan 8, 23 və 21 istilikdəyişdiricilərini keçməklə 20 sobanın ilanvari borularına verilir. Oradan o, 0.22 MPa təzyiqdə işləyən nəm furfuroolu qovmaq üçün 24 buxarlandırıcı kalonuna göndərilir. Bu kalonda 30%-dək furfurool və bütün nəmlik buxarlanır. 24 Kalonun yuxarisından çıxan furfuroolun və suyun buxarları 23 istilikdəyişdiricisində kondensləşir. Alınmış kondensat 26 quruducu kalonuna daxil olur. Kalonun yuxarisında furfurool-su azeotrop qarışığının qaynama temperaturuna, işçi təzyiqinə uyğun saxlanılır (0.15 MPa, 110°C). 26 Kalonun aşağısında – aşağı boşqabın altında, kubda işçi təzyiqdə furfuroolun buxarlarının kondensasiyası temperaturu saxlanılır. 26 Kalonun aşağı hissəsində temperatur aşağı düşdükdə həlledici bulanıqlı olur və rafinatın keyfiyyəti pisləşir.

Ekstrakt məhlulu 24 kalonun aşağısından 25 nasosu ilə 28 sobanın ilanvari borularını keçməklə (230°C-dən aşağı qızdırma) 29 yüksək təzyiqli evaporatora göndərilir. Furfuroolun buxarları 29 aparatından keçərək 21 istilikdəyişdiricisində kondensləşir və kondensat quru furfurool tutumu rolunu oynayan 26 quruducu kalonun aşağı hissəsinə daxil olur. Buxarların bir hissəsi 29 evaporatordan kalonun aşağı hissəsində temperatur rejimini saxlamaq üçün kalonun aşağı boşqabının altına göndərilir.

Ekstrakt məhlulu 29 yüksək təzyiqli evaporatordan 30 nasosu ilə 32 aşağı təzyiq evaporatoruna verilir və burada təzyiq düşgüsü hesabına furfurool buxarlanır. Quru furfuroolun buxarları 32 evaporatorun yuxarisından 15 buxarlandırıcı kalonundan çıxan quru furfuroolun buxarları ilə birlikdə kondensləşir, soyudulur və kondensat 35 vakuum-qəbulediciyə axıdılır. Ekstrakt məhlulun bir hissəsi 32 evaporatordan resirkulyat kimi 37 nasosu ilə 13 soyuducusunu və 13' durulaşdırıcısını keçməklə 12 kontaktorun aşağısına verilir. Qalmış ekstrakt məhlul 31 buxarlandırıcı kalonuna verilir; orada vakuum altında və qızmış su buxarının köməyi ilə furfuroolun son buxarlanması baş verir. 31 Kalonun yuxarisına 48 nasosu ilə suvarma kimi 49 durulaşdırıcıdan “yüngül yağ” verilir.

31 Kalonun yuxarisından çıxan furfuroulun və suyun buxarları 16 kalonundan ayrılan nəm buxarlar sisteminə göndərilir; qarışıq kondensləşdirilir və soyudulmuş kondensat 39 vakuüm-qəbuledicidə toplanır.

Ekstrakt 36 nasosu ilə 81 kalonun aşağısından hava ilə soyuducu aparatını (sxemdə göstərilməyib) keçməklə rezervuara göndərilir.

39 Vakuüm -qəbuledicidən çıxan furfurool 45 durulaşdırıcısına göndərilir və orada iki təbəqəyə ayrılır: aşağı hissə – nəm furfurool – 26 kalonunu suvarma üçün istifadə olunur; yuxarı hissə – tərkibində 8-9% (kütlə) furfurool olan su təbəqəsi əlavə 49 durulaşdırıcısına daxil olur və burada üç təbəqəyə ayrılır. Ayrılmış furfurool birinci təbəqədən 45 durulaşdırıcıdan nəm furfurool birlikdə 46 nasosu ilə 26 kalonuna verilir. 49 Durulaşdırıcının ikinci təbəqəsindəki su layı 47 nasosu ilə furfuroulun qovulması üçün 44 istilikdəyişdiricisini keçməklə 50 kalonuna göndərilir; kalonun aşağı hissəsinə azeotrop qarışığı buxarlandırmaq üçün güclü qızmış su buxarı verilir. Furfuroulun və suyun 50 kalonunun yuxarı hissəsindən 43 kondensator-soyuducuya daxil olur; oradan kondensat 26 kalonundan çıxan azeotrop qarışığının 42 soyuducusunda soyudularaq kondensləşmiş axını ilə birlikdə 45 durulaşdırıcısına daxil olur. 50 Kalonundan su xüsusi kanalizasiyaya axıdılır. Üçüncü təbəqədə distillə fraksiyasının təmizlənməsində 49 durulaşdırıcıda neft məhsulu yığılıb qalır (“yüngül yağ” adlanan). Bu buxarlandırıcı kalondan yağ komponentlərinin buxarları hesabına yaranır. Özündə həll olmuş furfurool saxlayan “yüngül yağ” 48 nasosu ilə furfuroolu regenerasiya etmək üçün 31 buxarlandırıcı ekstraksiya kalonuna göndərilir.

Əsas aparatlarda temperatur və təzyiq:

Aparat	Təzyiq	Temperatur, °C
Deaertor 3	9.97 kPa	130-140
Kalon 15	39.9 kPa	205-210
Kalon 16	39.9 kPa	180-200
Kalon 24	0.22 MPa	190-200
Kalon 29	0.25 MPa	220-230
Kalon 32	39.9 kPa	190-200
Kalon 31	39.9 kPa	180-200
Kalon 26	0.15 MPa	170-175 (aşağı his.)

Rafinat məhlulunun 20 ilanvari borulu sobanın çıxışında temperaturu 200-215°C, ekstrakt məhlulunun 28 ilanvari borulu sobanın çıxışında temperaturu isə 220-230°C olur.

VIII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Сановский Е. С. Установка селективной очистки масел фенолом. М.: Химия, 1976, 96 с.
2. Спектор Ш. Ш. Установки по очистке смазочных масел фурфуролом. М.: Химия, 1967, 88 с.
3. Səmədova F.İ. Neft yağlarının istehsalı proseslərinin nəzəri əsasları Dərslik, Bakı: Elm, 2011, 191 s.
4. Самедова Ф.И., Касумова А.М. Технология получения низкозастывающих масел, Баку: «Элм», 2010, 223 с.

IX FƏSİL. NEFT XAMMALININ DEPARAFINLƏŞMƏSİ

Aşağı donma temperaturuna malik yağların alınması üçün deparafinləşmə prosesindən istifadə edilir; nəticədə yağ xammalından bərk karbohidrogenlər kənarlaşdırılır. Neft xammalından bərk karbohidrogenlərin ayrılması prosesinin ən geniş yayılmış üsulu seçici həlledicilərin köməyi ilə deparafinləşmədir. Bu neft karbohidrogenlərinin həlledicilərlə müxtəlif həllolma qabiliyyətlərinə əsaslanır.

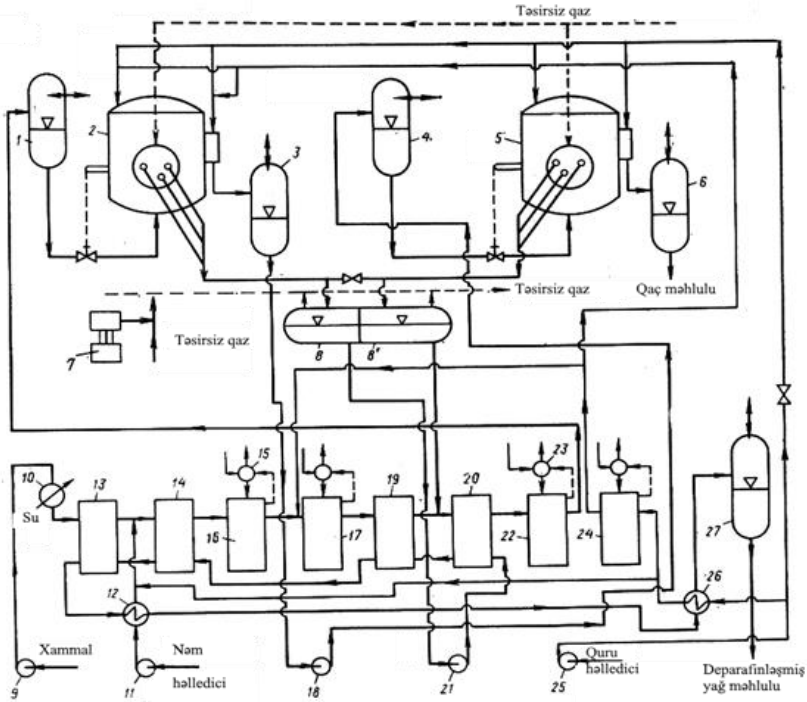
9.1. Yağ rafinatlarının dərin deparafinləşmə qurğusu

Dərin deparafinləşmə qurğusu donma temperaturu aşağı olan yağların alınması üçündür. Bu proses adi deparafinləşmə prosesindən onunla fərqlənir ki, son mərhələdə soyuducu agent kimi maye (sıxılmış) etandan istifadə olunur. Proses keton-toluol həlledici iştirakında 62-64°C-də aparılır. Xammal kimi aşağı temperaturda qaynayan yağ fraksiya rafinatları götürülür. Deparafinləşmiş yağın donma temperaturu – 45-dən – 55°C-dəkdir; çıxım 55-65 % olur.

Qurğunun əsas şöbələri aşağıdakılardır: kristallaşdırma, filtirləmə, deparafinləşmiş yağ məhsulundan həlledicinin regenerasiyası.

Kristallaşdırma və filtirləmə şöbəsi iki soyuducu agentdən: xammal məhlulunu mənfi 33-34°C-dək soyutmaq üçün maye ammonyakdan, mənfi 58-60°C-dək soyutmaq üçün etandan (filtirləmədə). Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 9.1-də verilir.

Xammal – rafinat 9 nasosu ilə 10 su soyuducusunu keçməklə birinci qrup 13, 14 kristalizatoruna verilir (kristalizatorun sayı qurğunun məhsuldarlığından asılıdır) və burda filtirdə soyudulur. Xammala iki nöqtədə həlledici əlavə olunur: 13 və 16 kristalizatorlarının çıxışında. Həlledici (quru və nəm) 25 və 11 nasosları vasitəsi ilə quru və nəm həlledicilər tutumlarından (sxemdə göstərilməyib) verilir. Birinci qrup kristalizatorlardan suspenziya xammal 16 və 17 ammonyak kristalizatorlarına daxil olur, orada 15 tutumundan daxil olan soyuducu agentin (ammonyak, propan) buxarlanması nəticəsində mənfi 30-32°C-dək soyuyur. Sonra suspenziya ikinci mərhələdə 19, 20 kristalizatorlarında soyudulur; suspenziya 22 etan kristalizatoruna daxil olur və orada filtirləmə temperaturunadək soyudulur.



Şəkil 9.1. Dərin deparaffinləşmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 15, 23, 27 – qəbuledicilər; 2, 5 – vakuüm filtrləri; 3, 6 – tutumlar; 7 – kompressor; 8, 8' - vakuüm-qəbuledicilər; 9, 11, 18, 21, 25 – nasoslar; 10 – su soyuducusu; 12, 26 – istilikdəyişdiricilər; 13, 14, 19, 20 – regenerasiyalı kristalizatorlar; 16, 17 - ammonyak kristalizatorları; 22, 24 – etan kristalizatorları; ↔ - inert qaz sistemi

Yağ məhsulunda bərk karbohidrogenlərin soyudulmuş suspenziyası qəbulediciyə, oradan isə öz axınına 2 vakuüm filtrə daxil olur. Vakuüm filtrində suspenziyanın səviyyəsi səviyyə nizamlayıcı vasitəsilə nizamlanır. I mərhələnin filtratı (deparaffinləşmiş yağ məhsulu) 8 vakuüm qəbuledicidə toplanır, oradan 21 nasosu vasitəsilə 13, 14, 19 və 20 kristalizatorların köməyi ilə nəm və quru həlledicilərinin soyudulması üçün 12 və 26 istilikdəyişdiricilərinə, sonra 27 qəbuledicisinə ötürülür. Buradan deparaffinləşmiş yağ məhlulu həlledicinin regenerasiyası şöbəsinə göndərilir. 25 Nasosu ilə verilən qalığı soyuq həlledici ilə yuyulur.

Həlledici 24 kristalizatorunda təkrar soyudulur. I Mərhələ filtirlərlə tutulmuş qalığa həlledici əlavə olunur və alınmış suspenziya 3 tutumunda yığılır; oradan suspenziya 18 nasosu ilə II mərhələ 5 vakuüm filtrlərini təchiz etmək üçün 4 qəbuledicisinə verilir.

II Mərhələ filtrat 8¹ vakuum – qəbulediciyə daxil olur, oradan 19 kristalizatorundan çıxan xammal suspenziyası ilə qarışdırılır. II Mərhələ filtirlərdən götürülən qalıq həlledici ilə qarışdırılır; alınmış suspenziya 6 tutumunda toplanır və həlledicinin regenerasiyası şöbəsinə göndərilir.

Filtrasiya temperaturu (°C):

I mərhələ	-62 - -64
II mərhələ	-55 - -58

Göstəricilər	Rafinat nümunələri		
	№1	№2	№3
<i>Xammalın xarakteristikası</i>			
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	830	850	845
50°C-də özlülük, mm ² /san	6.7	6.7	6.5-7.5
20°C-də işığın sınma göstəricisi	1.4650	1.4650	1.4670
Donma temperaturu, °C	18	18	–
<i>Deparafinləşmiş yağın xarakteristikası</i>			
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	848	–	860
50°C-də özlülük, mm ² /san	8.3	8.5	7.5-8.5
Özlülük indeksi	75	80	–
Donma temperaturu, °C	-55	-45	-45 – -50
20°C-də işığın sınma göstəricisi	1.4750	1.4750	1.4770

Parafinli kükürlü qətranlı neftdən alınmış distillatlı yağ özlülüklü rafinatların dərin deparafinləşməsinin göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Rafinat nümunələri		
	№1	№2	№3
Prosesin parametrləri			
Həlledicinin xammala nisbəti (kütlə)	5:1	5:1	4.1:1
Həlledicinin tərkibi, % (kütlə):			
– aseton	–	–	–
– metiletilketon	60	60	35
– benzol	–	–	65
– toluol	40	40	65
Deparafinləşmə temperaturu, °C	-60	-50	-60
Çıxım, % (kütlə)	64-65	64-65	60-66

9.2. Qarışdırıcı kristallaşdırıcının tətbiqi ilə deparafinləşmə qurğusu

Qurğu aşağı donma temperaturu olan neft yağlarının alınması üçün nəzərdə tutulub. Bu prosesdə bərk karbohidrogenlərin kristallaşdırılması üçün regenerativ kristallaşdırıcıların əvəzinə qarışdırıcı kristallaşdırıcılardan istifadə olunur.

Qarışdırıcı kristallaşdırıcı dörd şöbələrə bölünmüş kalon tipli aparatdır. Aparat xammal ilə həlledicinin daha yaxşı təmasda olması üçün hərəkət edən qurğu və reflektorla təchiz olunmuşdur. Bu yeni deparafinləşmə üsulunda soyuq həlledici qızdırılmış xammala daxil edilir (porsiyalarla). Həlledicinin porsiyalarla verilməsi bərk karbohidrogenlərin iri ölçülü kristallarının əmələ gəlməsinə imkan verir, bu da filtrlərdə suspenziyanın ayrılma sürətini artırır və qaçda yağın miqdarını azaldır. Bundan əlavə, qarışdırıcı kristallaşdırıcılarda xammalın soyudulması sürəti regenerativ kristallaşdırıcılardan 2-2.5 dəfə yüksəkdir.

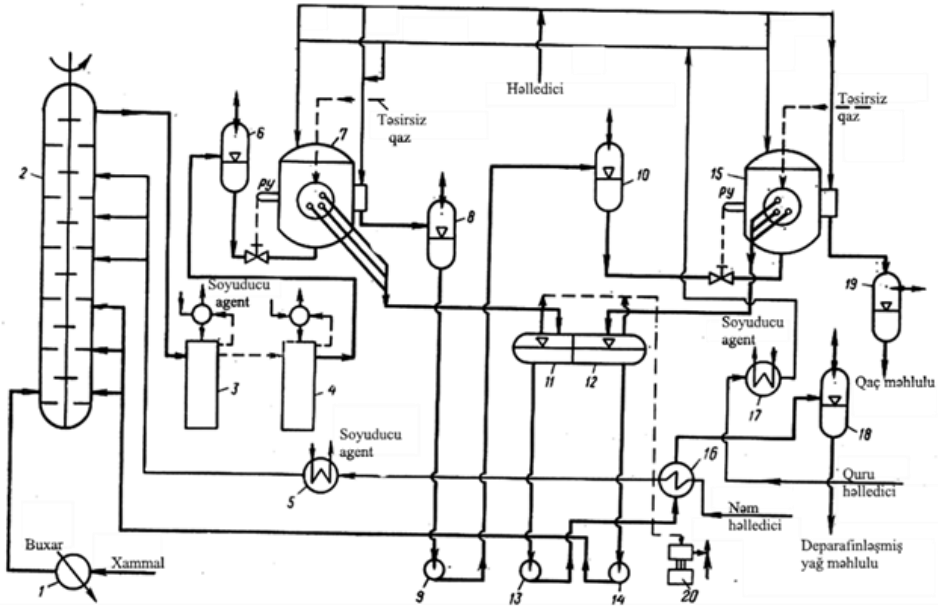
Xammal kimi qurğuda selektiv təmizlənmiş rafinatdan istifadə olunur; məqsədli məhsul deparafinləşmiş yağdır, yan məhsul isə qaç və ya petrolatumdur. Deparafinləşmiş yağın çıxımı emal olunan xammalın tərkibində olan bərk karbohidrogenlərin miqdarından asılı olaraq xammala görə 56-80% (kütlə) təşkil edir.

Qurğunun əsas şöbələri: kristallaşdırma, filtrasiya, deparafinləşmiş yağ məhlulundan, qaç və petrolatumdan həlledicinin regenerasiyası. Qurğunun texnoloji sxemi (kristallaşdırma və filtrasiya şöbələri) şəkil 9.2-də göstərilmişdir.

Xammal – rafinat 1 buxar qızdırıcıda qızdırılır və 2 qarışdırıcı kristallaşdırıcıya daxil olur. 2 qarışdırıcı kristallaşdırıcının yuxarı hissəsinə porsiyalarla 16 istidəyişdiricidə və 5 ammonyak soyuducusunda əvvəlcədən soyudulmuş həlledici verilir. 2 kristallaşdırıcının aşağı hissəsinə 14 nasosu ilə porsiyalarla 12 vakuum-qəbuledicidən filtrasiyanın II mərhələsində alınmış filtrat verilir. 2 kristallaşdırıcının yuxarisından çıxan bərk karbohidrogenlərin suspenziyası 3 və 4 ammonyak kristallaşdırıcılarda soyuducu agentin (ammonyak və ya propan) buxarlanması hesabına filtrasiya temperaturuna qədər soyudulur, 6 qəbulediciyə yığılır və öz axını ilə I mərhələnin 7 vakuum filtrlərinə axıdılır. 7 vakuum filtrlərində suspenziyanın səviyyəsi suspenziyanın verilmə xətti ilə əlaqəli olan səviyyə tənzimləyici ilə tənzimlənir. I mərhələnin filtratı (deparafinləşmiş yağ məhlulu) 11 vakuum-qəbulediciyə daxil olur. Filtrat 11 vakuum-qəbuledicidən 13 nasosu ilə xammalın durulaşdırılması üçün həlledicini soyudan 16 istidəyişdiricidən keçərək 18 qəbulediciyə verilir və oradan həlledicinin regenerasiya şöbəsinə göndərilir.

Vakuum filtrindəki çöküntü 17 ammonyak soyuducuda əvvəlcədən soyudulmuş həlledici ilə yuyulur. Sonra çöküntü qurudulur, inert qazı ilə üfürülür, bıçaqla çıxarılır, həlledici ilə durulaşdırılır və yivli boru vasitəsilə 8 qəbulediciyə verilir. 8 qəbuledicidən 9 nasosu ilə 10 qəbulediciyə verilir, oradan suspenziya öz axını ilə II mərhələnin 15 vakuum filtrlərinə daxil olur.

II mərhələnin filtratı 12 vakuum-qəbuledicidə toplanır və sonra 14 nasosu ilə xammalın durulaşdırılması üçün 2 qarışdırıcı kristallaşdırıcıya verilir. Vakuum filtrindəki çöküntü həlledici ilə yuyulur, inert qazla qurudulur və üfürülür, sonra həlledici ilə durulaşdırılır və 19 qəbulediciyə yığılır, oradan həlledicinin regenerasiya şöbəsinə göndərilir. Filtrlərdə vakuum 11 və 12 qəbuledicilərdən inert qazın sovrulması ilə yaranır.



Şəkil 9.2. Qarışdırıcı kristalizatoru istifadə etməklə deparafinləşmə qurğusunun texnoloji sxemi:

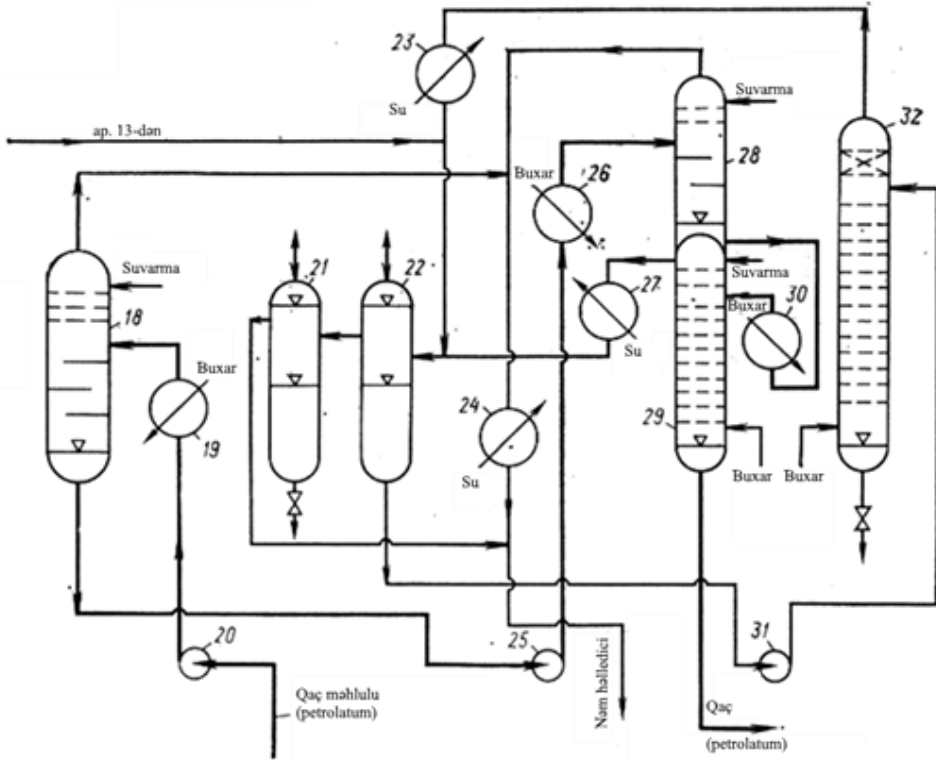
1 – buxar qızdırıcısı; 2 – qarışma kristalizatoru; 3, 4 – ammonyak kristalizatorları; 5, 17 – ammonyak soyuducuları; 6, 8, 10, 18, 19 – qəbuledicilər; 7, 15 – vakuum filtrlər; 9, 13, 14 – nasoslar; 11, 12 – vakuum qəbuledicilər; 16 – istilikdəyişdirici; 20 – kompresor, ↔ - inert qaz sistemi.

Distillat və qalıq xammalları üçün filtrasiya temperaturu (°C) aşağıda verilmişdir:

	Distillat xammalı	Qalıq xammalı
I mərhələ	-20 – -32	-18 – -30
II mərhələ	-10 – -15	-8 – -15

9.3. Deparafinləşmiş yağ, qaç və ya petrolatum məhlullarından həlledicinin regenerasiyası

Deparafinləşmiş yağ məhlulundan həlledicinin regenerasiyası dörd mərhələdə aparılır. Zavod qurğularında istifadə edilən neft yağ xammalının deparafinləşmə qurğusunun texnoloji sxemi şəkil 9.3-də verilir.



Şəkil 9.3. Rafinatın deparafinləşmə qurğusunda həlledicinin ayrılmasının texnoloji sxemi:

1, 11, 20, 25, 31 – nasoslar; 2, 6 – su soyuducuları; 3-7 – hava ilə soyutma aparatları; 4, 5 – istilikdəyişdiricilər; 8, 12, 14, 17, 19, 26, 30 – buxar qızdırıcıları; 9, 10, 15 – quru həlledicinin buxarlarını ayırmaq üçün kalonlar; 16, 29 – buxarlandırıcı kalonlar; 13, 23, 24, 27 – kondensator-soyuducular; 18, 28 – qaç məhlulundan həlledicinin regenerasiyası üçün kalonlar; 21 – tutum; 22 – çökdürücü; 32 – keton kalonu

Deparafinləşmiş yağ məhlulu (filtrat) 1 nasosu ilə 4 və 5 istidəyişdiricilərdən və 8 buxar qızdırıcıdan keçərək 10 kalona verilir. 10 kalonda həlledicinin buxarları mayedən ayrılır və kalondan çıxır; sonra həlledicinin buxarları 4 istidəyişdiricinin boru arası fəzasında və 3 hava soyuducusunda kon-

densləşirlər. 2 su soyuducusundan kondensat quru həlledicinin qəbuledicisinə daxil olur (sxemdə göstərməyib). 10 kalonun aşağısından maye 11 nasosu ilə 12 buxar qızdırıcısının boru fəzasından keçərək 9 kalona daxil olur. 9 kalonda təzyiq 0.20-0.35 MPa saxlanılır. 9 kalondan çıxan həlledicinin buxarları 5 istidəyişdiricidə və 7 aparatda soyudulur və kondensləşir. Kondensat 6 su soyuducusundan keçərək həmçinin quru həlledicinin qəbuledicisinə yığılır. Qalıq 9 kalonun aşağısından təzyiqin düşüb-qalxması hesabına klapanndan və 14 buxar qızdırıcısının boru fəzasından keçərək buxar-maye halında 15 kalona daxil olur, 15 kalondan çıxan buxarlar 10 kalondan çıxan buxarlarla birləşir.

Həlledicisi azalmış maye 15 kalondan hidravlik açıqdan və 17 buxar qızdırıcıdan keçərək 16 buxarlandırıcı kalona axıdılır, bu kalonda həlledicinin qalıqları iti su buxarı ilə çıxarılır. 16 kalonun aşağısından deparafinləşmiş yağ soyuducudan keçərək aralıq tutuma göndərilir (sxemdə göstərməyib).

Həlledicinin əsas hissəsi birinci iki mərhələdə (10 və 9 kalonlar) müvafiq olaraq təxminən 100°C və 155-170°C temperaturda regenerasiya olunur. Həlledicinin "yağlanmasının" qarşısını almaq üçün kalonun yuxarı boşqablarına suvarma kimi həlledici verilir.

16 kalondan çıxan həlledici və su buxarlarının qarışığı 13 kondensator-soyuducuda kondensləşir, kondensat 22 çökdürücüyə verilir. 22 çökdürücüdən üst təbəqə (su həlledicidə) 21 nəm həlledicinin qəbuledicisinə axıdılır.

Qaç (petrolatum) məhlulundan həlledicinin regenerasiyası üç mərhələdə aparılır. 20 nasosu ilə qaç məhlulu 19 buxar qızdırıcıya verilir. 19 buxar qızdırıcıdan çıxan buxarlar 18 kalonda mayedən ayrılır. Həlledicinin buxarları 18 kalondan sonra 24 qabıqlı-borulu su kondensator-soyuducuda kondensləşir və kondensat nəm həlledicinin qəbuledicisinə axıdılır. Qalıq 18 kalonun aşağısından 25 nasosu ilə 26 buxar qızdırıcıdan keçərək 28 kalona verilir. 28 kalonda ayrılmış həlledicinin buxarı 18 kalondan çıxan buxarlara qoşulur.

28 kalonun aşağısından qalıq 30 buxar qızdırıcıda qızdırılır və sonra 29 buxarlandırıcı kalonda su buxarı ilə təmasda olur. 29 kalonun yuxarisından çıxan su və həlledicinin buxarlarının qarışığı 27 kondensator-soyuducuda kondensləşir və kondensat 22 çökdürücüyə daxil olur. 29 kalonun aşağısından qaç soyuducudan keçərək tutuma göndərilir (sxemdə göstərməyib).

22 çökdürücüdə sulu həlledici iki təbəqəyə bölünür. Üst təbəqə (su həlledicidə) 21 nəm həlledicinin qəbuledicisinə axıdılır və həlledici sudan əlavə olaraq ayrılır. Tərkibində 15%-ə (kütlə) qədər həlledici olan alt təbəqə (həlledici suda) 31 nasosu ilə 32 keton kalona verilir. Bu kalondan çıxan həlledici və su buxarlarının qarışığı 23 kondensator-soyuducuda kondensləşir və kondensat 22 çökdürücüyə daxil olur. İzafi su 32 kalonun aşağısından kana-

lizasiyaya axıdılır. 32 kalonun aşağı boşqabının altına verilən su buxarının miqdarını dəyişərək temperatur rejimi tənzimlənir. Kalonun yuxarı hissəsində temperatur 80-90°C, aşağı hissəsində 110°C saxlanılır, izafi təzyiq yüksək deyil.

Su buxarı 8, 12, 14, 19, 26 qızdırıcı və digər aparatlar üçün istilik daşıyıcıdır.

Qaç məhlulundan həlledicinin əsas hissəsi I mərhələdə (19 qızdırıcı ilə olan 18 kalon) təxminən 110°C temperaturda və 0.07 MPa qədər izafi təzyiq altında regenerasiya olunur. 16, 29 və 32 kalonların hər biri 16-20 boşqabla təchiz olunub. 9, 10, 15, 18 və 28 kalonların əsas təyinatı gələn qarışığı buxar və maye fazalara ayırmaqdır. Bu kalonların yuxarı hissələrində 2-4 boşqab yerləşdirilib. Həmin boşqablara yağ və ya qaç damcılarının aparılmasının qarşısını almaq üçün həlledici suvarma kimi verilir. 16 kalonun aşağısında yağın və 29 kalonun çıxışında qaçın temperaturu 155-165°C təşkil edir.

9.4. Karbamidin istifadəsi ilə deparafinləşmə prosesi

Karbamidin istifadəsi ilə deparafinləşmə prosesi selektiv həlledicilərlə deparafinləşmə prosesindən müsbət temperaturda prosesi aparmaq imkanı ilə fərqlənir. Rusiyanın neft emalı sənayesində tətbiq olunan karbamidin istifadəsi ilə deparafinləşmə prosesinin prinsipial sxemlərinin iki variantı verilmişdir: Azərbaycan Milli Elmlər Akademiyasının Neft-Kimya Prosesləri İnstitutu (AMEA NKPI) tərəfindən işlənib hazırlanmış və Ümumrusiya Neft-Qaz Elmi-Tədqiqat İnstitutu (ВНИИнефть) tərəfindən layihələndirilmiş prosesin sxemi və Qroznı Neft Elmi-Tədqiqat İnstitutu (ГрозНИИ) tərəfindən işlənib hazırlanmış və Qrozgiproneftekhim (Грозгипронефтехим) tərəfindən layihələndirilmiş prosesin sxemi. Sxemlər kompleksləşmənin reaksiya zonasına verilən karbamidin aqreqat vəziyyəti, reaktor bölməsində aparatların tərtibatı, həmçinin bərk və maye fazaların ayrılması və əsas reagentlərin regenerasiya şöbələri ilə fərqlənir. Bundan əlavə, müxtəlif aktivatorlar və həlledicilərdən istifadə olunur, baxmayaraq ki, hər iki variantda alınan məqsədlə məhsullar eynidir: aşağı donma dizel yanacağı və ya yüngül yağlar və maye parafinlər.

Karbamidin aqreqat vəziyyəti prosesin temperatur rejiminə də təsir göstərir. AMEA NKPI variantına görə, su və izopropanol qarışığında karbamidin doymuş məhlulundan istifadə olunur. Belə şəraitdə kompleksləşmə reaksiyasının xüsusiyyəti ondan ibarətdir ki, karbamidin xammalda olan normal parafin karbohidrogenlərlə kompleks yaratması hesabına karbamidin qatılığının sürətlə aşağı düşməsidir. Buna görə reaksiya zonasında karbamidin qatılığını təxminən sabit saxlamaq üçün kompleksləşmə reaksiyası dəyişən temperatur rejimində aparılır. Reaktor bölməsinin girişində reaksiya qa-

rışığının temperaturu 40°C , çıxışında isə 25°C -dən yuxarı olmamaq şərti ilə saxlanılır.

“ГрозНИИ” prosesində kristal karbamiddən istifadə olunur və başqa məhlullarla müqayisədə maksimal aktivliyə malik olduğundan kompleksləşmə sabit temperaturda aparılır.

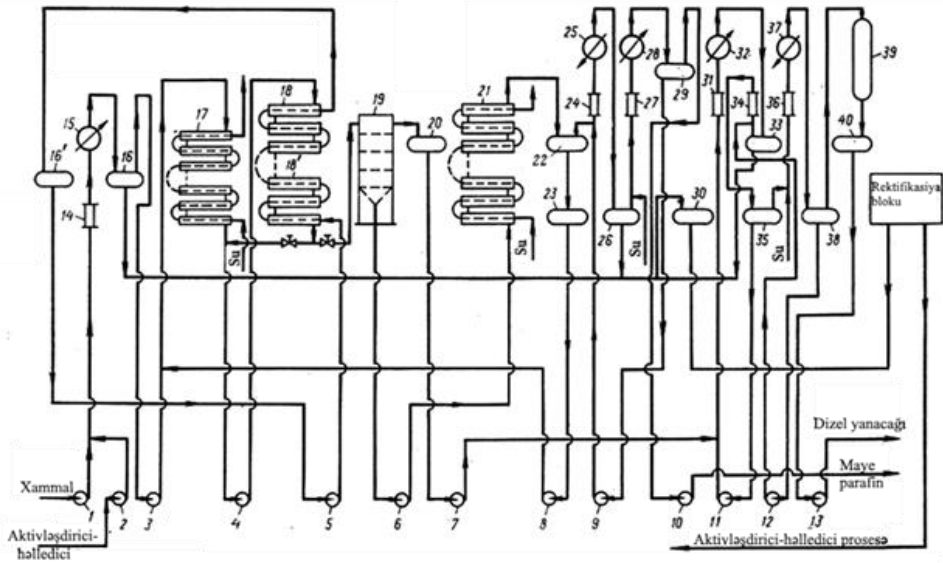
Karbamidin istifadəsi ilə deparafinləşmə prosesi digər ölkələrdə də geniş istifadə olunur. Texnoloji cəhətdən ən çevik variantlardan biri Edeleanu Gesellschaft (Almaniya) firması tərəfindən hazırlanan prosesdir və bu proses yüngül kerosinlərdən ağır vakuum qazoyllara qədər olan neft fraksiyalarının deparafinləşməsinə imkan verir. Bu variantda əsas reagent kimi 70°C -də doymuş sulu karbamid məhlulundan istifadə olunur. İkinci reagent olan dixlorometilen aktivator və həlledici kimi istifadə olunur, bundan əlavə 41°C -də qaynayaq kompleksləşmə mərhələsində istilik çıxarmada tənzimləyici kimi xidmət edir. Dixlorometilenin buxarlanması hesabına reaksiya zonasında temperatur $30\text{--}45^{\circ}\text{C}$ saxlanılır.

Kristal karbamidin istifadəsi ilə fasiləsiz sxem üzrə aparılan prosesdə ən az işlənmiş sahədən biri sistemdə karbamidin hərəkətidir. İ.M.Qubkin adına Moskva Neft-Kimya və Qaz Sənayesi İnstitutu tərəfindən növbəli rejimdə işləyən dörd reaktorlu yarım dövrlü prosesin sxemi təklif edilir. Stasionar karbamid layı olan hər bir reaktorda növbəti iş dövrü üçün hazır olmaqla ardıcıl olaraq kompleksləşmə, kompleksin yuyulması, onun parçalanması və soyudulması mərhələləri aparılır. Bu prosesin üstünlükləri aşağıdakılardır: çox geniş qaynama həddləri olan xammallın üzərində işləmə imkanı (benzinlərdən q.s. $420\text{--}450^{\circ}\text{C}$ olan vakuum distillatlarına qədər) və müəyyən texnoloji şəraitlərdə karbohidrogen xammalından yüksək təmizlikli fərdi parafinlərin ayrılması.

9.5. AMEA NKPI və “ВНИИнефть” müəssisələrinin karbamidlə deparafinləşmə qurğusu

Qurğu qış və ya arktika dizel yanacaqlarının və aşağı donma parafinlərin istehsalı üçün nəzərdə tutulmuşdur. Xammalı birbaşa qovulmuş $200\text{--}320^{\circ}\text{C}$, $200\text{--}350^{\circ}\text{C}$ və $240\text{--}350^{\circ}\text{C}$ neft fraksiyalarıdır. Qurğuda karbamidin spirtli məhlulundan və həlledici-aktivator izopropanoldan istifadə olunur. Xammala görə deparafinləşmiş məhsulun (deparafinat) çıxımı $84\text{--}86\%$ (kütlə), prosesin ümumi itkiləri $0,6\text{--}0,7\%$ -dən (kütlə) çox olmamaqla təşkil edir. Qış dizel yanacağının donma temperaturu -45°C , arktika dizel yanacağının donma temperaturu isə -60°C təşkil edir. Donma temperaturun depressiyası $35\text{--}40^{\circ}\text{C}$, bulanma temperaturu isə $28\text{--}35^{\circ}\text{C}$.

Qurğu aşağıdakı əsas şöbələrəndən ibarətdir: reaktor şöbəsində xammal karbamid məhlulu ilə əlaqəyə girir və kompleks yaranır; kompleksin çökdürülmə və parçalanma şöbəsində deparafinləşmiş məhsullar ayrılır və karbamid məhlulunun regenerasiyası aparılır; yuyulma şöbəsində deparafinləşmiş məhsullar spirtəndən yuyulur. Bundan əlavə, xammalın spirt ilə doydurulması, sirkulyasiya edən aralıq fraksiyanın spirt ilə doydurulması, parafinlərin qovulması və spirtin rektifikasiya bölmələri də mövcuddur. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 9.4-də təqdim olunur (rektifikasiya bölməsi şərti olaraq göstərilib, qalan bölmələr göstərilməyib).



Şəkil 9.4. AMEA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutu tərəfindən yaradılmış karbamid deparafinləşmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1-13 – nasoslar; 14, 24, 27, 31, 34, 36 – diafraqmalı qarışdırıcılar; 15, 28, 32 – buxar qızdırıcıları; 17, 25, 37 – soyuducular; 16, 19, 22, 26, 29, 33, 35, 38, 40 – çökdürücü; 16', 20, 23, 30 – qəbuledicilər; 18, 18', 21 – “boru boruda” tipli reaktor; 39 – damcıböyüdücü

Xammal 1 nasos vasitəsilə 14 diafraqma qarışdırıcısına verilir və orada 2 nasosu ilə verilən spirtlə qarışdırılır və doydurulur. Qarışıq 15 istidəyişdiricidə qızdırılır və 16 çökdürücüyə daxil olur. 16 çökdürücünün aşağısından spirt məhlulu 30 zəif spirt tutumuna göndərilir. 16 çökdürücüdən spirtlə doymuş xammal 3 nasosu ilə 17 reaksiya qarışığı soyuducusuna verilir. 17 soyuducudan əvvəl xammala 8 nasosu ilə karbamidin sirkulyasiya məhlulu verilir. 40°C-yə qədər soyudulmuş reaksiya qarışığı və I mərhələnin sirkulyasiya kompleksi 4 nasosu ilə 18 və 18' reaktorlar bölməsinə (kompleksləşmənin I və II mərhələləri) verilir. 18' reaktordan çıxan 25°C-yə qədər soyu-

dulmuş axın iki axına bölünür: "sirkulyasiya kompleksi" 4 nasosun girişinə qaytarılır, əsas hissəsi isə 19 çökdürücüyə daxil olur. 18 və 18' reaktorlar bölməsi ardıcıl işləyən "boru boruda" tipli istidəyişdirici batareyalardan ibarətdir. Reaksiya qarışığı 5 nasosu ilə 16' qəbuledicidən ardıcılıq olaraq II və I mərhələli reaktorlara verilən su ilə soyudulur.

19 çökdürücüdə deparafinatın spirtli məhlulu kompleksdən çökdürülür, sonra isə aralıq fraksiyası ilə yuyulur. 19 çökdürücünün aşağı hissəsindən yuyulmuş kompleks 6 nasosu ilə 21 qızdırıcıya göndərilir, oradan kompleksin parçalanma məhsulları – parafinin spirtli məhlulu və karbamid məhlulu 22 çökdürücüyə daxil olur. Karbamid məhlulu 22 çökdürücüdən 23 tutuma axıdılır, parafinin spirtli məhlulu isə spirdən yuyulması üçün göndərilir.

II mərhələnin 29 çökdürücüdən 9 nasos vasitəsilə parafin və spirtli məhlul 24 qarışdırıcıdan, 25 soyuducudan keçərək I mərhələnin 26 çökdürücüyə daxil olur. 27 qarışdırıcıda su ilə yuyulmuş parafin 28 qızdırıcıdan keçərək II mərhələnin 29 çökdürücüyə daxil olur və 10 nasosu ilə qovulma bölməsinə göndərilir.

Tərkibində spirt olan deparafinat 19 çökdürücüdən 20 tutumu axıdılır. 20 tutumdan deparafinat 7 nasosu ilə götürülür və II mərhələnin 35 çökdürücüdən 11 nasosu ilə verilən spirt məhlulu ilə yuyulmaq üçün 31 diafraqma qarışdırıcısına verilir.

Qarışıq 32 qızdırıcıdan keçərək I mərhələnin 33 çökdürücüdə ayrılır. 33 çökdürücünün aşağısından yuyulma məhlulu 30 tutuma göndərilir. II mərhələnin 34 qarışdırıcıda deparafinat III mərhələnin 38 çökdürücüdən 12 nasosu ilə verilən yuyucu məhlulla spirdən yuyulur. Daha sonra qarışıq 35 çökdürücüdə ayrılır. Bundan sonra xaricdən verilən su ilə deparafinat 36 qarışdırıcıdan və 37 soyuducudan keçərək III mərhələnin 38 çökdürücüyə daxil olur. 39 damcıböyüdücüdən və 40 əlavə çökdürücüdən sonra deparafinat (dizel yanacağı) 13 nasosla rezervuara göndərilir.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Mərhələ müddəti, dəq.	
– kompleksləşmə	60
– kompleksin bölünməsi	30
Temperatur, °C	
– kompleksləşmə	40-25
– kompleksin bölünməsi	60-65
Karbamid məhlulunun xammala nisbəti (kütlə)	(3.5-3.8):1
Xammala görə sərf, kq/t	
– karbamid	3-3.6
– izopropanol	4.5-6

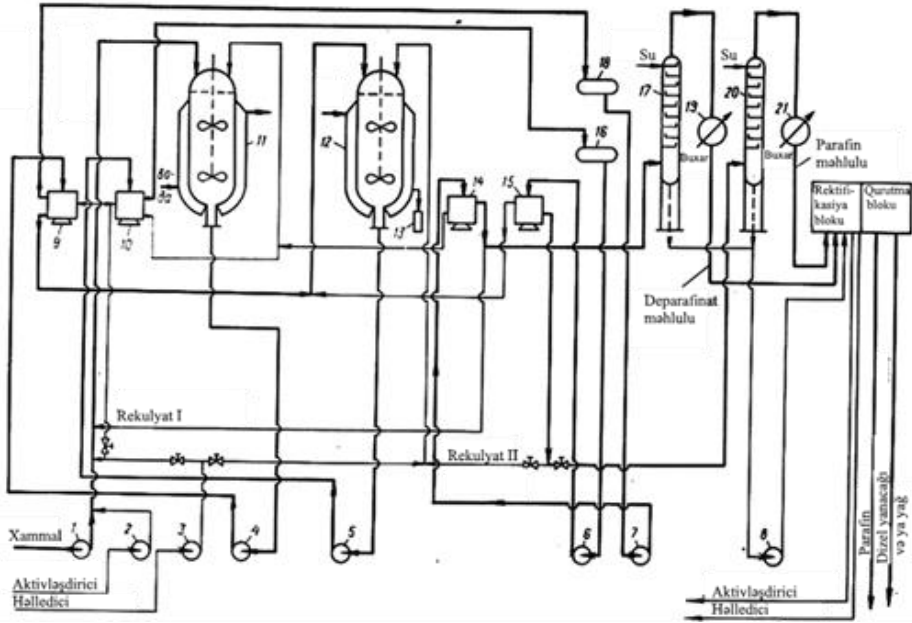
9.6. “ГрозНИИ” və “Грозгипронефтехим” müəssisələrinin karbamidlə deparafinləşmə qurğusu

Qurğu qış və ya arktika dizel yanacaqlarının, aşağı özlülüklü yağların, həmçinin maye və ya yumşaq parafinlərin istehsalı üçün nəzərdə tutulmuşdur. Xammalı birbaşa qovulmuş 180-320°C, 200-320°C, 180-350°C, 200-350°C, 200-375°C, 240-350°C və 325-400°C neft fraksiyalarıdır. Xammala görə deparafinləşmiş məhsulların (deparafinat) çıxımları fərqlidir və aşağıdakılardır: manqışlak və ya stavropol parafinli neftlərdən donma temperaturu -45°C olan qış dizel yanacağının çıxımı 80-82% (kütlə), romaşkin və ya qərbi-sibir neftlərdən 85-88% (kütlə), donma temperaturu -60°C olan arktika dizel yanacağının çıxımı 82-85% (kütlə), transformator və ya mil yağlar 75-80% (kütlə). Xammala görə prosesin ümumi itkiləri 0.5-0.7% (kütlə) təşkil edir. Əlavə təmizləmədən maye və ya yumşaq parafin 95-98% (kütlə) kompleks maddələrindən və 0.5-2.0% (kütlə) aromatik karbohidrogenlərdən ibarətdir və neft-kimya sintezi üçün xammal kimi istifadə edilə bilər. Donma temperaturun depressiyası 25–33°C, bulanma temperaturu isə 22-27°C.

Qurğu aşağıdakı əsas şöbələrdən ibarətdir: reaktor şöbəsi – aktivatorun (metanol) iştirakı ilə xammal və ya onun benzin məhlulu kristal karbamidlə əlaqədə olur və kompleks yaradılır; yuyulma və bərk və maye fazalara ayrılma şöbəsi – burada hər iki proses öz-özünü boşaldan sentrifuqalarda (sentrifuqanın II və ya III mərhələsində) aparılır; parçalanma şöbəsi – həlledici mühitində qızdırıldıqda kristal karbamid və maye və ya yumşaq parafinə kompleksin parçalanması (məhv edilməsi); yuyulma şöbəsi – deparafinat və parafin məhlullarından metanol və karbamid izlərinin su ilə yuyulması. Sxemə həmçinin daxildir: rektifikasiya bölməsi – burada prosesə qaytarmaq üçün benzin və metanolun regenerasiyası aparılır (müvafiq olaraq deparafinatdan, parafindən və sudan); həlledicinin və aktivatorun regenerasiyasından sonra deparafinatın və parafinin qurudulması bölməsi (şərti olaraq göstərilmişdir) də daxil edilir. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 9.5-də göstərilmişdir.

Xammal 1 nasosu ilə, aktivator 2 nasosu ilə və (xammalın özlülüyünü aşağı salmaq lazım gəldikdə) həlledici (benzin Br-1) 3 nasosu ilə 11 kompleksləşmə reaktoruna verilir. 11 kompleksləşmə reaktoruna III sentrifuq mərhələsinin 14 sentrifuqlərindən deparafinatın benzin məhlulunun bir hissəsindən və kristal karbamidin həmin məhlulda 80%-li suspenziyasından (pulpa) ibarət olan I resirkulyat daxil olur. 11 reaktorda mexaniki qarışdırma ilə kompleksləşmə reaksiyası aparılır. Kompleksləşmə prosesinin ekzotermik istiliyi soyuq suya verilir.

Karbohidrogen mühitində olan kompleksin pulpası 11 reaktorun aşağı zonasından 4 nasosu ilə I mərhələnin 9 sentrifuqaya axıdılır, bura həmçinin 3 nasosu ilə kompleksin yuyulması üçün həlledici verilir.



Şəkil 9.5. Qrozm Elmi-Tədqiqat İnstitutu tərəfindən təqdim olunmuş karbamid deparafinləşmə qurğusunun texnoloji sxemi:

1-8 – nasoslar; 9, 10, 14, 15 – sentrifuqalar; 11 – kompleks əmələ gətirən reaktor; 12 – kompleksi parçalayan reaktor; 13 – kondensatötürücü; 16, 18 – aralıq tutumları; 17, 20 – skrubberlər; 19, 21 – buxar qızdırıcıları

Yuyulmuş kompleks 9 sentrifuqadan və qismən olaraq III mərhələnin 5 sentrifuqadan 12 kompleksin parçalanma reaktoruna daxil olur. 15 sentrifuqadan benzində parafin məhlulun bir hissəsi (II resirkulyat) 12 reaktora daxil olur. 12 reaktorda mexaniki qarışdırma ilə kompleks parçalanır. Kompleksi parçalamaq üçün 12 reaktorun köynəyinə “kar” su buxarı daxil edilir.

12 reaktordan 5 nasosu ilə parafinin benzin məhlulunda olan karbamid pulpası II mərhələnin 10 sentrifuqaya verilir və oradan karbamid 11 reaktora qaytarılır.

Benzində deparafinat məhlulu 9 sentrifuqadan 18 aralıq qəbulediciyə göndərilir, oradan 7 nasosu ilə III mərhələnin 14 sentrifuqaya verilir. Burada karbamid kompleksi deparafinat məhlulundan əlavə olaraq ayrılır. Deparafinat məhlulu bu sentrifuqadan 17 kalona göndərilir. 17 və 20 kalonlar boşqab tipli skrubberlərdir. 17 kalonda deparafinatın benzin məhlulundan həll olunmuş karbamid izləri ilə metanol su ilə yuyulur. II mərhələnin 10 sentrifuqadan benzində parafin məhlulu 16 aralıq qəbulediciyə daxil olur, oradan 6 nasosu ilə III mərhələnin 15 sentrifuqaya verilir. 15 sentrifuqada karbamid əla-

və olaraq parafinin benzin məhlulundan ayrılır və sonra 20 kalona göndərilir. 20 kalonda parafinin benzin məhlulundan karbamid izləri ilə metanol su ilə yuyulur.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Mərhələ müddəti, dəq.	30
Kompleksləşmə	
– fazaların yuyulması və bölünməsi	15
– kompleksin bölünməsi	15
Temperatur, °C	
– kompleksləşmə və kompleksin yuyulması	20
– kompleksin bölünməsi	70-85
Reagentlərin xammala nisbəti, % (kütlə)	
– kristal karbamid	(70-120):100
– aktivator	2:100
– xammalın durulaşdırılması üçün benzin	(0-100):100
– kompleksin durulaşdırılması üçün benzin	(140-200):100
Xammala görə sərf, kq/t	
– karbamid	1.8-2.0
– benzin	3.2-3.8
– metanol	0.02-0.03

17 və 20 kalonların aşağısından su-metanol məhlulu 8 nasosu ilə götürülür və rektifikasiya bölməsinə göndərilir və oradan regenerasiya olunmuş metanol prosesə, su isə 17 və 20 kalonlara qaytarılır. 17 kalonun yuxarı hissəsindən benzində deparafinat məhlulu 19 buxar qızdırıcıdan keçərək rektifikasiya bölməsinə göndərilir. 20 kalonun yuxarisından çıxan benzində parafin məhlulu da buxar qızdırıcıdan sonra rektifikasiya bölməsinə daxil olur. Rektifikasiya bölməsindən sonra benzin prosesə qaytarılır, deparafinat və maye və ya yumşaq parafin qurudulma bölməsinə, sonra isə rezervuara (və ya kompaundlaşmaya) göndərilir.

Prosesin etibarlılığı xammalda və həlledicidə olan nəmədən asılıdır. Rütubət həddindən artıq olarsa (kompleksləşmə mərhələsində 0.7-1.5% (kütlə), yuma mərhələsində 0.2-0.5% (kütlə) və kompleksin parçalanma mərhələsində 0.1% (kütlə)) bərk fazanın tədricən çökməsi, yapışması və ya topa yığılması, kommunikasiyaların, nasosların və digər avadanlıqların tıxanması baş verir, bu da prosesin dayandırılmasına səbəb olur. İzafi nəmlik elektrik-ayırıcıda ayrılır, regenerasiya olunmuş həlledici isə əvvəlcədən rezervuarda çökdürülür.

AMEA NKPI və “ВНИИнефть” müəssisələrinin dizel fraksiyalarının deparafinləşmə qurğusunda alınan məhsulların çıxımı və keyfiyyəti aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Kükürlü neftlərdən hidrotəmizlənmiş xammal	Manqışlak neftdən hidrotəmizlənmiş xammal	
		190-310°C fraksiyası	190-350°C fraksiyası
Çıxım, % (kütlə):			
– deparafinləşmiş dizel yanacağı	80	70	67
– maye parafin	8-10	14-16	17-18
– aralıq fraksiya	9-11	13-15	14-15
<i>Deparafinləşmiş dizel yanacağıın xarakteristikası</i>			
Sıxlıq, kq/m ³	831	800	807
Qaynama həddləri, °C	187-355	177-310	185-345
Ümumi kükürdün miqdarı, % (kütlə)	0.120	0.040	0.045
Temperatur, °C			
– donma	-35	-40	-37
– bulanma	-25	-18	-16
– alışıma	65	51	56
Dizel indeksi	56	69	72
Setan ədədi	42	50	54
Turşululuq, mq KOH/100q	0.19	0.87	0.87
<i>Maye parafinin xarakteristikası</i>			
Sıxlıq, kq/m ³	800	770	780
Qaynama həddləri, °C	255-350	260-322	256-345
Donma temperaturu, °C	16	12	18
Tərkibi, % (kütlə):			
– aromatik karbohidrogenlər	0.48	0.40	0.45
– kükürd	0.050	0.035	0.040
– kompleksləşmə karbohidrogenləri	92	93	93
– <i>n</i> -alkanlar (kompleksləşmədə)	97	99	99.2

“ГрозНИИ” və “Грозгипронефтехим” müəssisələrinin dizel fraksiyalarının deparafinləşmə qurğusunda alınan məhsulların çıxımı və keyfiyyəti aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	Romaşkin neft fraksiyaları		Tuymazı neft fraksiyaları	
	240-350°C	240-350°C (hidrotəmizlənmiş)	200-320°C	240-350°C
Çıxım, % (kütlə):				
– dizel yanacağı	85	85	84	84
– maye parafin	89	87	85	85
Xammalın xarakteristikası				
Sıxlıq, kq/m ³	855	845	830	860
Donma temperaturu, °C	-10	-10	-25	-10
Setan ədədi	54	56	48	53

Cədvəlin davamı

Tərkibi, % (kütlə):				
– kükürd	1.32	0.20	0.60	1.10
– kompleksləşmə karbohidrogenləri	13	14	16	16
Deparafinləşmiş dizel yanacağının xarakteristikası				
Sıxlıq, kq/m ³	868	850	835	878
Donma temperaturu, °C	-35	-35	-46	-35
Setan ədədi	50	51	45	46
Kükürdün miqdarı, % (kütlə)	1.40	0.25	0.70	1.15
Maye parafinin xarakteristikası				
Sıxlıq, kq/m ³	768	768	820	783
Donma temperaturu, °C	16	16	14	23
Tərkibi, % (kütlə):				
– aromatik karbohidrogenlər				
– kompleksləşmə karbohidrogenləri	0.5	0.5	0.5	0.5
– n-alkanlar (kompleksləşmədə)	75-85 98	75-85 98	75-85 97	75-85 98

IX Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Перееерзев А. Н., Богданов Н. Ф., Рошин Ю. И. Производство парафинов. М.: Химия, 1973. 224 с.
2. Мартыненко А. Г. Производство и применение жидких парафинов. М.: Химия, 1978, 272 с.
3. Евдокимов А.Ю. Современные промышленные процессы нефтепереработки. Процесс каталитической депарафинизации MSDW для производства высокоиндексных базовых масел // Переработка нефти и нефтехимия, 2001, №5-6, с. 20-22
4. Китова В.М., Логинова А.Н., Томина Н.Н. и др. Каталитическая депарафинизация утяжеленных дизельных фракций / ХТТМ, 2001, №1, с. 16-18
5. Черныш М.Е. Внедрение завершенных разработок по программе развития 2010 г. // ХТТМ, 2002, №5, с. 3-5
6. Афанасьев А.Н., Голузинец И.Я., Зязин В.А. и др. Модернизация производства масел в ООО «Лукойл» - Волгограднефтепереработка // Нефтепереработка и нефтехимия, 2002, №12, с. 8-14
7. Самедова Ф.И. Актуальные и перспективные проблемы НПЗ «Азернефяг» // АНХ, 2003, №4, с. 36-37
8. Самедова Ф.И. Применение сверхкритических флюидов в процессах очистки нефти и масляных фракций. Баку.: Элм, 2014, 105 с.
9. Абдуллаев Е.Ш., Гаджиев А.Ш., Новрузов Ф.Н. и др. Получение парафинов высокой чистоты из масляных дистиллятов // Химия и технология топлив и масел, 1987, № 7, с. 22-23.
10. А.с.№1567604(СССР). Способ депарафинизации дистиллятных нефтепродуктов. Абдуллаев Е.Ш., Алиев В.С., Рустамов М.И., Исмаилов А.Г. и др.
11. Patent №İ19990183 (Azərbaycan). Neft məhsulları distillatlarının deparafinləşmə üsulu. Abdullayev E.Ş., Rüstəmov M.İ., Abbasov V.M., Sultanov S.A.
12. Абдуллаев Е.Ш. Научные основы и технология процесса депарафинизации нефтепродуктов раствором карбамида в изопропиловом спирте. Баку: изд. «Азерб. энциклопедия», 2000, 236 с.

X FƏSİL. ADSORBSIYA TƏMİZLƏNMƏSİ, DƏRİN TƏMİZLƏNMƏ VƏ AYRILMA PROSESLƏRİ

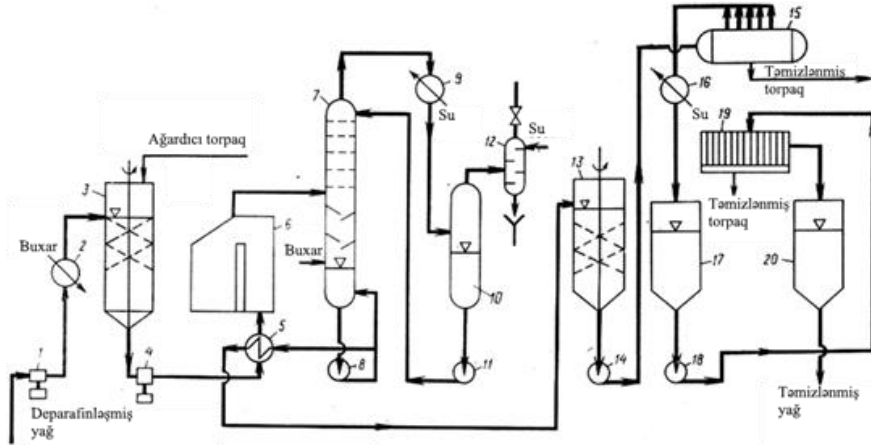
10.1. Ağardıcı torpaqlarla yağların kontakt dərin təmizlənməsi qurğusu

Yağların kontakt dərin təmizlənmə prosesi yağ istehsalının son mərhələsidir və yağın rəngini yaxşılaşdırmaq və koklaşmanı azaltmaq üçün nəzərdə tutulmuşdur. Proses təbii gillərin səthindəki müxtəlif maddələri adsorbsiya etmə qabiliyyətinə əsaslanır. Kontakt dərin təmizlənmədə ölçüsü təxminən 0.1 mm olan incədispersli adsorbentdən istifadə olunur.

Prosesin məqsədli məhsulu dərin təmizlənmiş baza yağıdır, yan məhsulu isə otqon məhsullarıdır (yüngül yağ fraksiyaların, parçalanma məhsulların və s. qarışığıdır). Tullantı yağ ilə hopdurulmuş işlənmiş torpaqdır, yağın özlülüyündən asılı olaraq yağın miqdarı adsorbentə görə 15- 50% (kütlə) arasındadır; dərin təmizlənmiş yağın çıxımı xammala görə 96-98% (kütlə) təşkil edir.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: əlaqələnmə (əsas aparatlar: soyuq qarışdırıcı, borulu soba, buxarlandırıcı kalon) və filtrasiya (əsas aparatlar: isti qarışdırıcı, diskli və çərçivəli filtrlər). Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 10.1-də göstərilmişdir.

Xammal – deparafinləşmiş yağ 1 nasosu ilə 2 buxar qızdırıcısı vasitəsilə 3 soyuq qarışdırıcıya verilir. Turbo qarışdırıcı ilə təchiz edilmiş 3 qarışdırıcıda yağ üyüdülmüş gil ilə qarışdırılır. 3 qarışdırıcıdan suspenziya 4 nasosu ilə 5 istidəyişdiricidən, 6 sobanın ilanvari borularından keçərək 7 buxarlandırıcı kalona verilir. Yüngül komponentlərin qarışdırılması və çıxarılması üçün 7 kalonun aşağısına isti su buxarı verilir. Kalonun yuxarı hissəsini tərək edən buxarların qarışığı 9 kondensatordan keçir və 10 qəbulediciyə daxil olur. Kondensat 10 qəbuledicidən 11 nasosu ilə suvarma üçün 7 kalona qaytarılır. 12 qarışdırıcı kondensatorda su buxarı kondensləşir. 7 kalondan gil ilə yağ suspenziyası 8 nasosu ilə 5 istidəyişdiricidən keçərək 13 isti qarışdırıcıya verilir. Suspenziyanın bir hissəsinin resirkulyasiya edilməsi nəzərdə tutulub.



Şəkil 10.1. Ağardıcı torpaqlarla yağların kontakt dərin təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 8, 11, 14, 18 – nasoslar; 2 – qızdırıcı; 3, 13 – qarışdırıcılar; 5 – istilikdəyişdirici; 6 – soba; 7 – buxarlandırıcı kalon; 9, 12 – kondensator; 10, 17, 20 – qəbuledicilər; 15, 19 – filtrlər; 16 – soyuducu

14 və 18 nasoslar tərəfindən xidmət edilən filtrasiya şöbəsində iki növ filtdən istifadə olunur: 15 diskli filtrlər - kobud təmizləyici filtrlər və 19 çərçivəli filtrlər - incə təmizləyici filtrlər. 13 qəbuledicidən 14 nasosu ilə suspenziya 15 diskli filtrlərə verilir. Gildən təmizlənmiş yağ 16 soyuducudan keçir və 17 qəbulediciyə daxil olur, oradan 18 nasosu ilə 19 çərçivəli filtrlərə vurulur. Təmizlənmiş yağ 20 qəbulediciyə, oradan isə rezervuara göndərilir.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– soyuq qarışdırıcıda suspenziya	70-80
– sobanın ilanvari borularının çıxışında suspenziya	130-220
– diskli filtrlərdə	130-170
– çərçivəli filtrlərdə	70-110
Təzyiq, Mpa	
– diskli filtrlərdə	0.40
– çərçivəli filtrlərdə	0.35
Gilin sərfi (aktivləşdirilməmiş)*, % (kütlə)	5-10
*dərin təmizlənən yağın xarakteristikasından, irəli sürülən tələblərdən və ağardıcı torpağın keyfiyyətindən asılıdır	

10.2. "Pareks" qurğusu

Almaniyada hazırlanan "Pareks" adsorbsiya prosesi kerosin fraksiyalarını iki məhsula ayırmaq üçün istifadə olunur: maye budağlanmamış parafin karbohidrogenləri (*n*-parafinlər) və denormalizat adlanan deparafinləşmiş kerosin distillatı. Qurğuda xammal kimi əvvəlcədən hidrotəmizlənməyə məruz qalmış, geniş və ya dar fraksiya tərkibli (məhsullara olan tələbdən asılı olaraq) birbaşa qovulmuş kerosin distillatı istifadə olunur.

Alınan maye *n*-parafinlərin fraksiyasında (xam parafin) budağlanmamış parafin karbohidrogenlərinin miqdarı xammala görə 99% (kütlə) təşkil edə bilər və onların çıxımı potensialdan yüksəkdir. Denormalizat üçün donma və bulanma temperaturları aşağıdır. Aşağıda xammal və məhsulların keyfiyyət göstəriciləri təqdim olunub:

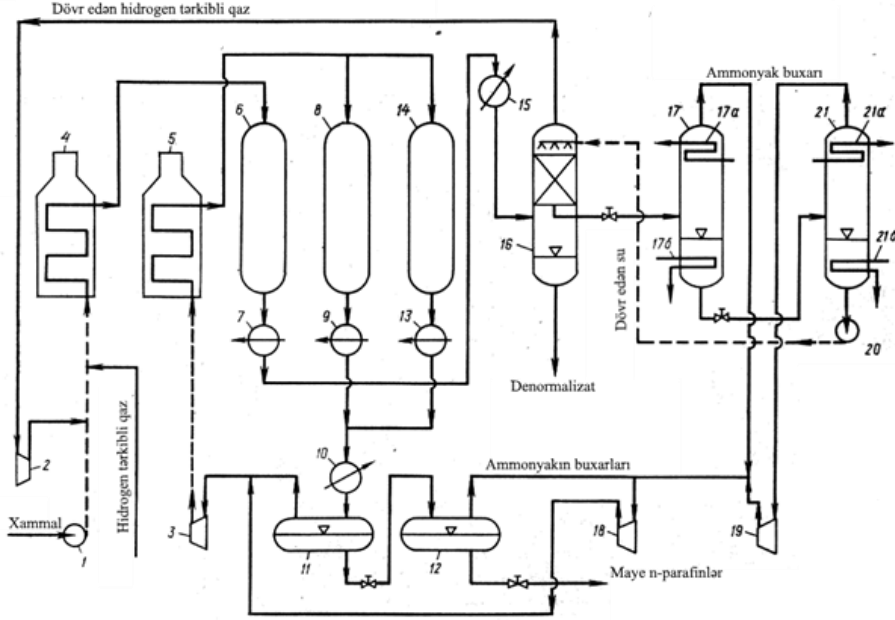
Göstəricilər	Xammal (240-320°C)	Maye parafinlər	Denormalizat
Sıxlıq, kq/m ³	817	770	828
Temperatur, °C			
– donma	-22	8	-60
– bulanma	-19	9	-47
Tərkibi, % (kütlə)			
– <i>n</i> -parafinlər	21,3	99	4,0
– kükürd	0.01	-	0.011

Qurğuda istifadə olunan adsorbent seçilmiş şəkildə karbohidrogen qarışıqlarından *n*-parafinləri adsorbsiya edir. Adsorbentin desorbsiyası qurğuda sirkulyasiya edilən ammonyakın ("çıxardıcı" adlanır) qızdırılmış buxarları ilə aparılır. Xammalın daşıyıcı qazı olan hidrogenli qaz da istifadə olunur. Sirkulyasiya edilən daşıyıcı qazın istifadəsi adsorbentin adsorbsiya qabiliyyətinin sürətlə aşağı düşməsinin qarşısını alır və qurğunun daha uzun müddətli işləməsinə kömək edir. Ümumiyyətlə, prosesin hər iki mərhələsi - adsorbsiya və desorbsiya buxar fazalı proseslərdir. Sirkulyasiya edilən hidrogenli qazdan ammonyak buxarlarını çıxartmaq üçün sudan istifadə olunur.

Kükürd, olefinlər və başqa qarışıqlar tərkibində olduqda xammala ciddi tələblər təqdim olunur.

Qurğunun əsas şöbələri aşağıdakılardır: qızdırıcı şöbəsi - xammalın hidrogenli qazla qarışığı istidəyişdiricilərdə və sonra sobanın ilanvari borularında qızdırılması üçün nəzərdə tutulub (həmin şöbədə, ayrı bir sobada ammonyak adsorbent qatına göndərilməzdən əvvəl qızdırılır); adsorbsiya və desorbsiya şöbəsi - dövrü olaraq sxemdən ayrılan üç şaquli aparatdan ibarətdir (biri adsorber, digər ikisi hal-hazırda desorber); iki paralel xətt ilə sepa-

rasiya şöbəsi - bu şöbə adsorberdən (“denormalizat” xətti) və hal-hazırda desorber kimi işləyən iki aparatdan çıxan (“n-parafinlər” xətti) qarışıqların ayrılması üçün nəzərdə tutulub. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 10.2-də göstərilib. Sxemdə üç sirkulyasiya konturu var: hidrogenli qaz, ammonyak (çıxardıcı) və yuyulma kalonunda ammonyak buxarını udan su konturu.



Şəkil 10.2. “Pareks” qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – nasos; 2, 3, 18, 19 – kompressorlar; 4, 5 – borulu sobalar; 6, 8, 14 – adsorberlər-desorberlər; 7, 9, 13 – istilikdəyişdiricilər; 10, 15 – kondensator-soyuducular; 11, 12 – separatorlar; 16 – yuyulma kalonu; 17, 21 – deqazasiya kalonu; 17a, 21a – soyuducular; 17b, 21b – qızdırıcılar; 20 – su nasosu

1 nasosu ilə verilən xammala təzə və sirkulyasiya edilən hidrogenli qaz verilir (2 kompressoru ilə vurulur). İstidəyişdiricilərdə və 4 sobanın ilanvari borularında qızdırıldıqdan sonra qarışıq xammaldan n-parafinlərin çıxarılması üçün tərپənməz adsorbent layı ilə olan 6 adsorberə daxil olur. 6 adsorberdən çıxan denormalizat hidrogenli qaz və ammonyak qarışığı (əvvəlki əməliyyatdan qalan hissəsi - desorbsiya) ilə 7 istidəyişdiricidə soyudulur. Daha sonra 15 kondensator-soyuducudan keçərək qarışıq 16 yuyulma kalonunda iki hissəyə bölünür: maye hissəsi - soyudulmuş denormalizat kondensatı və qaz-buxar hissəsinə. 16 kalonun yuxarısında ammonyak buxarları sirkulyasiya edilən su ilə udulur və deqazasiya üçün iki ardıcıl birləşmiş 17 və 21 kalonlara verilir. 17 və 21 kalonlarda ammonyak sulu məhluldan ayrılır.

lır. Ammonyak buxarları 18, 19 və 3 kompressorlarla bir pilləlik sıxıldıqdan sonra desorbsiya prosesində istifadə olunurlar.

16 kalonun yuxarı hissəsindən çıxan hidrogenli qaz 2 kompressoru ilə sıxılır və resirkulyat kimi xammala qarışdırılır.

Desorbsiya mərhələsində işləyən 8 və 14 aparatlar 5 sobanın ilanvari borularında qızdırılmış qaz halında olan ammonyakla üfürülür. Ammonyak çıxarılmış n-parafinlər ilə qarışdırılır və 9 və 13 istidəyişdiricilərdən, sonra 10 kondensator-soyuducudan keçirilir; 11 separatorunda kondensat qaz halında olan ammonyakdan ayrılır. Daha aşağı təzyiq altında işləyən 12 separatorunda həll olunmuş ammonyak mayedən ayrılır. 18 köməkçi kompressoru ilə ammonyak yüksək təzyiqli 3 kompressorun qəbuluna verilir. Adsorberlər – desorberlər şəbəsində aparatların avtomatik olaraq bir əməliyyatdan digərinə avtomatik keçid sistemin kommunikasiyaları göstərilir.

Buxar fazalı adsorbsiya prosesinin rejimi: temperatur 300-400°C, təzyiq 0.5-1.0 MPa; adsorbsiya müddəti desorbsiya müddətindən təxminən iki dəfə azdır. Bu mərhələlər arasında adsorbent qısa müddət ərzində üfürülür. Adsorbentin oksidləşdirici regenerasiyası adətən 6000-8000 saat işlədikdən sonra aparılır.

X Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Труды ВНИИ НП. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1977. Вып. 32, с. 148
2. Аннагиев М.Х., Алиджанова С.А., Рустамова Дж.Т., Кулиев Т.М. Сорбенты на основе бентонита Апшеронского месторождения для очистки отработавших компрессорных масел // Химия и технология топлив и масел, 2009, № 5, с. 34-36
3. Антонов М. Л. Переработка нефтяных остатков на предприятиях группы «Лукойл»: опыт и перспективы // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний, 2009, № 5, с. 6-9

XI FƏSİL. PLASTİK SÜRTKÜ İSTEHSALI

11.1. Plastik sürtkü istehsalında texnoloji mərhələlərin və proseslərin ümumi xüsusiyyəti

Plastik sürtkülərin istehsalında texnoloji sxemləri müxtəlif olan, dövri, yarım fasiləsiz və fasiləsiz proseslərdən istifadə olunur. Çox hallarda texnoloji sxemlər aparatın tərtibatı ilə fərqlənir. Bu da plastik sürtkülərin istehsalı proseslərinin əsas variantlarını əhatə etmək üçün nisbətən az sayda texnoloji sxemlərdən (6 sxem nəzərdən keçirilmişdir) istifadə etməyə imkan verir.

Digər neft-kimya proseslərindən fərqli olaraq mahiyyətə tullantısı olmayan sabun qatılaşdırıcılarından istifadə etməklə sürtkülərin istehsalı prosesi aşağıdakı əsas mərhələlərdən ibarətdir: xammalın dozalanması, qatılaşdırıcının hazırlanması və termo-mexaniki dispersləşməsi, ərintinin soyudulması, homogenləşməsi, filtrasiyası, deaerasiyası və qablaşdırılması. Alınmış standartdan kənar məhsul təkrar emala göndərilir.

Xammalın dozalanması. Komponentlər adətən maye şəkildə dozalanır. Dövri və yarım fasiləsiz proseslərdə həcmli doza qurğularından istifadə olunur, onların işlərinin qeyri-dəqiqliyi komponentləri qarışdırıcı ilə reaktorda qarışdıraraq aradan qaldırılır. Ümumiləşdirici qurğular ilə çox komponentli dozalanma nasoslarından geniş istifadə olunur və həmin qurğular avtomatik olaraq tələb olunan komponentlərin nisbətini saxlayır və qarışdırıcılar tam dolandan sonra digər nasosların işini dayandırır. Fasiləsiz proseslərdə dozalanma nasosları istehsalatın vacib elementidir. Onlar həmçinin dispersiya mühitində dənəvər reagentlərin suspenziyalarının dozalanması üçün əlverişlidir. Dozalanma nasosunun dozalanma dəqiqliyi $\pm 3\%$, bu da qatılaşdırıcının $\pm 0.5\%$ -dən çox olmayan sapmalarla müəyyən qatılığını təmin edir.

Qatılaşdırıcının hazırlanması və termo-mexaniki dispersləşməsi. Sürtkülərin alınması prosesi yağların sabunlaşmasından və ya yağlı turşuların neytrallaşmasından başlayır. Sabunlaşmadan sonra sabun-yağ suspenziyasından nəm (nəmləndirilmiş kalsium və kalsium-natrium sürtküləri üçün müəyyən bir həddə qədər) tamamilə çıxarılır. Quru sabunlardan sürtkü istehsalı zamanı komponentlərin müəyyən nisbətdə birbaşa qarışdırılması ilə sabun-yağ suspenziyası alınır. Alınmış suspenziya yekcins ərinti alınmasına qədər qızdırılır. Sabun-yağ suspenziyasının nisbətən aşağı temperaturda qızdırılması ilə sürtkülərin alınması üsulu da mövcuddur, bu üsul yağda sabu-

nun yalnız şişməsi ilə aparılır. Bu üsul "soyuq bişirmə" və ya aşağı temperaturda istehsal prosesi adlanır.

Yağda qatılaşdırıcı ərintinin soyudulma mərhələsində sürtkülərin strukturu formalaşır. Soyudulma rejimini dəyişdirərək (sürətli, yavaş və ya izotermik kristallaşdırma) sürtkülərin struktur çərçivəsinə, dispers hissəciklərin ölçüsünə və formasına təsir göstərmək və buna görə də xüsusiyyətlərini dəyişdirmək mümkündür. Qarışıq soyutma üsullarından (sürətli və yavaş) geniş istifadə olunur: ərintinin temperaturundan (180-230°C) temperaturu aşağı olan (50-70°C) yağın istifadə olunmayan hissəsi ilə (hesablanmış miqdarın 1/3 hissəsi) qarışanda ərinti soyudulur. Bundan sonra soyudulma reaktorun köynəyinə və ya skrebka (qazıyıcı) aparatına verilən soyuducu agent ilə aparılır.

Homogenləşmə yağdakı qatılaşdırıcının bərabər paylanmasını artırır, xarici görünüşünü yaxşılaşdırır, həmçinin sürtkülərin kolloid və mexaniki dayanıqlığını artırır. Ən sadə vəziyyətdə homogenləşmə sürtkünün tor və ya ələk sistemindən, doqrama maşınlarının dar (30-50 mikron) boşluqlarından keçirilməsidir. Geniş yayılmış üsullardan biri sürtkü istehsalının son mərhələsində birdəfəlik homogenləşmədir. Fasiləsiz proseslərdə isə xüsusi aparatlardan istifadə etmədən, nisbətən aşağı təzyiq düşməsində homogenləşmə klapanlar vasitəsi ilə məhsulun sirkulyasiya etməsinin hesabına hər texnoloji mərhələdə çoxsaylı homogenləşmədən uğurla istifadə olunur.

Mexaniki qarışıqlardan təmizləmək üçün sürtküləri aparatdakı metal tordan itələməklə filtrasiya edirlər və ya öz-özünü təmizləyən filtrlərdən istifadə edirlər.

Deaerasiya mərhələsi istehsal zamanı sürtküyə düşən havanın çıxarılması üçün nəzərdə tutulub. Deaerasiyadan sonra sürtkülərin xarici görünüşü yaxşılaşır, kimyəvi dayanıqlığı və sıxlığı artır. Quru sabunlardan sürtkü yağları alındıqda quru sabunların dozalanması zamanı ona çoxlu hava daxil olur, bu da yüksək temperaturda ərintidən çıxarılır. Sürtkü istehsalı zamanı sabun alındıqdan sonra havanın bir hissəsi su buxarı ilə birlikdə çıxır, qalan hissəsi isə homogenləşmədən sonra son mərhələdə çıxır. Əgər atmosfer təzyiqində (məsələn, doqrama maşınlarında) aparılırsa, hava homogenləşmə zamanı sürtkü yağına daxil ola bilər. Havanı 95 kPa qədər vakuumba nazik bir sürtkü yağından (200-500 mikron) çıxarırlar.

İlkin komponentlərin hərtərəfli hazırlanması və prosesin təzyiq altında aparılması nəticəsində fasiləsiz proseslərdə deaerasiya və filtrləmə mərhələlərindən istifadə edilməsi zərurəti aradan qalxır.

Texnoloji prosesi təşkil edərkən, optimal aparat tərtibatını və nəzarət üsullarını seçərkən sürtkü istehsalının yarım-məhsulların reoloji və fiziki-istilik xüsusiyyətləri nəzərə alınır.

Litium 12-oksistearat (litol-24) əsasında sürtkü üçün prosesin mərhələlərinə görə sabun-yağ dispersiyasının reoloji və fiziki-istilik xüsusiyyətlərinə temperaturun təsiri aşağıda göstərilmişdir:

Temperatur, °C	Özlülük, (Pa*s)		Sıxlıq, kq/m ³	İstilik keçirmə, Vt/(m*K)	İstilik tutumu, kDj/(kq*K)
	10 s ⁻¹ olduqda	100 s ⁻¹ olduqda			
80	0.62	0.072	861	0.150	2.427
90	0.71	0.085	853	0.149	2.477
100	1.24	0.131	868	0.158	3.150
150	32.20	4.230	814	0.129	2.612
<i>Yağın 1/3 hissənin əlavə edilməsi</i>					
150	2.42	0.48	821	0.133	2.701
180	7.40	1.11	790	0.122	2.800
210	5.02	0.68	762	0.111	2.980

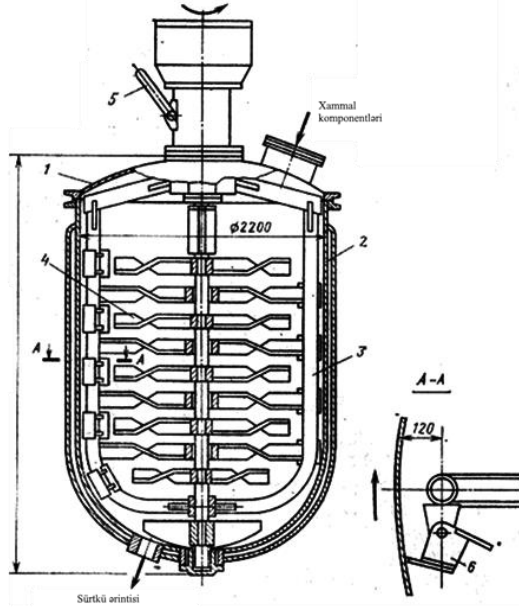
Sürtkü istehsalı prosesinin aparat tərtibatı əsasən sürtkülərin və aralıq məhsulların reoloji xüsusiyyətləri (ilk növbədə onların özlülüyü ilə) ilə müəyyən edilir. Litol-24 kimi sürtkü və sabun sürtküləri üçün termo-mexaniki dispersləşmə prosesində özlülüyün kəskin (50-80 dəfə) artması və deformatsiya sürətindən asılılığı müşahidə olunur. Buna görə də sabunlama, susuzlaşdırma, ərintinin alınması və dözümlüyü, həmçinin əvvəlcədən soyudulma mərhələlərini özündə cəmləşdirən reaktorun qarışdırıcısının quruluşuna müəkkəb tələblər irəli sürülür. Qazıyıcı-bıçaqlı qarışdırıcılar dəyişən dövr sayı ilə hər mərhələdə qarışdırma rejimini dəyişdirməyə imkan verir. Bu qarışdırma qurğuların yüksək səmərəliliyi və qarışdırma intensivliyinin çevik tənzimlənməsi prosesin müddətini azaldır, sürtkülərin keyfiyyətini və müəyyən partiyaların reproduktiv xüsusiyyətlərini artırır.

Həcmi 10 m³, istilik mübadiləsinin səthi 20 m² olan qazıyıcı-bıçaqlı qarışdırıcı reaktor şəkil 11.1-də göstərilir.

Reaktorun qarışdırma qurğularının işə salınması iki sürətli 40 kVt gücündə olan motor-reduktorla və iki oxlu çıxış valları ilə xüsusi paylayıcı qutusu ilə aparılır, bu da mərkəzi və periferik qarışdırma qurğularının əks istiqamətdə fırlanmasını təmin edir, habelə onların bir birindən ayrı işləməsinə imkan yaradır.

Temperaturun qaldırılması ilə yağların sabunlaşması mərhələsinin müddətini azaltmaq olur. Suyun olması səbəbindən proses kontaktor-avtoklavlarda 1 MPa qədər təzyiq altında aparılır. Sabunlaşma mərhələsində sistemin özlülüyü yüksək deyil və kontaktorlarda yüksək sürətli qarışdırıcılar (məsələn, sabun sürtkülərin istehsalında "Stratko" tipli kontaktorlar) istifadə olunur. Sabunlaşmadan sonra kontaktorlarda 150-170°C-yə qədər

qızdırılmış qarışıq atmosfer təzyiqində işləyən reaktorlara göndərilir. Əlavə qızdırılma nəticəsində reaktorlar nəmədən azad olunur və yaranan sabun qatılaşdırıcısının termo-mexaniki dispersləşməsi aparılır.



Şəkil 11.1. Qazıyıcı-bıçaqlı qarışdırıcı reaktor:

1 – reaktorun korpusu; 2 – istilikdaşıyıcı üçün köynəklər; 3 – rama qarışdırıcı; 4 – sərbəst qarışdırma üçün pər; 5 – termocütün girişi üçün cib; 6 – bərkidicilər

İri həcmli reaktorda sabun-yağ dispersiyasından nəmliyin çıxarılması uzun müddətli prosesdir. Hazırki dövrdə buxarlandırıcı aparat işləyib hazırlanmışdır. Həmin aparatda qarışıq (təzyiq altında) 150-160°C-yə qədər qızdırılır və nəmin əsas hissəsi çiləyən kamerasında buxarlanır, daha sonra isə divardan istilik verilmə hesabına dərin susuzlaşma baş verir. Bu aparat litium, kalsium kompleksi, hidrat kalsium və digər sabun sürtkülərin istehsalında istifadə olunur.

Sabun sürtkülərin və xüsusən, kalsium kompleksin xüsusiyyətləri temperatur rejimindən (qızdırılmanın maksimal temperaturu, termik emalın müddəti) və kompleksləşmə komponentlərin ardıcılıqla verilməsindən asılıdır. Sintetik yağ turşuları və sirkə turşusu əsasında hazırlanan kalsium kompleksli sürtkülərin xüsusiyyətlərinə maksimal temperaturda qızdırılma və təsiretmə müddətinin göstəriciləri aşağıdakı cədvəldə əks olunub:

Qızdırılma temperaturu, °C	Saxlama müddəti, dəqiqə	50° C-də davamlığın həddi, Pa	50° C-də özlülük, 100 s ⁻¹ , Pa*s	Yağın sıxılması, %
180	10	360	2.2	10.6
200	10	440	3.2	4.9
200	60	640	4.9	3.0
225	10	700	6.0	4.2

Yüksək özlüklü sabun-yağ konsentratının qızdırılması və ya soyudulması yalnız xüsusi konstruksiyalı istidəyişdiricilərdə effektiv olur. Məsələn, borulu qazıyıcı istidəyişdiricilərin səthi daim təmizlənilir, yəni artan adgeziyanın mənfi təsirini aradan qaldırır.

Yarı fasiləsiz və xüsusilə fasiləsiz texnoloji sxemlərdə aralıq məhsulların və sürtkülərin nasosla vurulması üçün nasosların düzgün seçilməsi, həmçinin texnoloji qurğunun məhsuldarlığının hazır məhsullar üçün avtomatik qablaşdırma xətlərinin məhsuldarlığı ilə razılaşdırılması və çevik tənzimlənmə üçün hazır məhsul saxlama anbarlarının konfigurasiyası vacibdir. Özlü-lüyü yüksək olduğundan sürtkülərin daşınması üçün fırlanan-dişli və vintli nasoslardan istifadə olunur. Yığıcı çənlər kimi homogenləşmə klapanı vasitəsilə sürtkülərin qapalı sirkulyasiya sistemi ilə təchiz olunmuş, qızdırılan divarları olan bunkerlərdən istifadə olunur.

Adi fasiləsiz nəzarət üsullarına (temperatur, təzyiq, sərf) əlavə olaraq sxemlərdə ümumi texniki və xüsusi cihaz və qurğulardan istifadə etməklə prosesin mərhələlərini lokal avtomatik tənzimləmə sistemləri nəzərdə tutulub. Sabun əsasının alınması mərhələsində məsələn, litium sürtkülər üçün qələviyə görə tam sabunlaşmanın nəzarəti üçün pH-metrdən uğurla istifadə olunur. Yüksək özlülük sistemlərində nəmin miqdarı da nəzarət olunur. Hazırlanmasının son mərhələsində sürtkülərin keyfiyyəti axın üzərində reoloji xüsusiyyətlərin göstəriciləri ilə qiymətləndirilir (axıdılma həddi və müxtəlif sürüşmə sürətlərdə özlülük).

Avadanlıqların qurğularda yerləşdirilməsi müəyyən şərtlərdən asılıdır. Texnoloji axınların istiqamətinə uyğun olaraq avadanlıqların yerləşdirilməsi ilə mərtəbəli düzülüş geniş yer alıb (yuxarı mərtəbədə - dozatorlar, onun altında - qarışdırıcı aparatlar, nasoslar və digər köməkçi avadanlıqlar daha da aşağıda).

Aparatların qızdırılması üçün istilik daşıyıcı kimi su buxarı, yağ və ya üzvi istilik daşıyıcı kimi difenil qarışığından istifadə olunur. Sürtkülər üçün yığıcı tutumları 100°C-dən aşağı temperaturda isti su ilə qızdırmaq mümkündür. Su buxarı aparatın yuxarisına verilir, kondensat isə aşağısından çıxarılır. Aparat şaquli yerləşdirilikdə bütün maye istilik daşıyıcılar (soyuducu agentlər də) aşağıdan verilir və yuxarıdan çıxarılır.

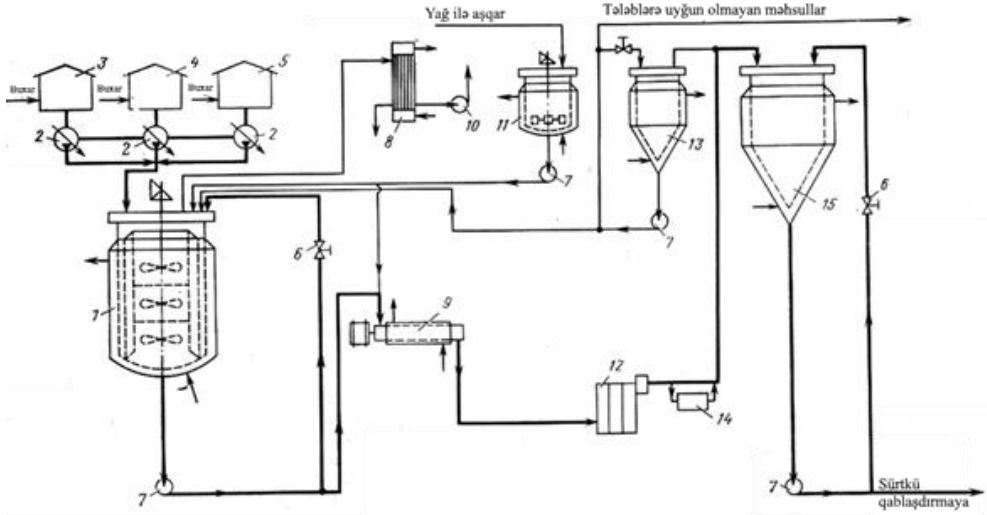
Soyuducu agent kimi soyuq yağ (aparatın qızdırılması üçün isti yağdan istifadə olunduğu zaman), axan və ya qapalı soyutma sistemində soyudulmuş sudan istifadə olunur.

11.2. Sabun və karbohidrogen sürtkülərin dövri istehsal qurğusu

Qurğu təbii və ya sintetik yağ xammalının birbaşa sabunlaşması prosesi zamanı alınan müxtəlif kationlu (metallar) sabunlar əsasında sürtkülərin istehsalı üçün, həmçinin bərk karbohidrogenlərlə neft yağlarını qatılaşıdırmaqla karbohidrogen sürtkülərin istehsalı üçün nəzərdə tutulub.

Qurğunun əsas şöbələri aşağıda göstərilib: xammalın hazırlanması və dispersiya mühitində sabun qatılaşıdırıcının ərintinin hazırlanması; ərintinin soyudulması və kristallaşması; başa çatdırma əməliyyatları (homogenləşmə, filtrasiya və deaerasiya); sürtkülərin qablaşdırılması. Dövri texnoloji sxemində qazıyıcı-bıçaqlı qarışdırıcı ilə reaktor əsas aparatdır (şəkil 11.1). Reaktorda reaksiya qarışığının hazırlanması, sabunlaşması, susuzlaşdırılması, qızdırılması və qismən soyudulması əməliyyatları ardıcıl olaraq aparılır. Sabun və karbohidrogen sürtkülərin dövri istehsalının texnoloji sxemi şəkil 11.2-də göstərilib.

Mərkəzi qarışdırıcı qurğu işə qoşulduqda dispersiya mühitinin hesablanmış miqdarının 1/3-1/2 hissəsi, sabunlanan komponentlər və metal hidroksoidin sulu məhlulunun hesablanmış miqdarı 1 reaktora yüklənir. Reagentlərin qarışığı qarışdırıcı qurğu işləyən zaman və 6 homogenləşmə klapanı vasitəsilə sirkulyasiya zamanı qızdırılır (məhsuldarlıq xammalın tərkibindən asılı olaraq 2-5 t/saat). Bu zaman yağ əsasının sabunlaşması və sabunun alınması baş verir. Sabunlaşma prosesi başa çatdıqda (sərbəst qələvi miqdarı ilə tənzimlənir) nəmliyin tamamilə və ya qismən çıxarılması üçün qarışığın temperaturu artırılır. Bu mərhələdə reaktor 8 kondensator vasitəsilə vakuum sisteminə qoşulur. Reaksiya qarışığının tərkibində nəmliyin miqdarına nəzarət olunur. Prosesin davam etdirilməsi sürtkülün növündən asılıdır. Əgər sürtkülər homogenləşmərsə, onda intensiv qarışdırma zamanı yağın qalan hissəsini nazik axın ilə verməklə sabun-yağ konsentratı soyudulur. Bundan sonra sürtkü birbaşa qablaşdırılmaya və ya 13 və 15 yığım tutumlara göndərilir. Hidrogenləşdirilmiş kalsium sürtküləri (solidol) də eyni qaydada hazırlanır; əlavə soyudulması üçün soyuducu reaktorun köynəyinə soyuducu agent verilir.



Şəkil 11.2. Sürtkülərin dövri istehsal qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – reaktor; 2 – dozalanma nasosu; 3-5 – xammal qəbulediciləri; 6 – homogenləşdirici klapan; 7 – nasos; 8 – kondensator; 9 – qazıyıcı soyuducu; 10 – vakuüm nasosu; 11 – qarışdırıcı; 12 – homogenləşmə, filtrləmə və deaerasiya qurğusu; 13, 15 – yığıcı tutumlar; 14 – reoloji xassələrə nəzarət etmək üçün cihaz

Litium, kompleksli kalsium və digər sürtkülər üçün proses davam edir. Fasiləsiz qarışdırmaqla sabun-yağ konsentrasi termiki emal temperaturuna (200-250°C) qədər qızdırılır və 0.5 saatdan 1.5 saata qədər saxlanılır. Sonra qarışdırıcı qurğuda qarışdırmaqla yanaşı, yağın qalan hissəsi nazik axın ilə verilir və reaktorda temperatur 175-180°C qədər aşağı düşür. Bu temperaturda ərinti texnoloji rejimdə müəyyən edilmiş müddət ərzində (bir saat) saxlanılır. Ərinti əlavə olaraq 160-165°C-yə qədər soyudulur, sonra 11 qarışdırıcıdan 2 dozalanma nasosu ilə əvvəlcədən yağda qarışdırılmış (həll olunmuş) aşqarlar əlavə olunur. Aşqarlar termostabil deyilsə və yüksək temperatura dözməyirsə, onda soyudulmanın ikinci mərhələsindən sonra 100-110°C-də əlavə olunur.

Sürtkü təkrar olaraq 9 qazıyıcı soyuducuda 50-60°C-yə qədər soyudulur. 9 qazıyıcı soyuducunun köynəyinə soyuducu agent kimi qazıyıcı aparatın qapalı sistemində sirkulyasiya edən → soyuducu qurğu → qazıyıcı aparatda 3-5°C-yə qədər soyudulmuş su verilir. Qapalı olmayan soyutma sistemindən istifadə yalnız soyudulma səthini çirkləndirməyən, dərin təmizlənmiş su ilə mümkündür. Qapalı soyutma sistemində divara yaxın layda məhsulun özlülüyünün kəskin artması, gətirilmə gücünün artması və nəticədə dispersiya istiliyinin çox miqdarda ayrılması hesabına soyutma şəraitinin pozulması səbəbindən soyuducu agent kimi -10 °C - 15°C temperatur olan duzlu məhluldan istifadə edilməsi məqsədə uyğun deyil.

Sürtkü homogenizatorndan, filtrdən və deaeratorndan keçərək 15 yığıcı tutuma daxil olur və sonra qablaşdırılır. Standart tələblərə cavab verməyən məhsul 13 yığıcı tutumdan təkrar emala göndərilir və ya qurğudan çıxarılır.

Dövri texnoloji sxemində dozalanma nasoslarla reagentlərin birgə verilməsi (bu halda reaktorun qarşısında qarışdırıcı quraşdırılır), həmçinin reaktorun sirkulyasiya sisteminə daxil olan istidəyişdirici vasitəsilə əlavə istilik verildikdə susuzlaşdırma müddətinin azalması hesabına dövrün müddətini qısaltmaq mümkündür. Dövri proses universaldır, qurğuda müxtəlif növ sabun və karbohidrogen sürtkülərin istehsalına imkan verir. Karbohidrogen sürtkülər qurğunun I şöbəsini işlətdikdə alınır. Bərk karbohidrogenlər (parafin, seresin və ya petrolatum) susuzlaşdırılır, 105-110°C-də yağda həll olunur və sonra soyudulur (adətən birbaşa qabda və ya xüsusi soyuducu barabana axıtmaqla). Göstərilən texnoloji sxem nisbətən az həcmli ildə 1-2 min ton sürtkülərin istehsalı üçün tövsiyyə olunur.

11.3. Kontaktorun tətbiqi ilə sabun sürtkülərinin dövri istehsal qurğusu

Yağların sabunlaşma mərhələsində kontaktordan istifadə etməklə dövri üsulla sabun qatılaştırıcıların iştirakı ilə (təbii yağlar - turşu qliseridlərindən istifadə edərkən) sürtkülərin istehsal sxemi daha mükəmməl sxemlərdən biridir. Qurğu müxtəlif tipli sabunlu sürtkülərin istehsalı üçün nəzərdə tutulub. Sürtkü istehsalı prosesində sabun qatılaştırıcısı almaqla yanaşı (birbaşa sabunlaşma), kationu ağır metallar olan, məsələn qurğuşun, natrium sabunları vasitəsilə ikiqat mübadilə reaksiyası ilə qatılaştırıcı hazırlamaq mümkündür. Bəzən belə proses dövri prosesdir və iki və ya üç mərhələdə aparılır.

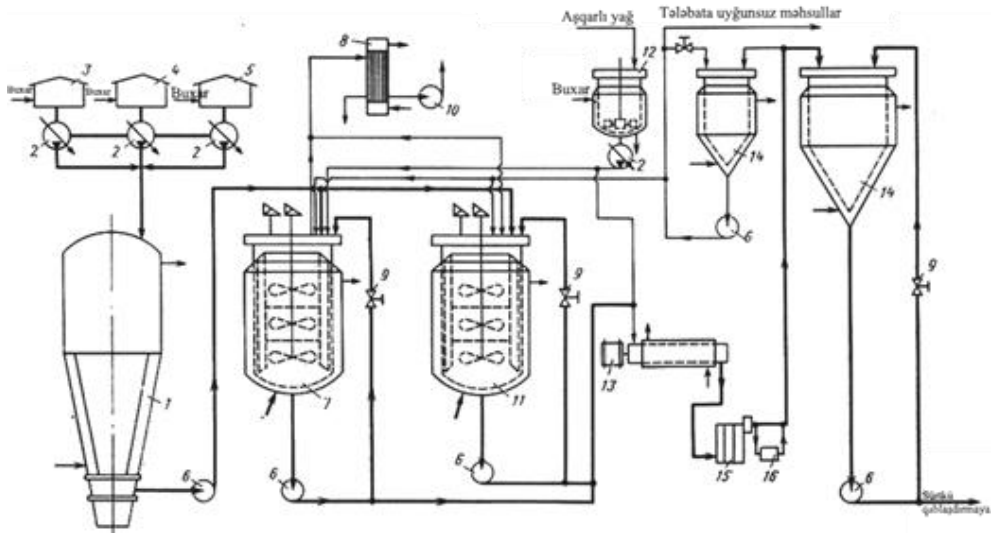
Qurğu aşağıdakı əsas şöbələrdən ibarətdir: xammalın hazırlanması və sabun əsasının alınması; dispersiya mühitində qatılaştırıcının termo-mexaniki dispersləşməsi; ərintinin soyudulması; başa çatdırma əməliyyatları (homogenləşmə, filtrasiya və deaerasiya). Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 11.3-də göstərilir.

Sürtkülərin xam komponentləri (əridilmiş yağlar, sulu məhlul – suspenziya – metal hidroksid, dispersiya mühiti) tələb olunan nisbətdə 2 dozalanma nasosla 1 MPa qədər izafi təzyiq altında işləyən 1 kontaktora verilir. 1 kontaktorda (“avtoklav” da adlanır) yüksək temperaturda (100-200°C) sürtkü növündən asılı olaraq 20-40 dəqiqə ərzində yağların sabunlaşması reaksiyası aparılır və sabun-yağ əsası alınır. 1 kontaktor köynəyindən sirkulyasiya edən qaynar istidəyişdirici ilə qızdırılır. Qaynar reaksiya qarışığı 1 kontaktordan paralel olaraq (lazım olduqda ardıcılıqla) qazıyıcı-bıçaqlı qarışdırıcı qurğusu ilə işləyən 7 və 11 reaktorlara daxil olur. 7 və 11 reaktorlarda sa-

bun-yağ əsası yağın qalan hissəsi ilə (və ya onun bir hissəsi) qızdırılaraq durulaşdırılır. Reaktorlar su buxarların çıxarılması və onların kondensləşmə sistemləri ilə təchiz olunmuşdur.

Qatılaşdırıcının termo-mexaniki dispersləşməsindən və 7 və 11 reaktorlarda suyun buxarlanmasından sonra (bu mərhələnin müddəti 2-4 saatdır) sabun sürtkülərin əksəriyyəti 13 qazıyıcı soyuducuda soyudulur. Əlavələrin məhlulları və ya suspenziyaları (aşqarlar, doldurucular) məqsədi, tərkibi və xüsusiyyətlərindən asılı olaraq 2 dozalanma nasosla ya ərintinin sirkulyasiyası zamanı 7 və 11 reaktorlara və ya soyutma zamanı 13 soyuducuya verilir. Alınmış sürtkü 15 qurğuda homogenləşmə, filtrasiya və deaerasiya olunur. Reoloji nəzarətdən sonra (16 qurğu) sürtkü bütün sonrakı mərhələlərdən keçir (sxem 11.3).

İkiqat mübadilə reaksiyası hesabına metal sabunlarda sürtkülərin istehsal zamanı 1 kontaktorda bir qayda olaraq, natrium sabunu hazırlanır. 7 reaktorda natrium sabunun müvafiq suda həll olunan ağır metalın duzu ilə qarşılıqlı əlaqəsindən tələb olunan sabun alınır. Bu halda alınmış sabun konsentrasi suda həll olunan duzlardan yuyulmasından sonra 11 reaktora daxil olur və yağ ilə qarışdırılır. 11 reaktorda qatılaşdırıcının yağda termo-mexaniki dispersləşməsi və suyun buxarlanması prosesləri aparılır. Ərinti soyuduqdan sonra qablaşdırılması üçün hazırlıq işlər aparılır və sürtkü qablaşdırılır.



Şəkil 11.3. Kontaktorun tətbiqi ilə sabun sürtkülərin dövri istehsal qurğusunun texnoloji sxemi: 1 – kontaktor; 2 – dozalanma nasosu; 3-5 – xammal qəbulediciləri; 6 – nasos; 7, 11 – reaktorlar; 8 – kondensator; 9 – homogenləşdirici klapan; 10 – vakuum nasosu; 12 – qarışdırıcı; 13 – qazıyıcı soyuducu; 14 – tutum; 15 – homogenləşmə, filtrləşmə və deaerasiya qurğusu; 16 – reoloji xassələrə nəzarət etmək üçün cihaz

Qliseridlərin sabunlaşma üçün xammal kimi istifadəsi zamanı sürtkü istehsal qurğusunun sxeminə kontaktorun daxil edilməsi onun hazırlıq müddətinin əhəmiyyətli dərəcədə azaldılmasına imkan verir.

11.4. Sabun sürtkülərinin fasiləsiz istehsalı qurğusu

Qurğunun məhsuldarlığını ildə 10 min tondan çox artırıqda, dövrü proseslər mərhələsində qarışdırıcılarla təchiz olunmuş nəhəng və böyük metal həcmli aparatların istifadəsi ilə yarım fasiləsiz texnoloji sxemlərin mənfi tərəfləri görünməyə başlayır. Aparatların dövrlər üzrə qoşulma zərurəti prosesi tənzimləməkdə çətinliklər yaradır. Bu çatışmazlıqlar fasiləsiz texnoloji sxemdə aradan qaldırılır.

Qurğuya daxildir: başlanğıc komponentlərin fasiləsiz dozalanması sistemi, sabun əsasının alınması üçün xüsusi reaktor, geniş temperatur diapazonunda qızdırılma və soyutma üçün yeni quruluşlu qazıyıcı aparatlar, prosese mərhələlər üzrə nəzarət edən cihazlar, davamlıq və özlülük xüsusiyyətləri yeni üsullarla axınlarda avtomatik tənzimləyən xüsusi cihaz ilə ölçülməsi. Qurğunun əsas şöbələri aşağıdakılardır: komponentlərin qarışdırılması və dispersiya mühitində sabun qatılaştırıcının dispersiyasının hazırlanması; yekcins ərintinin alınması üçün qatılaştırıcının susuzlaşdırılması və termiki dispersləşməsi; ərintinin soyudulması və sürtkünün homogenləşməsi.

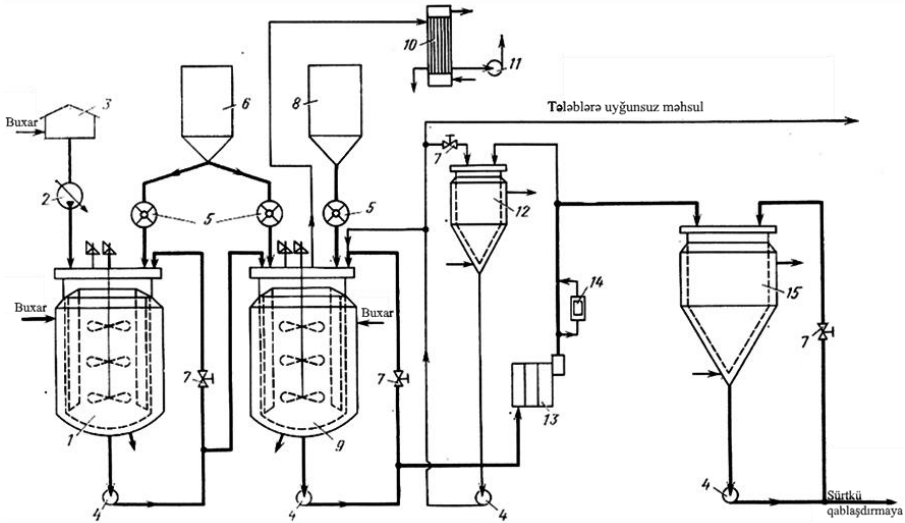
Müəyyən edildi ki, litium sürtküləri üçün homogenləşmə klapanı vasitəsilə aşağı təzyiqdə çoxsaylı sirkulyasiya ilə homogenizator klapanından yüksək təzyiqdə birdəfəlik emal eyni səmərə verir, buna görə də sxemdə nəzərdə tutulmur. Kompleksli kalsium sürtkülər üçün aşağı təzyiqdə klapan vasitəsilə homogenləşmə kifayət olmur və son mərhələdə yüksək təzyiqli klapanlı homogenizator və ya kolloidli dəyirman quraşdırılır. Kompleksli kalsium sürtkülərin istehsalı üçün texnoloji sxemin qalan hissəsi demək olar ki, dəyişməz qalır. Kütləvi sürtkülərin istehsalı üçün fasiləsiz sxemin istifadəsi texniki və iqtisadi üstünlüklər təmin edir: əsas avadanlıqların metal həcmnin 5-6 dəfə, sənaye binalarının həcmi 3-4 dəfə, kapital xərclərin 25-30% , hazır məhsulun maya dəyərini 7-8% azalmasını təmin edir.

11.5. Qeyri-üzvi qatılaştırıcı əsasında istehsal qurğusu

Qeyri-üzvi qatılaştırıcılarda (çökmüş və pirogen silikagelləri, bentonit gilləri) sürtkülərin istehsalı sabun sürtkülərin istehsalından fərqlənir. Sürtkülər qarışdırıcılar və homogenizatorlardan istifadə edərək yağda mexaniki hidrofoblaşmış, disperslənmiş qatılaştırıcılarda hazırlanır. Sürtkü istehsalın-

da çökmüş silikagelin üzərində qatılaşdırıcı qurğuda birbaşa hazırlanır. Pirogen silikageldə sürtkülərin istehsalında müxtəlif səthi aktiv maddələrlə modifikasiya olunmuş hazır qatılaşdırıcı istifadə olunur.

Qurğu aşağıdakı əsas şöbələri əhatə edir: yecins dispersiyanın alınması ilə komponentlərin qarışdırılması və başa çatdırma əməliyyatları. Qrafitol silikagelli sürtkünün istehsalının texnoloji sxemi şəkil 11.4-də göstərilib.



Şəkil 11.4. Qeyri-üzvi qatılaşdırıcı əsasında sürtkülərin istehsalının texnoloji sxemi:

1, 9 – qarışdırıcılar; 2 – dozalanma nasosu; 3, 6, 8 – xammal qəbulediciləri; 4 – nasos; 5 – dozator; 7 – homogenləşdirici klapan; 10 – kondensator; 11 – vakuum nasosu; 12, 15 – yığıcı tutumlar; 13 – homogenləşmə, filtrləmə və deaerasiya qurğusu; 14 – reoloji xassələrə nəzarət etmək üçün cihaz

Yağ 2 dozalanma nasosu ilə 1 qarışdırıcıya verilir, qarışdırıcı qurğu və aparatın qızdırılması qoşulur. Sonra 5 dozator vasitəsilə modifikasiya olunmuş aerosilin birinci porsiyası (hesablanmış miqdarın 80% (kütlə)) yüklənir. Yükləmə porsiyalarla 8 saat ərzində aparılır və porsiyanın kütləsi tədricən 5 kq-dan 1 kq-a qədər azalır. Yağ və qatılaşdırıcının qarışığı qarışdırılır və sistemdə sirkulyasiya edilir: 1 qarışdırıcı → 4 nasos → 1 qarışdırıcı.

Aerosil ilə yağın qatılaşdırılmasından sonra qarışıq 1 qarışdırıcıdan 4 nasosu ilə 9 qarışdırıcıya verilir. 9 qarışdırıcıya 5 dozatordan istifadə edərək qrafit yüklənir. Qarışıqın temperaturu 105°C-yə yüksəldilir və 9 qarışdırıcıni 10 kondensator vasitəsi ilə 11 vakuum nasosuna qoşaraq başlanğıc komponentlərdən düşən nəmlik çıxarılır. Sonra 9 qarışdırıcıya qatılaşdırıcının qalan hissəsi (20%) yüklənir. Qarışıq qarışdırılır və yecins kütlənin alınması

na qədər sirkulyasiya edilir. Bundan sonra 13 qurğuda qarışıqın homogenləşmə, filtrasiya və deaerasiya prosesləri aparılır. Hazır sürtkü sirkulyasiya konturunda quraşdırılmış 7 homogenləşmə klapanından 15 yığıcı tutuma verilir. 15 yığıcı tutumdan 14 cihaz ilə nəzarət edilən və texniki şərtlərə cavab verən sürtkü 14 nasosu ilə qablaşdırmaya göndərilir. Texniki şərtlərə cavab verməyən məhsul təkrar emala verilir, və ya qurğudan çıxarılır.

XI Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Фукс И. Г. Пластичные смазки. М.: Химия, 1972, 158 с.
2. Вайншток В. В. и др. Совершенствование процессов производства пластичных смазок. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1978, 68 с.
3. Бакалейников М. Б. Установка по производству пластичных смазок. М.,: Химия, 1977, 60 с.
4. Мельник Д. Т., Фройштетер Г. Б. В кн.: Пластичные смазки, присадки и СОЖ- М., В/О «Нефтехим», 1973, Вып. 5, с. 285-290

XII FƏSİL. BİTUM, TEXNİKİ KARBON VƏ DİGƏR MƏHSULLARIN İSTEHSALI

12.1. Kalon tipli fasiləsiz işləyən bitum qurğusu

Kalon tipli fasiləsiz işləyən bitum qurğusu oksidləşmiş neft bitumlarının istehsalı üçün nəzərdə tutulub. Xammal kimi qudron, yarımqudron, neft qalıqlarının deasfaltlaşdırma qurğusunun asfaltları, termiki krekinq qalıqları və onların qarışığı, ağır neftlər üçün isə mazutlar (350°C -dən yuxarı qalıqlar) istifadə olunur. Alınan məhsullar: yumşalma temperaturu 130°C -yə qədər olan (həlqə və kürə metodu ilə – HvK) və iynə batma dərinliyi 25°C -də (100 qr, 5 san) 0-a qədər olan yol, tikinti, dam örtüyü və xüsusi özlülüklü bitumlar.

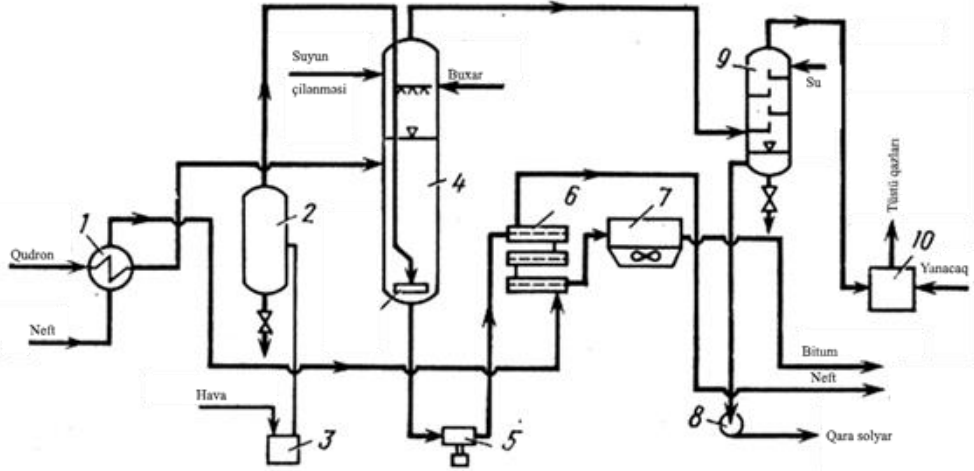
Yol bitumları doqquz marka ilə iynə batma dərinliyi 25°C -də (40-300)-0.1 mm aralığında və 0°C -də 13-0.1 mm-dən yuxarı, yumşalma temperaturu 33°C -dən yuxarı (HvK), 25°C -də uzanması 40 sm-dən artıq, kövrəkləşmə temperaturu -10°C -dən aşağı hazırlanır. Tikinti (inşaat) bitumları üç markada, dam örtüyü üç markada, xüsusi izolyasiya bitumları da üç markada istehsal olunur. Həmçinin lak-boya maddələri üçün, şin, elektrotexniki məqsədlər üçün də bitumlar istehsal olunur.

Oksidləşmiş yol bitumlarının çıxımı xammala (qudrona) görə 98% (kütlə), tikinti (inşaat) bitumlarının çıxımı 94-96% (kütlə) təşkil edir.

Qurğu aşağıdakı əsas şöbələrdən ibarətdir: xammalın tələb olunan temperatura kimi hazırlanması (xammal kimi vakuum qurğusundan çıxan qudronu emal edərkən istidəyişdiricilərdə neftin qızmasına verilən istilikdən istifadə etməklə tələb olunan temperatura kimi soyudulması tələb olunur); kalonlarda oksidləşməsi (fasiləsiz işləyən kalon tipli reaktorlar); neft məhsullarının, suyun, aşağı molekullu aldehidərin, ketonların, spirtlərin və turşuların buxarlarının kondensləşməsi və onların soyudulması; əmələ gələn qazların yandırılması. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 12.1-də verilmişdir.

Xammal – qudron vakuum kalonun kubundan 1 istidəyişdiriciyə, oradan isə 4 oksidləşmə kalonun yuxarı hissəsinə (1 metr məhsul çıxan yerdən aşağı) verilir. Oksidləşmə kalonun aşağı hissəsinə 3 kompressor vasitəsilə 2 hava qəbuledicini keçməklə sıxılmış hava verilir. Qudron reaktorda aşağı, hava isə yuxarı hərəkət edir və onların sıx əlaqəsi zamanı xammalın oksidləşməsi prosesi gedir. Oksidləşmə zamanı yağlar qətrana, qətranlar isə asfaltenlərə çevrilir. Havanın oksigeni xammalın hidrogeni ilə birləşib su buxarı əmələ gətirir. Hidro-

gen çatışmazlığı nəticəsində xammalın polimerləşməsi gedir və bu xammalın qatılaşmasına səbəb olur. Oksigenin əsas hissəsi reaktordan əsasən su buxarı kimi qazlarla birlikdə çıxır, qalan hissəsi isə karbon oksidi, dioksidi və digər birləşmələr (məsələn spirt, aldehid və s.) şəklində reaktoru tərk edir.



Şəkil 12.1. Kalon tipli fasiləsiz işləyən bitum qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 6 – istilikdəyişdiricilər; 2 – hava qəbuledici; 3 – kompressor; 4 – kalon tipli reaktor; 5, 8 – nasoslar; 7 – hava ilə soyutma aparatı; 9 – kondensator; 10 – soba

Oksidlənmiş bitumda yaranmış oksigenli birləşmələr aşağıdakı kimi paylanır: 40-60% (kütlə) mürəkkəb efir qrupları (-COOR), qalan hissə demək olar ki, hidrosil (-OH), karboksil (<-COOH) və karbonil (=CO) qrupları arasında bərabər bölünür.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Kalonda temperatur, °C	
– girişdə xammal	140-200
– maye faza (aşağı hissədə)	240-270
– maye faza (orta hissədə)	240-270
– yuxarı hissədə (qaz fazada)	180-210
Hazır bitumların soyuducudan çıxan temperaturu, °C	180-220
Kalonda izafi təzyiq, MPa	0.005-0.30
Oksidlənməyə sərf olunan sıxılmış havanın sərfi, m ³ /ton	
– BND 60/90 markalı yol bitumun istehsalında	35-60
– BND 40/60 markalı yol bitumun istehsalında	60-80
– BN 70/30 markalı inşaat bitumun istehsalında	80-120
– BN 90/10 markalı inşaat bitumun istehsalında	120-200

Xammal sərfi, ton/saat	20-60
Xammalın reaksiya zonasında qalma müddəti (oksidləşmə müddəti), saat	
– BND 60/90 markalı yol bitumu	1.0-2.0
– BND 40/60 markalı yol bitumu	1.5-2.5
– BN 70/30 markalı inşaat bitumu	2.5-3.0
– BN 90/10 markalı inşaat bitumu	3.0-4.0
Kalonda buxarların sərbəst en kəsiyində buraxıla bilən sürəti, m/san	0.2-yə qədər
Oksidləşmə qazvari məhsullarında oksigenin miqdarı, % (kütlə)	0.2-0.4

Kalonun yuxarisına istiliyi götürmək və əlavə olaraq kalonun girişində xammalın temperaturunu aşağı salmaq üçün su verilə bilər. Kalonun yuxarisına həmçinin qazvari məhsullarında oksigenin faizlə miqdarını aşağı salmaq üçün su buxarı verilə bilər. İşlənmiş hava, oksidləşmənin qazvari məhsulları kalonun yuxarisından çıxıb 9 qarışdırma kondensatorun aşağısına daxil olur (yəni kondensasiya su ilə birbaşa qarışaraq temperatur aşağı düşməsi hesabına gedir). Qarışıq su ilə görüşüb qarışır və neft məhsullarının, suyun və oksigenli birləşmələrin buxarları kondensləşir, kondensat 9 kondensatorun aşağısından çıxarılır, “qara solyar” adlanan neft məhsulları uducu aparatlarda tutulur və ya birbaşa olaraq aparatdan 8 nasosu ilə yanacaq çəninə yığılır. “Qara solyar” soba mazutunun komponenti kimi istifadə olunur. Kondensləşməyən hissə - azot, karbon oksidi və dioksidi, az miqdarda oksigen 10 sobaya yanmağa verilir. Tüstü qazları isə tüstü borusu ilə atmosfərə atılır.

Hazır bitum 5 nasosu ilə 4 oksidləşmə kalonun aşağısından götürülüb 6 istidəyişdiricidən, 7 hava soyuducusundan keçərək xüsusi bitum çənlərinə yığılır. Bitumun adgeziya xassəsini artırmaq üçün bituma 5% (kütlə) səthi – aktiv maddələr verilir və qarışdırıcıda qarışdırıla bilər (sxemdə göstərilməyib).

Qurğu xammalın sərfiyyatını, təzyiqi, sıxılmış havanın sərfiyyatını, temperaturu və oksidləşmə kalonunda maye fazanın səviyyəsini avtomatik tənzimləyən aparatla, həmçinin oksidləşmə kalonun üç yerində məhsulların, kalona daxil olan xammalın və hava soyuducudan sonra bitumun temperaturunu izləmək və qeyd etmək üçün vasitələrlə təchiz olunur. Sənayedə birbaşa rezervardan xammalın emala götürülməsi variantı da tətbiq olunur. Bu halda xammal lazımi temperatura qədər sobanın ilanvari borularında qızdırılır.

Əgər eyni vaxtda müxtəlif markalı bitum istehsalı tələb olunarsa, qurğuda 5-ə kimi sərbəst işləyən oksidləşmə kalonu quraşdırmaq olur. Hər kalonda markaya uyğun bitum istehsal olunur. Qalan şöbələr - xammalın hazırlanması, buxarların kondensasiyası, oksidləşmənin qazvari məhsullarının yandırılması - ümumi ola bilər.

Ətraf mühitin qorunması məqsədilə oksidləşmə prosesinin kondensləşməmiş qazvari məhsulları yüksək temperaturda sobada yandırılır. Qurğunun təhlükəsiz istismarı üçün qurğuda avtomatik bloklaşdırma sistemi qurulur və bu sistemin köməyi ilə aşağıdakı hallarda oksidləşmə prosesi dayanır: oksidləşmə kalonunda maye fazanın temperaturu 270°C -dən yuxarı qalxıqda; maye faza ilə qaz fazalarının arasında temperatur fərqləri 15°C -dən aşağı düşdükdə; oksidləşmənin qazvari məhsullarında oksigen miqdarının normaldan artıq olması (4-5% kütlə) və təzyiqin oksidləşmə kalonunda normaldan artıq qalxması. Həmçinin oksidləşmə kalonunda partlayıcı və qoruyucu klappan quraşdırılır, eyni zamanda təhlükəli vəziyyətlərdə kalona su buxarının verilməsi sxemi quraşdırılır.

12.2. İlanvari boru tipli reaktorlu bitum qurğusu

İlanvari boru tipli reaktorlarda oksidləşmiş neft bitumları istehsal olunur. Xammal kimi qudron, yarımqudron, ağır neft üçün isə 350°C -dən yuxarı qalıq - mazut istifadə edilir. Prosesin məhsulları: yol, inşaat, dam örtüyü üçün və xüsusi özlülüklü bitumlar, yumşalma temperaturu (HvK) üzrə 100°C -yə qədər, iynə batırılması 25°C -də (100 qr, 5 san) 5-0.1 mm-ə qədər. Yol bitumlarının xammala görə çıxımı 98% (kütlə), inşaat bitumlarının çıxımı isə 94-96% (kütlə) təşkil edir.

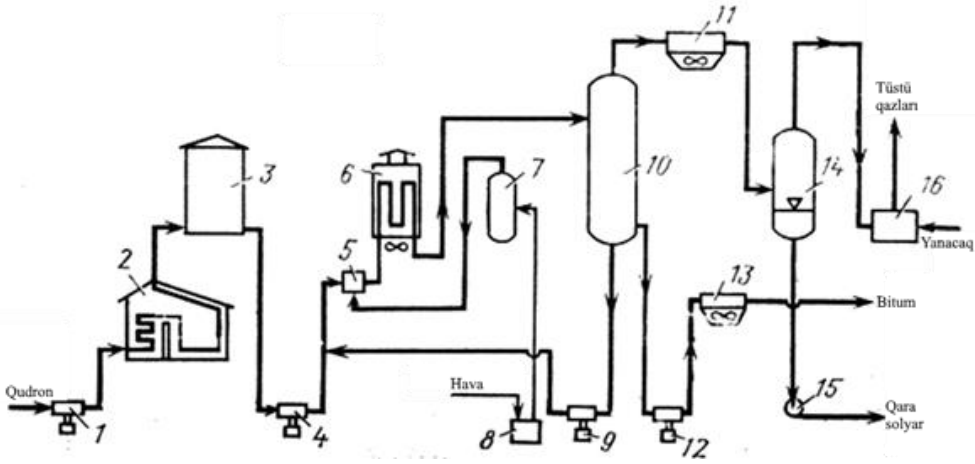
Qurğunun əsas şöbələri: sobanın ilanvari borularında xammalın qızdırılması; reaktor şöbəsi (ilanvari boru tipli reaktor); maye və qaz fazaların ayrılması; neft məhsulları və su buxarlarının kondensləşməsi və soyudulması; separasiya; oksidləşmənin qazvari məhsullarının yandırılması. Qurğunun texnoloji sxemi şəkil 12.2-də verilmişdir.

Xammal – qudron 1 porşenli nasosu ilə rezervuardan götürülərək 2 sobanın ilanvari borularına verilir, $260-270^{\circ}\text{C}$ -yə qədər qızdırılır. Sonra xammal 3 tutuma verilir (tutum texnoloji sxemdə olmaya bilər). Buradan o, 4 porşenli nasosla 5 qarışdırıcıya verilir. Ora 9 porşenli nasosla oksidləşmiş resirkulyasiya (resirkulyat) məhsulu və 8 kompressor ilə 0.7-0.8 MPa təzyiqli sıxılmış hava verilir.

Alınmış qarışıq 5 qarışdırıcıdan 6 reaktora verilir. Reaktor uzunluğu 150-400 metr olan şaquli istiqamətdə olan ilanvari borulardan ibarətdir. Xammalın havanın oksigeni ilə oksidləşmə prosesi 5 qarışdırıcıda başlayır və 6 reaktorun ilanvari borularında davam edir. Ekzotermik oksidləşmə reaksiyasının istiliyini çıxarmaq üçün 6 reaktorun boru arası boşluğuna ventilyatorla hava verilir. 6 reaktordan məhsul qarışığı 10 buxarlandırıcıya verilir, burada qazlar mayedən ayrılır. İşlənmiş hava, oksidləşmənin qazvari məhsulları, neft məhsullarının buxarları və su buxarları 11 hava soyuducusuna

verilir, oradan isə 14 separatora ötürülür. Separatorun yuxarisından işlənmiş hava, oksidləşmənin qazvari məhsulları, su və neft məhsulların buxarlarının kondensləşməmiş hissəsi atmosfərə buraxılmamışdan əvvəl 16 sobaya yandırılmaq üçün verilir.

Neft məhsulları buxarlarının kondensləşmiş hissəsi (“qara solyar”) 14 separatorun aşağısından nasosla götürülərək soyuducudan keçməklə yanacaq çəninə verilir və “qara solyar” soba mazutunun komponenti kimi istifadə olunur. 10 buxarlandırıcıda oksidləşmiş bitum yığılır və 9 porşenli nasosla götürülərək 5 qarışdırıcıya resirkulyat kimi verilir. Resirkulyasiyanın əmsalı (koefisient) alınacaq bitumun markasından asılıdır. Oksidləşmiş bitumun izafi miqdarı 12 porşenli nasosla 13 hava soyuducudan keçib soyuyaraq bitum qəbulediciyə verilir.



Şəkil 12.2. İlanvari boru tipli reaktorlu bitum qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 4, 9, 12, 15 – nasoslar; 2 – soba; 3 – tutum; 5 – qarışdırıcı; 6 – reaktor; 7 – hava qəbuledici; 8 – kompresor; 10 – qaynadıcı; 11, 13 – hava ilə soyutma aparatı; 14 – separator; 16 – soba

Yol bitumlarının yapışma (adqeziya) xassələrini artırmaq üçün 5% (kütlə) səthi-aktiv maddələri soyuducudan sonra hazır məhsul axınına vermək lazımdır (sxemdə göstərilməyib). Ətraf mühiti qorumaq üçün kondensləşməmiş qazvari məhsulları yüksək temperaturda sobada yandırmaq lazımdır.

Qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Temperatur, °C	
– sobanın ilanvari borularından çıxan xammal	260-270
– reaktordan çıxan reaksiya məhsulları	270-275
– soyuducudan sonra bitum	170-200

Resirkulyasiya əmsalı (kütləyə görə)	(3-8):1
İzafi təzyiq, MPa	
– sıxılmış hava	0.7-0.8
– reaktorun girişində	0.6-0.7
– buxarlandırıcıda	0.15-0.20
Qarışığın reaksiya zonasında qalmaq müddəti, dəqiqə	15-30
İlanvari borularda qarışığın xətti sürəti, m/san	6-8
Buxarların sürət həddi, m/san	
– buxarlandırıcıda	0.12
– separatorada	0.3
1 ton/saat qudron üçün reaksiya zonasının həcmi (xammaldan, bitumun markasından, oksidləşmə dərinliyindən asılı olaraq), m ³ /ton saat	0.3-1.1
Oksidləşmənin qazvari məhsullarında oksigenin miqdarı, % (kütlə)	0.2-4.0

12.3. Termiki parçalanma yolu ilə texniki karbon istehsalı və “nəmləndirmə” üsulu ilə dənəvərləşdirmə

Prosesin məqsədi karbohidrogenlərin natamam turbulent yanma zamanı termiki parçalanması nəticəsində PM-50, PM-75 və PM-100 markalı texniki karbonun alınmasıdır. Bu marka karbonlar əsasən şin sənayesində, rezin – texniki məhsul istehsalında istifadə olunur.

Xammal kimi neft (60-70%) və daş kömür (30-40%) mənşəli maye məhsullarının qarışığı istifadə olunur. Neft emalının ən çox istifadə olunan məhsulları termoqazoyl, “yaşıl yağ”, katalitik krekinq prosesinin qazoylunun ekstraktı, koks kimyasının məhsulları isə antrasen yağı, xrizen fraksiyası və pek distillatıdır. Xammal 200°C-dən yuxarı temperaturda qaynayan və tərkibində böyük miqdarda aromatik karbohidrogenlər (60-90% kütlə) olan karbohidrogen fraksiyasıdır. Tətbiq olunan xammalda standartların tələbləri ilə aşağıdakı göstəricilər yoxlanılır: sıxlıq, korrelasiya indeksi, sındırma əmsalı, özlülük, kükürdün, nəmliyin (su) və mexaniki qarışığın miqdarı, kokslaşma.

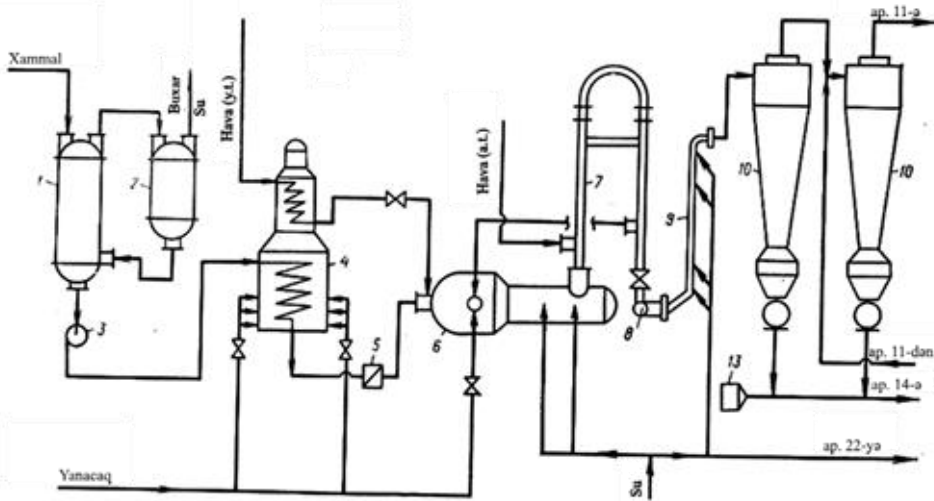
Prosesin məqsədli məhsulu texniki karbondur – sferik formaya yaxın (ölçülər 9-dan 600 nm) tozşəkili maddədir. Texniki karbonun çıxımı xammalın keyfiyyətindən asılı olaraq müvafiq olaraq PM-100, PM-75 və PM-50 markalarına uyğun xammala görə 42-47, 49-54 və 56-60% (kütlə) intervallarında dəyişir.

Prosesdə texniki karbonla yanaşı tullantı qazlar əmələ gəlir və tərkibi: 10-16% (həcm) karbon oksidi, 4-7% (həcm) karbon dioksidi, 10-14% (həcm) hidrogen, 0.4%-ə (həcm) qədər oksigen, 1.0%-ə (həcm) qədər metan və ali karbohidrogenlər, 69-72%-ə (həcm) qədər azot.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir: xammalın hazırlanması, reaktor, tutulma, dənəvərləşmə, anbara yığılma və tullantuların utilizasiyası. Xammalın hazırlanması şöbəsində aşağıdakı işlər görülür: xammalın qəbulu, saxlanması, işçi qarışığın hazırlanması, susuzlaşdırma, mexaniki qarışıqlardan təmizlənmə, tələb olunan temperatura kimi qızdırma və aşqarın xammala verilməsi (aparalar: mərkəzdənqaçma nasoslari, buxar qızdırıcıları, köpükayıncı ilə birlikdə su buxarlandırıcı, soba və filtr). Reaktor şöbəsində xammalın yüksək temperaturlu yanma məhsulları axınında texniki karobunun əmələ gəlməsi ilə nəticələnən parçalanması, həmçinin qurum qarışığının soyudulması (aparalar: reaktor, hava qızdırıcı, kollektor, soyuducu-səpələyici). Tutulma şöbəsində texniki karbon reaksiyanın qazvari məhsullarından ayrılır (aparalar: tsiklonlar, əlcəkvəri filtrlər, kalorifer, ventilyatorlar). Dənəvərləşmə şöbəsində texniki karbonun başqa qarışıqlardan təmizlənməsi, sıxılması, dənəvərləşdirilməsi baş verir (aparalar: qarışdırıcı – dənəvərləşdirici, quruducu baraban, elevator, konveyer, separator). Qurğunun texnoloji sxemi 12.3-də şəkildə verilib.

80°C-yə qədər qızdırılmış xammal rezervuardan mərkəzdənqaçma nasosu ilə buxar qızdırıcıya verilir, burada 100-120°C temperatura kimi qızdırılır. Sonra xammal 1 su buxarlandırıcı aparata verilir, bu aparat atmosferlə əlaqəsi olan 2 köpükayıran aparatla birləşir. Su buxarları atmosfərə atılır (çıxır), köpüklənən xammal isə dövrü olaraq su buxarlandırıcıya qaytarılır. Susuzlaşmış xammal 3 nasosu ilə 4 alovsuz qızdırıcıya verilir, 270-320°C-yə kimi qızdırılır və 5 zərif təmizlənmə filtrinə yönəldilir. Qızdırılmış və təmizlənmiş xammal 6 reaktorun xammal forsunkalarına verilir.

Bir texnoloji axında məhsuldarlığı 500 kq/saat olan 8 tsiklon reaktorları quraşdırılmışdır. Bunlardan 5-7 reaktor işləyir, digərləri ya təmirdə, ya da ehtiyatda olur.



bir nöqtədən (alınan məhsulun markasından asılı olaraq) forsunka (püskürücü) vasitəsilə kimyəvi təmizlənmiş su verilir. Soyudulmuş qurum-qaz qarışığı 6 reaktordan çıxaraq 7 hava qızdırıcını keçməklə 8 kollektora (bütün reaktorların axınlarının tutumu), oradan isə 9 suvarma soyuducuya daxil olur. Qəza vəziyyətində qazları sobaya yanmağa və ya qazanxanaya yönəldirlər.

Qurum-qaz qarışığı 280°C temperaturla dörd ardıcıl birləşdirilmiş 10 tsiklona daxil olur, texniki karbonun 90-95% (kütlə) burada tutulur, qalan hissəsi isə 11 səkkiz seksiyalı kisəvari filtrlərdə tutulur. Təmizlənmiş qazın bir hissəsi 12 ventilyatoru ilə filtr sisteminə üfurmək üçün qaytarılır, əsas hissə isə ventilyator vasitəsilə sobaya və ya qazanxanaya yandırılmaq üçün verilir. Texniki karbon 11 kisəvari filtrlərin bunkerlərindən qapayıcı qapılardan keçərək resirkulyasiya pnevmonəqliyyat sisteminə verilir, sonra ventilyatorla ikinci tsiklona verilir. Bu əməliyyat havanın filtrə düşməsinin qarışısını almaq üçündür.

10 tsiklonlardan texniki karbon 14 ventilyatoru ilə dənəvərləşdirilməyə verilir. Pnevmonəqliyyat 13 kaloriferdə qızdırılmış hava ilə və ya istehsalatın çıxan qazları ilə həyata keçirilir. Pnevmonəqliyyat sistemində texniki karbonu yad qarışıqlardan təmizləmək və böyümüş karbon hissəciklərini üyütmək üçün 15 ətalət separatoru və 16 mikroxırdalayıcı quraşdırılır.

Pnevmonəqliyyat sistemindən texniki karbon 17 tsiklonlarla tutulur, hava isə karbon hissəciklərindən 18 kisəvari filtrlərdə təmizlənir. Təmizlənmiş hava filtdən 19 ventilyator vasitəsilə atmosfərə atılır, texniki karbon isə 17 və 18 aparatlardan qapayıcı qapılardan şneklə nəqləyici ilə 20 bunkerə verilir, burada texniki karbon havadan tam ayrılır və sıxlaşır. 20 aparatdan qapayıcı qapılardan texniki karbon iki 21 qarışdırıcı – dənəvərləşdiricinin birinə verilir və eyni zamanda bura su və ya 22 qarışdırıcıda hazırlanmış digər yapışdırıcı məhlul verilir, 22 qarışdırıcıya həmçinin qızdırılmış su və yapışqanlı məhlul verilir.

Yapışdırıcının su məhlulu texniki karbonla qarışıqda nəm qranul (dənəcik) əmələ gəlir və 21 aparatdan üstü qazları ilə qızdırılan 25 fırlanan barabana ötürülür. Bu qazların bir hissəsi quruducu kameradan barabana sorularaq 23 ventilyatorla 24 kisəvari filtrə yönəldilir, burada qaz təmizlənir və ventilyatorla atmosfərə atılır. Texniki karbon 24 filtdən qapayıcı qapılarla vintvari konveyr vasitəsilə 20 sıxlaşdırıcı bunkerə ötürülür.

Dənəvərləşdirilmiş məhsul 25 quruducu barabandan 26 elevatorla 27 tərəziyə verilir. Buradan o 28 lentvari konveyrlə magnit separatorundan anbarın 33 bunkerinə verilir, vaqonlara yüklənir və ya kisələrə qablaşdırılır. Tam hazır olmayan məhsul 29 bunkerdən 30 ventilyatorla 31 tsiklona verilir. 31 tsiklondan hava karbondan təmizlənmək üçün 32 kisəvari filtrə, oradan isə atmosfərə atılır. Karbon 31 və 32 aparatlardan vintvari konveyrlə 20 bunkerə qaytarılır.

Texnoloji və nəqliyici avadanlıqlar kiçik vakuum altındadırlar. Xüsusi ventilyatorla sorulan aspirasiya havası tərəzidən, vintli və lentli konveyerdən, hazır məhsul və tam hazır olmayan texniki karbon bunkerlərindən, qablaşdırma yarımavtomatlardan aspirasiya siklonuna və kisəvari filtrə verilir. Bu aparatlarda tutulmuş karbon 20 bunkerinə qaytarılır.

Yüksək dispersli texniki karbonu quru metod ilə dənəvərləşdirmək olar, yəni yapışdırıcı maddədən imtina etmək olar.

Müxtəlif marka texniki karbon istehsal edən qurğunun texnoloji rejimi aşağıdakı cədvəldə verilir:

Göstəricilər	PM-50	PM-75	PM-100
Xammala görə məhsuldarlıq, t/saat	0.9-1.0	0.7-0.8	0.5-0.6
– kq xammala görə sərfiyyat			
– soyuducu su, kq	1.6-1.8	2.1-2.4	3.3-3.6
– yanacaq qazı, m ³	0.15-0.17	0.26-0.30	0.37-0.44
– xammalın səpələnməsi üçün hava, m ³	0.50-0.56	0.44-0.50	0.50-0.60
Temperatur, °C			
– xammal	270-320	270-320	270-320
– reaksiya zonasında	1300-1320	1450-1470	1530-1550
– qurum-qaz hava qızdırıcısının girişində	650-700	650-700	650-700
– qurum-qaz filtrin girişində	210-a	210-a	210-a
– yanma kamerasına verilən hava qədər	qədər	qədər	qədər
– xammalın səpələnməsinə verilən hava	300-400	300-400	300-400
	250-300	250-300	250-300
Təzyiq, MPa			
– xammal	0.8-1.2	0.8-1.2	0.8-1.2
– xammalın səpələnməsinə verilən hava temperaturu	0.6	0.6	0.6
– qaz	0.25	0.25	0.25
– yanmaya verilən hava	0.06	0.06	0.06
– su	1.8-2.0	1.8-2.0	1.8-2.0
– reaktorda qurum-qaz qarışığı	0.012	0.012	0.012

Texniki karbon istehsalında istifadə olunan xammalların xarakteristikaları:

Göstəricilər	Termo-qazoyl	Katalitik qazoylun ekstraktı	Antrasen yağı	“Zavod” kompozisiyası
20°C-də sıxlıq, kq/m ³	1015	1012	1073	1023
20°C-də sındırma əmsalı	1.5875	1.5842	1.6762	1.6049

Kinematik özlülük, mm ² /san.				
– 50°C-də	10.17	16.07	7.52	10.91
– 100°C-də	2.35	2.47	2.85	2.15
Konradsona görə koklaşma, % (kütlə)	1.47	0.77	0.79	1.07
Molekul çəkisi	230	228	175	214
Fraksiya tərkibi:				
– q.b.	210	270	220	185
– 20%	312	330	305	238
– 50%	360	350	340	290
– 90%	420	395	430	394
– q.s.	485	425	480	460
Donma temperaturu, °C	10	-5	43	13
Tərkibi, % (kütlə)				
– mexaniki qarışıqlar	0.004	0.003	0.019	0.0
– kül	0.008	0.01	0.029	0.009
– su	0.012	0.01	1.00	0.82
Qrup tərkibi, % (kütlə)				
– parafin-naften	22.0	120	2.0	7.0
– aromatik	75.5	82.5	88.3	86.8
– yüngül	5.2	3.0	1.4	3.1
– orta	13.3	19.4	2.5	7.3
– ağır	57.0	60.1	84.4	7.4
– qətran	2.5	5.5	9.7	6.2
Element tərkibi, % (kütlə)				
– karbon	87.3	89.4	90.6	90.2
– hidrogen	9.2	9.2	6.4	8.0
– kükürd	2.9	1.1	0.5	1.4
– azot + oksigen	2.5	0.3	2.5	0.4
Korrelasiya indeksi	101	99	146	114

Texniki karbonun fiziki-kimyəvi xassələri:

Göstəricilər	PM-50	PM-75	PM-100
Xüsusi səth, m ² /q			
– həndəsi	53	78	98
– adsorbsiya	–	82	112
Dibutilftalatın absorbsiyası (yağ ədədi), ml/100q	99	98	99

Su suspenziyanın pH	8.2	7.8	8.5
Kül, % (kütlə)	0.22	0.25	0.28
Tərkibi, % (kütlə)			
– kükürd	0.83	0.89	0.95
– ələkdən keçirildikdən sonra qalan qalıq			
0045k	0.08	0.07	0.09
014k	0.012	0.016	0.017
05k	0.0008	0.0005	0.0006
– texniki dənəvər karbonda toz	5	6	7
Sürtülmə qranul tərkibi, %	90	92	94
Texniki dənəvər karbonun tökmə sıxlığı, q/1000sm ³	335	340	338

12.4. Texniki hidrogen sulfiddən kükürd istehsalı qurğusu

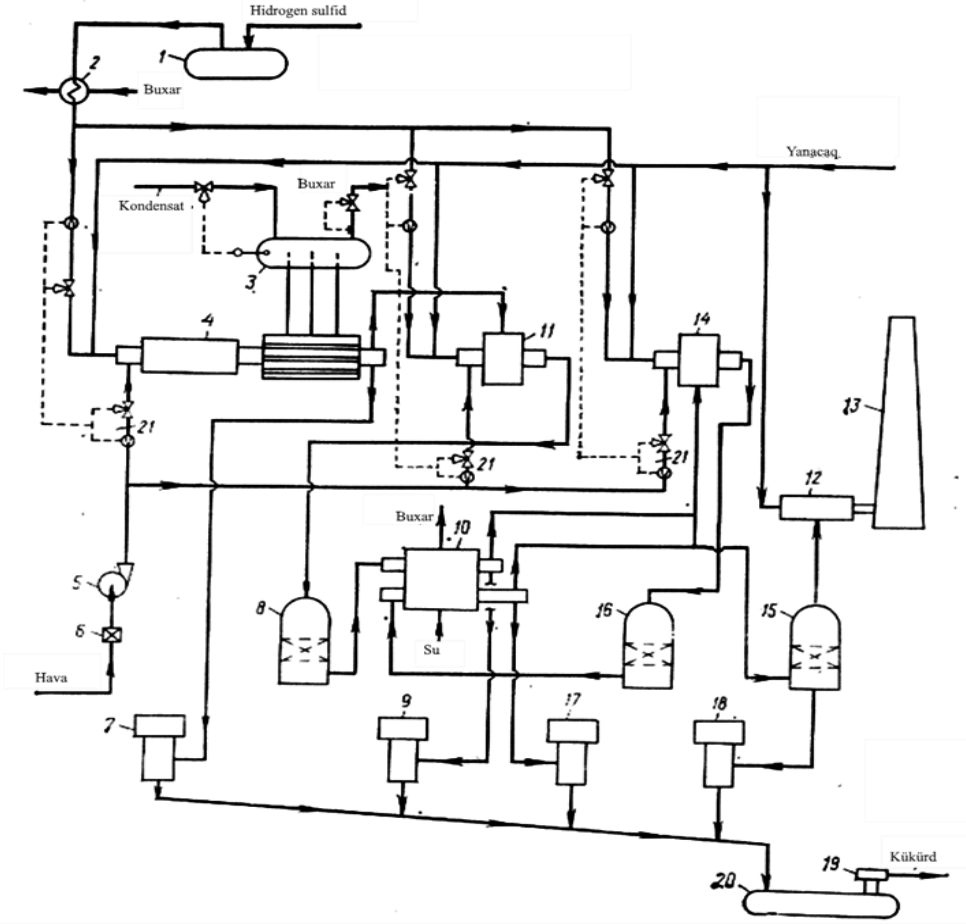
Neft emalı zavodlarında kükürd texniki hidrogen sulfiddən alınır. Əksər zavodlarda monoetanolaminin suda 15% məhlulunun köməyiylə hidrogen sulfidi hidrotəmizlənmə və hidrokrekinq qurğularının müvafiq axınlarından ayırırlar. Doymuş monoetanolamin məhlullarından hidrogen sulfidin regenerasiyası şöbəsi tərkibində hidrogen sulfid olan monoetanolamin məhlulun yığıldığı dizel yanacağı, kerosin və benzinin hidrotəmizlənmə, hidrokrekinq qurğularında və ya birbaşa kükürd istehsalı qurğularında yerləşdirilir. Regenerasiya olunmuş monoetanolamin məhlulu yenidən hidrotəmizlənmə qurğusuna qaytarılır və yenidən hidrogen sulfidi ayırmaq üçün istifadə olunur.

Kükürd istehsalı qurğularında tərkibində hidrogen sulfidin miqdarı 83.8%-dən (kütlə) az olmayan hidrogen sulfid tərkibli qazdan istifadə olunur. Xammalda karbohidrogen qazları 1.64%-dən (həcm), su buxarı (40°C temperatur və 0.05 MPa təzyiqdə) 5%-dən (həcm), karbon dioksid 4.56%-dən (həcm) artıq olmamalıdır.

Qurğularda kükürdün miqdarı 99.98%-dən (kütlə) az olmayan yüksək keyfiyyətli kükürd istehsal olunur; tərkibində 99.0-99.85%-dən (kütlə) az olmayan digər növ kükürdlər də istehsal olunur. Xammalda hidrogen sulfidin miqdarı çox olduqca kükürdün çıxımı da çox olur: məsələn, hidrogen sulfid xammalda 90% (həcm) olarsa, kükürdün çıxımı 95-96%-ə (kütlə) kimi artır.

Texniki hidrogen sulfiddən kükürdün alınması aşağıdakı mərhələlərdən ibarətdir: hidrogen sulfidin havanın oksigeni ilə termiki oksidləşməsi nəticəsində kükürd və kükürd dioksid əmələ gəlməsi; kükürd dioksidin hidrogen sulfidlə reaktorda katalizatorun iştirakı ilə reaksiyaya girməsi.

Termiki oksidləşmə prosesi utilizasiya qazanı ilə bir aqreqatda birləşmiş əsas sobada aparılır. Hidrogen sulfidlə kükürd dioksidin qarışdırılması və qızdırılması köməkçi sobalarda aparılır. Kükürdün katalitik proseslə istehsalı iki mərhələdə aparılır. Termiki prosesdə olduğu kimi kükürdün katalitik prosesdə alınması aşağı izafi təzyiqdə aparılır. Kükürdün hidrogen sulfiddən alınması prosesi aparılan qurğunun sxemi şəkil 12.4-də göstərilib.



Şəkil 12.4. Texniki hidrogen sulfiddən kükürd istehsalı qurğunun texnoloji sxemi:

1 – qəbuledici; 2 – buxar qızdırıcı; 3 – deaerator; 4, 11, 14 – sobalar; 5 – hava üfürən; 6 – filtr; 7, 9, 17, 18 – hidravlik qapayıcı; 8, 16 – reaktorlar; 10 – kondensator-generator; 12 – soba; 13 – tüstü borusu; 15 – kükürd uducu; 19 – nasos; 20 – kükürdü saxlama tutumu; 21 – hava:xammal nisbəti sərfini nizamlayan

Xammal – hidrogen sulfid qazı (texniki hidrogen sulfid) 1 qəbuledicidə su və monometanolamin qalıqlarından azad olaraq 2 buxar qızdırıcıda 45-50°C-yə qədər qızdırılır. Sonra hidrogen sulfid tərkibli qazın ümumi miqdarının 89%-i (kütlə) forsunka ilə 4 əsas sobaya verilir. 5 hava üfürücü ilə hava həmin forsunkanı keçməklə əsas sobaya verilir. Xammalın sərfiyyatı və verilən hava:qaz nisbəti (2-3):1, avtomatik tənzimlənir. Əsas sobadan çıxarkən texnoloji qazın temperaturu termocüt və ya pirometrlə ölçülür. Sonra qaz müvafiq olaraq əsas sobanın qazan-utilizatorunun I konveksiya boru birləşmələrinin, sonra II konveksiya boru birləşmələrinin daxilində soyuyur. Kondensat (kimyəvi təmizlənmiş su) 3 deaeratorun qazan-utilizatora daxil olur, 3 deaeratorun yuxarisından alınmış su buxarı çıxarılır. Əsas sobanın qazan-utilizatorunda 0.4-0.5 MPa təzyiqdə buxar alınır. Bu buxar kükürdün nəql olunduğu boru kəmərlərinin qızdırılmasına və həmçinin maye kükürd saxlama çənlərində 130-150°C temperaturun saxlanmasında istifadə edilir. Qazan-utilizatorlarda kondensləşmiş kükürd 7 hidravlik qapayıcıyı keçərək yeraltı anbarlara yığılır. Kükürd dioksidlə zəngin texnoloji qaz qazan-utilizatorundan çıxaraq 11 I katalitik mərhələnin köməkçi sobanın qarışma kamerasına daxil olur. Sobanın yanma kamerasına tərkibində hidrogen sulfidin miqdarı 6% (kütlə) olan hidrogen sulfid tərkibli qaz və 5 hava üfürücüdən hava verilir.

Hava:qaz – (2-3):1 nisbəti avtomatik tənzimlənir. 11 köməkçi sobanın qarışma kamerasından yanma qazları (məhsulları) 8 I mərhələnin şaquli reaktoruna yuxarıdan aşağıya istiqamətdə hərəkət edir. Reaktorda deşilmiş çərçivəyə aktivləşdirilmiş alüminium oksid katalizatoru doldurulur. Reaktorda katalizator layını keçərkən qazın temperaturu yüksəlir, buna görə katalizator layının hündürlüyü məhdudlaşdırılır, çünki yüksək temperaturda katalizator aktivliyini itirir. Texnoloji qaz 8 reaktordan çıxaraq 10 kondensator-generatorun ayrılmış şöbəsinə daxil olur. Kondensləşmiş kükürd 9 hidravlik qapayıcıdan keçərək 20 yeraltı kükürd tutuma verilir, qaz isə 14 II katalitik mərhələnin köməkçi sobanın qarışma şöbəsinə verilir. Kondensator-generatorda 0.5 və ya 1.2 MPa təzyiqli su buxarı alınır, qurğuda istifadə olunur və ya zavodun başqa sahəsinə verilir. 14 sobanın yanma kamerasına hidrogen sulfid tərkibli qaz (ümumi qazın 5% kütlə) və 5 hava üfürücüdən hava (kütlə nisbəti 1:2-3) verilir. Hidrogen sulfid tərkibli və texnoloji qazın yanma məhsullarının qarışığı 14 köməkçi sobadan çıxaraq aktivləşdirilmiş alüminium oksidi katalizatoru ilə doldurulmuş 16 II mərhələ reaktora daxil olur. Reaktordan sonra qaz 10 kondensator-generatorun ikinci şöbəsinə daxil olur, kükürd kondensləşir, 17 hidravlik qapayıcıdan keçərək 20 yeraltı tutuma ötürülür. Texnoloji qaz 15 kükürd uducunu keçərək keramik həlqələrdən ibarət olan doldurma tərəfindən kükürd damcıları tutulur. Kükürd 18 hidravlik qapayıcıdan keçərək 20 tutuma axıdılır. Qaz 12 sobanın yanma şöbəsinə ötürülür, orada 580-600°C-yə qədər yanacaq qazının yanması hesabına qızdırılır. Yanacağın və hidrogen sulfid

qalıqlarının kükürd dioksidə qədər yandırılması üçün lazım olan hava 13 tüstü borusunun sorması hesabına yanacaq qazı ilə injeksiya olunur.

Maye kükürd 20 yeraltı tutumdan 19 nasosu ilə yerüstü, üstü açıq tutumlara verilir və soyuma nəticəsində bərk hala keçir və buradan da vaqonlara və ya yükdaşıyan maşınlarla yüklənir.

Kükürdün sənayedə geniş tətbiq sahəsi vardır və əsasən – sulfat turşusu istehsalı, boyalar, kibrit, rezin sənayesində vulkanlaşdırıcı agent və s. istifadə olunur. Kükürdün yüksək səviyyədə təmiz olması ondan alınan məhsulların yüksək keyfiyyəti üçün zəmanətdir. Hidrogen sulfid tərkibli qazlarda karbohidrogenlərin olması və onların tam yanmaması karbonun yaranmasına səbəb olur və bu kükürdün keyfiyyətinin korlanmasına və kükürdün çıxımının azalmasına səbəb olur.

Kükürd istehsalının müxtəlif mərhələlərində texnoloji qazların tərkibinin analizi hidrogen sulfid tərkibli qazın sobalara paylanması və sobaların girişində oksigenin xammala nisbətini tənzimləməyə imkan verir. Belə ki, tüstü qazlarında kükürd dioksidin miqdarı sobalardan sonra 1.45%-dən (həcm) yuxarı olması parçalanmamış hidrogen sulfidin artmasını göstərir. Belə halda əsas sobaya verilən havanın miqdarı tənzimlənir və ya hidrogen sulfid tərkibli qazın sobalara verilən nisbətləri dəyişdirilir.

Kükürd istehsalı qurğusunun texnoloji rejimi:

Qurğuya daxil olan hidrogen sulfid tərkibli qaz, m ³ /saat	360-760
İzafi təzyiq, MPa	0.04-0.05
Sobaya verilən hidrogen sulfid tərkibli qazın təzyiqi, MPa	0.05-0.06
– hava üfürücüdən sonra	0.03-0.05
– sobalarda	0.4
– deaeratorada	
Qazın temperaturu, °C	
– əsas sobada	1100-1300
– qazan-utilizatorun çıxışı	156-165
– reaktorun (konvertorun) girişi	230-250
– I mərhələ reaktorun çıxışı	290-310
– II mərhələ reaktorun çıxışı	240-260
– kondensator-generatorun çıxışında kükürd tutucuda	140-160
– yandırma sobasının çıxışında	150
Tüstü borusunda təzyiq düşgüsü, Pa	390-490
Tüstü qazlarının tərkibi, % (həcm), çox olmamalı	
– oksigen	4.5-6
– kükürd dioksid	1.45

Qurğunun fasiləsiz işini təmin etmək üçün maye kükürdü boru kəmərlərində, aparatlarda, yeraltı tutumlarda 150°C temperaturda saxlamaq lazımdır. Kükürd əridiləndə sarı rəngli mayeyə çevrilir, amma 160°C-də qonur rəngə çevrilir, 190°C-də isə tünd qəhvəyi rəngdə olur, özlülüyü azalır.

12.5. Hidrogen sulfiddən sulfat turşusu istehsalı qurğusu

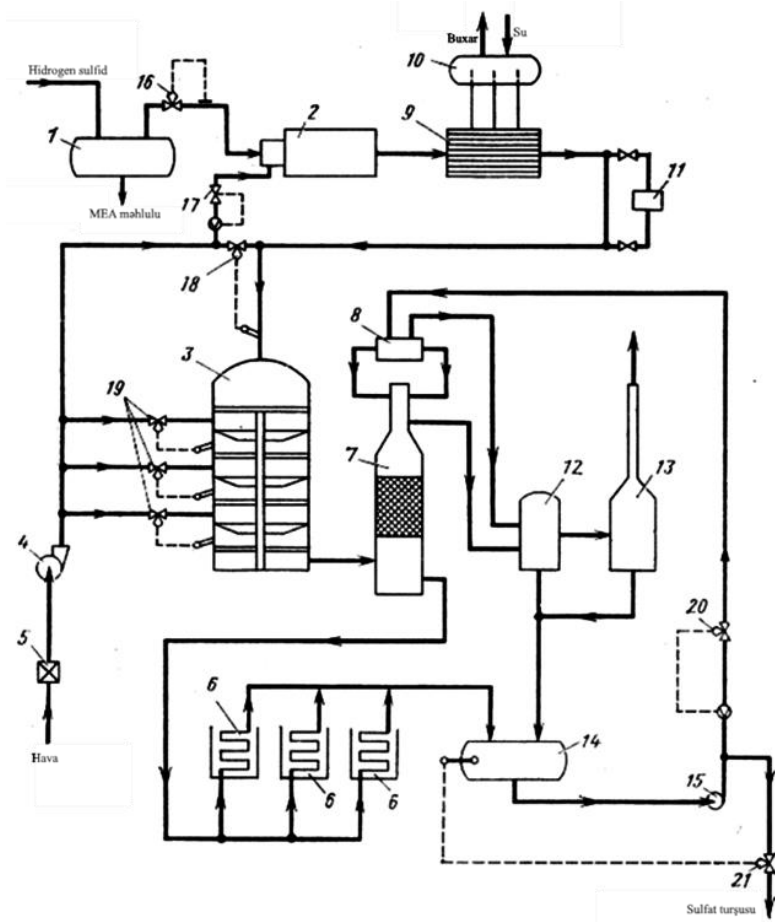
Neft emalı zavodlarında sulfat turşusunu texniki hidrogen sulfiddən alırlar. Xammal – hidrogen sulfid tərkibli qazda 84%-dən (həcm) az olmayan hidrogen sulfid olmalıdır, karbohidrogenlər 2.5%-dən (həcm) artıq olmamalıdır, azot, karbon dioksid və digərləri 13.5%-dən (həcm) artıq olmamalıdır. Bu qurğularda tərkibində monohidrat 92.5-94% olan sulfat turşusu və ya tərkibində monohidrat 92.5%-dən az olmayan texniki sulfat turşusu istehsal olunur. Bir çox hallarda neft emalı zavodlarında sulfat turşusu istehsalında yaş kataliz üsulundan istifadə olunur.

Prosesin əsas mərhələləri: hidrogen sulfid qazının yandırılması nəticəsində kükürd dioksidi alınır; alınmış kükürd dioksid qazan-utilizatorada su buxarının alınması ilə soyudulur; vanadium katalizatoru ilə doldurulmuş kontakt aparatında kükürd dioksidin kükürd üç oksidə qədər oksidləşməsi; sulfat turşusunun əmələ gəlməsi üçün kükürd üç oksid və su buxarının kondensləşməsi; elektrofildə sulfat turşusu damcılarının və dumanın tutulması. Texnoloji sxem şəkil 12.5-də verilmişdir.

Hidrogen sulfid tərkibli qaz 1 qəbuledici-suayırıcı aparata daxil olur, su və monoetanolamin qalıqlarından azad olur, forsunkadan keçərək 2 sobaya verilir. 4 hava üfürücü vasitəsilə hava həmin forsunka ilə (havanın xammala həcmi nisbəti (8-12):1) sobaya verilir. Yanma məhsulları boru kəməri ilə 9 qazan-utilizasiyaya verilir, burada kükürd dioksid soyudulur və 3 kontakt aparatına yönəldilir. Qazan-utilizasiyada alınan su buxarı 10 deaerator ilə çıxarılır. Sobadan çıxan qazda kükürd dioksidin konsentrasiyası 11 analizatorun vasitəsilə ölçülür və tənzimlənir.

Kontakt aparatına qaz yuxarıdan daxil olur və paylayıcı çərçivələr və qarışdırıcılardan sonra ardıcıl olaraq 4 qat kontakt kütləsindən keçir. Kükürd dioksidin oksidləşməsi zamanı ayrılan istiliyi çıxarmaq üçün 4 hava üfürücü vasitəsilə temperatur tənzimləyici klapanları keçərək kontakt aparatına (girişə və katalizatorun hər qatının əvvəlinə) soyuq hava verilir. 3 aparatdan qaz 7 qüllə kondensatorun alt hissəsində yerləşən paylayıcılara keçir. Qüllənin yuxarisına 15 nasosu ilə 8 təzyiq çənindən suvarma kimi soyuq sulfat turşusu verilir. Qüllədə kondensləşmiş sulfat turşusu 6 soyuducunu keçməklə 14 tutuma verilir və oradan turşunun artıq hissəsi hazır məhsul rezervuarına yönəldilir.

Kondensləşməmiş qaz 7 qüllə kondensatordan boru xətti ilə 12 hidravlik qapayıcıyı keçərək 13 nəmli elektrofiltrlərə verilir. Bu filtrlər qazlardan 93-94% (kütlə) konsentrasiyalı sulfat turşusu dumanı tutmaq üçündür. Təmizlənmiş qaz atmosfərə atılır. Katalizatoru ilkin qızdırmaq üçün kontakt aparatında əlavə qızdırıcıdan (işə salmaq qızdırıcısı) istifadə olunur. Bu sxemdə hava yandırılan yanacaq qazının istiliyi hesabına qızdırılır.



Şəkil 12.5. Texniki hidrogen sulfiddən sulfat turşusu istehsalı qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – qəbuledici-suayırıcı; 2 – soba; 3 – kontakt aparatı; 4 – hava üfürən; 5 – filtri; 6 – soyuducu; 7 – qüllə-kondensator; 8 – təzyiç çəni; 9 – qazan-utlizator; 10 – deaerator; 11 – analizator; 12 – hidravlik qapayıcı; 13 – elektrofiltr; 14 – tutum; 15 – nasos; 16 – təzyiç nizamlayıcısı; 17 – sərfiyyatı nizamlayan; 18, 19 – temperaturu nizamlayan; 20 – temperatura görə sərfiyyatı nizamlayan; 21 – səviyyəni nizamlayan

Sulfat turşusu istehsalı qurğusunun texnoloji rejimi:

Qurğuya verilən hidrogen sulfid tərkibli qazın sərfiyyatı, m ³ /saat	800-1600
Qazın temperaturu, °C	
– sobanın çıxışında	1000
– qazan-utilizasiyanın çıxışında	500-550
– kontakt aparatın girişində	440-480
– kontakt aparatının I qatının çıxışında	580
– II qatının girişində	435-460
– II qatının çıxışında	515-545
– III qatının girişində	430-450
– III qatının çıxışında	460-470
– IV qatının girişində	425-430
– kontakt aparatının çıxışında	400-440
– qüllə kondensatorun çıxışında	50-60
– elektrofiltrə girişində	40-60
– qazan-utilizasiyanın çıxışında buxar	380-430
Sulfat turşusunun temperaturu, °C	
– suvarma kimi qüllə kondensatora verilən	45-50
– qüllə kondensatorun çıxışında	60-70
İşə salma qızdırıcısından sonra havanın temperaturu	450-500
İzafi təzyiq, MPa	
– sobaya verilən hidrogen sulfid tərkibli qaz	0.02-0.04
– qazan-utilizasiyanın girişində qaz	0.01-0.02
– soba və kontakt aparatın girişində hava	0.04-0.06
– qazan-utilizasiyanın barabanının girişində hava	3.5-3.9
– azaldıcı qurğunun reduktorunun çıxışında su buxarı	1.0-1.2
Qazan-utilizasiyadan çıxan qazda SO ₂ -nin miqdarı, % (həcm)	6-10
Qüllə kondensatordan sonra turşunun konsentrasiyası, % (həcm)	92.5-dən az olmamalı
Elektrofiltrdən sonra sulfat turşusu dumanının miqdarı, mq/litr	0.05-dən çox olmamalı

Sulfat turşusu təsərrüfatda mineral gübrə, fosfor, bor, xlorid və başqa turşuların istehsalında, boyaların alınmasında, dərman maddələrin, əlvan metallurgiya, kağız sənayesi və s. yerlərdə istifadə olunur.

Neft emalı sənayesində oleum (kükürd üç oksidin - SO_3 sulfat turşusunda məhlulu) aromatik karbohidrogenlərdən parafinlərin təmizlənməsində, kükürlü və doymamış karbohidrogenlərdən neft məhsullarının təmizlənməsində istifadə olunur.

Sulfat turşusu istehsalında hidrogen sulfid tərkibli qazı sobada yandırıldıqda havanın sərfi kükürd dioksid alınma reaksiyasının tənliyindən alınan stexiometrik əmsalından artıq götürülür. Qurğunun normal iş rejimində kontakt aparatına verilən qazda kükürd dioksidin miqdarı 6-8% (həcm), oksigenin miqdarı 11-12% (həcm), sobaya verilən hava hidrogen sulfidə nisbətən 8-10 dəfə artıq götürülür. Prosesdə katalizator kimi SVD götürülür (sulfovannat diatom). Katalizatoru hazırladıqda katalizatorun tərkibinə kalium piro-sulfat əlavə edilir ki, o vanadium beş oksidlə aktiv kompleks $\text{V}_2\text{O}_5 \cdot \text{K}_2\text{SO}_4$ əmələ gətirir. Katalizatoru qızdırdıqda ($500-700^\circ\text{C}$) aktiv kompleks hissə-hissə dağılır, ona görə də katalizatoru kontakt aparatına yüklədikdən sonra onu 3.5%-ə (həcm) qədər kükürd dioksidlə doyduurlar, sonra kükürd dioksidin konsentrasiyasını 6-10% (həcm) artırırırlar.

400°C -dən aşağı temperaturda kükürd dioksidin oksidləşməsi 100%-ə çatır, lakin bu şəraitdə reaksiyanın sürəti hətta katalizatorun iştirakı ilə çox aşağıdır. Kükürd dioksidin kükürd üç oksidə oksidləşməsi katalitik reaksiyasının başlanması temperaturu bu katalizator üçün 440°C təşkil edir. Aşağı temperaturda katalizatorun aktivliyi xeyli azalır. Reaksiyaya girən qazda oksigenin miqdarının artması ilə alışıma temperaturu bir qədər aşağı düşür. Məsələn, kontakt aparatının IV qatına girişdə qazın temperaturunu 425°C saxlamaq olur. Qazın kontakt aparatından çıxma temperaturu $580-600^\circ\text{C}$ keçməməlidir, bu katalizatorun iriləşməsi və aktivliyinin azalmasına səbəb olur.

Qüllə kondensatorda sulfat turşusunun kondensləşməsi doldurma səthində və qazın həcmində gedir. Doldurmanın səthində kondensləşmə qüllənin aşağı hissəsində gedir. Təxminən 35% (kütlə) sulfat turşusu qazın həcmində kondensləşir və belə halda buxarlar maye damcısına çevrilir, duman əmələ gəlir və qazla birlikdə aparatı tərk edir. Sulfat turşusunun kondensasiyası 275°C -də başlayır və 150°C -də bitir. Dumandan sulfat turşusunun tutulması nəm elektrofiltrlərdə həyata keçirilir.

Qazan-utilizasiyada buxarın təzyiqi kifayət qədər yüksək saxlanır ki, istidəyişdirici səthlərdə temperatur sulfat turşusunun şəh nöqtəsindən yüksək olsun (275°C).

Turşu soyuyan soyuducuların boruları soyuq su ilə suvarılır. Sonra su dövr etdirilən su sisteminə qaytarılır. Turşulu suyun kanalizasiyaya düşməməsi üçün qurğularda neytrallaşdırma stansiyaları mövcuddur. Qurğuda quru təmizləmə tətbiq olunur, yəni əgər turşu bir yerə tökülübsə onu soda ilə neytrallaşdırırlar, qum tökülər və təmizləyirlər.

ХII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Гун Р. Б. Нефтяные битумы. М.: Химия, 1973, 429 с.
2. Колбановская А.С., Михайлов В.В. Дорожные битумы. М.: Транспорт, 1973, 262 с.
3. Рынков Ю.В., Пляскин Ю.А., Акаев В.Х. Производство нефтяных битумов. М.: Химия, 1979. 130 с.
4. Авдеева А. В. Получение серы из газов. М.: Metallurgy, 1977, 172 с.
5. Амелин А. Г. Технология серной кислоты. М.: Химия, 1971
6. Бернштейн И. М. и др. Автоматизация управления сернокислотным производством. М.: Химия, 1975, 284 с.
7. Allahverdiyev Ə.Ə., Səmədova F.İ. Bitumlar, Bakı: "Elm", 2012, 204 s.
8. Аминов Ш.Х., Кутьин Ю.А., Струговец И.Б. и др. Современные битумные вяжущие и асфальтобетоны на их основе. Санкт-Петербург: Недра, 2007, с. 8-10
9. Самедова Ф.И., Аллахвердиев А.А., Битумы из нефтей Азербайджана. Баку: Элм, 1991, с.37, 44, 69, 74, 108
10. Сборник научных трудов международной научно-практической конференции «Проблемы повышения качества дорожного битума и асфальтобетонных покрытий», Астана, 2007, 21-22 сентября
11. Хулан Баясгалан, Бембель В.М., Головки А.К. и др. Химическая модификация *n*-алканов в углеводородных средах. // Химия нефти и газа, 2003, №3, с. 153
12. Рябов В.Г., Нечаев А.Н., Тресков Я.А. Маковская Е.В., Пустынников А.Ю. // Нефтепереработка и нефтехимия, 2003, №3, с. 18
13. Смирнов М.Б., Крапивин А.М. Методика анализа углевода родных фрагментов высших фракций нефти и битуминоидов в книге «Методы исследования состава органических соединений нефти и битуминоидов». М.: Наука, 1985, с. 138-181

XIII FƏSİL. NEFT MƏHSULLARININ QƏLƏVİ MƏHLULU İLƏ TƏMİZLƏNMƏSİ

Hal-hazırda qələvi məhlulu ilə neft məhsullarından hidrogen sulfid, karbon dioksid, aşağı molekulyar çəkili merkaptanlar, neft turşuları, sulfat turşusu ilə təmizləmədən sonra turş məhsullar və başqa arzuolunmaz məhsullar təmizlənir. Karbohidrogen qazları, benzin, kerosin, az hallarda dizel və yağ distillatları qələvi məhlulu ilə təmizlənməyə uğradırlar.

Hidrogen sulfid natrium hidroksid məhlulu ilə reaksiyaya girərək: əgər qələvi artıq götürülsə, natrium sulfid Na_2S , qələvi azlıq təşkil etdikdə natrium sulfid NaSH əmələ gətirir.

Merkaptanların natrium hidroksidlə qarşılıqlı təsirindən merkaptidlər alınır və bu reaksiya merkaptidlərin hidrolizi səbəbindən geri qaytarılındır və buna görə qələvi məhlulun konsentrasiyasını artırmaq lazımdır, təmizləmə temperaturu aşağı saxlanılmalıdır. Onu da nəzərə almaq lazımdır ki, merkaptanların molekulyar çəkisi artdıqca onların qələvi məhlulunda həll olması çətinləşir, yəni çıxım dərəcəsi azalır. Məsələn, n-butylmerkaptanın qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi etilmerkaptana nisbətən 35% azdır.

Naftin turşuları natrium hidroksidlə müvafiq duzlar əmələ gətirir və bu duzların bir hissəsi hidrolizə uğrayır. Duzların hidrolizi qələvinin qatılığının artması və temperaturun düşməsi nəticəsində azalır.

Sulfoturşular, turş və xüsusilə sulfat turşusunun orta efiqləri qələvi məhlulu ilə emal olunduqda asan hidrolizə uğrayır və müvafiq duzlar və ya spirt və sulfat turşusu əmələ gəlir. Bu reaksiyaların getməsinə temperaturun $60-70^\circ\text{C}$ -yə qalxması, qələvi məhlulun konsentrasiyasının aşağı düşməsinə sürətləndirir.

13.1. Karbohidrogen qazlarının təmizlənməsi

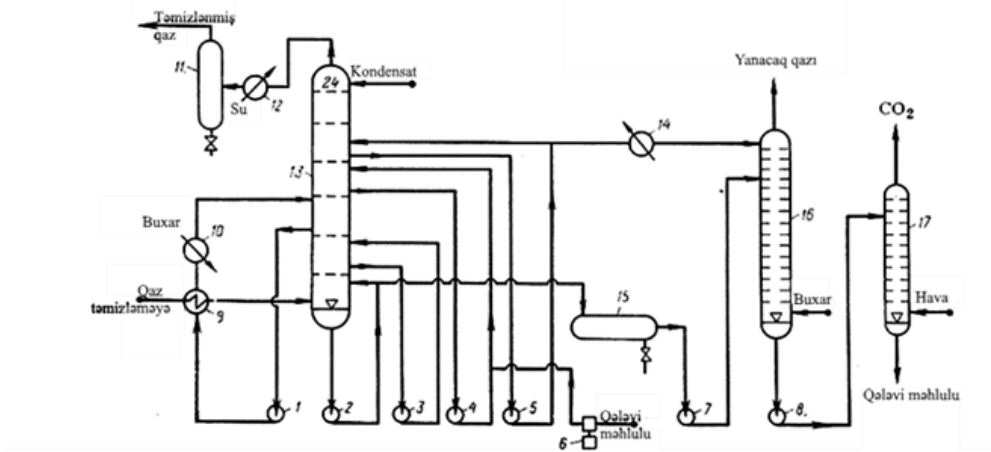
Karbohidrogen qazlarının qələvi ilə təmizlənməsi merkaptanın və qismən karbon dioksidin çıxarılması məqsədi daşıyır. Tarazlıq vəziyyətində karbon dioksid merkaptanı məhluldan çıxarır.

Absorbsiya üçün optimal şəraiti tapmaqla merkaptanların 95% , karbon dioksidin isə 35-38% çıxarılmasına nail olmaq olar. Karbon qazının tam çıxarılması üçün böyük miqdarda qələvi məhlulu sərf etmək lazımdır. Merkaptanların absorbsiyasının optimal şəraiti: qazların kalonda xətti sürəti 0,3-

0.4 m/san., təzyiq 0.98 MPa. Bir qayda olaraq, qələvi məhlulun miqdarı tarazlıq vəziyyətində olan merkaptanın miqdarından 7-8 dəfə çox götürülməlidir. Prosesin əvvəlində qələvi məhlulunun konsentrasiyası 20%-ə (kütlə) yaxın götürülür, lakin karbon dioksidin miqdarı 0.1%-dən (həcm) artıq olduqda məhlulun konsentrasiyası aşağı götürülür (qələvi itkisini azaltmaq məqsədi ilə). İşlənmiş qələvi məhlulun konsentrasiyası 1.5% (kütlə) olur. Nəticədə, 1000 m³ qaz üçün ümumi qələvi sərfi 1-3 kq təşkil edir, bu halda qazda merkaptanların miqdarı 12 mq/m³-dan 0.5 mq/m³ düşür. Prosesin temperaturu daxil olan qazın temperaturu ilə müəyyən edilir, lakin 5°C-dən aşağı olmamalıdır. Belə ki, karbon dioksidin natrium hidrokssidlə qarışılıqlı təsirinə əmələ gələn natrium karbonat aşağı temperaturlarda pis həll olur və aparatın aşağısını tuta bilər. Absorberin altından çıxan işlənmiş qələvi məhlulda natrium karbonatın konsentrasiyası 7%-dən (kütlə) çox olmamalıdır.

Qazların qələvi ilə təmizlənmə prosesi iqtisadi cəhətdən əlverişlidir. Lakin qazda hidrogen sulfidin və karbon dioksidin yüksək konsentrasiyasında (>0.3%) qələvi ilə təmizlənmədən əvvəl monoetanolamin məhlulu ilə təmizlənmə olmalıdır. Qaz fraksiyalama qurğularında quru qaz və propan-propilen fraksiyası, hidrotəmizləmə qurğularında regenerasiya qazları və EP-300 qurğusunda piroliz qazı əvvəlcə monoetanolamin məhlulu ilə hidrogen sulfiddən və qismən karbon dioksiddən təmizlənir, sonra qələvi məhlulu ilə merkaptanlardan və karbon dioksiddən tam təmizlənir. Bu halda natrium hidrokssidin sərfi 1000 m³ qaza 0.16 kq keçmir. Qazların merkaptandan qələvi məhlulu ilə təmizlənməsinin texnoloji sxemi qazların monoetanolaminlə təmizlənməsindən az fərqlənir. Yalnız qələvi məhlulunun regenerasiyası açıq su buxarı ilə və ya isti hava ilə üfürülmə yolu ilə və ya ardıcıl olaraq hər iki üsul tətbiq olunur. Qazların karbon dioksiddən təmizlənməsində absorbent üzərində qazın tarazlıq təzyiqi sifira bərabərdir, bu isə absorbentin bir hissəsini sistemdən çıxarıb yerinə daha təzə absorbent verilməsi ilə onun dəfələrlə sirkulyasiya edilməsinə imkan verir. Etilen istehsalında EP-300 qurğusunda piroliz qazlarının qələvi məhlulu ilə tam təmizlənməsi texnoloji sxemi şəkil 13.1-də verilib. Qaz turbokompressorun IV pilləsindən sonra (EP-300 qurğusundan) 2 MPa təzyiqlə monoetanolamin təmizlənməsini keçib həmin təzyiqdə 20-40°C temperatur ilə 13 absorberin aşağı hissəsinə verilir. Absorber 24 ədəd kolpaklı və ya klapanlı boşqabla təchiz olunmuşdur. Hər 4 boşqabdan bir 1, 2, 3, 4 və 5 nasoslar ilə qələvi məhlulu sirkulyasiya edilir, bu qələvinin sərfinin azalmasına səbəb olur. Qələvi məhlulunun bir hissəsi absorberin aşağı hissəsindən 2 nasosu ilə 15 aralıq çəninə verilir, oradan 7 nasosu ilə 16 kalona su buxarı ilə regenerasiyaya verilir. Təzə 12%-li qələvi məhlulu 6 dozalanma nasosu ilə 4 nasosun çıxış xəttinə verilir. Kalonun yuxarı hissəsində 3-4 ədəd yuyucu boşqab yerləşdirilir, bunlara

su kondensatı verilir və bu tədbir qazın çıxışında qələvi məhlulu və soda ilə boruların tədricən tıxanmasına imkan vermir.



Şəkil 13.1. Karbohidrogen qazlarının qələvi məhlulu ilə təkrar sirkulyasiya edilməklə təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1-8 – nasoslar; 9 – istilikdəyişdirici; 10 – buxar qızdırıcısı; 11, 15 – tutumlar; 12, 14 – soyuducular; 13 – absorber; 16 – buxarlandırıcı kalon; 17 – üfürülmə kalonu

Qazda yüksək karbohidrogenlər olduqda onların sabunlaşma məhsullarının əmələ gəlməsi mümkündür, bu da məhlulun köpüklənməsinə səbəb olur. Bu hadisənin baş verməməsi üçün məhlulun temperaturunu qazın temperaturundan 3-5°C yuxarı saxlayırlar (qarışıqların həll olmasına səbəb olur). Məhlulun temperaturu 10 buxar qızdırıcı və 9 istidəyişdirici ilə tənzimlənir.

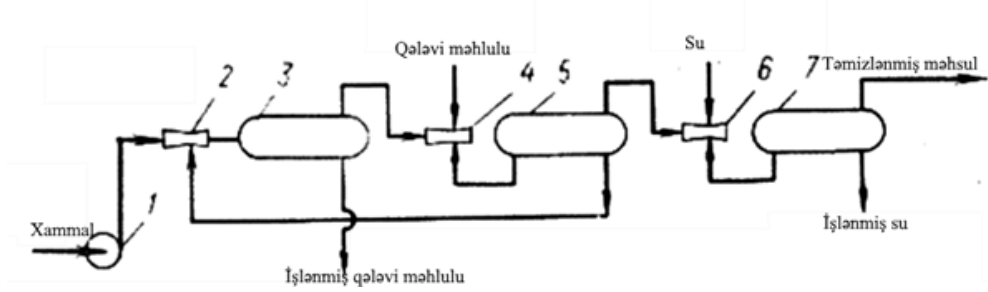
Təmizlənmiş qaz absorberin yuxarisından çıxır, 12 su soyuducusunda soyudulur və 11 aralıq tutuma kondensatın ayrılması üçün verilir. Tutumun yuxarisından qaz turbokompressorun V pilləsinə verilir. Boşqab tipli 16 regenerator (buxarlandırıcı kalon) atmosfer təzyiqinə yaxın təzyiqdə və 100-110°C temperaturda işləyir. İşlənmiş qələvi məhlulu aparatın yuxarı hissəsinə, su buxarı isə 0.3 MPa təzyiqlə aparatın aşağı hissəsinə verilir. Buxarlanmış suyun yuxarıdan çıxmasının qarşısını almaq üçün kalonun yuxarisına 5 nasosu ilə verilən fleqmanın hesabına regeneratorun yuxarisında temperatur 60°C-də saxlanılır. Fleqmanın temperaturu 14 soyuducunun köməyi ilə tənzimlənir. Desorberin yuxarisından çıxan qazın tərkibində 20%-ə (həcm) qədər merkaptanlar, 70%-ə (həcm) qədər metan və karbon dioksid olur. Bu qaz sobaya yanmağa verilir. Tərkibində bir qədər karbon dioksidi saxlayan qələvi məhlulu 8 nasosu ilə regeneratorun aşağısından götürülərək 17 kalona

verilir, burada 70-90°C qızdırılmış isti hava ilə üfürülür. Hava karbon dioksiddə atmosferə atılır, qələvili tullantı suları sənaye kanalizasiyasına verilir.

Qazların qələvi məhlulu ilə karbon dioksiddən təmizlənməsinin analoji sxemi inert qazların istehsalında istifadə olunur. Təmizlənmə 10%-li qələvi məhlulu ilə aparılır.

13.2. Maye karbohidrogenlərin təmizlənməsi

Məhsuldarlığı 500 min ton/il olan mayeləşdirilmiş qazların geniş fraksiyasının fraksiyalaşdırma qurğusu güclü təmizlənmə qurğusuna malikdir. Propan fraksiyası (çıxımı 25.79% kütlə) monoetanolin təmizlənməsinə və qələvi məhlulu ilə daha dərin təmizlənməyə verilir, n-butan fraksiyası (çıxımı 10.7% kütlə), butan fraksiyası (çıxımı 27.51% kütlə), izopentan fraksiyası (çıxımı 8,48% kütlə), pentan fraksiyası (çıxımı 10,35% kütlə) və heksan fraksiyası (çıxımı 11.94% kütlə) qələvi məhlulu ilə emal edilir və texnoloji sxemi şəkil 13.2-də verilir. Xammal 1 mərkəzdənqaçma nasosu ilə 2 injektor qarışdırıcıya verilir və bu qarışdırıcıya 5 çökdürücüdən çökdürülmüş qələvi məhlulu sorulur. Xammalın reagentlə qarışığı 3 çökdürücüyə verilir. Qismən təmizlənmiş məhsul 3 çökdürücünün yuxarisından 4 qarışdırıcıya verilir, burada o, təzə və resirkulyasiya edilən qələvi məhlulu ilə qarışır. Çökmüş işlənmiş qələvi məhlulu 3 çökdürücünün altından sənaye kanalizasiyasına verilir. Təmizlənmiş xammal 5 çökdürücüdə reagentdən ayrılır. Çökən qələvi məhlulu resirkulyasiyaya verilir, məhsul isə 6 qarışdırıcıya kimyəvi su ilə yuyulmağa verilir. Təmizlənmiş və yuyulmuş məhsul 7 çökdürücünün yuxarisından rezervuara verilir, su isə çökdürücünün altından kanalizasiyaya axıdılır. Təzə qələvi məhlulun konsentrasiyası 10-15% olur.

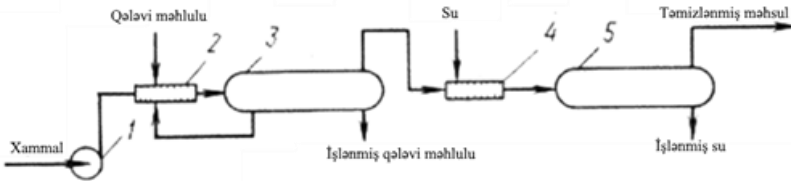


Şəkil 13.2. Maye karbohidrogenlərin qələvi məhlulunun resirkulyasiyası ilə təmizlənməsi sxemi:

1 – nasos; 2, 4, 6 – injektor qarışdırıcı; 3, 5, 7 – çökdürücülər

Aşağıda baxılan qaz fraksiyalama qurğusu katalitik krekinq qurğusunun yağlı qaz və qeyri stabil benzinin emalı üçün nəzərdə tutulub. Qurğunun məhsuldarlığı 417 min ton/il. Məhsulların çıxımı: 38.4% (kütlə) qaz və 61.6% (kütlə) stabil benzin. Layihədə baş fraksiyanın (propan-butan) qələvi məhlulu ilə tam təmizlənməsi monoetanolamin məhlulu ilə təmizlənməsindən və qələvi məhlulu ilə stabil benzinin təmizlənməsindən sonra nəzərdə tutulub. Bundan əvvəl göstərilən texnoloji sxemdən fərqli olaraq bu sxemdə benzinin qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi bir cüt qarışdırıcı-çökdürücüdə aparılır. Şəkil 3.3-də göstərilib.

Stabil benzin 1 mərkəzdənqaçma nasosu ilə 2 qarışdırıcıya verilir, burada təzə 12%-li qələvi məhlulu və 3 çökdürücüdən resirkulyasiya edilən çökdürülmüş qələvi məhlulu ilə qarışır. Çöküntünün bir hissəsi kanalizasiyaya axıdılır. Təmizlənmiş məhsul 4 qarışdırıcıda su ilə yuyulur, 5 çökdürücüdə sudan ayrılır və aralıq çənə və ya rezervuara ötürülür. Yuyucu su 5 çökdürücünün aşağısından kanalizasiyaya axıdılır.



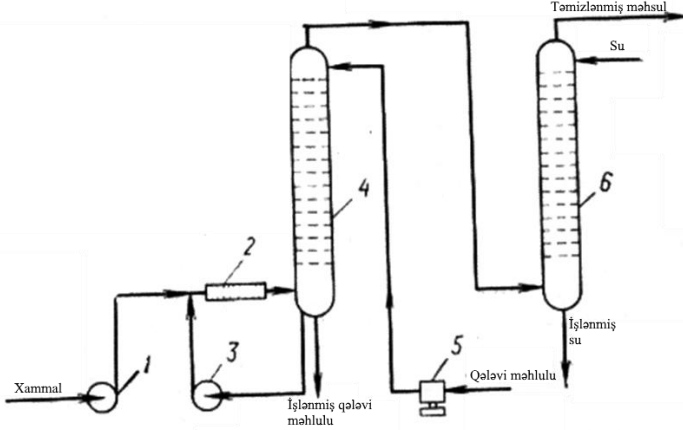
Şəkil 13.3. Yanacaq distillatlarının bir mərhələli qələvi ilə təmizlənməsinin sxemi:

1 – nasos; 2, 4 – qarışdırıcılar; 3, 5 – çökdürücülər.

20-25 il əvvəl tikilən qurğularda yanacaq distillatlarının qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi qələvi məhlulunun fasiləsiz suvarılan kalon tipli aparatlarda aparılırdı. Belə ki, neft emalı qurğularının birində benzin və kerosin distillatları bir yerdə qələvi məhlulu ilə təmizlənilir. Qələvi məhlulu ilə bu üsulla təmizlənmənin texnoloji sxemi şəkil 13.4-də verilib.

Xammal 1 nasos vasitəsilə 2 diafraqma qarışdırıcıya verilir, bura həmçinin 3 nasosu ilə sirkulyasiya edilən qələvi məhlulu verilir. Qarışıq boşqab tipli 4 kalonun aşağı hissəsinə verilir, yuxarı hissəsinə isə 5 dozalanma nasosu ilə təzə qələvi məhlulu verilir. 4 kalonun aşağısından işlənmiş qələvi məhlulunun izafi miqdarı tullantı kanalına ötürülür. Təmizlənmiş məhsul kalonun yuxarisından 6 kalonun aşağı hissəsindəki boşqabın altına kimyəvi təmiz su ilə yuyulma üçün verilir. Yuyucu su 6 kalonun altından çıxarılır və tullantı kanalına ötürülür; onun bir hissəsi təzə qələvi məhlulun hazırlanması üçün istifadə olunur. Kalonun yuxarisından çıxan təmizlənmiş məhsul rezer-

vuara verilir. Məhsuldarlığı 550 ton/sutka (xammala görə) olan qurğuda kalonun diametri 1.8 m, hündürlüyü 6 m; qələvi məhlulun sərfi 0.1% (kütlə), suyun sərfi 100% (kütlə) təşkil edir.



Şəkil 13.4. Fasiləsiz verilən reagentin qələvi ilə təmizlənməsi qurğusunun sxemi:

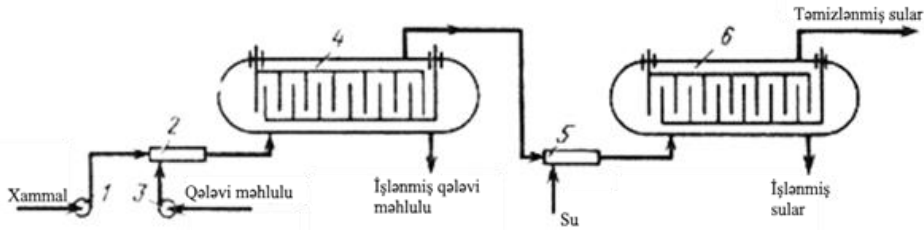
1, 3, 5 – nasoslar; 2 – qarışdırıcı; 4 – təmizləmə kalonu; 6 – yuyucu kalon

Benzin fraksiyasının qələvi ilə təmizlənməsi prosesi 40-50°C temperaturda gedir, qələvi məhlulunun qatılığı 15% (kütlə); kerosin fraksiyasının təmizlənməsində temperatur 60-70°C, qələvi məhlulunun qatılığı 10-12% (kütlə); dizel fraksiyasının təmizlənməsində temperatur 80-90°C, qələvi məhlulunun qatılığı 10% (kütlə).

Qələvi ilə təmizlənmənin effektivliyi qarışdırılmanın intensivliyindən və reaksiya məhsullarının qələvi məhlulunda çökməsinin tamlığından asılıdır. Yanacaq distillatlarının qələvi məhlulu ilə intensiv qarışdırılması zamanı kifayət qədər yüksək temperatura və məhlulun aşağı qatılığına baxmayaraq emulsiya əmələ gəlir və buna görə məhsulların ayrılması üçün əlavə vaxt tələb olunur. Son zamanlar elektrik ayırıcılardan geniş istifadə olunur, belə ki neft məhsulu reagentdən 10-15 kVt gərginlikli sabit cərəyan sahəsindən keçərkən ayrılır. Elektrik sahəsinin köməyi ilə dizel yanacağı distillatlarının qələvi məhlulu ilə təmizlənməsinin texnoloji sxemi şəkil 13.5-də verilir.

Təmizlənen distillat 1 nasosu ilə 2 qarışdırıcıya verilir, ora 3 nasosu ilə 6%-li təzə və resirkulyasiya edilən qələvi məhlulu verilir. Qarışdırıcıdan məhsullar 4 elektrik ayırıcının aşağı hissəsinə verilir, burada elektrik sahəsinin təsiri ilə emulsiya damcılarının birləşməsi baş verir, bu da onların çökməsini sürətləndirir. Təmizlənmiş məhsul 4 elektrik ayırıcının yuxarisından

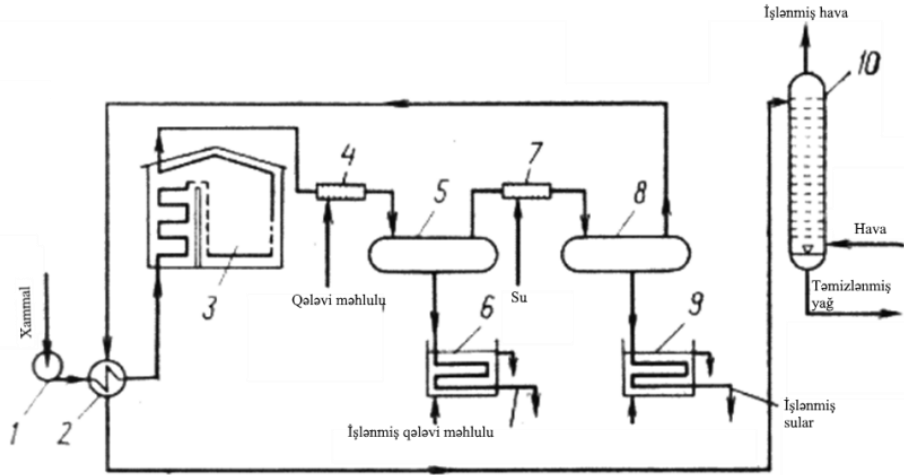
çıxaraq 5 qarışdırıcıya daxil olur, burada kimyəvi təmiz su ilə görüşür və sonradan 6 elektrik ayırıcıya daxil olur, yuyucu su ayrılır. Təmizlənmiş və yuyulmuş dizel yanacağı 6 elektrik ayırıcının yuxarisından çıxaraq rezervuara verilir. Qələvi axınları və yuyucu suları 4 və 6 elektrik ayırıcıların aşağısından çıxaraq kanalizasiyaya ötürülür. Dizel yanacağının təmizlənməsində temperatur 50°C , elektrik ayırıcılarda təzyiq 0.3-0.4 MPa təşkil edir. Fazaların bu üsulla düzgün ayrılması ilə həm neft məhsulunun itkisi azalır, həm də reagent və yuyucu suyun sərfi 20-30% aşağı düşür.



Şəkil 13.5. Elektrik sahəsinin köməyi ilə dizel yanacağı distillatlarının qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1, 3 – nasoslar; 2, 5 – qarışdırıcılar; 4, 6 – elektrik ayırıcı.

Yağ distillatların qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi $140-160^{\circ}\text{C}$ temperaturda və suyun buxarlanmasının qarşısını almaq üçün 0.6-1.0 MPa təzyiqdə aparılır. Yağların qələvi məhlulu ilə təmizlənməsinin texnoloji sxemi şəkil 13.6-da verilir. Yağ distillatı 1 nasosu ilə 2 istidəyişdiricinin borularını və 3 borulu sobanın ilanvari borularını keçərək $150-170^{\circ}\text{C}$ temperaturu ilə 4 diafraqmalı qarışdırıcıya verilir. Ora 1.2-2.5%-li natrium hidroksidin məhlulu verilir. Reaksiya qarışığı qarışdırıcıdan çıxaraq 5 çökdürücüyə verilir. Çökdürücüdə temperatur $130-140^{\circ}\text{C}$, təzyiq 0.6-1.0 MPa, çökmə müddəti 3.5-4 saat təşkil edir. Qələvi tullantıları çökdürücünün aşağısından çıxaraq 6 soyuducuda 60°C -yə qədər soyuyur və naften turşuların ayrılması tutumuna yönəldilir. Təmizlənmiş yağ distillatı 5 çökdürücünün yuxarisından 7 qarışdırıcıya su ilə yuyulmaq üçün verilir. Verilən kimyəvi təmiz suyun temperaturu $60-65^{\circ}\text{C}$ -dir. Yuyucu su distillatdan 8 çökdürücüdə ayrılır. Çökdürünün aşağısından çıxan yuyucu sular 9 soyuducuda soyuyur və naften turşuların ayrılması tutumuna yığılır. Təmizlənmiş və yuyulmuş məhsul 8 çökdürücünün yuxarisından çıxıb 2 istidəyişdiriciyə keçir, öz istiliyini xammala verərək 90°C -dən 70°C -yə qədər soyuyur və kiçik su damcılarının isti hava ilə üfülərək çıxarılması üçün 10 quruducu kalona verilir. Hazır yağ quruducu kalonun aşağısından götürülərək rezervuara yığılır.



Şəkil 13.6. Yağ distillatlarının qələvi məhlulu ilə təmizlənməsi qurğusunun texnoloji sxemi:

1 – nasos; 2 – istilikdəyişdirici; 3 – soba; 4, 7 – qarışdırıcılar; 5, 8 – çökdürücü; 6, 9 – soyuducular; 10 – quruducu kalon

13.3. Katalizatorun iştirakı ilə qələvi məhlulu ilə təmizlənmə

Müasir neft emalı təcrübəsində katalizatorlar və müxtəlif əlavələr-gücləndiricilərin (antioksidlərin) iştirakı ilə atmosferin oksigenlə oksidləşmə prosesinin tətbiqi ilə yanacaq distillatlarının merkaptanlardan qələvi ilə təmizlənməsindən istifadə olunur. Ən geniş istifadə olunan “Bender” və “Meroks” prosesləridir.

“Bender” prosesində xammalın tərkibində 0.08%-dən (kütlə) çox olmamaq şərti ilə benzin, kerosin və reaktiv yanacaqları merkaptanlardan təmizlənir. Təmizlənmə stasionar katalizator layında - qurğusun sulfidində atmosferin oksigenlə oksidləşməsi zamanı merkaptanların disulfidlərə çevrilməsindən ibarətdir.

1 nasosun boşaltma xəttində xammal axını iki hissəyə bölünür: birinci axın kükürd ilə 2 tutumdan keçərək 3 qarışdırıcıya verilir; digəri isə təzə və sirkulyasiya edilən qələvi məhlulu və hava birbaşa 3 qarışdırıcıya verilir. Bu reaksiya qarışığı 4 reaktorlarda katalizator laylarından aşağıdan yuxarisına qədər keçirilir. 5 separatorda alınmış qarışıqdan hava ayrılır. Separatorun aşağısından maye məhsulu işlənmiş qələvi məhlulundan ayrılması üçün 6 çökdürücüyə göndərilir. Təmizlənmiş məhsul qurğudan çıxarılır. Təmizlənməli xammaldan asılı olaraq prosesin temperaturu 70-125°C arasında dəyişir; qələvi məhlulun sərfi əhəmiyyətsizdir.

“Meroks” prosesindən ilk növbədə, merkaptanları benzindən çıxarmaq üçün istifadə olunur. Merkaptanların disulfidlərə oksidləşməsi katalizator kimi xelat metal birləşmələrin iştirakı ilə adi temperaturda atmosfer oksigeni ilə aparılır.

Merkaptanların çıxarılması üçün təmizlənmiş benzin 1 nasosu ilə 2 kalona verilir. Reaktorun yuxarı hissəsinə 5 nasosu ilə katalizatorla qələvi məhlulu (“meroks” adlandırılan məhlul) verilir. Meroks məhlulu ilə təmas nəticəsində aşağı molekulyar merkaptanlar benzindən çıxarılır. Məhsulda qalan yüksək molekulyar merkaptanlar 7 reaktorda disulfidlərə çevrilir. 7 reaktora benzinlə bərabər hava və əlavə miqdarda meroks məhlulu verilir. 7 reaktorun yuxarisından qarışıq ayrılması üçün 8 çökdürücüyə daxil olur. Çökdürülmüş və təmizlənmiş benzin 8 çökdürücünün yuxarisından çıxarılır, meroks məhlulu isə 8 çökdürücünün aşağısından resirkulyasiyaya göndərilir.

2 kalonun aşağısından merkaptanlarla birlikdə meroks məhlulu 3 regeneratorda göndərilir. 3 regeneratorda havanın köməyi ilə merkaptanlar meroks məhlulunda həll olunmayan disulfidlərə oksidləşdirilir. İşlənmiş hava 4 separatorda ayrılır, 6 separatorun yuxarı hissəsindən isə disulfidlər qurğudan çıxarılır. 5 nasosu ilə 8 aparatın aşağısından regenerasiya olunmuş meroks məhlulu prosesə qaytarılır.

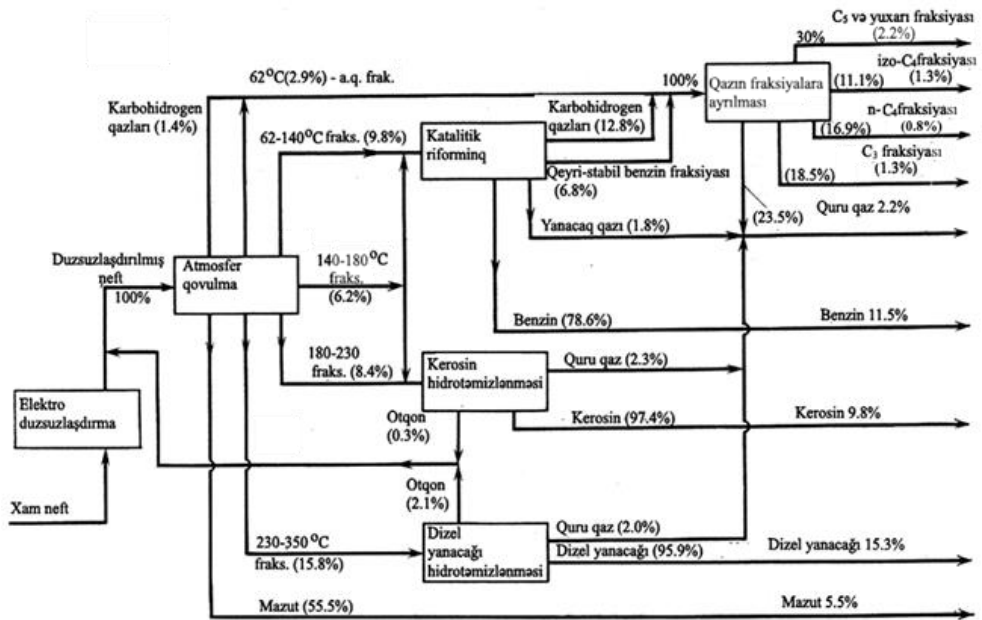
XIII Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Очистка технологических газов/Под ред. Т. А. Семеновой и И. Л. Лейтеса. М.. Химия, 1977. 338 с.
2. Шербаченко В.И., Боженкин П. М., Точиев В.А. // Нефтепереработка и нефтехимия, 1979, № 6, с. 23-25
3. Фегиханов Р.И. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия, 1981, № 10, с. 27-28

XIV FƏSİL. NEFT MƏHSULLARININ İSTEHSALI ÜÇÜN KOMBİNƏ EDİLMİŞ QURĞULAR

Neft emalı və neft-kimya sənayesində texniki tərəqqinin əsas istiqamətlərdən biri yüksək məhsuldarlığı olan kombinə olunmuş qurğuların tikintisi-
dir. Rusiyanın kombinə olunmuş dərin neft emalı (ГК-3), yanacaq istehsalı (ЛК-бү), neftin deasfaltlaşması və yağların selektiv təmizlənməsi, yağların deparafinasiyası və parafinlərin yağsızlaşdırıcı qurğuların istismar müddə-
tində yüksək texniki və iqtisadi göstəricilərə nail olublar.

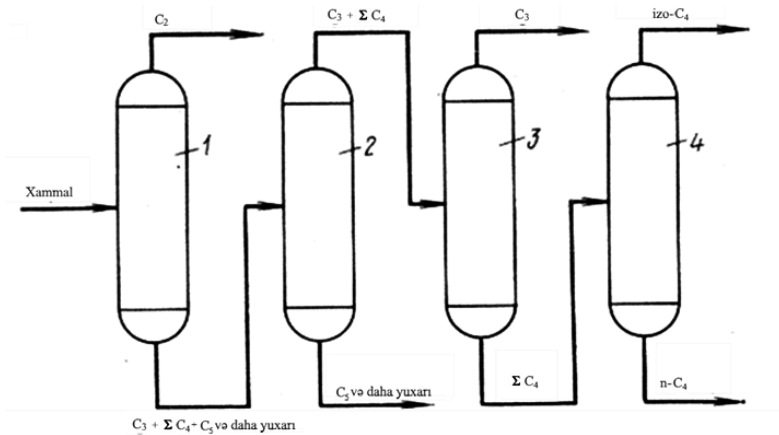
Şəkil 14.1 və 14.2-də kombinə olunmuş ЛК-бү (Ленгипронефтехим layihəsi) və ГК-3 (Грозгипронефтехим layihəsi) qurğularının axınlı texno-
loji sxemləri, həmçinin neftə görə alınan məhsulların çıxımları göstərilib. ЛК-бү kombinə olunmuş qurğunun tərkibinə üfüqi elektrik dehidratorlarda xam neftin iki mərhələli duzsuzlaşdırma şöbəsi; neftin iki kalonlu atmosfer qovulması və benzinin stabilləşməsi və fraksiyalanması şöbəsi; xammalın əvvəlcədən hidrotəmizlənməsi ilə benzinin katalitik riforminq şöbəsi; kerosin və dizel yanacağının hidrotəmizlənmə şöbəsi; qazın fraksiyalara ayrılması şöbəsi daxildir.



Şəkil 14.1. Kombinə olunmuş ЛК-бү qurğusunun axınlı texnoloji sxemi

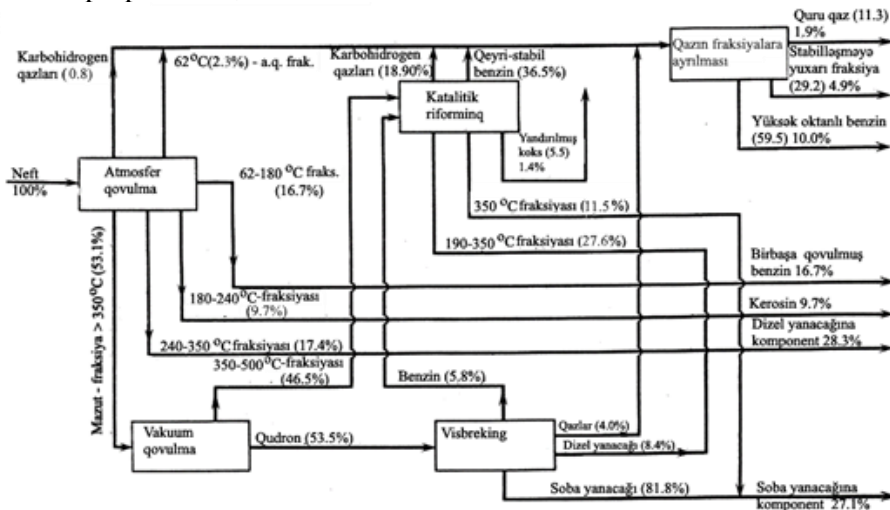
Qazın fraksiyalara ayrılması şöbəsində (şəkil 14.2) qurğunun bütün hissələrindən stabilləşmədən sonra daxil olan məhsulların baş fraksiyalarının vahid mərkəzləşdirilmiş deetanizasiyası nəzərdə tutulub. Həmin şöbədə quru qaz, propan, izobutan və n-butan fraksiyaları, həmçinin C_6 və daha yüksək fraksiyalar istehsal olunur.

JİK-6y qurğusunda yüksək keyfiyyətli məhsullar istehsal olunur: 90-95 oktan ədədi (tədqiqat metodu) ilə avtobenzin komponenti, hidrotəmizlənmiş kerosin, tərkibində kükürd 0.2%-dən (kütlə) az olan dizel yanacağı, mazut.



Şəkil 14.2. JİK-6y qurğusunun qazın fraksiyalara ayrılması blokunda kalona birləşmə sxemi:

kalonlar: 1 – deetanizator; 2 – propan və butan qarışığının ayrılması; 3 – depropanizator; 4 – deizobutanizator



Şəkil 14.3. Kombinə olunmuş GK-3 qurğusunun axınlı texnoloji sxemi:

ГК-3 kombinə olunmuş qurğunun tərkibinə neftin atmosfer qovulması və mazutun vakuu qovulması şöbəsi, qudrunun yüngül termiki krekinq və vakuu qazoylu katalitik krekinq şöbəsi, həmçinin qazın fraksiyalara ayrılması şöbəsi daxildir. Qurğunun əsas məhsulları: stabilləşmiş baş fraksiya, yüksək oktanlı benzin komponenti, qazan yanacağı, həmçinin benzin və dizel yanacağı komponentləri.

КТ-1 (Грозгипронефтехим layihəsi) mazutun dərin emalı kombinə olunmuş qurğusunda vakuu distillatın (katalitik krekinq üçün xammal) və qudrunun (visbrekinq xammalı) alınması üçün xammalın iki kalonlu vakuu qovulması sxemindən istifadə edilmişdir. Mazutdan geniş distillat fraksiyasının qovulması birinci vakuu kalonunda aparılır və kalona su buxarı verilmir. Qudrondan əlavə olaraq distillatın qovulması ikinci vakuu kalonunda aparılır. Mazutun bu cür qovulması sxemi, həmçinin hava soyuducu aparatların maksimum istifadəsi, kalonda kondensatorların yerləşdirilməsi qalıq təzyiğin aşağı salınmasına və distillat fraksiyasının q.s. 515-520°C-yə qədər artırılmasına imkan verir.

Qudronun visbrekinq prosesi 500°C-yə qədər temperaturda aparılır. Visbrekinq şöbəsində Qərbi-sibir neftinin qudronu ilə 5% (kütlə) katalitik krekinqin ağır qazoylu qarışığının emalından sonra 76.2% (kütlə) koklaşma üçün xammal, 6% (kütlə) qazan yanacağının komponenti, 10.1% (kütlə) dizel yanacağının komponenti, 2.95% (kütlə) qeyri-stabil benzin və 3.75% (kütlə) maye qaz alınır. Katalitik krekinq xammalının hidrotəmizlənməsi alüminium-nikel-molibden katalizatorunun stasionar layı ilə iki paralel işləyən reaktorlarda nəzərdə tutulub. Hidrotəmizlənmiş xammalın krekinqi mikrosferik seolit tərkibli katalizatorunda bir axınlı reaktorda aparılır. Katalitik krekinq, rektifikasiya, absorbsiya və qazın fraksiyalara ayrılması şöbələrində Qərbi-sibir neftinin vakuu distillatının emalından stabil benzin 44.7% (kütlə), butan-butilen fraksiyası 11.84% (kütlə), propan-propilen fraksiyası 5.32% (kütlə) və texniki karbon istehsalı üçün xammal (fraksiya 270-420°C) 15.1% (kütlə) məhsulların alınması nəzərdə tutulub. Koksun çıxımı 6%-dən (kütlə) çox deyil.

Qərbi-sibir neftinin emalından КТ-1 kombinə olunmuş qurğunun material balansı:

Götürülüb, % (kütlə):	
– mazut	90.32
– vakuu distillatı	9.06
– hidrogen tərkibli qaz (96% həcm H ₂)	0.62
Cəmi:	100.00

Alımb, % (kütlə):	
– Aİ-93 və Aİ-98 avtobenzinin komponenti	20.52
– propan-propilen fraksiyası	2.32
– butan-butilen fraksiyası	5.18
– hidrotəmizlənmiş dizel yanacağı (fraksiya 180- 350°C)	9.61
– dizel yanacağın komponenti	
fraksiya 190-270°C (katalitik krəkinqdən sonra)	2.68
fraksiya 160-350°C (visbrekinqdən sonra)	3.81
– stabil benzin hidrotəmizlənmədən və visbrekinqdən sonra (fraksiya 160°C-yə qədər)	1.74
– koklaşma üçün xammal	28.23
– texniki karbon üçün xammal (fraksiya 270-420°C)	6.60
– qazan yanacağının komponenti	3.53
– qudron	6.74
– hidrogen istehsalı üçün karbohidrogen qazı	0.6
– hidrogen tərkibli qaz (75% həcm H ₂)	0.36
– hidrogen sulfid	0.98
– yanacaq qazı	2.89
– koks	2.61
– itki	1.60
Cəmi:	100.00

KT-1 mazutun dərin emalı kombinə olunmuş qurğusunun ayrı-ayrılıqda yerləşən qurğuların texniki-iqtisadi göstəriciləri ilə müqayisəsi göstərdi ki, istismar xərcləri 40.1% azalır, xammal emalından bir işçiyə düşən əmək məhsuldarlığı 2.5 dəfə artır, ümumi kapital qoyuluşları 36.2% aşağı düşür, sahə 3 dəfə azalır. Texnoloji qurğuların kombinə olunması və genişlənməsi, müasir texnologiyaların tətbiqi, yüksək səviyyəli texniki həllər və avadanlıqların rəşional yerləşdirilməsi hesabına yuxarıda göstərilən üstünlüklər nail olunur.

Kombinə olunmuş qurğuların aparatları və avadanlığı böyüdülmüş şöbələrə birləşdirilir və onların qarşılıqlı yerləşdirilməsi aralarındakı sərt əlaqələri təmin edən texnoloji sxem ilə müəyyən edilir. Beləliklə, tikinti sahəsi daha çox səmərəli istifadə olunur.

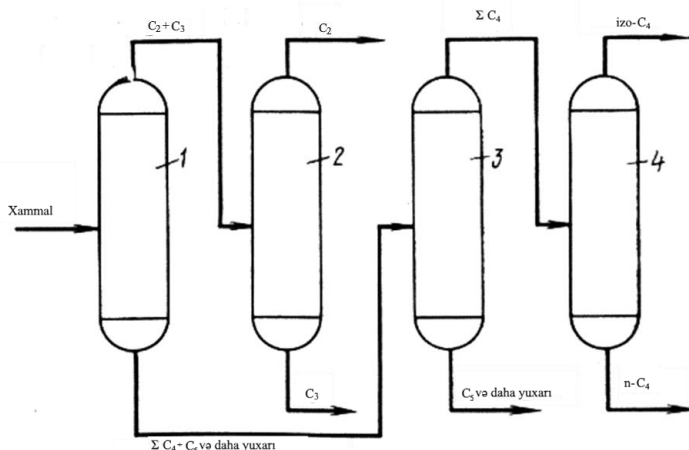
Aparatların və avadanlıqların yerləşdirilməsinin əsas məqsədi texnoloji məqsədəuyğunluq və yığcamlıqdır. Belə ki, JIK-6y qurğularında hidrotəmizləmə və riforminq bölmələrinin sirkulyasiya edilən hidrogen tərkibli qazlarının sıxılması üçün bütün kompressorlar bir binada – kompressor binasında yerləşdirilib. Elektrik avadanlığı iki elektrik paylayıcı binada yerləşir. Böl-

mənin içərisinə aparat və avadanlıqlar yerləşdirilərkən texnoloji xüsusiyyətlərdən əlavə, tikinti-quraşdırma işlərinin sənaye üsulu ilə aparılması və kran və mexanizmlərin təmiri və dəyişdirilməsi zamanı giriş-çıxış imkanı nəzərə alınır.

Borulu sobalar qrupuna ümumi tüstü borusu xidmət edir. Bu da işlənmiş qazların izafi istiliyinin istifadəsi üçün güclü bölmənin yaradılmasına və böyük miqdarda onların səpilməsini təmin etməyə imkan verir.

Ленгипронефтехим institutunun məlumatına görə, ЛК-бу qurğularında proseslərin kombinə olunması nəticəsində xüsusi kapital qoyuluşları 11-12%, neftin emalı dəyəri 9-10% azalır, mənfəət 6%, əmək məhsuldarlığı isə 45-50% artır və qurğunun sahəsi iki dəfədən çox azalır.

Eyni zamanda texnoloji qurğuların daha mürəkkəb istismarı aparatların və avadanlıqların etibarlı və fasiləsiz işləməsinə daha sərt tələblər təqdim edir, bir hissəsi ehtiyat olmadan quraşdırılır.



Şəkil 14.4. Kombinə olunmuş qurğunun qazın fraksiyalara ayrılması blokunda kalonun birləşmə sxemi:

kalonlar: 1 – etan və propanın ayrılması; 2 – deetanizator; 3 – debutanizator; 4 – izobutanın ayrılması

Ленгипронефтехим institutu kombinə olunmuş ЛК-9М qurğusunun texniki layihəsini işləyib hazırlamışdır. Layihəyə yüksək keyfiyyətli əmtəə benzinlərin istehsalı üçün müasir texnoloji avadanlıqlar və aparatlar daxil olunub və aşağı temperaturlu izomerləşmə prosesinin istifadəsi də nəzərdə tutulub. Qazın fraksiyalara ayrılması sxemində dəyişikliklər olunub (şəkil 14.4): yüngül karbohidrogen qarışığından etan-propan fraksiyası ayrılır və sonra etan-propan fraksiyası propan və quru qaz fraksiyalarına ayrılır. Belə bir həll etan kalonunun yuxarı məhsulunun kondensasiya temperaturunu

3.0–3.5 MPa təzyiqdə 30-35°C-yə qədər (JK-6y qurğusunda 5°C qarşı) artırmağa imkan verdi. Nəticədə, yuxarı məhsulun kondensləşməsi üçün qışda dövriyyə sudan, yayda isə 7°C temperatur ilə soyudulmuş sudan istifadə oluna bilər.

Kombinə olunmuş qurğuların əsas üstünlükləri:

- tikinti-quraşdırma işlərinin azalması ilə tikinti qısa müddət ərzində başa çatır;
- bahalı kommunikasiyaların (texnoloji boru kəmərləri, kabellər, nəzarət etmə və avtomatlaşdırma xətləri) uzunluğu qısalır;
- qurğunun sahəsi azalır;
- bütün texnoloji proseslərin idarə olunmasının mərkəzləşdirilməsi (bir binadan);
- eyni tipli avadanlıqların xüsusi yerlərdə yerləşdirilməsi;
- ümumi zavod obyektlərinin, qurğuların, rezervuar parkların, su təchizatı, kanalizasiya şəbəkələrin, avtomobil yolların və s. tikintisi üçün daha az çəkilən xərclər;
- daha yüksək əmək məhsuldarlığı.

XIV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Стапчева З. С. и др. В кн.: Совершенствование процессов сероочистки углеводородного сырья и газофракционирования. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1980, с. 63-66
2. Макарьев С. В. и др. В кн.: Технология глубокой переработки нефтяного сырья. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1981, с. 3-9
3. Батенин В.М., Каган Д.Н., Шпильрайн Э.Э. и др. Малостадийная технология производства синтетических дизельных и реактивных топлив на малогабаритных установках низкого давления. // Наука и техника газовой промышленности, 2000, №1, с. 21
4. Капустин В.М., Золовкин Ф.В., Соснова Н.А., Златкина Ю.Е. Установка гидрокрекинга // Мир нефтепродуктов, 2014, № 1, с. 21-24

XV FƏSİL. NEFT VƏ QAZ EMALI PROSESLƏRİNİN YARADILMASINDA AZƏRBAYCAN ALİMLƏRİNİN ROLU

XIX əsrin sonlarında Azərbaycanda neft istehsalının böyük vüsət alması ilə əlaqədar neft məhsullarının alınması sahəsində daha mükəmməl texnologiyaların yaradılmasına ehtiyac yarandı.

Neft hasilatında o dövr üçün aqlasığmaz sayılan yüksək göstəricilərə rəğmən lazımi texnologiyanın və ixtisaslı mütəxəssislərin yoxluğu bu sahənin inkişafına mane olurdu. Bu səbəbdən ölkədə yüksək ixtisaslı mütəxəssislərə böyük ehtiyac var idi.

Bu dövrdə Almaniyada təhsil almış görkəmli kimyaçılar – Mövsüm bəy Xanlarov, Sadiq Hüseynov və Balaxan Bakıxanovun xidmətlərini xüsusi qeyd etmək lazımdır. Onlar Azərbaycanda müasir kimya elminin baniləridirlər. Bu səbəbdən ölkəmizdə müasir kimyanın bünövrələri sayılan bu alimlər haqqında qısa məlumat vermək istərdik.

Mövsüm bəy Xanlarov 1857-ci ildə Bakıda anadan olmuşdur. İlk təhsilini mədrəsədə almış, müstəqil şəkildə rus dilinə yiyələnmiş, 1872-ci ildə Bakıdakı rus realnı gimnaziyasının tələbəsi olmuşdur. Neft emalı sahəsində böyük perspektivləri nəzərə alan M.Xanlarov ali təhsil almaq və neft emalı üzrə peşəkar mühəndis – texnoloq olmaq üçün 1878-ci ilin payızında Almaniyanın Vyüsburq Universitetinin tələbəsi olur. 1881-ci ilin mayında o, Strasburq şəhərindəki ən nüfuzlu elm və təhsil mərkəzlərindən sayılan Vilhelm Kayzer Universitetinə gəlir və burda professor R.Fittiqin rəhbərliyi altında elmi tədqiqatlara başlayır. 1883-cü ildə Strasburq Universitetinin Elmi Şurasında 26 yaşlı azərbaycanlı Mövsüm bəy Xanlarov fəlsəfə doktorluq dissertasiyasını uğurla müdafiə etdi və o, kimya elmləri doktoru alimlik dərəcəsi aldı. Beləliklə, M.Xanlarov Azərbaycanda ilk dəfə kimya üzrə elmlər doktoru elmi dərəcəsi alan alim kimi tarixə düşdü. Doktor M.Xanlarov onu yetişdirmiş vətənə fayda vermək üçün qısa müddətdən sonra Azərbaycana döndü və mühəndis – texnoloq kimi bu uğurlarının sırasını daha da genişləndirdi.

Görkəmli kimyaçı alim, əməkdar elm xadimi, professor Hüseynov Sadiq Cavad oğlu 1883-cü ildə anadan olmuşdur. 1904-cü ildə orta təhsilini Bakı realnı məktəbində aldıqdan sonra Almaniyanın Darmştađ Kimya Texnologiya İnstitutuna daxil olmuş və oranı 1910-cu ildə bitirərək kimyaçı-texnoloq ixtisasına yiyələnmişdir. 1917-ci ildə Bakıya qayıtmış, 1920-ci ildə açılan bir illik müəllimlik kurslarının təşkilatçılarından biri olmuş və sonra

onun əsasında yaranan Azərbaycan Pedaqoji İnstitutunda 1927-ci ilədək kimya kafedrasının müdiri işləmişdir.

Balaxan Məlik bəy oğlu Bakıxanov 1880-ci ildə Bakının Mərdəkan kəndində anadan olmuşdur. Azərbaycanın ilk kimyaçı – texnoloqu Bakıxanovlar nəslindəndir. Hacı Zeynalabdin Tağıyevin təkidi ilə o, Almaniyada 1900-1906-cı illərdə Hamburq Texnoloji İnstitutunda təhsil aldıqdan sonra Bakıya qayıtmışdır. Azərbaycanda Sovet hakimiyyəti qurulduqdan sonra burjuva ünsürü kimi işdən qovulmuş, 1937-ci ildə həbs olunmuş və 1942-ci ildə Arxangelskdə həbs düşərgəsində 62 yaşında vəfat etmişdir.

Dahi alimimiz akademik Yusuf Məmmədaliyevin kimya elminə gəlməsində professor Sadiq Hüseynovun müstəsna rolunu da nəzərə alsaq, Azərbaycanda müasir kimya elminin təməl daşını onların qoyduqlarını birmənalı qəbul etməliyik. Y.H.Məmmədaliyevin kimya sahəsinə gəlişi ilə Azərbaycanda neft emalı proseslərinin yaradılmasında yeni bir eranın, təkamül dövrünün başlanğıcı qoyuldu.

Azərbaycan xalqının fəxarət zirvəsi, ilk kimyaçı akademiki, istedadlı elm təşkilatçısı, görkəmli dövlət xadimi Yusuf Heydər oğlu Məmmədaliyev 1905-ci il dekabrın 31-də Ordubad şəhərində anadan olmuşdur.

Yusuf Məmmədaliyev 1923-cü ildə ali təhsil almaq üçün Bakıya gəlir və Azərbaycan Ali Pedaqoji İnstitutunun hazırlıq fakültəsinə daxil olur. O, burada Almaniyanın Darmştad Universitetinin məzunu, kimyaçı professor Sadiq Hüseynovla görüşür. Yusuf Məmmədaliyev Sadiq müəllimə ədəbiyyatı dərinləndirən sevdini və dil-ədəbiyyat fakültəsinə daxil olmaq istədiyini bildirir. Uzaq görən və alicənab professor Sadiq Hüseynov bu gəncin təbiət elmləri sahəsindəki dərin biliyini nəzərə alaraq ona kimyaçı olmağı məsləhət görür.

1929-cu ildə o, Moskva Dövlət Universitetinin kimya fakültəsinə qəbul olur və burada kimya elminin korifeylərindən biri olan akademik N.D.Zelinskiyin laboratoriyasında işləməyə başlayır.

Yusuf Məmmədaliyev 1931-ci ildə oranı bitirib bir müddət Moskva zavodlarının birində mühəndis kimi işlədikdən sonra Bakıya gəlir. 1933-cü ildə Bakıda Azərbaycan Elmi-Tədqiqat Neft İnstitutunda (AzETNİ) (indiki Y.Məmmədaliyev adına AMEA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutu) işə başladı və burada elmi işçidən akademikliyə doğru şərəfli yol keçdi.

Azərbaycanın təbii qazlarından neft, qaz və kimya sənayesi üçün xammal kimi istifadə olunması mövzusu Yusuf Məmmədaliyevi hər zaman düşündürmüş və o, ilkin tədqiqatlarına məhz bu istiqamətdə başlamışdır. O, AzETNİ-də çalışdığı ilk gündən Azərbaycanın təbii qazları, onların tətbiqinin müəyyənəşdirilməsi sahəsində geniş və uğurlu elmi tədqiqatlar aparmışdır.

1936-cı ildə Y.Məmmədəliyevin “Azərbaycanın təbii qazları və onlardan kimyəvi istifadə” adlı ilk kitabı nəşr olunmuşdur.

Onun əsaslı işlərindən biri süni kauçuk mövzusu ilə bağlıdır. Azərbaycanda və keçmiş Sovet İttifaqında polimer kimyasının banisi olan Yusuf Məmmədəliyev bu sahədə ilk işlərini hələ 1934-cü ildə kauçukla əlaqədar başlamışdır. Ötən əsrin 50-ci illərinin sonlarında Yusuf Məmmədəliyevin aldığı elmi – texnoloji nəticələr əsasında Mərkəzi Komitənin qərarı ilə Sumqayıtda Sintetik Kauçuk zavodu yaradıldı və tez bir zamanda Sovet İttifaqının ən böyük kauçuk istehsalçısına çevrildi.

Y.Məmmədəliyev qısa müddət ərzində (1933-1937-ci illər) dünyada ilk dəfə olaraq çox mühüm istiqamətlər (təbii və neft qazlarının tərkibinin müəyyən olunması, etiləndən etil spirtinin alınması, süni kauçukun sintezi, hidrogenin alınması və yanacaq kimi istifadə olunması və s.) üzrə dəyərli elmi nəticələr əldə etdi və bu proseslərin yarımşənaye miqyasında yoxlanılmasına nail oldu. Həmin illərdə xlorlaşma prosesinin təməli qoyuldu. 1935-ci ildən etibarən Yusuf Məmmədəliyev neft qazlarının halogenləşməsi, onlardan elm və texnikada, sənayedə, təbabətdə və digər sahələrdə istifadə etmək kimi vacib məsələlərlə müntəzəm məşğul olmağa başladı.

Yusuf Məmmədəliyevin elmi tədqiqatları geniş, çox rəngarəng bir sahəni əhatə edir. O, Azərbaycanda neft və qaz emalı proseslərinin yaradılmasında elə bir sahə olmamışdır ki, ora diqqət ayırmasın. Onun alkilləşmə reaksiyalarının tədqiqi sahəsindəki araşdırmaları nəinki keçmiş sovetlər birliyində, həm də ABŞ, İngiltərə, Fransa və digər ölkələrdə qəbul edilirdi. Təsədüfi deyil ki, bu elmi uğurlarına görə görkəmli kimyaçı, akademik N.İ.Şuykin azərbaycanlı alimi haqlı olaraq “alkilləşmənin kralı” adlandırmışdır.

Y.Məmmədəliyevin rəhbərliyi altında strateji əhəmiyyətə malik alkilbenzolların alınması üzrə aparılan geniş tədqiqatlar xüsusilə qeyd olunmalıdır. O, əməkdaşları ilə 1942-ci ildə benzolun alkilləşməsi üsulu ilə toluolun yeni səmərəli sintez proseslərini işləyib hazırladı və bu proses sənayeyə tətbiq olundu. Toluolun istehsalı təşkil edildikdən sonra həmin zavodda Y.Məmmədəliyevin işləyib hazırladığı üsulla top mərmilərinin və minaların istehsalında ən çox istifadə olunan trinitrotoluol (trotil) partlayıcı maddəsi alınıb cəbhəyə göndərildi.

Yusuf Məmmədəliyev ilk dəfə izoquruluşlu alkilbenzolinin alınması prosesinin texnologiyasını işləyib hazırladı. Sonralar bu üsulu daha da təkmilləşdirərək aviyanacağıın oktan ədədini 120-yə çatdırmış və onun saxtayıdavamı olması üçün yeni aşqarlar işləyib hazırlamışdır. Mümkün olan variantları nəzərdən keçirərək o, izopropilbenzolun (kumolun) sintezi üzrə işləri davam etdirib yüksək çıxıma nail olmuşdur. Qısa müddətdə sənaye miqyasında yüksək oktanlı aviasiya benzini komponenti olan kumolun alınması təşkil edildi.

Açıq dənizdə qazma buruqlarının inşası layihəsində və bu layihənin reallaşdırılmasında akademik Yusuf Məmmədəliyevin müstəsna rolu olmuşdur.

Akademik Yusuf Məmmədəliyev neft kimyası, neft kimyası sənayesi, neft, qaz emalı, polimer kimyası elmlərinin Azərbaycanca banisi olaraq bu sahələrdə apardığı uğurlu tədqiqatları və kəşfləri ilə haqlı olaraq dünya şöhrətini qazanmış və gələcək nəsillər üçün zəngin irs qoymuşdur. Azərbaycan kimyaçılarının iftixar mənbəyi olan “Yusuf Məmmədəliyev məktəbi”ni yaratmışdır. Onun yaratdığı məktəbin yetirmələri artıq bu gün yeni məktəblərə çevrilmişlər.

Bu elm xadimləri və eyni zamanda neft və qaz emalı sahəsində çalışmış zəka sahibləri haqqında bəzi məlumatları verməyi özümüzə borc bildik.

Akademik Əli Musa oğlu Quliyev 1912-ci il mayın 31-də Gəncə şəhərində anadan olmuşdur. 1931-ci ildə Bakı Pedaqoji Texnikumunu bitirib, bir müddət Goranboy rayonunda müəllimlik etmişdir. 1934-cü ildə ADU-nun (indiki BDU) kimya fakültəsinə daxil olmuşdur. O, 1937-ci ildən təhsilini davam etdirməklə yanaşı, Azərbaycan Elmi-Tədqiqat Neft Emalı İnstitutunda (AETNEİ) öz müəllimi, akademik Y.Məmmədəliyevin laboratoriyasında baş laborant, kimyaçı, sahə rəisi və böyük mühəndis vəzifələrində çalışmışdır. 1943-cü ildə “Təbii qazdan heksametilentetraminin (urotropinin) alınması” mövzusunda namizədlik dissertasiyasını müdafiə etmişdir. 1945-ci ildə AETNEİ-də Əli Quliyevin rəhbərliyi ilə Aşqarların sintezi laboratoriyası yaradılmış və keçmiş Sovetlər İttifaqında ilk dəfə olaraq AzNİİ-depressator və AzNİİ-4 aşqarları sintez edilərək sənaye miqyasında ölkənin neft emalı zavodlarında istehsal edilmişdir.

Ə.M.Quliyev 1951-ci ildə motor sürtkü yağlarının keyfiyyətini yüksəltmək üçün aşqarların sintezi və onların tətbiqinə dair doktorluq dissertasiyasını müdafiə edərək kimya elmləri doktoru alimlik dərəcəsini almışdır.

1959-1965-ci illərdə akademik Əli Quliyev Azərbaycan EA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunda Aşqarlar və yağlar şöbəsinə rəhbərlik etmişdir. 1965-ci ildə mövcud şöbə əsasında akademik Ə.Quliyevin rəhbərliyi ilə Azərbaycan EA Aşqarlar Kimyası İnstitutu yaradılmışdır və o, 1965-1987-ci illərdə AKİ-nin direktoru vəzifəsində çalışmışdır.

Akademik Ə.M.Quliyevin əsas elmi-tədqiqat işləri neft kimyası, neftin emalı və aşqarlar kimyasına həsr edilmişdir. Onun rəhbərliyi ilə alkilfenollar, aromatik tiollar, epoksi birləşmələr, sulfobirləşmələr, polimerlər əsasında tərkibində müxtəlif funksional qrup, eləcə də elementlər olan bir çox üzvi aşqar, stabilizator, inhibitor, yağlayıcı – soyuducu mayelər sintez edilmiş, onlardan bir çoxunun istehsal texnologiyası işlənib hazırlanmış və sənayedə tətbiq olunmuşdur. Bunlardan AzNİİ-depressatorunu, AzNİİ-SİATİM-1, SB-3, SB-3u, BFK, BFKu, İNXP-21, İXP-21, İXP-101 və s. aşqarlarını misal göstərmək olar.

Akademik Ə.M.Quliyev aşqarların alınması sahəsində tanınmış elmi məktəb yaratmışdır; bu gün onun yaratdığı Aşqarlar Kimyası İnstitutu şərəflə onun adını daşıyır.

Azərbaycanda neft emalı proseslərinin texnologiyasının yaradılmasında böyük xidmətləri olmuş nəhəng simalardan biri də Vahab Səfər oğlu Əliyev olmuşdur.

V.S.Əliyev 1908-ci il iyunun 20-də Bakının Saray kəndində anadan olmuşdur. 1929-cu ildə fəhlə fakültəsini bitirdikdən sonra təyinatla ali təhsil almaq üçün Moskva şəhərinə İ.Qubkin adına Neft İnstitutuna göndərilmişdir və 1934-cü ildə orada təhsilini başa vuraraq kimyaçı texnoloq kimi “Azneft-layihə”də işə başlamışdır. V.Əliyev 1950-ci ildə namizədlik, 1961-ci ildə doktorluq dissertasiyalarını müdafiə etmişdir.

Akademik V.S.Əliyevin respublika neft emalı sənayesinin inkişafında xidmətləri əvəzənməzdir. O, sənayedə tətbiqini tapmış bir çox unikal proseslərin müəllifidir. Onun rəhbərliyi ilə “qaynar lay” texnologiyasının nəzəri əsasları işlənib hazırlanmış, katalitik krekinq, dehidrogenləşmə və alunitin yandırılması reduksiya proseslərinə tətbiq edilmiş, həmçinin açıq, yarımaçıq katalizator axımında katalitik krekinq, ikipilləli katalitik krekinq kimi proseslərin aparılması üçün yeni reaktorlar yaradılmış və nəticədə məhsuldarlıq 8-10 dəfə artırılmışdır. Onun tədqiqatları içərisində C₄-C₅ olefinlərinin oksigen iştirakı ilə dien karbohidrogenlərinə dehidrogenləşməsi prosesinin nəzəri əsaslarının yaradılmasının xüsusi yeri var. Bu proseslər üçün reaktorun xüsusi konstruksiyaları və yeni səmərəli katalizatorlar, homogen kataliz, propilenin, izobutilenin dimerləri, superplastifikatorlar, izopropil spirtinin alınması üçün turş xassəli katalizatorların hazırlanması və s. proseslərin texnologiyası işlənilib hazırlanmışdır.

Vahab Əliyevin əməkdaşları ilə dünya praktikasında ilk dəfə olaraq qaynar lay texnologiyasından istifadə etməklə alunitin yandırılması və bərpası prosesi böyük praktiki və elmi əhəmiyyət kəsb etmişdir. Prosesin sənaye qurğusu Gəncə şəhərində alüminium zavodunda işə salınmışdır. V.S.Əliyevin apardığı istiqamətlərdən biri də suda həllolan polimerlərin alınması proseslərinin həyata keçirilməsidir. O, əməkdaşları ilə akril və epoksi birləşmələr əsasında yeni suda həll olan polimerlərin alınması proseslərinin texnologiyasını yaratmışdır.

Akademik Vahab Əliyev Azərbaycanda metal-kompleks katalizin yaradılmasının banilərindən hesab olunur. O, bu tədqiqatlara talantlı gənc alimləri cəlb etmişdir. Metalkompleks katalizatorlardan istifadə etməklə etilenin, propilenin, butadienin, izoprenin xətti və tsiklik oliqomerləri alınıb sənayeyə təklif olunmuşdur. Akademik V.S.Əliyev məktəbinin davamçıları akademik Akif Əzizov, AMEA-nın müxbir üzvü k.e.d. prof. Ziya Əsədov, k.e.d., prof. Vera Soldatova, t.e.d., prof. Azər Qasimov, k.e.d., prof. Füzuli Nəsirov,

t.e.d. Səidə Camalova, t.e.n. Boris Pavlyuk, t.e.n. Teyyub İsmayılov, t.e.n. Rəcəb Orucov və onlarla başqaları onun elmi ənənələrini davam etdirmişlər və bu gün də davam etdirirlər.

Azərbaycanda neft emalının dərinləşdirilməsi üçün proseslərin texnologiyalarının yaradılmasında akademik M.İ.Rüstəmovun müstəsna xidmətləri olmuşdur.

Musa İsmayıl oğlu Rüstəmov 1930-cu il mayın 8-də Ordubad şəhərində anadan olmuşdur. 1947-ci ildə Azərbaycan Sənaye İnstitutunun (indiki ADNSU) kimya texnologiya fakültəsinə qəbul olmuş və 1952-ci ildə oranı kimyaçı-texnoloq ixtisası üzrə bitirmişdir. İnstitutu bitirdikdən sonra o, Azərbaycan Elmi-Tədqiqat Neft Emalı İnstitutunda mühəndis kimi elmi fəaliyyətə başlamışdır. 1959-cu ildən 1988-ci ilə qədər Azərbaycan EA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunda (NKPI) kiçik, böyük elmi işçi, laboratoriya müdiri, elmi işlər üzrə direktor müavini vəzifələrində çalışmışdır. 1988-2011-ci illərdə NKPI-nin direktoru olmuşdur.

Akademik M.İ.Rüstəmovun elmi işləri əsasən heterogen kataliz prosesləri texnologiyasının tədqiqinə həsr olunmuşdur. Onun rəhbərliyi ilə heterogen kontakt-katalitik proseslərinin elmi əsasları hazırlanmışdır.

Akademik M.İ.Rüstəmovun rəhbərliyi altında “qaynar qatlı” alümosilikat katalizatorunun iştirakı ilə katalitik krekinq prosesinin işlənilib hazırlanması və sənayeyə tətbiqi həyata keçirilmişdir. Aparılan tədqiqatlar nəticəsində “qaynar qatın” ikifazlı modelinin bəzi qanunauyğunluqları dəqiqləşdirilmiş və “qaynar qat” əmələ gətirən bərk hissəciklərin ölçü və xassələrindən asılı olaraq diskret fazanın miqdarının və psevdomayeləşdirmənin qiymətinin müəyyən edilməsi üçün tənlik yaradılmışdır. Müəyyən edilmişdir ki, “qaynar qatda” bərk fazanın intensiv qarışdırılması baş verir və nəticədə qatın həcmində temperatur bərabərləşir, bu isə reaksiyanın istilik effektinin ölçüsündən asılı olmayaraq prosesin izotermik şəraitdə getməsinə təmin edir.

Akademik M.İ.Rüstəmovun və onun məktəbinin elmi tədqiqatları çoxşaxəli olub geniş bir elm sahəsini əhatə edir. Onun rəhbərliyi altında Ai-93 etilləşdirilməmiş avtomobil benzinin alınmasına dair tədqiqatlar aparılmış, emala kükürlü xammal və termiki destruksiyanın aşağı oktanlı benzinləri cəlb edilmiş və yüksək oktanlı benzinlərin istehsalı üçün xammal bazası genişləndirilmişdir. Proses texnologiya və aparat tərtibinə görə sadədir və yeni NEZ-də iqtisadi effekti 2.9 mln rubl/il olmaqla (1985-1987-ci illər) tətbiq edilmişdir.

Tərkibində doymamış birləşmələr saxlayan benzinlərin keyfiyyətinin yaxşılaşdırılmasının ən səmərəli üsullarından biri onların biratomlu C₁-C₃ spirtlərlə birbaşa kontakt zamanı benzinlərin tərkibinə müəyyən miqdarda spirtlərin daxil edilməsidir. Bundan başqa, M.Rüstəmovun rəhbərliyi ilə katalitik krekinq prosesinin q.b. 85°C fraksiyasının biratomlu C₁-C₃ spirtlərlə

katalitik efirləşmə reaksiyaları aparılaraq alkil üçlü butil efirləri alınmışdır. Bu spirtlərin və efirlərin molekul kütləsinin alınan oksigenli əlavələrin çıxımına təsiri öyrənilmiş və əlavənin oktan ədədinin 114-dən 126 vahidə qədər artması müəyyən olunmuşdur.

M.İ. Rüstəmovun rəhbərliyi ilə metaloksid katalizatorları üzərində ağır neft qalıqlarının emalı prosesi işlənib hazırlanmış və ağır neft qalıqlarından, eyni zamanda mühərrik yağları və tərkibində hidrogenin qatılığı çox olan qazlar alınmışdır. Prosesin texnologiyası yaradılmış və sənaye qurğusunda tətbiqi həyata keçirilmişdir.

Akademik Musa Rüstəmov neft emalı sahəsində nəhəng bir məktəb yaratmışdır. Onun tələbələri t.e.d., prof. Gülarə Fərhadova, t.e.d., prof. Azadə Hüseynova, t.e.d., prof. Rafiq Zeynalov, t.e.d., prof. Səadət Əsgərzadə, t.e.d., prof. Hikmət İbrahimov, t.e.d. Təranə Məmmədova, t.e.d. Lyudmila Mirzəyeva, t.e.d. Gülbəniz Muxtarova, t.e.d. Sahib Yunusov və başqaları onun elmi araşdırmalarını şərəflə davam etdirmiş və bu gün də davam etdir-məkdədirlər.

Akademik Vaqif Məcid oğlu Fərzəliyev Azərbaycanda sürtkü yağları və yanacaqlara yüksək təsirli aşqarların yaradılmasının elmi əsaslarının işlə-nib hazırlanmasında və sənayeyə tətbiqində əvəzolunmaz xidmətləri olmuş, adı fəxrlə və qürurla çəkilən alimlərimizdəndir.

V.M. Fərzəliyev 1939-cu il dekabrın 19-da Bakı şəhərində anadan ol-muşdur. 1958-ci ildə Azərbaycan Dövlət Universitetinin (indiki BDU) kim-ya fakültəsinə daxil olmuş, 1963-cü ildə ADU-nu Lenin təqaüdü ilə bitirmiş və ona Azərbaycan EA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutuna təyinat verilmiş-dir. 1963-1966-cı illərdə Azərbaycan EA NKPI-nin aspiranturasında təhsil almışdır. Aspiranturayı bitirdikdən sonra Azərbaycan EA Aşqarlar Kimya İnstitutunda (AKİ) kiçik elmi işçi, laboratoriya müdirinin müavini olmuş və 1969-cu ildən 1988-ci ilədək Aşqarların sintezinin nəzəri əsasları və təsir mexanizmi laboratoriyasına rəhbərlik etmişdir. 1978-ci ildən AKİ-nin elmi işlər üzrə direktor müavini, 1987-ci ildən indiyə kimi direktoru vəzifəsində işləyir. 1968-ci ildə namizədlik, 1986-cı ildə isə doktorluq dissertasiyalarını müdafiə etmişdir.

Akademik Vaqif Fərzəliyevin elmi fəaliyyətinin əsas istiqamətini sürt-kü yağları və yanacaqlara səmərəli aşqarların alınmasının elmi əsaslarının yaradılması təşkil edir. O, yeni aşqarların sintezi, onların funksional təsir mexanizminin, həmçinin quruluşlarının səmərəliliyə təsirinin öyrənilməsi sahəsində sistemli fundamental tədqiqatlar aparmışdır. Kombinə edilmiş tə-sirli oksidləşmə inhibitorlarının: fenolların, naftolların və anilinin kükürlü birləşmələrinin təsir mexanizmi ilk dəfə onun tərəfindən aşkar edilmişdir.

Nəzəri tədqiqatların nəticələrinə əsasən sürtkü yağlarına və yanacaqlara yeni yüksək təsirli oksidləşməyə qarşı aşqarlar sintez edilmiş, antioksidant-

ların yüksək təsirli sinergetik kompozisiyaları işlənib hazırlanmış və sənayeyə tətbiq olunmuşdur.

Akademik Vaqif Fərzəliyevin dispersiyaedici və çoxfunksiyalı polimer aşqarların işlənib hazırlanması sahəsindəki tədqiqatları mühüm əhəmiyyət kəsb edir. İlk dəfə sürtkü yağlarının eyni zamanda özlülük-temperatur, yuyucu-dispersiyaedici, korroziyaya, oksidləşmə və yeyilməyə qarşı xassələrini yaxşılaşdıran çoxfunksiyalı polimer aşqarları olan İXP-388, İXP-361, İXP-476 və s. işlənib hazırlanmış və sənayeyə tətbiq olunmuşdur.

Akademik V.M.Fərzəliyevin yaratdığı məktəb bu gün də onun nəzəri əsaslarını qoyduğu səmərəli polifunksional aşqarların alınması sahəsində elmi tədqiqatlarını uğurla davam etdirir.

Neft emalı proseslərinin, xüsusilə neftin tərkibinin tədqiqi və onların əsasında yeni növ reaktiv yanacaqların istehsal texnologiyasının yaradılması sahəsində Azərbaycan EA-nın müxbir üzvü Məcid Mərdanovun xidmətləri əvəzsizdir.

M.Ə.Mərdənov 1913-cü il aprelin 9-da Qəbələ rayonunun Vəndam qəsəbəsində anadan olmuşdur. 1931-ci ildə Şəki Pedaqoji Texnikumunu bitirmişdir. 1934-cü ildə Azərbaycan Dövlət Universitetinin (indiki BDU) kimya fakültəsinə daxil olmuş, 1939-cu ildə oranı əla qiymətlərlə bitirərək Universitetdə müəllim saxlanılmışdır. 1939-cu ildə hərbi xidmətə çağırılmış, II Dünya müharibəsinin iştirakçısı olmuş, cəbhədə ağır yaralanmış və 1948-ci ildə ordudan tərxis olunmuşdur. Həmin ildə Azərbaycan ETNEİ-da mühəndis vəzifəsinə işə qəbul olunmuşdur. 1952-ci ildə Xüsusi yanacaqlar laboratoriyasına müdir təyin edilmiş və həmin vəzifədə ömrünün sonuna qədər işləmişdir.

Məcid Mərdanovun əsas elmi istiqaməti neftin kimyəvi tərkibinin tədqiqi və onların əsasında yeni növ reaktiv yanacaqların istehsal texnologiyasının işlənib hazırlanması olmuşdur. Onun rəhbərliyi ilə aparılmış elm-tədqiqat işlərinin nəticəsində səsdən iti sürətlə uçan reaktiv təyyarələr üçün keçmiş SSRİ məkanında Azərbaycan neftindən ilk yeni T-5, T-8B reaktiv yanacaqlarının istehsal texnologiyaları yaradılıb və sənayedə tətbiq edilmişdir. Sonralar onun tərəfindən T-6, PT kimi yanacaqlar da tətbiq üçün vəsiqə almışdır. Onun rəhbərliyi ilə aviasiya yanacaqlarının müasir tələbatlara cavab verməsi üçün yeni səmərəli antioksidantlar, aşqarlar sintez edilmiş və sənayeyə tətbiq olunmuşdur.

Azərbaycan EA-nın müxbir üzvü Məcid Mərdanov apardığı elmi tədqiqatlar sahəsində böyük bir məktəb yaratmışdır. Bu məktəbin layiqli yetirmələrindən biri akademik Vaqif Abbasovdur.

Vaqif Məhərrəm oğlu Abbasov 1952-ci il oktyabrın 5-də Tərtər rayonunun Cəmilli kəndində anadan olmuşdur. 1969-cu ildə indiki Azərbaycan Dövlət Pedaqoji Universitetinin kimya fakültəsinə daxil olmuş və 1973-cü ildə oranı fərqlənmə diplomu ilə bitirmişdir. Həmin ildə Azərbaycan EA

Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunun aspiranturasının əyani şöbəsinə daxil olmuşdur.

Vaqif Abbasov 1978-ci ildə namizədlik, 1991-ci ildə doktorluq dissertasiyalarını müdafiə etmişdir. 1984-cü ildən 2006-cı ilədək laboratoriya müdiri, 2006-cı ildən isə şöbə müdiri vəzifələrində çalışmışdır. 2011-ci ildən AMEA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunun direktorudur.

Akademik Vaqif Abbasovun rəhbərliyi ilə 1983-2011-ci illərdə 10 yeni kimyəvi reagentin (VFIKS-82, Azəri, Kaspi, Kaspi-X, Kaspi-X(M), VFIKS-82 (Xəzər) korroziya inhibitorları, “Bakı” ərp həlledicisi, Xəzər və Xəzər-24 deemulqatorları, Ağ Naftalan yağı, yangından mühafizə üçün NKPI-34-2 köpükəmələgətiricisi) istehsalı prosesinin texnologiyası yaradılmış və istehsalata tətbiq olunmuşdur. 01.05.2022-ci ilin məlumatına görə, 26736.35 ton Xəzər-X, 192.76 ton Kaspi, 286.20 ton Kaspi-X(M) inhibitorları, 3651.24 ton Xəzər deemulqatoru, 94.06 ton Bakı ərp həlledicisi alınmış istehsalata təqdim olunmuşdur.

Akademik V.Abbasovun elmi araşdırmaları geniş və çoxşaxəli elm sahəsini özündə əks etdirir. Onun rəhbərliyi ilə karbohidrogen mayelər, o cümlədən reaktiv yanacaqları üçün antistatik aşqarlar sahəsində tədqiqatlar aparılmışdır. İlk dəfə nitrobirləşmələrin və üzvi turşuların keçid elementləri ilə qarışıq kompleksləri alınmış və Perm (Rusiya Federasiyası) aviasiya mühərrikləri zavodunda, Tiflis Aviasiya zavodunda, Bakı Şin zavodunda, Həş-tərxanda tətbiq olunmuşdur.

V.M.Abbasov korroziya inhibitorlarının yaradılması və tədqiqi sahəsində apardığı geniş tədqiqatları nəticəsində sənayeyə tətbiq olunmuş səmərəli nəticələr əldə etmişdir. O, 2-olefinlər əsasında tərkibində 25 həcm faizi H₂S və CO₂ olan mühitlərdə işləyə bilən, çoxfunksiyalı hidrogensulfid korroziyası inhibitoru yaratmış, sənaye sınaqlarından keçirmiş və sənayeyə tətbiq etmişdir. Bu işlərin nəticəsi olaraq Kaspi-2, Araz-1 və Abşeron adlı inhibitorlarının alınma proseslərinin texnologiyası yaradılmışdır.

Akademik V.Abbasovun və onun məktəbinin elmi tədqiqatları çoxşaxəlidir. O, bu gün də neft və qaz emalı proseslərinin texnologiyasının yaradılması sahəsində araşdırmalarını uğurla davam etdirməkdədir.

Keçdiyi şərəfli ömür yolunu Azərbaycan neftlərinin tərkibinin və xassələrinin tədqiqinə, onlardan yüksək keyfiyyətli sürtkü yağlarının alınmasını təmin edən səmərəli texnologiyaların yaradılmasına həsr etmiş ləyaqətli alimlərimizdən biri də texnika elmləri doktoru, professor, AMEA-nın müxbir üzvü Fazilə İbrahim qızı Səmədovadır.

Fazilə Səmədova 1929-cu il 29 martda Şamaxı şəhərində anadan olmuşdur. 1946-cı ildə Bakıda 132 sayılı orta məktəbini qızıl medalla, 1951-ci ildə isə Azərbaycan Sənaye İnstitutunu (indiki ADNSU) kimyaçı-texnoloq ixtisası üzrə bitirmişdir. 1956-cı ildə İ.Qubkin adına Moskva Neft İnstitutu-

nun aspiranturasını bitirərək namizədlik, 1987-ci ildə isə doktorluq dissertasiyalarını müdafiə etmişdir.

Professor F.İ.Səmədovanın elmi fəaliyyəti Azərbaycan neftlərinin tərkibinin tədqiqinə, onların ekoloji zərərsiz baza yağlarının alınması üçün səmərəli emal yollarının işlənilib hazırlanmasına, bu proseslərin texnologiyalarının yaradılmasına və sənayeyə tətbiqinə həsr olunmuşdur.

AMEA-nın müxbir üzvü Fazilə Səmədovanın rəhbərliyi ilə Azərbaycan neft emalı və neft-kimya komplekslərinin perspektiv kompleks inkişaf sxemlərinin hazırlanması, neftli torpaqlardan üzvi hissələrin ayrılması, işlənmiş avtomobil yağlarının təkrar istifadəsi məqsədilə enerjilyə qənaət edən regenerasiya texnologiyaları işlənilib hazırlanmış və tətbiqi həyata keçirilmişdir. Onun rəhbərlik etdiyi laboratoriyada AK-1S, silindr 12 tipli yağların ikipilləli hidrogenləşmə yolu ilə emalı texnologiyası işlənilib hazırlanmış, onların NEZ-də emalı təşkil edilmişdir; aşağı özlülük indeksli yağ fraksiyalarının özlülük-temperatur xassələrinin yaxşılaşdırılması məqsədilə olefinlərlə alkilləşmə prosesləri tədqiq edilmiş və sənayeyə tətbiqi həyata keçirilmişdir.

Müasir reaktiv yanacaqlarının yeni növlərinin alınmasında, istehsal texnologiyasının yaradılmasında akademik Yusuf Məmmədəliyevin layiqli tələbələrindən biri Sultan Əsgər oğlu Sultanovun böyük xidmətləri olmuşdur.

S.Ə.Sultanov 1927-ci il avqustun 15-də Ordubad şəhərində anadan olmuşdur. 1947-ci ildə orta məktəbi bitirib həmin ildə Azərbaycan Dövlət Universitetinin (indiki BDU) kimya fakültəsinə qəbul olmuş və oranı 1952-ci ildə neft kimyası ixtisası üzrə başa vurmuşdur. 1959-1982-ci illərdə Azərbaycan EA Neft-Kimya Prosesləri İnstitutunda böyük elmi işçi, 1983-cü ildən 2009-cu ilə kimi isə Reaktiv və dizel yanacaqları laboratoriyasının müdiri olmuşdur.

1959-cu ildə namizədlik, 1980-ci ildə isə doktorluq dissertasiyaları müdafiə etmişdir. Professor S.Ə.Sultanov Azərbaycan neftləri əsasında istehsal olunan reaktiv yanacağının keyfiyyətini yaxşılaşdırmaq və yeni yanacaq növlərinin alınması, reaktiv yanacaqlarına əlavə olunan həcmi yanma istiliyi yuxarı olan komponentlərin alınması sahəsində geniş tədqiqatlar aparmışdır. Bu gün onun apardığı elmi tədqiqat işlərini t.e.d., prof. Səyyarə Əliyeva uğurla davam etdirir.

Azərbaycanda neft və qaz emalı proseslərinin yaradılması bu adları sadalanan görkəmli alimlərin adı ilə birbaşa bağlıdır. Onların çiyinlərində yaratdıqları elmi məktəblər ölkəmizdə bu sahənin inkişafında şəərəflə çalışmışlar və bu gün də çalışırlar: t.e.d., prof. Azadə Hüseynova, t.e.d., prof. Gülarə Fərhadova, t.e.d., prof. Elmar Abdullayev, t.e.d., prof. Hikmət İbrahimov, t.e.d., prof. Ələkbər Həsənov, t.e.d., prof. Səyyarə Əliyeva, t.e.d., prof. Azər Qasimov, t.e.d., prof. Əli Kazımzadə, t.e.d., prof. Elmira Nağıyeva, t.e.d. Təranə Məmmədova, t.e.d. Gülbəniz Muxtarova, t.e.d. Lyudmila Mirzəyeva, t.e.d. Sahib Yunisov, t.e.d. Nizami Mürsəlov və yüzlərlə başqa alimlər ordusu.

XV Fəslə aid ədəbiyyat siyahısı

1. Марданов М.А., Велиев К.Г., Аббасов В.М., Исмаилов Ф.К. Синтез 2,2,4,4-тетраметилбутиламин и испытание его в качестве присадки к реактивным топливам // ДАН Азерб.ССР, 1980, т.36, №1, с. 64-88
2. Марданов М.А., Султанов С.А., Народицкая С.Г. Получение термостабильного топлива РТ методом автогидроочистки // Сборник трудов ИХХП “Исследование нефтей и их переработка”, Баку: Элм, 1982, вып.12, с. 66-70
3. Musayev C.C., Sultanov S.Ə., Abbasov V.M. və b. Raket mühərrikləri üçün yüksək sıxlıqlı karbohidrogenlərin sintezi və yanacaq kimi tədqiqi. Bakı: Elm, 2009, 278 s.
4. Əliyeva S.Q., Sultanov S.Ə. Perspektiv Jet A-1 yanacağının alınması // Azərbaycan neft təsərrüfatı, 2009, s. 49-53
5. Musayev C.C., Qasımova Z.B., Sultanov S.Ə., Abbasov V.M. Ağır piroliz qatranından ayrılmış karbohidrogenlər əsasında reaktiv yanacaqların alınması // Neft emalı və neft kimyası, 2007, №10, s. 44-47
6. Patent İ 20030133 Azərbaycan. Hidravlik mayesinin baza məhsulunun alınma üsulu. Rüstəmov M.İ., Sultanov S.Ə., Musayeva S.Q.
7. Фарзалиев В.М., Ахмедов А.И., Алигулиев Р.М. Полимерные присадки и масла. Баку: Элм, 2000, 174 с.
8. Abbasov V.M., İbrahimov H.C., Hacıyeva S.R. və b. Neft və qaz emalı proseslərinin kimyası və texnologiyası, Bakı: Elm, 2014, s. 277-402
9. Babayev Ə.İ., Hacıyeva S.R., Məmmədova Z.A. Etilen və propilenin alınma texnologiyası və ekoloji problemlər. Sumqayıt: Bilik, 2014, 316 s.

V.M.Abbasov, V.H.Mirzəyev, Ç.Q.Rəsulov,
G.S.Muxtarova, M.V.Nağıyeva

**NEFT VƏ QAZ EMALI
PROSESLƏRİ**

Kompüter tərtibçisi: *Rəna Seyid-Rzayeva*
Bədii tərtibat: * alal  Məmməd*

Formatı: 70x100 ¹/₁₆
Həcmi: 16  .v.
Tirajı: 300