

XÜLASƏ

Buraxılış layihəsi məhsuldarlığı 800 min t/il olan hidrotəmizləmə qurğusunun işlənməsinə həsr edilib. Layihəni yerinə yetirmək üçün xammal və alınan məhsullar seçilib əsaslandırılıb. Xammal kimi birbaşa qovulmuş dizel yanacağı ilə katalitik krekinq distilları qarışığından istifadə olunub. Aparılan prosesin əsas məqsədi xammalın tərkibində olan kükürlü, azotlu, oksigenli birləşmələri, doymamış karbohidrogenləri hidrogen vasitəsilə təmizləməkdir.

Hidrotəmizləmə prosesinin elmi əsasında hidrotəmizləmə prosesinin kimyası, hidrogenləşmə reaksiyalarının mexanizmi, katalizatorların təsiri mexanizmi durur. Texnoloji sxemdə istifadə olunan qurğu seçilib əsaslandırılmış, qurğunun əsas aparatları və reaktorun iş prinsipi geniş izah edilmişdir.

Hesabat bölməsində reaktorun maddi və istilik balansını tərtib edilmiş, reaktorun konstruktiv ölçüləri hesablanmışdır.

Layihənin sonunda istifadə olunan ədəbiyyatların siyahısı verilib.

RESUME

The course work is about computation of hydro-finishing plant with productivity of 800 mn t/year. To execute the work first of all raw materials and final products were chosen and grounded. As raw material were decided to use the

blend of boiling distillates and catalytic cracing distillates. As the result of the process sulphide, nitrous and oxygen compounds gets satiated with hydrogen.

Is the scientific base part there are represented chemistry of hydro-fining process, mechanism of hydrogenation and influence mechanism of catalysts. As a tec-hnological scheme were chosen and brouded two stage hydro-cracing apparatus.

Is the calculation part was calculated material and thermal balance as well main constructive of dimensions of reactor.

Finally labor protections fire prevention environmental maintenance civic defense measures protection of environment from toxic substances problems were clarified.

At the end the project were introduced the list of the used literature.

MÜNDƏRİCAT

Giriş.....	6
1. Xammal və alınan məhsulların seçilib	
əsaslandırılması.....	9
2. Prosesin elmi əsasları.....	11
3. Texnoloji sxemin seçilib əsaslandırılması.....	24
4 .Əsas aparatların izahı.....	27
4.1 Hidrotəmizləmə reaktoru.....	27
4.2 İstidəyişdirici	27
4.3 Absorbsiya kalonu	28
4.4 Hava soyuducusu.....	29
5. Hesabat hissəsi.....	34
5.1 Hidrotəmizləmə reaktorunun hesabı.....	34
5.2 Qurğunun material balansı.....	37
5.3 Reaktorun material balansı.....	38
5.4 Reaktorun istilik balansı.....	40

5.5 Reaktorun konstruktiv hesabı.....	44
6.Əsas ekoloji problemlər.....	47
Ədəbiyyat.....	50

GİRİŞ

Ölkəmizin ümumi energetik balansında mühüm yer tutan neft adi motor yanacaqlarından tutmuş kosmik fəzanın fəthinə qədər bütün sahələrdə həlledici rol oynayır.

Hazırda benzin, reaktiv, dizel yanacaqlarının və sürtkü yağlarının keyfiyyətə yaxşılaşdırılmasına və istehsal texnologiyasının təkmilləşdirilməsinə xüsusi əhəmiyyət verilir.

Neftin ilkin və destruktiv emalı proseslərindən alınan distillatlar mürəkkəb karbohidrogen və qeyri karbohidrogen qarışıqından ibarətdir. Bu birləşmələrdən bəzisinin yanacaq və yağların istismar xassələrinə mənfi təsir göstərdikləri üçün onların neft məhsullarından təmizlənməsi mühüm məsələlərdən biridir. Neft məhsullarının tərkibində qalan arzuolunmaz birləşmələrin təmizlənməsi müxtəlif proseslərin köməyi ilə həyata keçirilir. Yanacaq və yağların tərkibində qalan əmtəə neft məhsullarının keyfiyyətinə mənfi təsir göstərən qarışıqların ayrılması məqsədilə müxtəlif texnoloji təmizləmə proseslərindən istifadə olunur. Yanacaq və yağlar kükürlü birləşmələrdən katalitik riforminq prosesindən alınmış ucuz hidrogen vasitəsilə təmizlənir. Bununla yanaşı hidrogen-neft emalı proseslərinin tullantısı sayılan yüksək molekullu neft qalıqlarından keyfiyyətli yanacaq və yağlar alınmasında (hidrokrekinq) da istifadə olunur.

Son zamanlar akademiklərin rəhbərliyi altında termokatalitik proseslərin yeni modifikasiyası işlənib hazırlanmışdır. Bu prosesin sənayedə tətbiqi nəticəsində kü-

kürdlü və kükürdsüz xammallar krekinq edildikdə etil mayesi əlavə olunmadan onlardan birbaşa AI-93 markalı benzin alınır.

40-80-ci illərdə neft və qaz xammalının yüksək temperaturda termiki proseslər, yüksək temperaturun və katalizatorun təsiri ilə termokatalitik proseslər, alçaq temperaturda katalizatorların təsiri ilə kimyəvi emal prosesləri sənayedə tətbiq edilirdi.

Neftlərin tərkibində olan kükürdlü, azotlu, oksigenli birləşmələr arzuolunmaz haldır. Hazırda çıxarılan neftlərin tərkibində S-ün miqdarı çox olduğuna görə ondan alınan məhsulların tərkibində S-ün miqdarı normadan artıq olur. Bunu nəzərə alaraq hidrokükürdsüzləşmə proseslərindən istifadə olunur. Neftlərin tərkibində S-lü birləşmələrə merkaptanlar, sulfidlər, disulfidlər, həlqəvi sulfidlər, tiofen və tiofan birləşmələri şəklində rast gəlinir.

Neftlərin tərkibində S-lü birləşmələr olduqda və o işləndikdə həm aparat və avadanlıqları korroziyaya uğradır, həm də atmosferin çirklənməsinə səbəb olur. Yanacaqların və sürtkü yağlarının keyfiyyətini yaxşılaşdırmaq üçün onları müxtəlif üsullarla təmizləyirlər. Həmin üsullara misal olaraq sulfat turşusu ilə, qələvilərlə, seçici həlledicilərlə, maye propanla, hidrogenlə təmizləməni göstərmək olar. Bunların içərisində Hidrotəmizləmə prosesi daha səmərəli proses hesab olunur. Hidrotəmizləmə prosesi nəticəsində benzin, dizel yanacağı, sürtkü yağları və digər neft məhsullarının tərkibində olan kükürdlü, oksigenli, azotlu birləşmələr hidrogenin təsiri ilə H_2S -ə, NH_3 -a, H_2O -a çevrilərək neft məhsullarının tərkibindən ayrılır.

Hidrotəmizləmə prosesini aparmaqda əsas məqsəd neft məhsullarının tərkibində olan kükürdlü, oksigenli, azotlu birləşmələri təmizləməkdir. Bu zaman məhsulun tərkibində olan olefinlər də hidrogenlə reaksiyaya girərək parafinlərə çevrilirlər.

Hidrotəmizləmə prosesininə müxtəlif xammallar-neftin ilk distilləsindən və termokatalitik proseslərdən alınan qazlardan tutmuş yağ və parafinlər də məruz qalır. Hidrotəmizləmə zamanı kükürdlü və qismən də oksigenli və azotlu birləşmələrin destruksiyası gedir, parçalanma məhsulları hidrogenlə doyur, hidrogen-sulfid, su, amoniak və doymuş aromatik karbohidrogenlər əmələ gəlir. Hazırda hidrotəmizləmə neft məhsullarından metal üzvi və kükürdlü və eləcə də oksigenli və azotlu birləşmələri çıxarmaq, doymamış və aromatik karbohidrogenlərin miqdarının azaldılması, neft məhsullarının iyini və rəngini

yaxşılaşdırmaq, kerosin fraksiyasında his verməyən alovun hündürlüyünü artırmaq, yağın keyfiyyətini yaxşılaşdırmaq, kata-litik krekinq xammalının təmizlənməsi və başqa proseslər üçün tətbiq edilir.

Hidrotəmizləmə göstərilən zəhərli qarışıqları eləcə də neft emalında zavod avadanlıqlarının korroziyasını azaldır və atmosferin çirklənməsinin qarşısını alır.

Neft məhsulları qələvi ilə təmizləndikdə təmizlənən məhsulun çıxarı 75-80%

hidrogenlə təmizləndikdə isə bu faiz 95-99% olur. Ona görə də sənayedə hidrotəmizləmə qurğularından geniş istifadə olunur. Hazırda xam nefti birbaşa hidrotəmizləyən zavodlara layihə edirlər.

Hidrotəmizləmə prosesi daha dərin formada da aparılır. Məsələn, katalitik krekinq proseslərində alınan yüngül qazoyl fraksiyasının tərkibində olan aromatik karbohidrogenlərin bir hissəsinin hidrogenləşməsi hesabına setan ədədini artırmaq məqsədilə aparılan hidrotəmizləmə prosesi. Bu cür proseslər yüksək təzyiqdə (15 MP-a qədər) aparılır və xammalın tərkibinin dəyişməsi ilə gedir.

Hidrotəmizləmə prosesində hidrokükürdsüzləşmə reaksiyaları ilə yanaşı həm də doymamış karbohidrogenlərin hidrogenləşməsi prosesi də gedir.

Hidrokükürdsüzləşmə prosesini aparmaqda əsas məqsəd ocaq yanacaqları kimi istifadə edilən kükürlü neftlərin ağır qalıqlarında olan kükürdün miqdarını azaltmaqdır. Bu proses ilk növbədə açıq rəngli neft məhsullarının geniş yayılmasına şərait yaradır.

1.XAMMAL VƏ ALINAN MƏHSULLARIN SEÇİLİB

ƏSASLANDIRILMASI

Dizel yanacağıının hidrotəmizlənməsi prosesi bir sıra müəssələrdə uğurla tətbiq edilmiş və yüksək göstəricilərə nail olunmuşdur. Layihədə xammal kimi birbaşa qovulmuş dizel yanacağı ilə katalitik krekinq distilları qarışığından istifadə olunmuşdur.

Qarışıqda kükürdün miqdarı 2% təşkil edir. Hidrotəmizləmə prosesindən sonra bu faiz azalaraq 0.2% olmuşdur.

Aşağıdakı cədvəldə xammalın və hidrotəmizlənmiş məhsulun fiziki-kimyəvi xassələri verilmişdir.

Cədvəl 1

Xammalın və hidrogenizatın keyfiyyət göstəriciləri

Nö	Göstəricilər	Qarışıq	Hidrotəmizlənmiş qarışıq
1.	Kükürdün miqdarı, % kütlə	2	0.2
2.	Sıxlıq, kq/m ³	850	830
3.	Fraksiya tərkibi, °C		
	10%	234	232
	50%	290	285
	90%	335	329
4.	Özlülüğü 20°C-də mm ² /san	6.7	7.0
5.	Alışma temperaturu, °C	90	65
6.	Donma temperaturu, °C	-1	0
7.	Setan ədədi	52	54

Proses alümo-kobalt-molibden (AKM) katalizatoru üzərində aparılmışdır. Katalizatorun xassələri aşağıdakı cədvəldə verilmişdir.

Cədvəl 2

Katalizatorun xüsusiyyətləri

No	Göstəricilər	AKM TY 38-101194-72
1.	Tərkibi , % kütlə	
	CoO	4.0
	MoO ₃	12
2.	Hissəciklərin ölçüləri , mm	4x4.5
3.	Tökülmə sıxlığı, q/sm ³	0.64-0.74
4.	Xüsusi səthi, m ² /q	≥ 100
5.	Zərərli qarışıqlar , Fe ₂ O ₃	0.16
6.	Natrium oksidi , Na ₂ O	0.08
7.	Toz və qırıntılar, çoxu	2.5
8.	Kükürsüzləşdirməyə görə nisbi aktivlik , azı	95

2.PROSESİN ELMİ ƏSASLARI

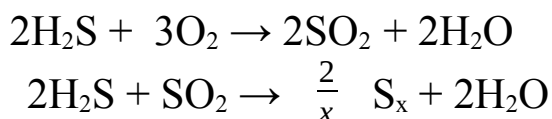
Hidrotəmizləmə prosesini aparmaqda əsas məqsəd xammalı kükürlü, oksigenli, azotlu birləşmələrdən ,olefin karbohidrogenlərdən təmizləməkdir, rejimi sərtləşdirdikdə isə aromatik karbohidrogenləri naftenlərə qədər hidrogenləşdirməkdir.Təmizləmədən sonra məqsədli məhsullarda qalan S-ün miqdarı çox az olur Hidrotəmizləmədən sonra riforminqə göndərilən benzinlərdə $1.2 \cdot 10^{-4}$ — $2 \cdot 10^{-6}$ reaktiv yanacaqda 0.002—0.005; dizel yanacağında isə 0.02—0.2% S olur.

Hidrotəmizləmə prosesinə həm ilk destillə proseslərindən alınan məhsullar—benzin, reaktiv,dizel yanacaqları və geniş vakuum distillatları ,həm də destruktiv

proseslərdən alınan distillatlar—piroliz qətranının yüngül fraksiyası, benzin, katalitik krekinq və koklaşma proseslərindən alınan yüngül qazoyl fraksiyası və s məruz qalır.

Hidrotəmizləmədə əmtəə məhsulundan əlavə az miqdarda benzin, qaz və hidrogen-sulfid də alırlar. Tərkibində hidrogen, metan və etan olan qaz birbaşa müəssisənin özündə yanacaq kimi istifadə edirlər; alınan benzin-aşağı oktanlı benzin fraksiyalarından ibarət olub avtomobil benzinlərinə komponent kimi və ya riforminq xammalına əlavə edirlər; hidrogen-sulfid isə kükürd və ya sulfat turşusu almaq üçün istifadə edilir.

Sənayedə kükürd və ya sulfat turşusu almaq üçün ən çox Klaus üsulundan istifadə edilir. Bu reaksiya 2 pillədə gedir:



Hidrotəmizləmədə kimyəvi çevrilmələr yalnız müxtəlif karbohidrogenlərlə deyil, həm də tərkibində kükürd, azot, oksigen və metallar olan heterotsiklik birləşmə-lərlə də gedir.

Hidrotəmizləmə prosesi müxtəlif məqsədlər üçün aparılır. Motor yanacaqlarını hidrogenlə təmizləməkdə əsas məqsəd onların tərkibində olan S-lü birləşmələri çıxarmaq və olefinləri hidrogenlə doydurmaqdır. Bu vaxt yanacağın istismar xassələri yüksəlir. Dizel yanacağına komponent kimi əlavə edilən qazoyl fraksiyası təmizləndikdə naftenlərə çevrilir ki, bu da setan ədədinin yüksəlməsinə səbəb olur.

Katalitik riforminq qurğularında xammal kimi işlədilən ilk distillə benzinlərini hidrogenlə təmizləyərək platin katalizatorunun zəhərlənməsinin qarşısı alınır. Bu vaxt həm də olefinlər parafinlərə çevrilirlər.

Sənayedə vakuum qurğularından alınan geniş vakuum distillatlarını hidrogenlə təmizlədikdən sonra xammal kimi katalitik krekinq qurğularına verilir. Bu fraksiya kükürlü birləşmələrdən təmizləndikdə katalitik krekinq qurğuları korroziyadan qorunur və eyni zamanda atmosferin çirklənməsinin qarşısı alınır.

Neft yağları hidrogenlə yüngül təmizləndikdə onun rəngi yaxşılaşır, koks ədədi azalır. Eyni zamanda yağın turşuluğu da aşağı düşür.

Hidrotəmizləmə reaksiyalarında iri molekulların parçalanmasından əmələ gələn doymamış karbohidrogenlər hidrogeni birləşdirir və doymuş karbohidrogenlərə çevrilirlər. İlk növbədə dien karbohidrogenlər hidrogenləşir. Olefinlər prosesdə bö-

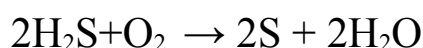
yük rol oynayırlar. Onlar katalizatorun iştirakı ilə hətta adi temperaturda belə hidrogenləşirlər. Doymamışlar xüsusilə tsikloolefinlərin birləşmələri aromatlərə nisbətən olduqca tez hidrogenləşirlər. Əgər aromatik karbohidrogenlər əvəzinə nafen karbohidrogenləri almaq zəruridirsə onda hidrogenləşməni daha sərt şəraitdə aparırlar (32-35Mpa və 0.5-1.0 saat⁻¹). Benzinin qaynama temperaturu həddində olan aromatik karbohidrogenləri hidrogenləşdirməyə ehtiyac olmur. Çünki bu benzinin oktan ədədini azaldır.

Hidrotəmizləmə prosesi ən çox 325-470^oC temperaturda və 3-6 Mpa təzyiqdə aparılır. Hidrogenləşmə prosesində xammal ilk növbədə hidrogenlə zənginləşdirilir və oksigenli, kükürlü, azotlu birləşmələrdən təmizlənir və H₂S, NH₃, H₂O şəklində ayrılır.

Hidrotəmizləmə prosesində katalizator kimi alyumokobaltmolibden (AKM) və ya alyumonikelmolibden (ANM) katalizatorlarından istifadə edilir. Prosesdə istifadə olunan hidrogenli qaz riforminq prosesindən gəlir.

Hidrotəmizləmənin kimyası C-S, C-N, C-O əlaqələrinin qırılması və praktiki olaraq C-C əlaqələrinin toxunulmaz qalması ilə əlaqədardır. Məlumdur ki, C-S rabitəsini qırmaq üçün rabitə enerjisi 227 kc/mol olur. C-C rabitəsini qırmaq üçün rabitə enerjisi 332kc/mol olur. Göründüyü kimi C-S rabitəsi daha asan qırılır. Molekulanın quruluşu mürəkkəbləşdikcə reaksiyagirmə qabiliyyəti zəifləyir. Əgər molekulada aromatik həlqə varsa onun reaksiyagirmə qabiliyyəti zəifləyir. Bu aromatik xarakterli C-S rabitəsinin alifatik xarakterli C-S rabitəsinə nisbətən 3-4 dəfə möhkəm olmasını göstərir.

Hidrotəmizləmə nəticəsində xammaldan ayrılan H₂S olduqca fəal korroziyaedici maddədir. Hidrogen sulfid həm uçucu, həm də olduqca zəhərli maddədir. Hətta onun qatılığı havada çox az olduqda belə (0.07-1%) bir neçə dəqiqə müddətində ölümlə nəticələnər. H₂S havanın oksigeninin iştirakı ilə partlayış və yanğın əmələ gəlməsinə səbəb olur. H₂S havanın oksigeni ilə reaksiyaya girdikdə H₂O və S alınır. Əmələ gələn sərbəst S güclü korroziyaedici maddədir. Onun neft məhsullarından çıxarılması H₂S-ə nisbətən çətinidir.



Neftlərin tərkibində qeyri karbohidrogen birləşmələrdən olan kükürdə bütün neftlərdə rast olunur. Onun miqdarı 0.01-dən 5-7% -ə qədər (kükürdə görə) olur. Kü-

kürdün miqdarına görə neftlər kükürdsüz (0.2%-ə qədər), az kükürlü (0.2-1%), kükürlü (1-3%) və çox kükürlü (>3%) neftlərə bölünür. Dünyada kükürlü neftlərin çıxarılması gündən-günə artır. Neftdə olan kükürdün 10-20%-i sulfidlərin, yəqin bir faizi merkaptanların payına düşür. Elementar S-ə neftdə rast olunmayıb.

Kükürlü birləşmələr termiki nöqtəyi nəzərdən qeyri sabit olduqlarına görə distillə zamanı parçalanır, nəticədə neftdə olmayan yeni birləşmələr əmələ gəlir. Kükürlü neftlərin emalı zamanı hidrogen-sulfid əmələ gəlir ki, bu da S-lü birləşmələrin parçalanması və ya karbohidrogenlərin elementar S-lə reaksiyaya girməsi nəticəsində baş verir.

Termiki sabilliyi ən az olan S-lü birləşmələr merkaptanlar, di- və polisulfidlərdir. Onlar nisbətən aşağı temperaturda parçalanırlar. Temperaturun təsirindən S-lü birləşmələrin quruluşu dəyişir. Müxtəlif, bəzən eyni adlı birləşmələr arasında radikal dəyişməsi müşahidə olunur. Məsələn, yaxın molekul çəkisinə malik disulfid və merkaptan temperaturun təsirindən nisbətən kiçik molekullu merkaptana və yüksək molekullu disulfidə çevrilir.

Tsiklik üzvi S-lü birləşmələr əvvəlcə hidrogenin təsiri altında doyur, sonra isə həlqənin parçalanması gedir. Nəticədə uyğun parafin və alkil aromatik karbohidrogenlər əmələ gəlir.

Distillat məhsullarının hidrotəmizləməsində C-S əlaqəsi tam destruksiya olur, demək olar ki, xammalın destruksiyası nəzərə çarpmır və C-C əlaqəsi praktiki olaraq toxunulmaz qalır.

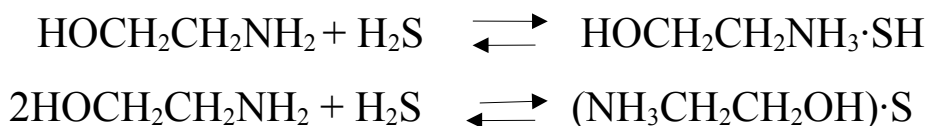
Kükürlü üzvi birləşmələrin hidrogenləşməsi onun quruluşundan çox asılıdır. Molekul mürəkkəbləşdikcə birləşmənin reaksiya qabiliyyəti azalır.

Hidrokükürdsüzləşmə prosesində əsas reaksiya S-lü karbohidrogenlər birləşmələrin parçalanması və boş valentlərin hidrogenlə doymasıdır. Eyni zamanda tiofen, olefin, ikiqat rabitələrin hidrogenlə doymasıdır.

Tədqiqatlar zamanı müəyyən edilmişdir ki, S-lü birləşmələrin davamlılığı aşağıdakı sıra ilə artır.

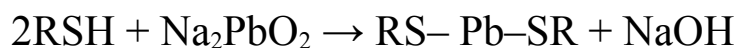
Merkaptanlar → disulfidlər → tioefirlər → tiofenlər

Hidrokükürdsüzləşmə prosesindən alınan H_2S kimyəvi üsullarla təmizlənir. Bunun üçün birli aminlərdən $H_2N(CH_2CH_2OH)$, ikili aminlərdən $HN(CH_2CH_2OH)_2$ və üçlü aminlərdən $N(CH_2CH_2OH)_3$ geniş istifadə olunur. Aminlər hidrogen sulfidlə aşağıdakı kimi reaksiyaya girir:

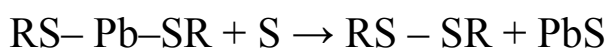


Təmizləmə xemosorbsiya vasitəsilə həyata keçirilir. 25-40⁰C-də reaksiya sağa tərəf yönəlir və qeyri sabit sulfid əmələ gəlir. Temperaturu 105⁰C-yə qədər artırırdıqda bu sulfid parçalanır və udulmuş hidrogen-sulfid ayrılmaqla tarazlıq sola tərəf yönəlir.

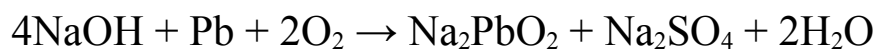
Bəzi hallarda qazları və eləcə də distillatları təmizləmək üçün fosfat turşusunun duzlarından istifadə olunur. Proses udma və regenerasiya mərhələlərindən ibarətdir. Bir sıra hallarda distillatları təmizləmək üçün natrium plümbidən istifadə olunur.



Qurğuşun merkaptidinin çox hissəsi təmizlənən məhsulda olur. Məhsulun molekül çəkisi artdıqca həllolma dərəcəsi də artır. Təmizlənmənin ikinci mərhələsində məhsula az miqdarda sərbəst S əlavə etdikdə disulfid və qurğuşun-sulfid əmələ gəlir.



Alınan disulfid təmizlənən məhsulda həll olur. Merkaptanlar məhsuldan çıxarılmır, yalnız qeyri fəal formaya keçir. Bu proses zamanı əsas reaksiyadan başqa bir sıra əlavə reaksiyalarda baş verir ki, bu da prosesin mürəkkəbləşməsinə səbəb olur. Qurğuşunun itkisinin qarşısını almaq üçün məhlulu yenidən bərpa edirlər. Ən sadə və əl-verişli üsul işlənmiş məhluldan hava üfürülməsidir.

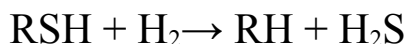


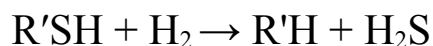
Reaksiyada görüldüyü kimi havanın oksigeni qurğuşunu oksidləşdirir.

Hidrotəmizləməyə götürülən məhsullardan kükürlü birləşmələr miqdarca deyil, keyfiyyətcə də bir-birindən fərqlənirlər. Ona görə də hidrotəmizləmə prosesləri müxtəlif şəraitdə həyata keçirilir.

Tədqiqatlar göstərir ki, AKM katalizatorunun iştirakı ilə S-lü birləşmələrin xassələrindən asılı olaraq aşağıdakı kimyəvi reaksiyalar baş verir.

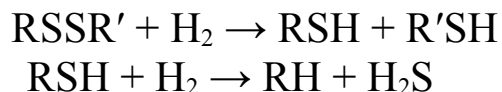
1) Merkaptanlar uyğun karbohidrogenə və hidrogen-sulfidə çevrilir:



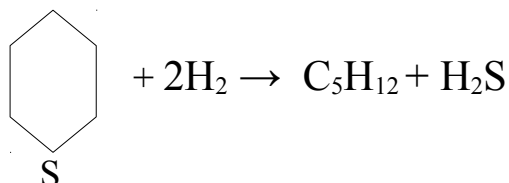
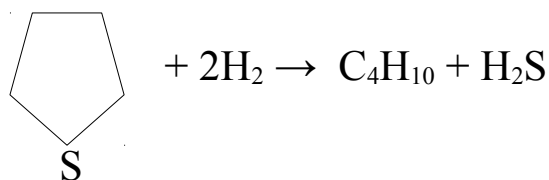


3) Disulfidlərin çevrilməsi iki mərhələdə gedir. Birinci mərhələdə onlar merkapt-

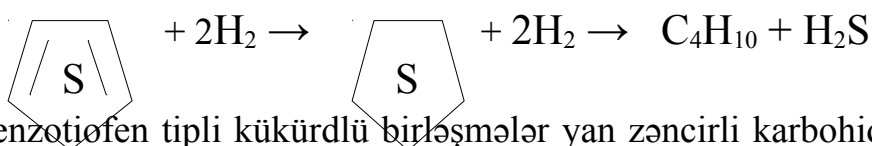
4) tanlara çevrilir, ikinci mərhələdə isə merkaptanlar hidrogenləşərək karbohidrogenlər əmələ gətirir:



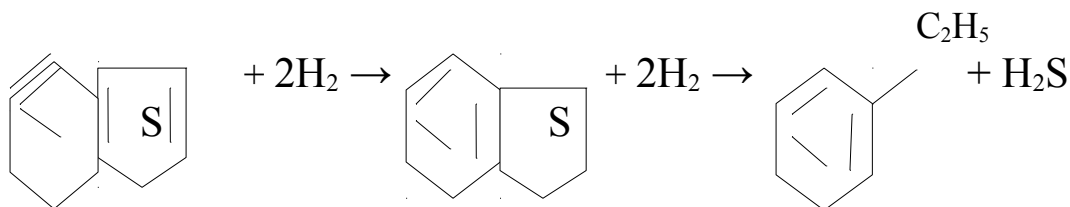
5) Birhalqalı tiofan tipli kükürlü birləşmələr hidrotəmizləmə zamanı halqanın qırılması ilə reaksiyaya girir və nəticədə uyğun karbohidrogen və hidrogen-sulfid əmələ gəlir:



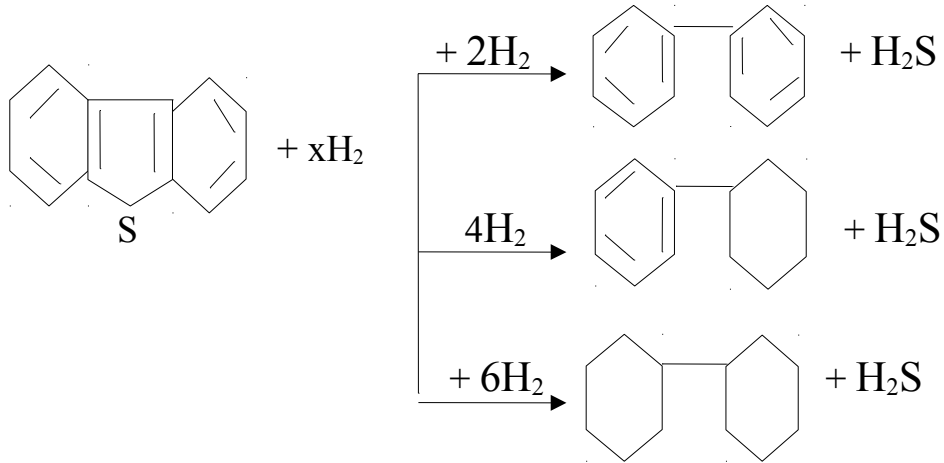
5) Tiofenlərin hidrotəmizlənməsi bir neçə mərhələdə baş verir :



6) Benzotiofen tipli kükürlü birləşmələr yan zəncirli karbohidrogenlərə və hidrogen-sulfidə parçalanır:



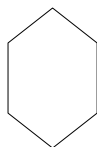
7) Dibenzotiofenlər digər S-lü birləşmələrdən fərqli olaraq bir neçə sxem üzrə hidrogenləşə bilər.



Tiofen tipli S-lü birləşmələrin neft məhsullarından çıxarılması çətinidir. Kükürlü birləşmələrin molekul çəkilərinin artması və quruluşunun mürəkkəbləşməsi hidrotəmizləmə sürətinin azalmasına səbəb olur. Belə ki, benzin-liqroin fraksiyalarının hidrotəmizlənməsi dizel yanacaqlarının hidrotəmizlənməsindən daha asan həyata keçirilir.

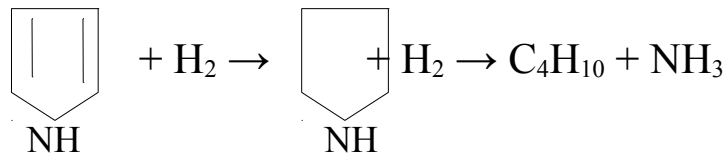
Azotlu birləşmələr neftin ən az öyrənilən komponentlərindəndir. Bu birləşmələr neftdə çox az miqdarda olur (0.1-0.5%). Azotlu birləşmələr 2 qrupa bölünür; neytral və əsas xassəli birləşmələr. Əsas xassəli azotlu birləşmələr daha yaxşı öyrənilmişdir. Bunlardan piridin, xinolin, izoxinolin və pirridini göstərmək olar ki, bunlarında bəziləri yüngül neft fraksiyalarından ayrılıb öyrənilmişdir. Azot birləşmələrinin əsas hissəsi neftin ağır fraksiyalarında toplanır. Asfalt qatran birləşmələrində eləcə də neftin qalıqlarında azot birləşmələri daha çox olur. Neytral azotlu birləşmələrdən ən çoxu bir sıra katalizatorları zəhərləyən, aromatik turşuların tsiklik amidlərinin payına düşür. Ona görə də hidrotəmizləmə proseslərində ən vacib məsələlərdən biri azotlu birləşmələrinin benzin-liqroin fraksiyalarından (katalitik riforminq üçün xammal) orta və daha ağır distillatlardan (katalitik krekinq xammalından) təmizlənməsidir. Nəticədə azotlu birləşmələrin qısa yan zəncirli parafin və aromatik karbohidrogenləri ($C_1 - C_3$) və amoniak əmələ gəlir.

Məlum olduğu kimi bu birləşmələr neft məhsullarını qeyri stabil edir, rəngini pisləşdirir və saxlanma zamanı həll olmayan çöküntülər əmələ gətirir. Azotlu birləşmələr S-lü birləşmələr kimi hidrogenləşir və amoniak əmələ gəlməsi ilə gedir.

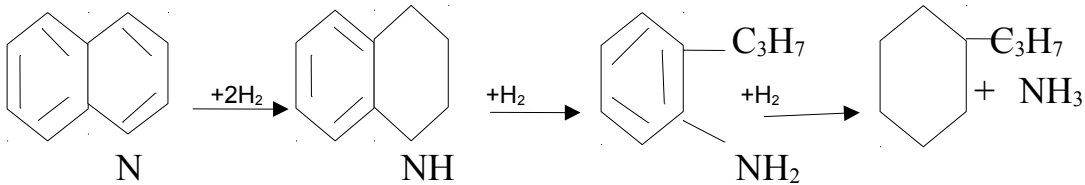




N



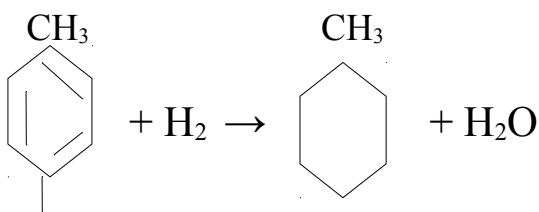
Xinolin əsasən aşağıdakı sxem üzrə hidrogenləşir.



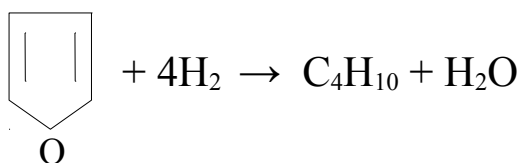
Əvvəlcə bütün reaksiyalar heterotsiklik həlqənin doyması, sonra isə həlqənin müxtəlif vəziyyətlərdə parçalanması ilə gedərək bir və ikili aminlər əmələ gəlir. Sonrakı mərhələdə hidrogenloz gedərək qısa yan zəncirli aromatik karbohidrogenlər, parafin karbohidrogenləri və sərbəst amoniak əmələ gəlir.

Oksigenli üzvi birləşmələr adətən reaksiyaya girir və uyğun karbohidrogenlər və su əmələ gətirir. Neftin qətran, asfalt maddələrində və neft qalıqlarında çoxlu miqdar oksigenli üzvi birləşmələr olur. Ona görə də onların karbohidrogenlərə çevrilməsi çətin gedir. Oksigenli birləşmələrdən ən əhəmiyyətlisi qətran və asfaltlardır. Onlar hidrotəmizləmə zamanı aşağı molekullu karbohidrogenlərə və suya çevrilirlər. Ondan başqa müxtəlif xammallarda fenol və naften turşuları da ola bilər. Neftin krekinqindən əmələ gələn aktiv molekullu birləşmələr oksigenlə qarşılıqlı təsirdə olaraq peroksid və digər oksidləşmə məhsulları əmələ gətirirlər. Bu oksigenli birləşmələr hidrogenləşmə zamanı adətən asan parçalanır.

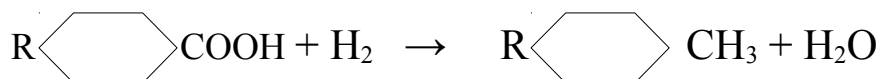
Tədqiqatlar nəticəsində Azərbaycan neftlərində turu və fenolların olması sübut edilib. Oksigenli birləşmələr asan reaksiyaya girərək uyğun karbohidrogenlər və su əmələ gətirir.



OH

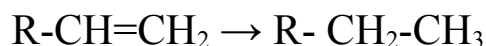


Naften turşuları dekarboksilləşmə və ya hidrogenləşmə reaksiyalarına girərək karboksil qrupu metilqrupuna çevrilir.



Fenollar, ketonlar, spirtlər hidrogenlə çox asan reduksiya olunur.

Olefinlər—parafintlərə çevrilir:



Hidrotəmizləmənin əsas parametrlərinə temperatur, təzyiq, xammalın verilməsinin həcmi sürəti, dövr etdirilən hidrogenli qazın və onda olan hidrogenin miqdarı daxildir.

Temperatur — Hidrotəmizləmənin dərinliyinə təsir edən əsas amillərdən biri temperaturdur. Kükürlü, azotlu, oksigenli birləşmələrin hidrogenləşmə reaksiyası müəyyən temperatur şəraitində gedir. Temperaturun seçilməsi xammalın tərkibindən, keyfiyyətindən və istehsal olunan məhsulun çeşidliyindən asılıdır.

Hidrotəmizləmədə qəbul olunmuş temperatur 325-470°C-dir. Temperaturun artması ilə əlaqədar olaraq prosesin seçmə qabiliyyəti aşağı düşür, yüngül məhsulların çıxımı artır, məqsədli məhsulun miqdarı azalır, lakin kükürddən təmizlənmə dərəcəsi artır. Hər növ xammal üçün maksimum temperatur mövcuddur ki, bundan sonra parçalanma və doymamış karbohidrogenlərin doyma reaksiyalarının sürəti S-lü birləşmələrinin hidrogenləşmə reaksiyalarına nisbətən artır, nəticədə kükürdsüzləşmə dərinliyi yavaşlayır, qazın, yüngül məhsulların və koksun miqdarı artır. Kükürdsüzləşmənin dərinliyi təmizlənmiş kükürdün miqdarının ilkin xammalda olan miqdarına nisbəti ilə ölçülür.

Təcrübə yolu ilə hər növ xammal və hər tip katalizatora görə distillə fraksiyaları üçün işçi temperatur intervalı seçmək lazımdır.

Təzyiq— Təzyiqin təsirinə kompleks şəkildə yəni, sistemin ümumi təzyiqi və hidrogenin dövr etdirilən qazda parsial təzyiqi ilə birgə baxılmalıdır. Hidrogenin parsial təzyiqi artdıqca hidrogenləşmənin sürəti artır, kükürdün, azotun, oksigenin və metalların çıxarılması eləcə də destruksiya (hidrokrekinq), aromatik və asfaltların miqdarı və eləcə də katalizatorların kokslaşması azalır, katalizatorun istifadə müddəti artır. Dövr etdirilən qazda mümkün qədər hidrogenin maksimal miqdarını saxlamaq lazımdır. Təzyiqin artması, həcmi azalması prosesin gedişinə kömək edir. Hidrotəmizləmədə təzyiq 3-6 Mpa hədlərində olur. Sistemin ümumi təzyiqinin artması ilə əlaqədar olaraq S-ün təmizlənmə dərinliyi hidrogenin parsial təzyiqinin çoxalması hesabına artır, naften karbohidrogenlərinin hidrogenləşmə reaksiyası zəifləyir, olefin karbohidrogenlərinin doydurulması və aromatik karbohidrogenlərinin hidrogenləşməsi artır, katalizatorun kokslaşması azalır. Təzyiqin artması kokslaşmanın və S-ün miqdarının azalmasına səbəb olur. Nəzərdə tutmaq lazımdır ki, təzyiq çox olduqca katalizatorun üzərində koksün çökməsi azalır.

Həcmi sürət - xammalın həcmi və ya kütləsinin reaksiya zonasında yerləşən katalizatorun həcmi və ya kütləsinə olan nisbətində həcmi sürət deyilir. Hidrotəmizlənmə prosesi hidrogenin miqdarı artıq olan şəraitdə aparılır. Dövr edən hidrogenin həcmi artdıqda katalizator üzərində koksün əmələ gəlməsi azalır və onun aktivliyi olduğu kimi qalır. Lakin dövr edən qazın miqdarı optimal miqdardan çox olarsa, qurğunun məhsuldarlığı azalır. Hidrotəmizləmə prosesində həcmi sürət 2-5 saat⁻¹ olmalıdır. Optimal həcmi sürət hər növ xammal üçün eksperiment yolu ilə təyin edirlər. Bununla yanaşı başqa faktorlar da nəzərə alınmalıdır; katalizatorun tipi və halı, temperatur, hidrogenin parsial təzyiqi (bu həm kükürdsüzləşmə dərinliyinə təsir edir). Xammalın verilməsinin həcmi sürətinin azalması ilə bütün növ xammallar üçün kükürdsüzləşmə dərinliyi artır. Bununla yanaşı reaktora verilən xammalın miqdarı azalır, deməli qurğunun məhsuldarlığı da azalır. Eyni fraksiya tərkibinə malik lakin kükürdün miqdarı çox olan xammal üçün həcmi sürəti azaltmaq lazım gəlir. Bu həm də ikinci proseslərdən alınan xammallar üçün də tətbiq edilir.

Katalizator - Hidrotəmizləmənin katalizatoru yüksək seçiciliyə malik olmalı –dır. Hidrotəmizləmə prosesində katalizator kimi alyumokobaltmolibden (AKM)

və ya alyumonikelmolibden (ANM) katalizatorlarından istifadə edilir. Bu katalizatorlar yüksək mexaniki möhkəmlilikləri, zəhərlərə qarşı davamlılığı və öz aktivliyini uzun müddət saxlamaqla fərqlənirlər. Belə katalizator olduqca yüksək seçiciliyə malik olur. Bununla yanaşı bu katalizator əvvəlcədən sulfidləşdirilir ki, bu da hidrotəmizləmə sistemində onun yaxşı işləməsini təmin edir.

ANM katalizatoru AKM katalizatoruna nisbətən 25 % ucuzdur və yüngül fraksiyaların hidrotəmizlənmə prosesinin aparılması AKM katalizatoruna nisbətən 10-20⁰C aşağı temperaturlarda aparılır. Ancaq o aktivliyini tez itirir. ANM katalizatoru öncədən kükürdsüzləşdirilməlidir, ancaq bu AKM katalizatoru üçün vacib deyildir. Katalizator əvvəlcə hər hansı bir xammal üçün sınaqdan keçirildikdən sonra seçilir.

Katalizator aşağıdakı tələbatlara cavab verməlidir;

- Katalizator yüksək seçicilik xassəsinə malik olmalı, zəhərlənməyə qarşı davamlı və uzun müddətli iş qabiliyyətinə malik olmalıdır;
- Katalizator üzərinə yığılan koks onun iş qabiliyyətinə kəskin təsir etməməlidir;
- Katalizator asan regenerə olunma xassəsinə malik olmalıdır, temperatura qarşı davamlı olmaqla, çətin xırdalanma qabiliyyətli olmalıdır;
- Katalizator yüksək fəallıq indeksinə malik olmalıdır. Fəallıq yüksək olduqda reaksiya mühitində onun həcmi az olur.

Katalizatorun aktivliyinin düşməsinin əsas göstəricisi hidrotəmizlənen məhsullarda kükürdün miqdarının artmasıdır. Katalizatorun ən tez aktivsizləşməsinə səbəb aşağıdakılardır:

- temperaturun artması nəticəsində məqsədli məhsulun çıxımının azalması hesabına qaz və koksun əmələ gəlməsinə səbəb olur. Təzə katalizator (xüsusilə AKM)

üçün ən vacib məsələ reaktorda başlanğıc temperaturu təyin etməkdir .

(adətən 350- 370⁰C);

- katalizatorun tərkibini dəyişdikdə, məsələn, 760⁰C-də aktiv nikel oksidi alyuminium oksid üzərində alyuminat nikelə çevrilir, katalizatorun irilişməsi gedir və onun aktiv səthi azalır;

- aktiv komponentin itgisi; 600⁰C-ə yaxın temperaturda MoO₃ buxarlanır;

Katalizatorun aktivliyini saxlamaq üçün əvvəlcə tədrici olaraq temperaturu artırırılar, buraxıla bilən maksimum temperaturu əldə etdikdən sonra katalizatoru ya regenerasiya edirlər, ya da onu təzəsi ilə əvəz edirlər. Katalizatorun aktivliyi əsasən onun məsamələrinə koksun çökməsi nəticəsində azalır. Regenerasiyanı koksun yandırılması yolu ilə aparırlar. Bu halda hidrotəmizləmə sistemini regenerasiya rejii-

minə keçirirlər. Katalizatorun tərkibinə seolit daxil olduqda onu buxar hava ilə regenerasiya etmək olmaz. Koksun həddən artıq uzun müddət yanmasının qarşısını almaq üçün istilikdaşıyıcı agentin buraxıla bilən minimal sərfi (1 m² katalizatora görə) qaz-hava üsulu ilə regenerasiyada 250 m³/saat və buxar hava üsulunda isə 300 m³/saat olmalıdır.

Hidrogen tərkibli qazın dövr ədədi - Sistemdə hidrogenin parsial təzyiqi artıqda hidrotəmizləmə reaksiyalarını sürəti artdığı üçün sənaye qurğularında hidrogenin miqdarı çox götürülür. Hidrogenin dövr ədədi az olduqda isə təmizləmə prosesi pis gedir. Hidrogenin dövr ədədi çox götürüldükdə isə onu sistemdə dövr etdirmək çətinləşir, onun üçün çəkilən xərclərin miqdarı artır. Ona görə də hidrogen tərkibli qazın (HTQ) dövr ədədi 220-700 nm³/m³ xammal olur.

Hidrogenli qaz mühərrik yanacaqlarının təmizlənməsində istifadə olunur və aşağıdakılara sərf olunur:

- 1) Reaksiyaya;
- 2) Hidrogenin verilmiş konsentrasiyasını saxlamaq üçün H₂-li qazın bir hissəsini buraxıb yenisi ilə əvəz edilməsinə;
- 3) Həll olmaya;
- 4) Sistemin kip olmayan hissəsindən itməsinə (bu itgi xammala görə 0,009-0,020% olur).

Hidrotəmizləmə reaksiyasına sərf olunan hidrogen bir çox amillərdən asılıdır:

- 1) Xammaldakı S-dən, N-dən, O-dən olefin və aromatik karbohidrogenlərdən;
- 2) Xammalın hidrogenləşdirilən komponentin quruluşundan;
- 3) Hidrogenin parsial təzyiqindən;
- 4) Katalizatorla xammalın kontakt müddətindən və temperatdan;
- 5) Xammalın karbohidrogen quruluşundan və çevrilmə dərəcəsi.

Dövr etdirilən qazın təmizlik dərəcəsi — Bu proseslərdə işlədilən hidrogen tərkibli qaz ən çox katalitik riforminq qurğularında alınır. Bu qurğularda alınan qazın tərkibində 75-86% H₂ olur. Sistemdə dövr etdirilən qazın tərkibində H₂ az olduqda onun yerinə kənardan yeni H₂ verilir.

Bəzi zavodlarda texniki H₂-dən istifadə edilir ki, bunun da tərkibində 95%-ə qədər H₂ olur. Sistemdə dövr etdirilən qazın tərkibində H₂S-in miqdarı çox olmalıdır. Ona görə də dövr etdirilən qaz absorberdə monoetanolamin (MEA) ilə H₂S-dən təmizləndikdən sonra sistemə qaytarılır. Dövr etdirilən qazın tərkibində H₂-in miqdarı 65%-dən az olduqda onu sistemdən çıxarıb yeni HTQ verirlər.

Hidrogenin sərfi və məhsulun çıxarı — Hidrotəmizləmə proseslərində götürülən xammalın növündən və keyfiyyətindən asılı olaraq hidrogenin sərfi 0.1-1.5% (kütlə) olur.

Prosesdə hidrogen əsas reaksiyaların getməsinə, hidrogenizatda həll olmasına, üfürülməyə və itgiyə sərf olunur. Hidrogenin əsas hissəsi (ümumi sərfin 60-93%-i, kütlə) reaksiyaların getməsinə, az hissəsi isə hidrogenizatda həll olmasına sərf olunur.

Sistemdən karbohidrogen qazları üfürüldükdə onlarla birlikdə 35%-ə qədər hidrogen gedə bilər. Prosesdə qazların sistemdən çıxarılması yerinə yetirilmir. Onda bu mərhələdə hidrogenin sərfi ilk qaz qarışığında hidrogenin konsentrasiyasından asılı olur. Təmizləmə prosesinin dərinliyi artdıqca hidrogen tərkibli qazda H_2S və karbohidrogen qazlarının (C_1-C_4) miqdarı artır.

3. TEXNOLOJİ SXEMİN SEÇİLİB ƏSASLANDIRILMASI

Hidrotəmizləmə prosesinin sənaye qurğuları ya sərbəst halda ya da kombinə edilmiş şəkildə tikilir. Hidrotəmizləmə prosesi kombinə edilmiş qurğularda məsələn katalitik riforminq və katalitik krekinq qurğularında əsas rol oynayır. Bəzi proseslərdə hidrotəmizləmə qurğusu köməkçi rol oynayır. Katalitik riforminq qurğularında hidrotəmizləmə şöbəsi mövcuddur ki, burada da xammal S-lü birləşmələrdən təmizlənir. Neft qalıqlarının hidrokükürdsüzləşdirilməsi prosesi ən mürəkkəb proses sayılır. Çünki katalizatoru fəalsızlaşdıran əsas birləşmələr (kükürlü, azotlu oksidlər, asfaltenlər, metallar) bu qalıqlarda cəmləşir. Dizel yanacağına setan ədədini yüksəltmək üçün dərin hidrotəmizləmə bloku olan katalitik krekinq qurğuları da işlədilir. Bu qurğularda alınan dizel yanacağına tərkibindəki olefinləri və bitsiklik aromatik karbohidrogenlərin bir hissəsini hidrogenləşdirməklə setan ədədini artırmaq olar. Müxtəlif tərkibli neft məhsullarının hidrotəmizləməsi qurğularının texnoloji sxemi bir-birinə çox yaxındır.

Bizim sxemdə tərkibində 2% S olan dizel yanacağıının təmizlənməsi qurğusu -nun texnoloji sxemi göstərilmişdir. Bu qurğuda xammal kimi birbaşa qovulmuş dizel yanacağı ilə katalitik krekinq distillatı qarışığından istifadə edilib.

Yanacaq distillatlarının hidrotəmizlənməsi qurğusu adi distillə və destruktiv emal proseslərindən alınmış yüngül və orta yanacaq distillatlarının (liqroin, kerosin və dizel yanacağı) katalitik hidrotəmizlənməsinə (hidrokükürdsüzləşdirmə, olefinlərin doyurulması, oksigenli və azotlu birləşmələrin miqdarının azaldılması) xidmət edir.

Qurğu aşağıdakı şöbələrdən ibarətdir; hazırlıq, hidrotəmizləmə, hidrogenizatın fiziki sabitləşdirilməsi, yüksək təzyiqli qazın H_2S -dən təmizlənməsi. Hazırlıq şöbəsində xammal hidrogen tərkibli qazla qarışdırılır və reaktora daxil olma temperaturuna qədər qızdırılır.

Texnoloji sxemin izahı;

1-14-18—nasoslar	10—alçaq təzyiqli seperator
2-11 — istidəyişdiricilər	12—sabitləşdirici kalon
3 — Borulu soba	13—riboylar
4 — reaktor	15—soyuducu
5-16— kondensator soyuducu	17— qazayırıcı
6— yüksək təzyiqli seperator	19-20—absorberlər
7-9— tutumlar	21— qarışdırıcı
8— kompressor	22— xammal daxil olan boru

Xammal nasosla götürülərək qarışdırıcıya (21) vurulur. Buraya seperatordan (9) hidrogen tərkibli qaz da vurulur. Bu qarışıq istidəyişdiriciləri (2) keçib müəyyən qədər qızdıqdan sonra borulu sobaya (3) daxil olub $360-420^{\circ}C$ -yə qədər qızdırılaraq reaktora (4) daxil olur. Reaktora əvvəldən lazımı miqdar katalizator doldurulur. Katalizator qatına keçən qarışıq təmizləmə prosesinə məruz qalır. Reaktorun aşağısından xaric olan katalizat istidəyişdiriciləri və kondensator soyuducunu (5) keçdikdən sonra yüksək təzyiqli seperatora (6) daxil olur. Seperatorun yuxarisından ayrılan qazlar (H_2, H_2S və az miqdar karbohidrogen qazları) absorberə (19) daxil olur. Burada qaz qarışığı monoetanolamin məhlulunun köməyilə H_2S -dən təmizləndikdən sonra yenidən sistemə qaytarılır. Katalizat yüksək təzyiqli seperatordan xaric olaraq tənzimləyici klapanı keçərək alçaq təzyiqli seperatora (10) daxil olur. Burada təzyiqin azalması hesabına katalizatdan ayrılan qazlar digər absorberə (20) daxil olur. Qazlar H_2S -dən təmizləndikdən sonra yanacaq kimi sobada yandırılır. Alçaq

təzyiqli seperatordan katalizat xaric olaraq istidəyişdiricidə (11) bir qədər qızdırılaraq sabitləşdirici kalona (12) daxil olur. Kalonun yuxarisından xaric olan katalizat başlığı kondensator soyuducuda (16) soyudulduqdan sonra qaz seperatoruna (17) daxil olur. Burada alınan maye başlığın bir hissəsi suvarma kimi sabitləşdirici kalonun yuxarisına qaytarılır. Balansda nəzərdə tutulan qədər başlıq sistemdən xaric edilir. Sabitləşdirici kalonun aşağısında lazımi temperatur rejimi saxlamaq üçün katalizatın bir hissəsi riboylerdə (13) qızdırılaraq kalona qaytarılır. Hazır sabit katalizat kalonun aşağısından xaric olaraq istidəyişdiricini (11) və soyuducunu (15) keçərək 30-40°C-yə qədər soyudulduqdan sonra sistemdən xaric edilir.

4.ƏSAS APARATLARIN İZAHİ

4.1 HİDROTƏMİZLƏMƏ REAKTORU

Reaktor : Sferik dib və qapağa malik olan və qaynaq üsulu ilə yığılan qabı təmsil edir . Aparat keyfiyyətli poladdan hazırlanır və içəridən oda davamlı xüsusi sement qatı ilə şirə edilir.

Məhsul aparatın ya aşağısından, ya da yuxarisından boruya daxil olub onun içərisi ilə paylaşdırıcı boşqab üzərinə yığılır. Boşqabın üzərinə qoyulan deşiklər məhsulu aşağıya aparatın içərisinə doldurulmuş katalizator qatından keçirdirlər. Temperaturu ölçmək üçün ayrı-ayrı sahələrə termocüt salınır . Reaktorun temperaturu xarici termocütlərlə ölçülür. Aparata soyuq hidrogen verilməsi üçün boru, dayaqqlar və s elementlərlə də təchiz edilir.

Reaktor bloku aşağıdakı kimi işləyir : xammal təmizlənmiş dövr etdirilən və təzə hidrogen tərkibli qazla qarışdırıldıqdan sonra əvvəl istidəyişdiricidə sonra borulu sobada qızdırılıb reaktora verilir. Katalizatorun fəallığı aşağı düşdükdə xammalın qızdırılma temperaturunu yüksəldirlər. Lakin maksimal temperatur 435°C – dən artıq olmamalıdır. Əks halda katalizator səthinin kokslaşması yüksəlir və qaz-əmələgətirmə artır. Reaksiyanın sonunda işlənmiş katalizatorun səthində 10-13% kütlə koks və 7%-ə qədər kükürd olur.

Reaktor diametri 1450mm, hündürlüyü 14000mm elliptik dibli olan şaquli silindrik aparatdır.

Reaktorun aşağı və yuxarı hissələri farfor kürəciklərlə doldurulur.

4.2 İSTİDƏYİŞDİRİCİ

İstiliyin bir cisimdən başqa cismə vermək üçün işlədilən aparatlara istidəyişdirici aparat deyilir. Bu aparatlarda qızma, soyuma, buxarlanma, kristallaşma, ərimə, dondurma prosesləri aparılır. İstidəyişdiricilərdən buxar generatoru və utilizator qazanı kimi də istifadə etmək olar.

İstiliyi ötürmə üsullarına görə istidəyişdirici aparatlar iki tipə bölünür.

1. Səth istidəyişdiriciləri - istilik bir maddədən başqa maddəyə divar təşkil edən metal səthdən ötürülür.

2. Qarışma tipli istidəyişdiricilər. Burada istilik mübədiləsi iki maddənin bilavasitə qarışması nəticəsində baş verir.

Hazırda neft emalı sənayesindəki istidəyişdirici aparatların tip və konstruksiyaları müxtəlifdir. Konstruksiya cəhətdən bunları aşağıdakı qruplara bölmək olur:

a) Boru-boru tipli istidəyişdiricilər;

b) Qeyri-mütəhərrik borulu istidəyişdiricilər;

c) Üzgəcli başlığı olan borulu gövdəli istidəyişdiricilər.

Hazırda üzgəcli başlığı olan borulu gövdəli istidəyişdiricilərdən geniş istifadə edilir. Bu aparatların içərisində borular bir tərəfdən şəbəkəyə bərkidilir, digər tərəfi isə sərbəst hərəkət etmə qabiliyyətinə malik olur ki, bu da istidən genişlənmə zamanı onun normal işlənməsini təmin edir. Aparat 2, 4, 6 yollu hazırlanır və arakəsmələr turbulent axın yaradır.

4.3 ABSORBSIYA KALONU

Absorbsiya prosesi götürülmüş qaz qarışığından maye absorbent vasitəsilə seçici şəkildə məqsədli tərkib hissələrin udulması prosesidir.

Hidrotəmizləmə qurğularında proses zamanı hidrogen və karbohidrogen qazlarını hidrogen-sulfiddən ayırmaq üçün absorberlərdən istifadə edilir. Həllədicilərin yuxarisından ,təmizlənən qaz (xammal) orta hissədən verilir. Təmizlənmiş qaz aparatın yuxarisından ,həllədicinin doymuş məhlulu isə aşağıdan xaric olub desor-

berə göndərilir. Absorberdə alçaq temperatur saxlanmasına baxmayaraq keyfiyyətli poladdan hazırlanır. Bu aparatda maksimum 30-40°C temperatur saxlanılır.

Absorbsiya müxtəlif karbohidrogen qazlarının təmizlənməsi, qurudulması, ayrılması, benzin, propan-propilen fraksiyalarının təbii qazlardan və neft qazlarından ayrılması və s üçün tətbiq edilir. Çıxarılan komponentin parsial təzyiqi və ya qatılığı qaz qarışığında mayeyə nisbətən çoxdursa absorbsiya əks halda isə desorbsiya prosesi baş verir. Absorber və desorber cüt işləyir və vertikal silindrik aparatlardır. Neft emalı zavodlarında absorbsiya prosesi katalitik riforminq və hidro-təmizləmə qurğularında tətbiq edilir.

4.4 HAVA - SOYUDUCUSU

Neft emalı zavodlarında buxar halında alınan məhsulları kondensləşdirib müəyyən temperatúra qədər soyutmaq üçün işlədilən aparatlara kondensator-soyuducular deyilir. Maye məhsulları soyutmaq üçün işlədilən aparatlara soyuducular deyilir. İlk vaxtlar sənayedə qarışdırıcı kondensatorlardan istifadə edilirdi. Hazırda işlədilən kondensator-soyuducular müxtəlif qruplara bölünürlər;

1. Suvarma tipli soyuducular;
2. Suyu doldurulmuş kondensator-soyuducular;
3. Gövdəli borulu kondensator-soyuducular;
4. Hava kondensator-soyuducular və s.

Bu aparatların ayrı-ayrılıqda müsbət və mənfi tərəfləri var. Su ilə işlədilən aparatların mənfi tərəfləri daha çox olduğu üçün hazırda hava soyuducularından daha geniş istifadə edilir.

Hava kondensator-soyuducusundan istifadə edildikdə su mənbələrinin çirklənməsinin qarşısı alınır. Boru kəmərləri korroziyaya uğramır, mənfi cəhəti isə yanğın təhlükəsi olmasıdır.

5. HESABAT HİSSƏSİ

5.1 HİDROTƏMİZLƏMƏ REAKTORUNUN HESABI

Xammala görə qurğunun məhsuldarlığı 800 min t/il. Qurğunun iş günlərinin sayı 340, cari təmirə 22 iş günü, katalizatorun regenerasiyasına 3 gün ayrılır. Xammalın xüsusiyyətləri; fraksiya tərkibi 200-350°C, sıxlıq 850kq/m³, kükürdün miqdarı 2%, o cümlədən-merkaptanlar 0.1% , sulfidlər 1%, disulfidlər 0.2% , tiofenlər 0.7%, doymamış karbohidrogenlərin miqdarı 10% kütlə ilə. Qalıq kükürdün miqdarı 0.2% kütlə ilə, daha doğrusu hidrokükürdsüzləşmənin dərinliyi 90%-dir.

Hidrotəmizləmə Al-Co-Mo katalizatoru üzərində 4Mpa təzyiq altında aparılmışdır.

Hidrogen tərkibli qazın dövr etmə sayı $H=400 \text{ nm}^3/\text{m}^3$ -dir.

Prosesin kinetik sabitləri $k_0=4.62 \cdot 10^6$, $E=67040 \text{ kJ/mol}$, $n=2$

Təmizləmə temperaturu $380^\circ\text{C}=653\text{K}$

Həcmi sürət 2.5 saat^{-1}

Təmizləmə təzyiqi 4Mpa-dır.

Xammala görə qurğunun məhsuldarlığını hesablayaq:

$$G = \frac{800000 \cdot 1000}{340 \cdot 24} = 98039,2 \text{ kq/saat}$$

Dövr etdirilən hidrogen tərkibli qazın (HTQ) həcmli miqdarı;

$$V = \frac{G_{x.m} \cdot n}{\rho_{x.m}} = \frac{98039,2 \cdot 400}{850} = 46136,1 \text{ m}^3$$

Orta molekul kütləsi;

$$M_{or} = \frac{44,29 \cdot 0,850}{1,03 - 0,850} = 209,15$$

100 kq kq xammalda $100:209=0,45 \text{ kmol S}$ var. Onda 1.48 kq S 0.05 kmol S təşkil edir. Əgər kükürd atomlarının karbohidrogen zəncirinin uzunluğu boyunca müntəzəm paylandığını qəbul etsək onda kükürdlü üzvi birləşmələrin hidrogenolizdə qovulma və qazın çıxımı aşağıdakı kimi olacaqdır.

Hidrotəmizlənmiş fraksiyanın çıxımını tapan:

$$B_{diz.yan} = 100 - B_{qov} - B_q - \Delta S$$

Burada , B_{qov} - qovulma çıxımı ; B_q - qazın çıxımı; ΔS - xammaldan çıxarılan kü- kürdün miqdarı;

$$B_{qov} = \Delta S = 2 - 0,2 = 1,8\%$$

$$B_q = 0,3 \cdot \Delta S = 0,3 \cdot 1,8 = 0,54\%$$

Onda dizel yanacağının çıxımı;

$$B_{diz.yan} = 100 - 1,8 - 0,54 - 1,8 = 95,87\%$$

Alınan kəmiyyət dizel yanacağına daxil olan hidrogenin miqdarı müəy-
yən edildikdən sonra dəqiqləşdirilir.

Hidrotəmizləmə prosesinə hidrogenin sərfi aşağıdakılara sərf olunur.

- 1) Kükürlü birləşmələrin hidrogenləşməsinə;
- 2) Doymamış karbohidrogenlərin hidrogenləşməsinə;
- 3) tullanan axınlarla itgilərə;

Kükürlü birləşmələrin hidrogenləşməsinə hidrogenin sərfini aşağıdakı formulla tapırıq:

$$G_1 = m \cdot \Delta S$$

Burada, G_1 – 100%-li hidrogenin sərfi, % kütlə ilə ;

ΔS - hidrotəmizləmə zamanı çıxarılan kükürdün miqdarı , % kütlə ilə;
m- kükürlü birləşmələrin xassələrindən asılı olan əmsəldir.

Merkaptanlar üçün	m=0.062
kükürd üçün	m=0.0625
sulfidlər üçün	m=0.125
disulfidlər üçün	m=0.0938
tiofenlər üçün	m=0.250
benzotiofenlər üçün	m=0.187

$$G_1 = 0,062 \cdot 0,1 + 1,0 \cdot 0,125 + 0,2 \cdot 0,938 + 0,5 \cdot 0,250 = 0.275$$

Doymamış karbohidrogenlərin hidrogenləşməsinə hidrogenin sərfi aşağıdakı kimi hesablanır.

$$G_2 = 2 \Delta C_d / M$$

Burada , ΔC_d - doymamış karbohidrogenlərin xammalın və hidrotəmizlənmiş məh- sulun qatılıqları fərqi.

$$G_2 = 2 \cdot 10 \cdot \frac{0,9}{209} = 0,086$$

Hidrogenizatda həll olan hidrogenin mol payını yüksək təzyiqli qaz seperatorunda-
k1 faza tarazlığı şəraitindən hesablayırıq:

$$x'_{H_2} = y'_{H_2} / K_p = \frac{0,8}{300} = 0.027$$

Burada y'_{H_2} və x'_{H_2} -hidrogenin buxar fazada mol payı; K_p -40°C və 4Mpa-da
yük- sək təzyiqli qaz seperatorundakı şərait üçün faza tarazlığı sabitidir.

Hidrogenizatda həll olmaqla hidrogenin itgisi;

$$G_3 = \frac{x'_{H_2} \cdot M_{H_2} \cdot 100}{x'_{H_2} \cdot M_{H_2} + (1 - x'_{H_2}) \cdot M} = \frac{0,027 \cdot 2 \cdot 100}{0,027 \cdot 2 + (1 - 0,027) \cdot 209} = 0,026\% \text{ (kütlə)}$$

Mexaniki itgilər dövrən edən qazın ümümi həcmnin təxminən 1%-ni təşkil edir.

$$G_4 = x \cdot 0.01 \cdot M_{H_2}^{\square} \cdot 100 \left(\rho \cdot 22.4 \right) = 400 \cdot 0.01 \cdot 2 \cdot \frac{100}{(850 \cdot 22,4)}$$

=

$$= 0,042\% \text{ (kütlə ilə)}$$

Hidrogenin ümumi sərfi;

$$G_{H_2} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = 0,275 + 0,086 + 0,026 + 0,042 = 0,429\%$$

(kütlə ilə)

Təzə HTQ-ın sərfi isə;

$$G_{H_2}^0 = \frac{G_{H_2}^{\square}}{0.29} = \frac{0,429}{0,29} = 1,48\%$$

5.2 Qurğunun maddi balansı

Hidrogen sulfidin miqdarını hesablayaq;

$$B_{H_2S}^{\square} = \frac{\Delta S \cdot M_{H_2S}^{\square}}{M_S} = \frac{1,8 \cdot 34}{32} = 1,91\%$$

Daha doğrusu balans hidrogen sulfidi ilə $1.91 - 1.8 = 0.11\%$ hidrogen udulur.

Hidrogenləşmə zamanı dizel yanacağıının tərkibinə daxil olan hidrogenin miqdarı;

$$G_1 + G_2 - 0,11 = 0,275 + 0,086 - 0,11 = 0,251$$

Hidrotəmizlənmiş dizel yanacağıının dəqiqləşdirilmiş çıxımı;

$$95,86 + 0,251 = 96,11\%$$

Quru qazın çıxımı təzə hidrogen tərkibli qazlarla hidrogenləşmə zamanı yaranan

qazlardan hidrogenizatın hidrogeni absorbsiyasında cəmlənən qazlardan toplanır.

$$G_{H_2} (1 - 0.29) + G_{H_2} + G_3 = 1,48 (1 - 0,29) + 0,54 + 0,026 = 1,90\%$$

Reaktora xammal, təzə HTQ və dövran edən HTQ daxil olur.

Təzə HTQ-ın tərkibi $H_2, CH_4, C_2H_6, C_3H_8, C_4H_{10}$

Mol tərkibi ; $y:H_2=0.72 \quad CH_4=0.20 \quad C_2H_6=0.05 \quad C_3H_8=0.02 \quad C_4H_{10}=0.01$

Kütlə payı ; $y:H_2=192 \quad CH_4=0.427 \quad C_2H_6=0.201 \quad C_3H_8=0.103$

$C_4H_{10}=0.077$

Təzə HTQ-ın orta molekul kütləsi;

$$M = 0.72 + 16 \cdot 0.20 + 30 \cdot 0.05 + 44 \cdot 0.02 + 58 \cdot 0.01 = 7.6 \text{ kq/mol}$$

Qurğunun material balansı

№	Göstəricilər	%,kütlə	Kq/saat
1.	Götürülmüşdür: Xammal; birbaşa qovlmuş dizel yanacağı ilə katalitik krekinq qarışığı	100	98039.2
2.	Hidrogen tərkibli qaz o cümlədən, 100% H ₂	1.48	1451
	Cəmi:	101.48	99490.2
1.	Alınmışdır: Hidrogenizat	95.87	93980.4
2.	Hidrogen sulfid	1.91	1872.5
3.	Quru qaz	1.90	1863.7
4.	Qovulma	1.80	1764.6
	Cəmi:	101.48	99490.2

5.3 Reaktorun material balansı

Reaktora xammal, təzə HTQ və dövran edən HTQ daxil olur. Onun molekul kütləsi 7.6kq/mol-dur. 100kq xammal üçün dövran edən HTQ-ın miqdarını (G_d) aşağıdakı formula ilə tapmaq olar.

$$G_d = \frac{100 \cdot k \cdot M_d}{\rho_x \cdot 22.4} = \frac{100 \cdot 400 \cdot 7.6}{850 \cdot 22.4} = 15.96 \text{ kq}$$

Cədvəl 4

№	Göstəricilər	%,kütlə	Kq/saat
---	--------------	---------	---------

1.	Götürülmüşdür: Xammal; birbaşa qovlmuş dizel yanacağı ilə katalitik krekinq qarışığı	100	98039.2
2.	Hidrogen tərkibli qaz o cümlədən, 100% H ₂ Dövran edən HTQ	1.48	1451
		15.96	15647.1
	Cəmi:	117.44	115137.3
1.	Alınmışdır: Hidrogenizat	95.87	93980.4
2.	Hidrogen sulfid	1.91	1872.5
3.	Quru qaz	1.90	1863.7
4.	Qovulma	1.80	1764.6
5.	Dövran edən HTQ	15.96	15647.1
	Cəmi	117.44	115137.3

5.4 REAKTORUN İSTİLİK BALANSI

Ətraf mühitə ayrılan istilik itgisini nəzərə almaqla reaktorun istilik balansını təyin edək.

$$Q_{xam} + Q_{H_2}^{üm} + Q_{reak} = Q_{d.y} + Q_{H_2S}^{\square} + Q_{qov} + Q_{qaz} + Q_{itgi} + Q_{dövr.H.} + Q_{art}$$

Burada, Q_{xam} - xammal ilə daxil olan istilik miqdarı, kc/saat

$Q_{H_2}^{üm}$ - ümumi hidrogenlə daxil olan istilik miqdarı, kc/saat

Q_{reak} -reaksiyanın istilik miqdarı, kc/saat

$Q_{d.y}$ –hidrotəmizlənmiş dizel yanacağı ilə ayrılan istilik miqdarı kc/saat

$Q_{H_2S}^{\square}$ -hidrogen sulfidlə ayrılan istilik miqdarı, kc/saat

Q_{qov} -qovulma zamanı ayrılan istilik miqdarı, kc/saat

Q_{qaz} -karbohidrogen qazları ilə çıxan istilik miqdarı, kc/saat

Q_{itgi} -itgi ilə ayrılan istilik miqdarı, kc/saat

$Q_{dövr_{H_2}} - \dot{Q}$ dövran etdirilən HTQ-ın istilik miqdarı, kc/saat

Q_{art} -hidrotəmizlənmə prosesində alınan istilik miqdarı, kc/saat

Bu ifadələrin qiymətlərini tapaq:

1) Xammal ilə daxil olan istilik miqdarı;

$$Q_{xam} = G_{xam} \cdot q_{380C}^b$$

G_{xam} -xammalın miqdarı, kq/saat, $q_{380C}^b - P = 1 atm$ təzyiqində buxar fazanın

entalpiyası

$$q_{380C}^b = a(4 - \rho_{15}^{15}) - 308.99 \quad kc/kq$$

Burada (ρ_{15}^{15}) -xammalın sıxlığı, kq/m^3 , a-temperaturdan asılılıq əmsalı,

380°C-də $a = 468.6 kc/kq$

$$q_{380C}^b = 468.6 \cdot (4 - 0.850) - 308.99 = 1167.1 kc/kq$$

$P = 30 atm$ -də entalpiyanı hesablamaq üçün aşağıdakı formuldən istifadə edirik.

$$q_{380C}^b, 30atm = q_{1atm}^n - \Delta q$$

Burada Δq -entalpiyaya düzəliş əmsalı

Δq -ün hesablanması üçün aşağıdakı parametrləri təyin edirik. Böhran

temperaturu- nu;

$$t_{böh} = 82 + 0.97a - 0.00049a^2$$

$$a = (1.8t_{or} + 132) \cdot \rho$$

Burada t_{or} -orta logarifmik temperaturlar fərqi

$$t_{or} = \frac{200 + 350}{2} = 275^\circ C$$

Onda $a = (1.8 \cdot 275 + 132) \cdot 0.850 = 532.9$

$$t_{böh} = 82 + 0.97 \cdot 532.9 - 0.00049 \cdot 532.9^2 = 459.8^\circ C$$

Böhran təzyiqini aşağıdakı kimi təyin edirik;

$$P_{böh} = k \cdot \frac{t_{böh}}{M}$$

Burada k —dizel yanacağı üçün əmsal, $k = 7 \div 6.8$

$k = 7$ olduğunu qəbul edək, Onda

$$P_{böh} = 7 \cdot \frac{459.8}{209.15} = 15.4$$

Parametrləri təyin edirik;

$$t_{böh} = \frac{t}{t_{böh}} = \frac{380}{459.8} = 0.83 \quad P_{böh} = \frac{P}{P_{böh}} = \frac{30}{15.4} = 2.1$$

$P_{böh}$ və $t_{böh}$ parametrlərinə əsasən Rabinoiç dərsliyindən entalpiyaya düzəliş əmsalını tapırıq.

$t_{böh}=0.83$ və $P_{böh}=2.1$ olduqda $\varphi=55$ kcmol/saat

$$\text{Onda } \Delta q = \frac{\varphi(t+273)}{M} = \frac{55(380+273)}{209.15} = \dot{i} \ 171 \text{ kc/kq}$$

$$q_{380C, 30atm}^b = 1167.1 - 171.7 = 995.4 \text{ kc/kq}$$

$$Q_{xam} = 98039.2 \cdot 995.4 = 97588220 \text{ kc/kq}$$

2) Ümumi hidrogenlə daxil olan istilik miqdarı;

$$Q_{üm}^{H_2} = G_{üm}^{H_2} \cdot C_p^{H_2} \cdot t_{reak}, \quad \text{kq/saat}$$

Burada $G_{üm}^{H_2}$ -hidrogen tərkibli qazın ümumi miqdarı

$$C_p^{H_2} \text{ -hidrogenin istilik tutumu, kkal/kq} \cdot ^\circ\text{C}$$

Hidrogen üçün $C_p^{H_2} = 3.408$ kkal/kq $^\circ\text{C}$

$$G_{üm}^{H_2} = G_{dövr}^{H_2} + G_{mad.bal}^{H_2}$$

Dövr etdirilən HTQ-ın miqdarını təyin edək.

$$G_{dövr}^{H_2} = \dot{i} \frac{k_d \cdot \rho_{H_2}}{\rho_x} \cdot G_{xam}$$

Burada k_d - hidrogen tərkibli qazın dövr ədədi, $k_d=300$, ρ_{H_2} -hidrogenin sıxlığı

$$G_{dövr}^{H_2} = \frac{400 \cdot 0.850}{0.850} \cdot 98039.2 = 3921.6 \text{ kq/saat}$$

$$G_{üm}^{H_2} = 1451.0 + 3921.6 = 5372.6 \text{ kq/saat}$$

$$Q_{üm}^{H_2} = 5372.6 \cdot 3.408 \cdot 380 \cdot 4.187 = 29156047 \text{ kc/saat}$$

3) Reksiyanın istilik miqdarı;

$$Q_{reak} = q_{pr} \cdot G_{xam}, \text{ kq/saat}$$

$$q_{pr} = 17.27 \text{ kkal/} \dot{i} \text{ } ^\circ\text{C} \quad q = 20 \text{ kkal/} \dot{i} \text{ } ^\circ\text{C} \text{ qəbul edək}$$

$$Q_{reak} = 20 \cdot 4.187 \cdot 98039.2 = 8235292.8 \text{ kc/saat}$$

4) Hidrotəmizlənmiş dizel yanacağı ilə ayrılan istilik miqdarı;

$$Q_{d.y} = G_{d.y} \cdot q_{380C, 30atm}^b, \text{ kc/saat}$$

$$q_{atm}^b = 468.6(4-0.830) - 308.99 = 1176.5 \text{ kc/kq}$$

$$t_{böh} = 82 + 0.97a - 0.00049a^2$$

$$t_{or} = \frac{200+350}{2} = 275^\circ\text{C}$$

$$a = (1.8 \cdot 275 + 132 \dot{i} \cdot 0.830) = 520.4$$

$$t_{böh} = 82 + 0.97 \cdot 520.4 - 0.00049 \cdot 520.4^2 = 454.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$M = \frac{44.29 \cdot 0.830}{1.03 - 0.830} = \dot{i} \ 184$$

$$P_{böh} = 7 \cdot \frac{459.8}{184} = 17.5 \quad P_{çev} = \frac{380}{454.1} = \dot{i} \ 0.84 \text{ MPa}$$

$$t_{çev} = \frac{30}{17.5} = 1.7^\circ\text{C}$$

$t_{çev} = 1.7^\circ\text{C}$ və $P_{çev} = 0.84$ Mpa olduqda $\varphi = 55$ kcmol/saat

$$\Delta q = \frac{55(380+273)}{184} = 195.2 \text{ kc/kq}$$

$P = 30$ atm olduqda entalpiyanı təyin edirik.

$$q_{30atm}^b = 1176.5 - 195.2 = 981.3 \text{ kc/kq}$$

$$Q_{d.y} = 98039.2 \cdot 981.3 = 92223886 \text{ kc/saat}$$

5) Hidrogen sulfidlə ayrılan istilik miqdarı;

$$Q_{H_2S}^{\square} = G_{H_2S}^{\square} \cdot C_p^{H_2S} \cdot t_{reak}$$

Burada $C_p^{H_2S}$ -hidrogen sulfidin istilik tutumu, kkal/kq °C

$$Q_{H_2S}^{\square} = 1872.5 \cdot 0.253 \cdot 4.187 \cdot 380 = 756093.03 \text{ kc/saat}$$

6) Benzin ilə ayrılan istilik miqdarı;

$$Q_{ben} = G_{ben} \cdot q_{380C, 30atm}^b, \text{kc/saat}$$

$$q_{atm}^b = 468.6(4-0.830)-308.99=1176.5 \text{ kc/kq}$$

$$t_{or} = \frac{65+220}{2} = 142.5$$

$$a = (1.8 \cdot 142.5 + 132) \cdot 0.850 = 330.2$$

$$t_{\text{çev}} = \frac{220}{330.2} = 0.7^{\circ}\text{C} \quad P_{boh} = \frac{7 \cdot 330.2}{184} = 12.6$$

$$P_{\text{çev}} = \frac{30}{12.6} = 2.4$$

$t_{\text{çev}} = 0.7^{\circ}\text{C}$ və $P_{\text{çev}} = 12.6$ Mpa olduqda entalpiyaya düzəliş əmsalını tapırıq.

$$\Delta q = \frac{60(380+273)}{117.5} = 333.2 \text{ kc/kq}$$

$$q_{30atm}^b = 1176.5 - 333.2 = 843.3 \text{ kc/kq}$$

$$Q_{ben} = 1764.6 \cdot 843.3 = 1488087.2 \text{ kc/kq}$$

7) Karbohidrogen qazları ilə çıxan istilik miqdarı;

$$Q_{qaz} = G_q \cdot q_{380^{\circ}\text{C}}^b, \text{kc/saat}$$

Qazın entalpiyasını molekul çəki və temperatura görə təyin edirik.

Qazın molekul kütləsini 30 qəbul edirik.

$$t = 380^{\circ}\text{C} \quad \text{və} \quad M=30$$

$$q_{380^{\circ}\text{C}}^b = 252 \text{ kc/kq}$$

$$Q_{qaz} = 1863.7 \cdot 252 = 469576.8 \text{ kc/saat}$$

8) İtgi ilə ayrılan istilik miqdarı;

$$Q_{itgi} = q_{itgi} \cdot G_{itgi}, \text{kc/saat}$$

$$Q_{itgi} = 4 \cdot 4.187 \cdot 333.2 = 5580.435 \text{ kc/saat}$$

9) Dövr etdirilən HTQ-ın istilik miqdarı;

$$Q_{dövr, H_2} = G_{dövr, H_2} \cdot C_p^{H_2} \cdot t_p \cdot p = 3921.6 \cdot 3.408 \cdot 4.187 \cdot 380 = 21330241 \text{ kc/saat}$$

İstilik balansından artıq istilik miqdarını tapaq;

$$Q_{art} = (Q_{xam} + Q_{H_2}^{üm} + Q_{reak}) - (Q_{d,y} + Q_{H_2S}^{\square} + Q_{qov} + Q_{itgi} + Q_{dövr, H_2})$$

$$= (97588220 + 29156047 + 8235292.8) - (92223886 + 756093.03 + 469576.8 + 5580.435 + 21330241) = 123491018.73 \text{ kc/saat}$$

5.5 Reaktorun konstruktiv hesabı

Reaktorun diametri buxarların həcminə və buxarların buraxıla bilən sürətinə əsasən təyin edilir. Reaktorun diametri aşağıdakı düstur ilə tapılır.

$$D = \sqrt{\frac{Q_{bux}}{0.785 \cdot W}}, \text{ m}$$

Q_{bux} -reaktorunda buxarların həcmi, m³/saat

W-buxarların buraxıla bilən sürəti, m/saat

$$Q_{\text{bux}} = 23.1 \cdot \frac{(t_{\text{reak}} + 273) \cdot \sum \frac{G_i}{M_i}}{273 \cdot P_{\text{reak}} \cdot 3600}, \text{ m}^3/\text{saat}$$

Burada t_{reak} —reaktordakı temperatur $^{\circ}\text{C}$,

P_{reak} -reaktordakı təzyiq, Mpa

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_{\text{üm}}^{H_2}}{M_{H_2}} + \frac{G_{\text{qaz}}}{M_{\text{qaz}}} + \frac{G_{\text{d.y}}}{M_{\text{d.y}}} + \frac{G_{H_2S}^{\square}}{M_{H_2S}^{\square}} + \frac{G_{\text{qov}}}{M_{\text{qov}}} = \dot{v}$$

$$= \frac{5372.6}{2} + \dot{v} + \frac{1451}{30} + \dot{v} + \frac{98039.2}{209.15} + \dot{v} + \frac{1872.5}{34} + \dot{v} + \frac{1764.6}{117.5} = \dot{v}$$

$$2686.3 + 48.4 + 449.3 + 55.1 + 15.01 = 3254.11$$

$$Q_{\text{bux}} = 23.1 \cdot \frac{(380 + 273) \cdot 3254.1}{273 \cdot 30 \cdot 3600} = 1.66 \text{ m}^3/\text{saat}$$

$W = 0,25 \text{ m/saat}$ qəbul edirik. Onda

$$D = \sqrt{\frac{1.66}{0.785 \cdot 0.25}} = 2.8 \text{ m}$$

$D = 3 \text{ m}$ qəbul edirik.

Reaktorun hündürlüyü bir silindirik hissənin hündürlüyündən və elliptik diblərin hündürlüyündən ibarətdir.

$$H_{\text{üm}} = h_{\text{sil.h}} + 2h_{\text{el.dib}}$$

Reaktorun həcmi aşağıdakı kimi təyin olunur.

$$V_{\text{reak}} = \frac{G_{\text{xam}} + G_{\text{üm}}^{H_2}}{\rho_{\text{xam}} \cdot v}, \text{ m}^3$$

$$V = 2.5 \text{ saat}^{-1}$$

$$V_{\text{reak}} = \frac{93980.4 + 5372.5}{850 \cdot 2.5} = 46.8 \text{ m}^3$$

Silindirik hissənin hündürlüyü ;

$$h_{\text{sil.h}} = \frac{V_{\text{reak}}}{\frac{n \cdot d^2}{4}} = \frac{46.8}{\frac{3.14 \cdot 3^2}{4}} = 6.6 \text{ m}$$

Reaktorun dibinin hündürlüyü;

$$H_{\text{dib}} = D/2 = \frac{3}{2} = 1.5 \text{ m}$$

Reaktorun ümumi hündürlüyü belə tapılır;

$$H_{\text{üm}} = h_{\text{sil.h}} + D = 6.6 + 3 = 9.6 \text{ m}$$

Beləliklə $H_{\text{üm}} = 10 \text{ m}$, $D = 3 \text{ m}$ qəbul edirik.

Reaktorun dayanma hündürlüyünü 1.8 m qəbul edirik. Onda reaktorun ümumi hündürlüyü belə olacaq;

$$H = 10 + 1.8 = 11.8 \text{ m}$$

Beləliklə, ümumi hündürlüyü 12 m qəbul etmək olar.

6.ƏSAS EKOLOJİ PROBLEMLƏR

Məlum olduğu kimi son zamanlar atmosferin qorunmasına çox fikir verilir. Atmosferdə bərk, maye və qaz fazalı incə dispers sistemlər yüksək davamlılığa malik olurlar ki, bu da onların komponentlərə ayrılıb parçalanması üçün çox çətinliklər yaradır.

Zavodların əksəriyyətində kükürlü neftlər emal olunur. Destruktiv proseslər də daxil olmaqla neftin dərin emalı zamanı 8-10%-ə qədər karbohidrogen qazları alınır. Hidrotəmizləmə və hidrokrekinq qurğularında alınan qazların tərkibi isə hidrogen-sulfidlə zəngin olur. Hidrogen-sulfiddən kükürd almaq məqsədi ilə Klaus qurğusunda yandırdıqda müəyyən miqdarda kükürd SO_2 şəklində atmosfərə verilir. Distillə məhsulları hidrogenlə təmizlənilib sabitləşdirildikdən sonra onun tərkibində kükürd olmur. Kükürlü birləşmələr isə neft qalıqlarının tərkibində cəmlənir. Bu qalıqlar nadir hallarda kükürdsüzləşdirilir. Ona görə də bunda qazan yanacağı kimi istifadə edildikdə alınan tüstü qazlarının tərkibində SO_2 -nin miqdarı daha çox olur.

Neft emalı zavodlarında məşəl təsərrüfatı təşkil etməklə bu qazların tərkibində olan H_2S -i tutub başqa məqsədlər üçün işlətdikdə itki və atmosferin çirklənməsinin qarşısı müəyyən qədər alınır. Katalitik krekinq, koklaşma və başqa termik, temokatalitik proseslərin sobalarında yanacaq tam yandıqda tüstü qazlarının tərkibində qorxulu qaz kimi yalnız SO_2 alınır. Katalitik krekinq qurğularının regeneratörlerinde alınan regenerasiya qazlarının tərkibində SO_2 -dən başqa həm də dəm qazı olur ki, bunu da utilizator qazanında əlavə olaraq yandırmaq lazım gəlir. Son zamanlar regeneratorda karbonun tam yanması üçün bir sıra tədbirlər görülür. Əlacsızlıqdan sobalardakı tüstü borularını hündür tikməklə (120-200m) tüstü qazlarını yer səviyyəsindən müəyyən qədər hündürlüyə səpələyirlər.

Məlumdur ki, bütün stasionar mənbələrdən ayrılan zəhərli maddələrin, ayrılan tullantıların ümumi miqdarından 16.2%-i sahə müəssisələrdə tutulur. Bununla belə tutulan zəhərli maddələrdən 56.7%-i utilizasiya edilir.

Atmosferi karbohidrogenlərlə çirkləndirən ən böyük mənbə adətən neft və neft məhsullarını saxlayan rezervuarlardır. Bu tip zavodlarda ümumi həcmi 500 min m^3 -dən çox olur.

Zavodlarda atmosferi ən çox çirkləndirən neft tutan açıq qurğular, müxtəlif gölməçələr, bioloji təmizləmə qurğuları, zavod kanalizasiya qurğularından buraxılan karbohidrogenlər, kükürlü birləşmələr və tullantı mayelərin səthindən ayrılan uçucu maddələrdir.

Təmizləmə qurğularından tullantıları azaltmaq üçün dövr etdirilən su təchizatı sistemləri nəticəsində istifadə edilən tullantı suların sərfini və hava soyuducularını və eləcə də açıq tipli neft tullantıları tam və ya hermetik bağlanmış bağlıları ilə əvəz etmək zəruridir.

Zavodlarda atmosferin karbohidrogenlərlə çirklənməsi əsasən dəmir yol sistemlərini və tankerləri doldurma eskadalarında və limanlarda doldurma zamanı baş verir. Karbohidrogenlərin və hidrogen- sulfidin atılması NEZ-in atmosfer vakuüm qurğularının son pilləsində buxar-ejektor aqreqatında kondensasiya edilməyən qazlarla olur.

Atmosfer və atmosfer-vakuüm qurğuları və katalitik krekinq qurğularından sonra alınan texnoloji kondensatorlar atmosferin hidrogen-sulfidlə çirklənmə mənbəyidir.

Katalitik krekinq xammalının ümumi həcmində ağır və qalıq xammalın miqdarı artdıqca, eləcə də ekoloji tələblərin kəskinləşməsi ilə bu qurğularda atmosfərə atılan zəhərli maddələrin azalması probleminin aktuallığı artmaqdadır. Regenerasiya prosesinin təkmilləşdirilməsi üsullarından daha səmərəli və prespektiv üsullarından biri regeneratörün həcmində xüsusi katalizatorların köməyi ilə CO-in oksidləşməsi və SO₂-nin birləşmə əmələ gətirməsidir.

Yanacaq yandırılan zaman əmələ gələn SO₂-nin azaldılmasına aşağıda aparılan tədbirlər sahəsində nail olunmuşdur:

— azkükürlü yanacağa keçməklə (təbii qaz, mayeləşmiş təbii qaz, azkükürlü neft azkükürlü kömür);

— kükürdsüzləşdirilmiş daş kömür və neftdən istifadə etməklə;

— qaz axınından kükürlü birləşmələrin çıxarılması ilə.

Azot oksidlərinin ətraf mühitə atılmasını azaltmaq üçün ilk növbədə yanacağın yanmasını, alovun maksimal temperaturunu azaltmaq və havanın artıqlıq əmsalını dəyişmək lazımdır.

Azot oksidlərinin çıxarılmasına aşağıdakı üsullarla nail olmaq olar:

— katalitik bərpa etməklə (katalizator-platin, palladium, daşıyıcı üzərində mis oksidi, alyuminium oksid üzərində nikel oksidi və s.);

—absorbsiya (su ilə, qələvi metalların ərimiş karbonatları və onların hidooksidləri ilə);

—adsorbsiya (aktiv kömürlə, manqan oksidi ilə, qələviləşdirilmiş dəmir oksidi ilə).

Karbon oksidinin atmosferə tullanmasının qarşısını almaq üçün ən effektiv üsul kimi aşağıdakı üsulu misal göstərmək olar. Bu məqsədlə hava ilə qarışdırmanı yaxşı təşkil edən forsunkalar layihə edilir, yanacağın tam yanmasını təmin edən nəzarət sistemləri və s. tədbirlər həyata keçirilir.

ƏDƏBİYYAT

1. Mustafayev S.Ə, Əcəmov K.Y, Əliyeva N.T.

“Hidrokrekinq və Hidrotəmizləmə prosesləri” Bakı -2010

2. Səfərov Q.İ, Məmmədov A.S, “Neft və qaz emalının texnologiyası” Bakı 2000.

3. Poladov F.M, Məmmədov F.F, Əliyeva N.T “Sahə texnologiyasının avadanlığı” Bakı 2011.

4. Yusifzadə A.A, Qurbanov Ə.Ş, Hüseynova L.V, “Neftdən alınan məhsulların keyfiyyətinin yaxşılaşdırılması üsulları” metodik vəsait, Bakı 2010.

5. Справочник нефте-переработчика ,М.,1986.

6.Смидович Е.В, “Технология переработки нефти и газа” М.,1980.