У сучасних умовах спостерігається неухильний ріст світового автомобільного парку. Якщо зараз у світі експлуатується більш 900 мільйонів автомобілів, то прогнозується, що до 2016 року їх число виросте до одного мільярда. У міру свого розвитку автомобільний транспорт пред'являє все більші вимоги не тільки до кількості, але й до якості моторних палив, зокрема - до бензину, а саме до октанового числа.

Коли більш ґрунтовно був вивчений процес детонації, з'ясувалося, що поряд зі зміною вуглеводневих сполук, можна застосовувати спеціальні добавки до бензинів, що руйнують перекиси. Такі добавки назвали антидетонатори, і найбільш відомим і широко застосовуваним з них став тетраетилсвинець. Тетраетилсвинець – металоорганічна сполука, яка добре розчиняється у вуглеводнях нафти. Уже при температурах 200-250оС ця речовина розпадається на свинець і чотири етильних радикала ·С2Н5. Усі складові сприяють або вповільненню утворенню перекісних сполук, або швидкому їхньому розпаду.

Однак, застосовувати тетраетилсвинець у чистому виді не можна. металевий свинець, що утворюється, осаджується у вигляді нагару на стінках циліндра, поршня й незабаром робить роботу двигуна неможливою. Тому тетраетилсвинець на практиці змішують із різними алкилгалогенідами. В умовах високої температури вони розкладаються і утворюють зі свинцем летучі солі, які віддаляються із двигуна разом з вихлопними газами.

Етилування виявилося досить ефективним методом боротьби з детонацією. Добавка буквально часток відсотка етилової рідини в бензин дозволяє збільшити його октанове число на 5-10 пунктів. Але, на жаль, і свинець, і тетраетилсвинець особливо – дуже отрутні. Потрапляючи на шкіру, вони фільтруються в кров, і людина може важко занедужати. Свинцеві сполуки, що віддаляються із двигуна з вихлопними газами, осідають на ґрунті й пришляхової рослинності.

Крім того, після винаходу каталізаторів дожигу вихлопних газів автомобілів, з'ясувалося, що сполуки свинцю викликають їхнє отруєння. Тому, починаючи з 60-х років минулого століття, в усьому світі вводять усе більш тверді обмеження на етилування пального. Є території й цілі країни, у яких застосування етилованих бензинів уже заборонене повністю.

Рішення проблеми збільшення виробництва високооктанових неетилованих бензинів можливо за рахунок застосування добавок, котрі збільшують октанове число, розроблених на базі аліфатичних спиртів, діалкілових ефірів, ароматичних амінів і т.д. Використання оксигенатів у складі автомобільних бензинів досить добре відомо. Починаючи з 70-х років 20-го сторіччя основним напрямком робіт з одержання високооктанових бензинів, що задовольняють сучасним екологічним вимогам, стало використання різних оксигенатів у цілому ряді країн: Бразилія (етанол), Італія (МТБЕ), ФРН (МТБЕ й етанол), Фінляндія (МТБЕ й етанол), США (МТБЕ й етанол), Швеція (етанол), Росія (МТБЕ), Україна (МТБЕ).

На практиці, крім зазначених вище оксигенатів застосовують також: метанол, ізопропанол (ІПС), трет-бутиловий спирт (ТБС), метил-трет-аміловий ефір (МТАЕ), етил-трет-бутиловий ефір (ЕТБЕ), етил-трет-аміловий ефір (ЕТАЕ), діізопропіловий ефір (ДІПЕ).

Порівняння різних оксигенатів дає наступну картину: відомо, що практично всі нижчі кисеньвмісні сполуки мають високе октанове число – до 100 ДОЧ. А от у МТБЕ октанове число змішання доходить до 130 ДОЧ, залежно від вуглеводневої сполуки бензину, до якої додається МТБЕ. Метанол і етанол гарно розчиняються в бензині, мають непогані октанові числа змішання, але розчинні у воді. А оскільки в товарних бензинах завжди є вода, то спирт буде переходити у водну фазу й у ній відшаровуватися. У резервуарах при зберіганні він виявиться внизу. Щоб цього не відбувалося, потрібна добавка гомогенізатора, наприклад, ізобутилового спирту, а це вже дорожче. Із МТБЕ цієї проблеми немає, він розчинний тільки в бензині.

Нижчі спирти мають більш низьку теплоту згоряння. Це значить, що запас палива в баку автомобіля повинен бути збільшений, або частіше треба гаяти час на заправлення. МТБЕ має рівну з бензином паливну характеристику. Мало того, наявність у ньому кисню суттєво поліпшує процес згоряння палива в циліндрах, підвищуючи економічність двигуна й знижуючи зміст у вихлопі продуктів неповного згоряння.

МТБЕ застосовується в якості кисневмісної високооктанової добавки при компаундуванні бензинів. Добавки МТБЕ в бензини знижують летючість палива, поліпшують горіння вуглеводневих компонентів, тим самим, знижуючи зміст у вихлопних газах оксиду вуглецю на 15-30% і вуглеводнів на 7-8%. Вони також не приводять до корозії деталей двигунів і поліпшують їх потужності й економічні характеристики. Крім чисто фізичного збільшення виробництва автомобільних бензинів застосування високооктанових кисневмісних сполук сприяє економії нафти, завдяки зм'якшенню вимог до октанового числа традиційних компонентів.

Перша у світі промислова установка по виробництві МТБЕ потужністю 100 тис. т/рік була введена в дію в 1973 році в Італії. З тих пір випуск його в різних країнах швидко ріс, досягши в 1985 році світового виробництва близько 2,5 млн. тонн. Незважаючи на те, що в США розгорілася запекла боротьба з виробниками етанолу, який також широко застосовується як оксигенат у моторних паливах, вибір все-таки був зроблений на користь МТБЕ. Більш 32% бензину, вироблюваного в США, містить оксигенати. На ринку оксигенатів на частку МТБЕ доводиться 80-85%. Виробництво МТБЕ в США виросло з 34 тис. барелів/доб. в 1985 році до 216 тис. барелів/доб. в 1999 р. В 1999 р. зміст МТБЕ в кожному галоні бензину становило 3,65%. Половина необхідного МТБЕ проводиться на 33 НПЗ усередині США, це заводи фірм ARCO, BP, Citgo, Conoco, Exxon Mobil, Equilon, Chevron, Phillips, Shell, Texaco.

1 Аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва

1.1 Сучасний стан проблеми

1.1 Розвиток виробництва метил-трет-бутилового ефіру

Перша у світі промислова установка по виробництві метил-трет-бутилового ефіру (МТБЕ) потужністю 100 тис. т. у рік була введена в дію в 1973 р. в Італії, на одному із заводів фірми «Anech» у місті Равенне. У цьому процесі була застосована технологія, розроблена фірмою «Snamprogetti» разом з фірмою «Anech». З тих пір випуск його в різних країнах швидко ріс, досягши в 1985 р. світового виробництва (2,5 млн. т.) Існує кілька варіантів промислових процесів одержання цього продукту. Найбільше поширення одержали процеси фірм «Snamprogetti» (Італія) і «Hüls» (ФРН).

У процесі фірми «Snamprogetti» метил-трет-бутиловий ефір одержують у трубчастому реакторі зі стаціонарним шаром каталізатора при температурі 40°С та тиску 0,4 МПа. Ступінь перетворення ізобутена при використанні фракції С4 каталітичного крекінгу становить 60—80%, а у випадку піролізної фракції С4 досягає 97—98%. У схемі процесу фірми «Hüls» (рис.1) установлено два послідовно з'єднані реактора зі стаціонарним шаром каталізатора, що забезпечує більш високу конверсію ізобутена й дозволяє чітко регулювати температуру процесу. Реакційна суміш містить близько 60% (мас.) метил-трет-бутилового ефіру, неперетворені бутени, а також невелика кількість метанолу. Її можна направити безпосередньо на змішання з бензином (варіант I). Для одержання більш чистого продукту [до 98% (мас.)] з реакційної суміші відганяють бутан-бутени (варіант II). Якщо ж відігнати ще й залишковий метанол і повернути його в реактор, можна підвищити ступінь конверсії ізобутена до 98%, а чистоту метил-трет-бутилового ефіру — до 98,8% (мас.) (варіант III).



Рис.1.1 Схема процесу виробництва МТБЕ фірми "Hüls":

1— підігрівач; 2 — реактори; 3 — колона відгону фракції C4; 4 — колона відгону метанолу;

I -метанол; II — фракція С4; III— вода; IV— пара; V — відпрацьована фракція С4; VI — варіант III; чистий МТБЕ; VII — варіант II, МТБЕ при меншій конверсії ізобутена; VIII — варіант I, суміш МТБЕ з бутан-бутенами.

Склад продуктів, одержуваних у процесах названих фірм, і основні видаткові показники такі:

Склад в продуктах «Snaprogetti» «Hiils»

реакції, % (мас.)

трет-бутилового ефіру 98-99 99,35

вуглеводнів С4 0,1 0,05

метанолу 0,1 0,1

діізобутену 0,5 -

третбутанолу 0,5 0,2

води 5\*10-62\*10-6

Витрата на 1 т

ТБМЕ, кг:

 метанолу 361 392

 ізобутану 665 647

Енергетичні витрати на

 1т ТБМЕ, т у.т.

 в тому числі:

 пара, т 1,0 0,4

 охолоджувальна вода, м3 60 26

 електроенергія, кВт/год 18 6

Термічний ккд., % 90 89

Відпрацьовану фракцію С4, що містить бутан-бутени, після виділення з неї метанолу й додаткового очищення від домішок можна направити на алкілування, що дозволить за рахунок одержання високооктанового моторного алкілату розширити ресурси бензину й поліпшити його фракційну сполуку [1].

В одностадійному процесі легко досягається 90-96%-ва ступінь конверсії ізобутілену. Більш високий ступінь конверсії — до 99% можна досягти у двохстадійному процесі, у якому після першої стадії з реакційної маси відділяється МТБЕ, який утворився, а на другій стадії залишковий ізобутілен знову взаємодіє з метанолом. Саме така технологічна схема застосована на ПрАТ «ЛІНІК», на ділянці одержання МТБЕ в складі комбінованої установки каталітичного крекінгу Г-43-107М/1. Ділянка була введена в дію в грудні 2000 року, її проектна потужність – 40 тис. тонн у рік.

1.2 Сутність процесу виробництва МТБЕ (згідно діючого виробництва)

Метил-трет-бутиловий ефір (МТБЕ) утворюється при взаємодії метанолу та ізобутилену у присутності сульфоіонітного формованого каталізатора КІФ-Т або КУ-2ФПП (макросітчаста іонообмінна смола на основі сополімеру стиролу з дивінілбензолу, що володіє сильними кислотними властивостями) в апараті (вузлі) реакційно - ректифікаційного типу Кр-351/1 – Р-350 (Р-351) – Кр-351/2.

Реакція етерифікації екзотермічна, рівноважна, що протікає по типу електрофільного приєднання:

CH3 – C = CH2 +CH3 – OH ↔ CH3 – O – C - (CH3)3 + Q

 |

 CH3

Ентальпія реакції при температурі 500С в рідкій фазі становить 46 кДж/моль (≈ 11 ккал/моль), в газорідинній – 65,7 кДж/моль (≈ 15,7 ккал/моль).

Глибина реакції утворення МТБЕ обмежується досягненням термодинамічного рівноважного стану.

Зниження температури і збільшення мольного співвідношення метанол/ізобутилен сприяє збільшенню глибини перетворення ізобутилену, зниженню швидкості побічної реакції утворення диметилового ефіру (ДМЕ), збільшуючи, тим самим, селективність процесу.

Підвищення температури збільшує швидкість основної реакції, але при цьому також збільшується вихід побічних продуктів, знижується рівноважна ступінь перетворення.

Надмірне підвищення температури може викликати дезактивацію каталізатора і знизити глибину перетворення реагентів до мінімально допустимого рівня. При підвищенні температури відбувається десульфування каталізатора, зміна його структури (склеювання, ущільнення, руйнування), що тягне за собою зміну гідродинамічних умов протікання процесу.

У зв'язку з екзотермічним характером реакції велику роль відіграє конструкція реактора (вузла) синтезу реакційно-ректифікаційного типу, що включає систему апаратів Кр-351/1 – Р-351 (Р-350) – Кр-351/2, яка дозволяє проводити реакцію синтезу в газорідинній фазі, забезпечує необхідний ефективний спосіб регулювання температури за рахунок випаровування частини суміші, що реагує, знімаючи таким чином надлишкове тепло реакції і використовуючи його на ректифікацію продуктів реакції.

Постійне видалення МТБЕ із зони реакції знімає термодинамічні обмеження, наближаючи 100% ступінь конверсії ізобутилену.

Глибина перетворення сировини зростає зі збільшенням мольного відношення метанол/ізобутилен. Але при цьому надлишок метанолу не повинен бути більше кількості, необхідного для створення азеотропної суміші з вуглеводнями С4 по верху РРУ (верх колони ректифікації Кр - 351/2).

Глибина перетворення ізобутилену залежить від концентрації ізобутилену по фракції С4, що служить сировиною.

Процес проводиться при мольному співвідношенні метанол: ізобутилен = (1,1 -1,3): 1,0, при цьому зі збільшенням концентрації ізобутилену у вихідній ББФ мольне співвідношення знижується.

Побічними реакціями є:

1) Гідратація ізобутилену за рахунок води з утворенням триметилкарбінола (трет-бутилового спирту):

CH3

|

CH3 – C = CH2 + H2O ↔ CH3 – C – OH

| |

CH3 CH3

Утворення ТБС залежить від концентрації води, присутньої у вихідних продуктах, тому в умовах реакції він утворюється в невеликих кількостях і не впливає на антидетонаційні властивості одержуваного МТБЕ.

2) Димеризація ізобутилену з утворенням діізобутилену (ДІБ) або 2,2,4 –триметилпентену:

CH3

 |

2СH3 – C ═ CH2 → CH3 – C – CH2 – C = CH2

| | |

 CH3 CH3 CH3

Селективність утворення ДІБ дуже мала (не більше 0,03%) за рахунок умов реакції (температура, мольне співвідношення метанол/ізобутилен, об'ємна швидкість подачі сировини) і його присутність не впливає на якість МТБЕ. При зменшенні мольного співвідношення метанол:ізобутилен та/або збільшення температури на каталізаторі вихід діізобутилену зростає, продукт затримується на каталізаторі, забиває його пори, дезактивує його, вихід основного продукту падає.

3) Міжмолекулярна дегідратація метанолу з утворенням диметилового ефіру (ДМЕ) і води:

CH3 – OH + CH3 – OH ↔ CH3 – O – CH3 + H2O

Селективність утворення ДМЕ в прийнятих умовах дуже мала, і через його відносно низької температури кипіння він іде разом з легкими вуглеводнями і не міститься в товарному МТБЕ.

4) Утворення метил-втор-бутилового ефіру (МВБЕ) з n-бутиленів

1) CH2 = C – CH2 – CH3 + CH3OH → CH3 – CH – CH2 – CH3

|

 O – CH3

або

2) CH3 – C = CH – CH3 + CH3OH → CH3 – CH – CH2 – CH3

|

 O – CH3

За певних умов, пов'язаних з підвищенням температури та/або часу перебування ББФ на каталізаторі, можливе утворення МВБЕ. Зазначений продукт не погіршує характеристик МТБЕ як високооктанового компонента, але при цьому синтез його супроводжується підвищеною димеризацією ізобутилену, порушенням гідродинамічних властивостей шару каталізатора.

5) Взаємодія ізопентена з метанолом з утворенням метил-трет-амілового ефіру (МТАЕ)

 CH3

 |

CH2 = C – CH2 – CH3 + CH3 – OH ↔ CH3 – C – CH2 – CH3.

 | |

 CH3 O – CH3

Для забезпечення жорстких обмежень по кількості побічних продуктів при синтезі МТБЕ потрібно з високою точністю підтримувати задане мольне співвідношення між метанолом і ізобутіленом у вихідній ББФ. З цією метою для отримання оперативної інформації по концентрації ізобутилену в ББФ використовується промисловий потоковий хроматограф.

Для оперативного управління технологічним режимом в реакційно-ректифікаційному вузлі, що визначає якість товарного МТБЕ додатково передбачений потоковий хроматограф на відборі проби з контрольною тарілки колони Кр-351/1.

Наявність домішок у сировині призводить до зниження терміну служби каталізатора. Будь солі, сильні основи або слабокислі сполуки є каталітичними отрутами, які впливають на сульфогрупи іонообмінних смол. Вони заміщають іон водню в сульфогруппі, що призводить до втрати статичної обмінної ємності (ПСОЄ) каталізатора і зниження його активності.

До таких домішок відносяться: катіони металів Fe+2, які можуть надходити з метанолом-рециклом через корозію обладнання на вузлі рекуперації метанолу, катіони Na+, і азотвмісні сполуки, які надходять з ББФ після вузла демеркаптанізаціі.

Блокування активних центрів висококиплячими домішками, які надходять з ББФ або утворюються в процесі синтезу, також призводить до втрати його активності.

Процес виробництва МТБЕ включає в себе наступні операції:

─ підготовка вихідної бутан-бутиленовой фракції (ББФ) (фракції вуглеводнів С4-С5) - очищення від домішок основного характеру і важкого залишку в режимі форконтактора або синтезу МТБЕ (і МТАЕ) в режимі адіабатичного реактора;

─ синтез і відділення МТБЕ (ВЕК) від непрореагованих вуглеводнів С4 в реакційно-ректифікаційному режимі;

─ відмивання відпрацьованої ББФ від метанолу;

─ рекуперація метанолу з промивної води [2].

1.3 Обґрунтування потужності, технологічної схеми і місця будівництва.

1.3.1 Обґрунтування потужності виробництва

У сучасний час виробництво МТБЕ на підприємствах складає приблизно 140 тис. т/рік, і воно зростає бо по словам Фарес Кільзіе власника компанії «Креон», “на даний момент попит на МТБЕ не тільки зберігає показники 2009 року, але й продовжує збільшуватися”. Підтвердженням слів Фареса Кільзіе служать аналітичні дані компанії «Креон»: у 2009 році попит на МТБЕ становив 430 тис. тонн, а до 2011 він імовірно збільшиться на 7-8% [3]. Тобто можна сміливо казати, що попит на МТБЕ буде зростати

Основною сировиною для виготовлення МТБЕ є метанол. У структурі споживання метанолу існують три основні напрями, на частку яких припадає понад 60% загального споживання даного продукту, це - виробництво формальдегіду, кислот і компонентів палива (МТБЕ). За оцінкою фахівців, подальше активне зростання виробництва метанолу буде викликане впровадженням нових технологій, що передбачають використання метанолу в якості палива для прямого спалювання, а також для виготовлення паливних елементів [4].

З цього можна зробити висновок, що виробництво метанолу буде збільшуватись, і як з цього виходить недоліку в сировині для виробництва МТБЕ не буде.

МТБЕ використовується як добавка до палив.

МТБЕ має високі значення октанових чисел - 115-135 по дослідницькому методу і 98-100 за моторним методом, добре розчиняється в бензині в будь-яких співвідношеннях, практично не розчиняється у воді, не отруйний.

Технологія виробництва МТБЕ надзвичайно проста. Його отримують в одну стадію, приєднуючи метиловий спирт CH3OH до ізобутилену (2-метілпропену) C4H8. При цьому не потрібно ні високих температур, ні високих тисків. Реакцію здійснюють на спеціальному каталізаторі (найчастіше це іонообмінні смоли) з високою селективністю та майже повною конверсією за прохід.

Паливна суміш бензину з МТБЕ володіє наступними властивостями:

- Покращуються антидетонаційні властивості легкокиплячих складових бензину, збільшується детонаційна стійкість і стабільність палива;

- Знижується температура запуску двигуна і токсичність відпрацьованих газів;

- Зменшується інтенсивність зношування деталей двигуна, утворення нагару і лакових відкладень; - скорочується витрата палива.

Процес приготування бензинів являє собою простий процес механічного змішування низькооктанового бензину і МТБЕ. Підраховано, що найбільш економічно додавати в бензин 5-15% МТБЕ. При додаванні 10% МТБЕ октанове число отриманого бензину підвищується на 2,1 - 5,8 одиниць (по дослідницькому методу) в залежності від вуглеводневого складу вихідної сировини [5].

1.4 Обґрунтування місця виробництва

Продукція проектованого заводу призначена для задоволення потреб НПЗ для підвищення октанового числа бензинів, тому для задоволення саме цих потреб випускається даний продукт. Місцем виробництва є саме НПЗ. Також необхідно додати, що потрібна наявність залізної дороги, так як метанол транспортують лише по залізній дорозі.

2 Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції

2.1 Характеристика готової продукції

Метил-трет-бутиловий ефір (МТБЕ), ТУ 38.103704-90, зм. 1, 2, 3.

Метил-трет-бутиловий ефір є новим ефективним і нетоксичним висооктановим компонентом бензину, який задовольняє вимоги двигунобудівництва й не забруднює навколишнє середовище. Стабільний при зберіганні, повністю змішується з усіма вуглеводнями.

Формула МТБЕ С5Н12 О

Структурна формула СН3-О-С(СН3)3

Молекулярна вага 88,146

Питома вага при t = 15оС 0,7456 г/см3

Температура кипіння при 760 мм.рт.ст. 55оС

Температура плавлення мінус 108,6оС

Тиск насичених пар по Рейду 55 кПа

Теплота згоряння 38220 кДж/кг

Теплота випару 337 кДж/кг

Розчинність МТБЕ на 100 г води при t = 20оС 5,26 г

Азеотроп з водою, температура кипіння при Р = атм. 52,2оС

Масова частка води в азеотропі 4,0%

Азеотроп з метанолом, температура кипіння при Р = атм. 51,6оС

Масова частка метанолу в азеотропі 15%

Октанова характеристика по НИХ 115-135, по ММ 98-110. [2].

 2.2 Характеристика вихідної сировини, матеріалів і напівпродуктів

Таблиця 2.1 Характеристика вихідної сировини, матеріалів і напівпродуктів

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| №п/п | Найменування вихідної сировини, матеріалів і напівпродуктів | Стандарт, технологічні умови, сорт | Показники обов’язкові до перевірки | Норми показників |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 1 | Бутан– бутиленова фракція (ББФ) ділянки 300 установкиГ-43-107М/1 |  ТУ 38.101498-79. 1,2,3(марка А) | 1. Вуглеводневий склад- масова частка суми С3,%- масова частка бутиленів, %у т.ч. масова частка ізобутілену, %у т.ч. масова частка дивінілу, %- масова частка суми С5 і вище, %2. Масова частка сірководню й меркаптанової сірки, %у т.ч. H2S, %3.Масова частка азотовмісних з'єднань у перерахуванні на азот, %4.Утримування вільної води. 5. Утримування лугу. | не більш 3,0не менш 35,0не менш 12,0не більш 0,5не більш 3,0не більш 0,02не більш 0,003не більш 0,001ВідсутністьВідсутність |
| 2. | Фракція вуглеводнівС4 – С5 каталітичного крекінгуустановкиГ-43-107М/1 |  | 1. Вуглеводневий склад:- масова частка суми С3,%- масова частка суми С4, %у т.ч. масова частка дивінілу, %- масова частка суми С5,%- масова частка суми С6 і вище, % | не більш 3,0не норм.не більш 0,5не більш 1,0 |

Продовження таблиці 2.1

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 3. | Метанол(марка А) | ДЕРЖСТАНД-АРТ 2222-78,зм.1,2,3. | 1. Зовнішній вигляд
2. Щільність при 200С, г/см3
3. Змішуваність із водою.

4. Температурні межі:- межа кипіння,0С- 99% продукту переганяється в межах,0С5. Масова частка води, %6. Масова частка вільних кислот у перерахуванні на мурашину кислоту, %7. Масова частка альде-гідів і кетонів у перера-хуванні на ацетон, %8. Масова частка летучих з'єднань заліза в перерахуванні на залізо, %9. Масова частка аміаку й аміносодержащих з'єднань, у перерахуванні на аміак, %10. Масова частка хлору, %11. Масова частка сірки, %12. Масова частка нелетючого залишку після випару, %13. Випробування з перманганатом калію, хв.14. Питома електропровідність, Ом-1\*див-1 | Безбарвна прозора рідина без нерозчинних домішок0,791 – 0,792Змішується з водою без слідів помутніння.64,0 – 65,5не більш 0,8не більш 0,05не більш 0,0015не більш 0,003не більш 0,00001не більш 0,00001не більш 0,0001не більш 0,0001не більш 0,001не менш 60 |

Продовження таблиці 2.1

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|  |  |  | 15. Масова частка етилового спирту, %16. Масова частка метанолу, % | не більш 3\*10-7не менш 99,95 |
| 4. | Каталізатор КУ – 2ФППМарка А1 (А2) | ТУ 2174-011-05766801-93 | 1. Зовнішній вигляд.

2. Гранулометричний склад:а) розмір гранул - діаметр гранул, мм - діаметр отворів, мм- товщина стінки, мм- довжина гранул, ммб) масова частка робочої фракції, %3. Повна статична обмінна ємність (ПСОЕ), мг-екв. Н+/г4. Каталітична активність, %5.Насипна щільність, г/см36.Масова частка вологи, %7.Масова частка вільної сірчаної кислоти, % | Гранули у формі кілець ясно-сірого або ясно-жовтого кольору9-13 (11 – 16)3 – 6 ( 6 - 9) не менш 2,0 6 – 19 (8 – 20)не менш 702,5не менш 550,4 – 0,5не більш 30не норм. |
| 5. | Метил-трет-бутиловий ефір | ТУ 38.103704-90 | 1. Зовнішній вигляд1. Масова частка МТБЕ, %
2. Масова частка спиртів, %
3. Масова частка вуглеводнів С4, %
4. Масова частка води, %
5. Механічні домішки
 | Прозора рідинане менш 96не більш 2,5не більш 1,5не більш 0,1відсутність |

Продовження таблиці 2.1

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 6. | Високооктановий ефірний компонент (ВЕК) |  | 1. Зовнішній вигляд2. Масова частка мітив-тре-алкілових ефірів (МТБЕ + МТАЕ), %3. Масова частка спиртів, % у т.ч. метанолу, %4. Масова частка вуглеводнів С8 і С10, %5. Масова частка вуглеводнів С5, % 6. Масова частка води, % 7. Механічні домішки | Прозора рідинане менш 25не більш 4,0не більш 3,0не більш 2,0не норм.не більш 0,1відсутність |
| 7. | ББФ після ділянки одержання МТБЕ | ТУ 38.101498-79зм. 1,2,3 | 1. Вуглеводневий склад склад:- масова частка суми С3,%- масова частка бутиленів, % у т.ч. масова частка ізобутілену, % у т.ч. масова частка дивінілу, %- масова частка суми С5 і вище, %2. Масова частка сірководню й меркаптанової сірки, %.3.Масова частка кислородсо- з'єднань, що тримають (МТБЭ, ДМЭ, метанол, ТБС), %4. Утримування вільної води.5. Утримування лугу | не більш 5,0не менш 25,0не більш 1,5не норм.не більш 6,0не більш 0,013не більш 1,6відсутністьвідсутність |

[2].

3 Опис технологічної схеми

3.1 Реакційно-ректифікаційний вузол (РРВ) виробництва МТБЕ

Процес синтезу МТБЕ здійснюється в реакційно-ректифікаційна апараті, що складається з двох виносних взаємозамінних реакційних зон РТ1, РТ2 і двох ректифікаційних зон: нижньої - КЛ1/1 і верхньої - КЛ1/2.

Вихідна свіжа бутан-бутиленова фракція після блоку демеркаптанізаціі секції 300 установки Г-43-107М/1 або, минаючи блок демеркаптанізаціі, надходить в буферну ємність Е-1 блоку МТБЕ. З буферної ємності ББФ насосом Н-1 подається у вузол змішування з метанолом, що надходять від Н-2/1,2.

Вихідний свіжий метанол надходить з ТСБ в ємність для прийому метанолу Е-2 куди ж і подається метанол-рецикл.

З Е-2 метанол надходить на всмоктування насоса Н-2/1,2 і подається на змішування з ББФ. Після вузла змішування суміш ББФ та метанолу надходить у трубний простір теплообмінника АТ1, де нагрівається за рахунок тепла товарного МТБЕ, виведеного з куба КЛ1/1 та міжтрубний простір теплообмінника АТ4, де нагрівається водяним паром після чого подається у нижню частину адіабатного реактора РТ1.

Далі суміш ББФ+металол+МТБЕ направляється на розділення в реакційну колону відгонки МТБЕ КЛ1/1. Відділений МТБЕ проходить між трубний простір теплообмінників АТ1, АТ2 та виводиться з установки.

Відділена суміш ББФ+металол з верху колони КЛ1/1 подається вниз реактору синтезу РТ2, куди подається свіжий метанол. З верху реактору РТ2 виходить суміш ББФ+металол+МТБЕ і потрапляє в ректифікаційну колону КЛ1/2, де суміш поділяється на 2 потоки:

- азеотропну суміш ББФ з метанолом;

- воду, що містить МТБЕ.

З низу реактору суміш ББФ+металол+МТБЕ проходячи насос Н-3 подається на верх ректифікаційної колони КЛ1/1.

3.2 Блок екстракції

Балансовий надлишок азеотропної суміші (ББФ + метанол) надходить в екстрактор водного відмивання від метанолу КЛ-2, під нижню тарілку. В екстракторі КЛ-2, обладнаному ситчатими тарілками, проводиться відмивання водою відпрацьованої ББФ від непрореагувавшого метанолу.

Вода на верхню тарілку КЛ-2 подається насосом Н-5 з куба колони регенерації метанолу КЛ-3.

З верху КЛ-2 виводиться очищена від метанолу відпрацьована ББФ і надходить у відстійник Є-4, для відділення механічно віднесеної води. Відстояна вода з відстійника Є-4 періодично в міру нагромадження, виводиться в дренажну ємність.

Очищена від метанолу відпрацьована ББФ зверху відстійника Є-4 під власним тиском парк зріджених вуглеводневих газів.

Нижній продукт колони КЛ-2 – вода з метанолом під тиском системи надходить у міжтрубний простір теплообмінника АТ-8, де підігрівається промивною водою з куба колони КЛ-3 до температури 70-900С і подається в колону КЛ-3 на 28 тарілку для регенерації метанолу.

Ректифікаційна колона КЛ-3 обладнана виносним кип'ятильником ІП-2. Температурний режим колони КЛ-3 забезпечується зміною кількості пари подаваного в кип'ятильник ІП-2 і подаваного зрошення наверх колони.

Пари метанолу, виведені із КЛ-3, конденсуються в апараті повітряного охолодження АТ-9, потім доохолоджуються у водяному холодильнику АТ-10 і надходять у ємність Є-5. Метанол з Є-5 насосом Н-6 подається на зрошення колони КЛ-3, а надлишок метанолу – подається в сировинну метанольну ємність Є-2, тобто вертається в процес синтезу й тому називається метанол-рецикл. Вода з куба колони КЛ-3 подається насосом Н-5 у трубний простір теплообмінника АТ-8, де віддає тепло метанольній воді із КЛ-2, прохолоджується у водяних холодильниках АТ-11, АТ-12, потім надходить на 40 тарілку екстрактора КЛ-2 [2].

4 Матеріальні і теплові баланси

4.1. Матеріальний розрахунок

|  |  |
| --- | --- |
| Вихідні дані: |  |
| Річна потужність установки у розрахунку |  |
| на 100% метил-трет-бутиловий ефір  | 35 000 | т; |
| річний фонд робочого часу |  | 7920 | год; |
| ступінь конверсії ізобутилену |  | 0.98 |  |
| співвідношення метанол:ізобутилен: | 1,058:1 |  |

Склад бутан-бутиленової фракції:

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Речовина | і-бутилен | н-бутилен | ізо-бутан | н-бутан | сума |
| мас. долі | 0.1 | 0.08 | 0.41 | 0.41 | 1 |
| Мі, кг/кмоль | 56 | 56 | 58 | 58 |   |
| nі, кмоль/год | 144.951 | 115.961 | 594.299 | 594.299 | 1449.510 |
| mі, кг/год | 8117.26 | 6493.80 | 34469.35 | 34469.35 | 83549.76 |

Склад метанолу:

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Речовина | мас. долі | Мі, кг/кмоль | nі, кмоль/год | mі, кг/год |
| метанол | 0.98 | 32 | 35.15 | 1124.89 |
| вода | 0.02 | 18 | 0.72 | 12.91 |
| Сума: | 1.00 |   | 35.87 | 1137.80 |

|  |
| --- |
| Годинна продуктивність по МТБЕ: |
| 25000\*1000/7920 = | 3156,566 | кг/год | 35.870 | кмоль/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Розхід ізобутилену з урахуванням ступені конверсії:  |  |  |
| 35,870/0,98 = | 36.602 | кмоль/год | або | 2049.72 | кг/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Необхідно подати з урахуванням втрат: |  |  |  |
| (36,602/(100-0,005))\*100 = | 36.6 | кмоль/год або | 2049.82 | кг/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Розхід бутан-бутиленової фракції: |  |  |  |
|  |  |  |  |  |  |
| 36,602/0,1= | 366.021 | кмоль/год |  |  |  |

По цільовій реакції:

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
|  |  |  |  |  |  |
| (СН3)2С=СН2(г)+СН3ОН(ж) | →(СН3)3СОСН3(ж) |
|  |  |  |  |  |  |
| Утворюється: |  |  |  |  |
| МТБЕ: |  | 35.870 | кмоль/год | 3156,566 | кг/год |
| Витрачається: |  |  |  |  |
| ізобутилену: | 35.870 | кмоль/год | 2008.724 | кг/год |
| метанола: | 35.870 | кмоль/год | 1147.842 | кг/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Витрачається ізобутилену на побічні реакції: |  |  |
| 36,602-35,870 = |  | 0.732 | кмоль/год | 40.994 | кг/год |

|  |  |
| --- | --- |
| По реакції №2 реагує 33% ізобутилену: |  |
|  |  |  |  |  |  |
| (СН3)2С=СН2(г)+Н2О(ж) | →(СН3)3СОН(ж) |
|  |  |  |  |  |  |
| 0,33\*0,732= |  | 0.24 | кмоль/год | 13.53 | кг/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Утворюється: |  |  |  |  |  |
| третбутанол: |  | 0.242 | кмоль/год | 17.88 | кг/год |
| Витрачається: |  |  |  |  |
| ізобутилену: | 0.242 | кмоль/год | 13.53 | кг/год |
| води: |  | 0.242 | кмоль/год | 4.35 | кг/год |

|  |  |
| --- | --- |
| По побічній реакції №3 витрачається 67% ізобутилену: |  |
|  |  |  |  |  |  |
| 2(СН3)2С=СН2(г) | →(СН3)3С-СН=С(СН3)2(ж) |
|  |  |  |  |  |  |
| Утворюється: |  |  |  |  |  |
| диізобутилен: |  | 0.490 | кмоль/год | 54.93 | кг/год |
| Витрачається: |  |  |  |  |
| ізобутилену: | 0.98 | кмоль/год | 54.93 | кг/год |
|  |  |  |  |  |  |
| Кількість диізобутилену в продуктах: |  |  |  |
|  |  | 0.734 | кмоль/год | 41.10 | кг/год |

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Матеріальний баланс зводимо в таблицю: |  |  |
| Таблиця 4.1 |  |  |  |  |  |
| **Прихід** | **кмоль/год** | **кг/год** | **Витрата** | **кмоль/год** | **кг/год** |
| ББФ, у т. ч.: | 1341.161 | 78630.060 | МТБЕ | 35.870 | 3156.566 |
| ізобутилен | 36.602 | 3197.560 | трет-бутанол | 0.242 | 17.876 |
| н-бутилен | 115.961 | 6493.805 | диізобутилен | 0.490 | 54.932 |
| ізобутан | 594.299 | 34469.348 | ізобутилен | 0.734 | 41.097 |
| н-бутан | 594.299 | 34469.348 | н-бутилен | 115.961 | 6493.805 |
| метанол | 37.192 | 1190.129 | ізобутан | 594.299 | 34469.348 |
| вода | 1.102 | 19.844 | н-бутан | 594.299 | 34469.348 |
|   |   |   | вода | 0.717 | 12.913 |
|   |   |   | метанол | 35.153 | 1124.885 |
| **Разом:** | **1379.455** | **79840.033** | **Разом:** | **1377.765** | **79840.010** |

4.2 Тепловий розрахунок

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Вихідні дані: |  |  |
|  |  |  |
| Матеріальні потоки: |  |
| ізобутилен | 0.0051 | кмоль/с |
| метанол | 0.0052 | кмоль/с |
| вода | 0.0002 | кмоль/с |
| продукти р-ції | 0.0102 | кмоль/с |
|  |  |  |
| Температура: | ˚С | К |
| ізобутилен | 40 | 313 |
| метанол | 40 | 313 |
| вода | 40 | 313 |
| продукти р-ції | 80 | 353 |

|  |
| --- |
| Рівняння теплового балансу в загальному вигляді: |
|  |  |  |  |
| Q1+Q2+Q3+Q4=Q5+Q6+Qпот |  |  |
|  |  |  |  |
| де Q1 - тепловий потік ізобутилену, кВт; |  |
| Q2 - тепловий потік метанолу, кВт; |  |
| Q3 - тепловий потік води, кВт; |  |
| Q4 - теплота екзотермічних реакцій, кВт; |  |
| Q5 - тепловий потік продуктів реакції, кВт; |
| Q6 - теплота, що відводиться киплячим конденсатом, кВт; |
| Qвтр - тепловтрати в навколишнє середовище, кВт. |
| Продукти | Ентальпія утв. |  | *Ср, Дж/моль∙К* | *Ср\*х, Дж/моль∙К* |
| ізобутилен | 100 | -16.6 | 87.8 | 87.8 |
| метанол | 100 | -234.9 | 80.3 | 80.3 |
| вода | 100 | -285.84 | 75.31 | 75.31 |
| МТБЕ | 100 | -333.3 | 206 | 206 |
| трет-бутанол | 100 | -265.03 | 29.98 | 29.980 |
| диізобутилен | 100 | -142.40 | 31.58 | 31.580 |
| ізобутилен | 100 | -16.6 | 45.09 | 45.090 |
| вода | 100 | -285.84 | 75.31 | 75.310 |
| метанол | 100 | -234.90 | 80.30 | 80.300 |

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Теплові потоки: |  |  |  |
| ізобутилен |  |  |  |
| Q1=0,0051\*87,8\*313= | 139.705 | кВт |
| метанол |  |  |  |
| Q2=0,0052\*80,3\*313= | 129.829 | кВт |
| вода |  |  |  |
| Q3=0,0002\*75,31\*313= | 3.609 | кВт |
| продукти р-ції: |  |  |  |
| Q5=0,0102\*30\*353= | 62.835 | кВт |
|  |  |  |  |
| Розраховуємо теплоти реакцій ( в кДж/моль): |
|  |  |  |  |
|  ∆Н298=∑(үі∆Ніо)продук-∑(үі∆Ніо)вих. реч. |
| (СН3)2С=СН2(г)+СН3ОН(ж) | →(СН3)3СОСН3(ж) |
| ∆Н298=(-333,3)-(16,6+234,9)= | -81.8 | кДж |
|  |  |  |  |
| (СН3)2С=СН2(г)+Н2О(ж) | →(СН3)3СОН(ж) |
| ∆Н298 = (-265,03) - (16,6 - 285,84) = 37.41 | кДж |
|  |  |  |  |
| 2(СН3)2С=СН2(г) | →(СН3)3С-СН=С(СН3)2(ж) |
| ∆Н298= -142,4-2\*16,6 = | -109.2 | кДж |

|  |
| --- |
| Теплота екзотермічних реакцій: |
|  |  |  |
| Q4=81,800\*0,0051\*1000=415.841 | кДж |
|  |  |  |
| Загальний прихід теплоти: |
|  |  |  |
| Qприх=139,705+129,829+3,609+415,841 = 688.984 кВт |

Тепловтрати в навколишнє середовище складають 5% від загального приходу теплоти:

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Qвтр= 0,05\*688,984 = 34.449 | кВт |  |  |
|  |  |  |  |  |
| Кількість теплоти, яка відводиться конденсатом: |  |
|  |  |  |  |  |
| Q6=Qприх-Q5-Qвтр= 688,984-62,835-34,449 = 591.700 кВт |  |

Результати розрахунків заносимо в таблицю.

Таблиця 4.2 – Тепловий баланс

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Прихід** | **кВт** | **%** | **Витрата** | **кВт** | **%** |
| Теп. ізобутилену | 139.705 | 20.277 | Теплота продуктів | 62.835 | 9.120 |
| Теп. метанолу | 129.829 | 18.844 | Теплота, що відводиться | 591.700 | 85.880 |
| Теплота води | 3.609 | 0.524 | Тепловтрати | 34.449 | 5.000 |
| Теплота реакцій | 415.841 | 60.356 |   |   |   |
| **Разом:** | **688.98** | 100.00 | **Разом:** | **688.98** | 100.00 |

5 Вибір і розрахунок основного апарату

## 5.1 Визначення діаметру колони

Діаметр колони визначаємо по рівнянню:

 (5.1)

Витрата пари, що проходить по колоні, може бути визначена:

 м3/с.

Швидкість пари в колоні визначаємо за рівнянням (5.2). Попередньо приймаємо відстань між тарілками h = 300 мм. Використовуємо раніше знайдені ρх cеp = 829,77 кг/м3 і ρу cеp = 0,8719 кг/м3. Для ситчатих тарілок за графіком (рис. 6.1) знаходимо С = 0,032. Тоді швидкість пари в колоні:

Рисунок 5.1 – До визначення коефіцієнта С:

А, Б – ковпачкові тарілки з круглими ковпачками;

В – ситчаті тарілки.

 м/с. (5.2)

Тоді діаметр колони

 м.

Приймаємо стандартне значення діаметра колони D = 2,3 м і уточнюємо швидкість пари в колоні:

 м/с.

## 5.2 Визначення висоти колони

Для визначення висоти колони необхідно розрахувати число дійсних тарілок. При наближених розрахунках приймають теоретично менш обгрунтований, але більш простий метод визначення числа тарілок за допомогою ККД тарілок (ККД колони) [7]:

  (5.3)

де: *NТ*– число теоретичних тарілок – ступенів зміни концентрацій, яку знаходимо графічно, *NТ*=18

 *η* – ККД тарілки, приймаємо рівним *η*=0,3

*NД*= штук

Визначаємо формулу для розрахунку висоти тарільчатої колони

 *H=(NД -1)\*h+h1+h2* (5.4)

де: *h* – відстань між тарілками, *h*=300 *мм*

*h1*– висота сепараційної частини колони, *h1*=2,42*м*

*h2* – відстань від нижньої тарілки до днища, *h2*=3*м*

*Н* = (60-1)\*0,3 + 2,42 + 3 = 23,12 *м*.

## 5.2.1 Характеристика тарілки

Приймаємо тарілки типу ТС (ОСТ 26-01-108-85) [7, c.216]:

Діаметр тарілки – 2300 *мм;*

Свободне січення тарілки – 3,8 *м2*;

Периметр зливу –1,24 *м*;

Січення переливу – 0,161 *м2;*

Відносна площа переливу – 4,25*%;*

Вага –1380 *г*

## 5.3 Визначення діаметру штуцерів

Діаметр штуцеру визначаємо за рівнянням:

  (5.5)

де: *V* – об'ємна продуктивність*, м/с*

 *W* – швидкість руху потоку, *м/с*

Штуцер подачі флегми:

  (5.6)

*м3/с*.

Оскільки швидкості потоку приймаємо орієнтування, то можна прийняти густину флегми, як густину метанолу: ρА = 738,54*кг/м3* при *t* = 75,515*°С.*

Приймаємо *Wф* = 0,5 *м/с*, тоді

 *м.*

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцеру 200х4 мм, [7, с. 17].

Штуцер подачі початкової суміші:

  (5.7)

 ;  (5.8)

при *tXF* = 86,5 *°С*

*кг/м3*,

*м3/с.*

Приймаємо *WF* = 0,8 *м/с*, тоді

 м.

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцеру110х3 мм.

Штуцер виходу кубового залишку:

  (5.9)

*м3/с.*

*ρw* = 980 *кг/м3* – густина пропіонової кислоти

Приймаємо *WW* = 0,3 *м/с*, тогда

  *м.*

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцеру 70х3 мм, [7, стр. 17].

Штуцер виходу пари з колони:

  (5.10)

*Vy* = 3,85 *м3/с*.

Приймаємо *Wу* = 15 *м/с*, тоді

 м.

Стандартний розмір труби для виготовлення штуцеру 895х10 мм,
[7, с. 17].

6 Вибір допоміжного обладнання

На заводах переробки нафти важливо використовувати в якості теплоносіїв продукти, які виходять з інших блоків. Так, наприклад для нагріву суміші ББФ+метанол ми можемо використовувати тепло товарного МТБЕ.

Гарячий МТБЕ охолоджується з 80 0С до 60 0С, а суміші ББФ+метанол нагрівається від 25 0С до 400С.

Схема теплообміну:

t1 = 80 0C гарячий потік t2 = 60 0C

t3 = 40 0C холодний потік t4 = 25 0C

Δ tв = t1- t3 = 40 0C Δ tн = t2- t4 = 35 0C

Середню різницю температур визначаємо по формулі:

τсер. =(Δ tв - Δ tн) / 2,31 lg(Δ tв / Δ tн),

де Δ tв, Δ tн – вища і нижча різниці температур між потоками у кінців теплообмінного апарату.

τсер. =(40 – 35) / 2,3 lg(40/35) = 37,49 0С.

Поверхня теплообміну визначається за наступним рівнянням теплопередачі:

Q = K × F × τсер.,

звідси

F = Q / (K × τсер),

F – поверхня теплообміну, м2;

К – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м2 \* К); приймаємо К = 20,9 Вт/(м2 \* К);

τсер. – середня логарифмічна різниця температур;

Q – тепло МТБЕ;

Q = 62835 Вт.

F = 62835 / (20,9×37,49) =80,19 м2

Приймаємо двоходовий кожухотрубний теплообмінник з плаваючою головкою з наступними характеристиками [7]:

* діаметр корпусу – 600 мм;
* труба – 20 ×2;
* довжина труб – 4000 мм;
* поверхня теплообміну – 93 м2.

8 Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища

В таблиці 8.1 наведені відходи при виробництві продукції, стічні води, викиди в атмосферу, методи їх утилізації, переробки

Таблиця 8.1

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Найменування відходу | Місце складування, транспорт, тара | Періодич-ність утворення | Кількість, т/рік | Умова (метод) і місце поховання, знешкодження, утилізації. |
| 1 | 2 | 3 | 5 | 4 |
| Відпрацьований каталізатор КУ-2ФПП або П-типу | Майданчик тимчасового зберігання цеху, спецтараЗалізничний та автомобільнийтранспорт | 1 раз на рік | 36,0 | 1 Підлягає захороненню на полігоні твердих відходів2 Можливе використання при отриманні портландцементної суміші3 Можливе використання в якості компонента для формування ґрунту ґрунтових шарів при рекультивації сміттєзвалищ промислових і побутових відходів4 За відсутності забрудненості органічними продуктами направляється на регенерацію на завод-виготовлювач. |

Таблиця 8.2 Стічні води

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наймену-ваннястоку | Кількістьутворення стічних вод, м3/год | Умови (метод)ліквідації,знешкод-ження,утилізації | Періодич-ністьвикидів | Кудискидається | Встановлена нормавмісту забрудненняв стоках |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| Стічні води з Е-368, К-353 | 2,0 | Очистка на очисних спорудах | Постійно | Каналізація I системи | Метанол (CH3OH) – не більше 100 мг/л;МТБЭ (C5H12O) – не більше 47 мг/л;Форміат натрія (CH3OONa) – не більше 130 мг/л;Сульфат натрія (Na2SO4) – не більше 3000 мг/л;РН = 7 – 8,5 |

Таблиця 8.3 Викиди в атмосферу

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Найменуваннявикиду, джерело | Кількістьвикидів по видам, т/рік(г/сек) | Періодичність | Умови (метод) і місцеліквідації,знешкодження,утилізації | Встановлена нормавмісту забрудненняв викидах, мг/м3 |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Неорганізовані викиди від устаткування зовнішньої установки -РАЗОМ:в тому числі:• метанол• МТБЕ• вуглеводні С4 | 18,2032,03902,585013,5790 | Розсіювання | Постійно | ПДК СН3ОН = 5,0 |

[2].