

УДК 544.47

<https://doi.org/10.15407/kataliz2021.32.001>

Нова НРРОа технологія одержання пропіленоксиду: від лабораторного реактора до комерційної пілотної установки

І.В. Щуцький¹, В.В. Брей², М.Є. Шаранда², Є.В. Каськов¹, О.Ю. Дагаєв¹, І.М. Підсадюк³, А.М. Милін², Є.О. Михайленко¹, О.Ю. Зінченко¹

¹ТОВ «Виробнича група Техінсервіс», пров., Макіївський, 1, Київ, 04114, Україна, net@techinservice.com.ua

²Інститут сорбції та проблем ендоекології НАН України, вул. Генерала Наумова, 13, Київ, 03164

³ТОВ «Карпатнафтохім», вул. Промислова, 4, Калуш, 77306, Україна, mail@knh.com.ua

Коротко описано розробку НРРОа технології одержання пропіленоксиду з пропілену та пероксиду водню з застосуванням ацетонітрилу, як розчинника, замість метанолу. Лабораторні дослідження включали розробку нового каталізатора та його випробування в проточному реакторі з нерухомим шаром (4-10 см³) каталізатора при 40-550 °С/3.0 МПа. Запропонований каталізатор TIS-1 був синтезований з використанням дисперсного кремнезему Newsil 115 замість традиційного TEOS. На основі визначеного молярного складу реакційної суміші 60% H₂O₂ - пропілен- 85% ацетонітрил та навантаження на каталізатор було розроблено технологію НРРОа для дослідної установки потужністю 2000 т/рік. На початку 2019 року розпочалося будівництво установки НРРОа на олефіновому заводі ТОВ «Карпатнафтохім» у Калуші. Пуск цієї установки відбувся у червні 2020 року. Тобто за дуже короткий термін, через 3 роки після початку лабораторних досліджень. Технологічна схема НРРОа включає епоксидування пропілену, попереднє розділення суміші продуктів, очищення оксиду пропілену, очищення пропілену від пропану, абсорбцію пропілену ацетонітрилом, регенерацію ацетонітрилу. Установка являє собою досить складну інженерну систему, деякі елементи якої працюють як під високим (30 атм.), так і з низьким (0,1 атм.) тиском при температурах від -30 до 150 °С. Зараз установка виведена на проектну потужність з виробництвом промислового оксиду пропілену з полімерною чистотою 99.95% без використання традиційного аміаку та гідразину. Витрата 100% H₂O₂ і пропілену на 1 т пропіленоксиду становить 0.68 і 0.75 т відповідно. ТОВ «Карпатнафтохім» має намір побудувати виробництво пропіленоксиду потужністю 130 тис. тонн на рік за технологією НРРОа.

Ключові слова: пропіленоксид, пероксид водню, гетерогенний каталіз, цеоліт TS-1, НРРО процес

Вступ

Пропіленоксид (ПО) відноситься до багатотоннажних продуктів органічного синтезу з світовим виробництвом на рівні 8 млн. тонн/рік [1,2]. Він постійно користується широким попитом, і основну його кількість, до 70% у вигляді олігомерів ПО, використовують при виробництві жорстких і гнучких полі-уретанових пін (теплоізоляція, будівельні піни, м'які меблі тощо) [1-3]. Приблизно четверта частина ПО витрачається на виробництво пропіленгліколю і співполімерів з оксидом етилену - плуроніків [1-3]. Оксид пропілену виробляють за трьома основними процесами. Хлоргідринний, «старий» процес базується на пропілені й хлорі, за ним виробляють близько 40% ПО [1-3]. Другий, Халкон процес базується на пропілені та

етилбензолі, який попередньо окислюють повітрям до гідропероксиду. Це дозволяє одержати стирол паралельно з ПО. Замість етилбензолу можна застосовувати ізобутан. Проте, в цих процесах на стадії окиснення утворюються вибухонебезпечні гідропероксиди. В 2008 році компанія Evonik-Uhde запустила найбільш економічно вигідний НРРО (hydrogen peroxide to propylene oxide) процес з використанням пропілену і пероксиду водню. З точки зору атомної ефективності й екологічності, він відповідає тенденціям «зеленої хімії», оскільки перебігає з утворенням ПО та води по реакції $C_3H_6 + H_2O_2 = C_3H_6O + H_2O$. Зараз у світі експлуатується вісім НРРО установок сумарною потужністю 2280 тис. тонн ПО/рік. На всіх діючих установках використовують метанол як необхідний компонент

реакційної суміші цього рідиннофазного процесу, який проводять під тиском у 20-30 атм. і за температур 40-50 °С. Також основним компонентом усіх промислових каталізаторів НРРО процесу є титансілікаліт TS-1 [4-6].

Нафтохімічний комбінат ТОВ «Карпатнафтохім» в Калуші є досить потужним виробником товарного етилену і пропілену через піроліз вуглеводневої сировини, переважно, легких бензинових фракцій. Зокрема, в 2020 році було вироблено 200000 тонн етилену та 88000 тонн пропілену. На відміну від етилену, який повністю перероблюється в полівінілхлорид та поліетилен високої густини, весь пропілен експортується в європейські країни. Тому постало питання щодо переробки пропілену на Карпатнафтохімі в більш цінний продукт з широким попитом. На основі маркетингового аналізу було прийнято рішення про організацію власного виробництва оксиду пропілену, який користується постійним попитом, за НРРО технологією з використанням метанолу.

Інститут сорбції та проблем ендоекології НАН України, який давно співпрацює з ТОВ «Виробнича група Техінсервіс» по розробці нових технологій, зокрема, з переробки біоетанолу [7], запропонував замінити токсичний метанол на доступний ацетонітрил і розробити вітчизняний каталізатор для цього процесу. Метанол, як розчинник в НРРО процесі, забезпечує утворення однофазної реакційної суміші в системі 60% водний розчин H_2O_2 – рідкий пропілен – метанол, що забезпечує перебіг реакції епоксидування, та знімає тепло цієї сильно екзотермічної реакції (53 ккал/моль). Проте, метанол легко утворює з ПО побічні 1- та 2-метоксипропіленгліколи, а також частково окислюється до формальдегіду. Це обумовлює необхідність його регенерації шляхом каталітичного гідрування формальдегіду в окремому реакторі. Основною причиною того, чому ацетонітрил не застосовували в НРРО процесі є утворення азеотропу CH_3CN (80мас.%)– H_2O . Тобто, реакційна суміш розбавляється водою. Свого часу Техінсервіс розробив технологію зневоднення етанолу з застосуванням цеолітних мембранних модулів, яка була апробована в виробництві біоетанолу [7], і тому її планували застосувати в зневодненні азеотропного ацетонітрилу. Таким чином, завдання науковців Інституту та інженерів Техінсервісу полягало в розробці нової технології одержання ПО з застосуванням ацетонітрилу й свого каталізатора епоксидування пропілену.

Експериментальна частина

Лабораторні дослідження епоксидування пропілену пероксидом водню з використанням ацетонітрилу було розпочато в листопаді 2017 року. Робота проводилась за двома напрямками – синтез каталізатора та його тестування в епоксидуванні пропілену 60% пероксидом водню у присутності ацетонітрилу (100-80%) під тиском 30 атм. в інтервалі температур 40 – 50 °С.

Синтез каталізатора

Як вже зазначалось, основним компонентом промислових каталізаторів НРРО процесу є титансілікаліт TS-1 - титанвмісний аналог ZSM-5. Відмінність між НРРО каталізаторами полягає в способі синтезу цього цеоліту та застосування різних зв'язуючих для формування гранул. Суть дії TS-1 полягає в координації молекул H_2O_2 іонами IVTi^{4+} в матриці цеоліту, внаслідок чого на другому атомі кисню індукується позитивний заряд, що і обумовлює його приєднання по подвійному зв'язку пропілену з утворенням епоксидного циклу. Паралельно утворена молекула води не так сильно координується IVTi^{4+} і звільняє активний центр. Розроблений спосіб одержання TIS-1 каталізатора включає дві основні стадії, а саме гідротермальний синтез напівпродукту цеоліту TS-1 і приготування пластичної маси, яка далі формується у гранули з їх подальшим кальцинуванням [8]. Новизною цього способу є застосування дисперсного кремнезему Newsil-115 замість традиційного тетраетоксисилану, як джерела іонів кремнію в синтезі TS-1. Це дозволило значно скоротити час гідротермального синтезу, який проводиться при 150 – 170 °С під власним тиском протягом 40 год в автоклаві з перемішуванням [8]. Прийнятну для практики активність проявляє TS-1 з розмірами кристалів порядку 1 мкм, тому слід чітко дотримувати мольні співвідношення між SiO_2 , $\text{Ti}(\text{OC}_2\text{H}_5)_4$ і $(\text{C}_3\text{H}_7)_4\text{N}^+\text{OH}^-$ при приготуванні вихідної реакційної суміші в діапазоні: $\text{Si/Ti}=35-40$; $0.1 \leq \text{N/Si} \leq 0.16$; $16 \leq \text{H}_2\text{O/Si} \leq 20$. Як приклад, на рис. 1 наведено СЕМ знімки активного (а) і слабо активного (б) зразків TS-1, відповідність яких до структури MFI підтверджена рентгенофазовим аналізом.

Одержаний порошок TS-1 застосовували для приготування пластичної маси, змішуючи його з Ludox AS-40 та крохмалем у масовому співвідношенні TS-1 : SiO_2 : крохмаль = 10 : 1 : 0.5. Потім з утвореної пластичної маси формували циліндричні гранули 3x3 мм які сушили при 110°C та кальцинували при 550°C.

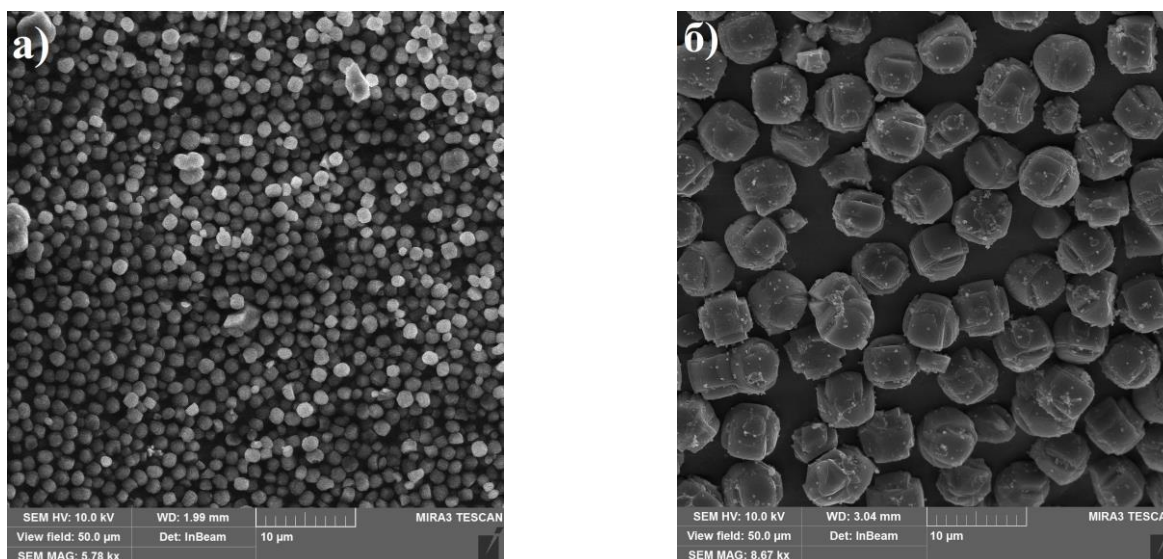


Рис. 1. СЕМ-знімки активного (а) і слабо активного (б) зразків TS-1.

Тестування каталізатора

Тестування каталізаторів здійснювали на лабораторній установці з двома змінними реакторами з нержавіючої сталі з об'ємом каталізатора від 4 до 12 см³ під тиском 2.5-3.0 МПа та в інтервалі температур 40-55 °С (рис. 2).



Рис. 2. Лабораторна установка епоксидування пропілену перексидом водню.

Проведення експериментів передбачало роботу як з одним реактором, так і з двома послідовними реакторами з роздільною подачею реакційної суміші в кожний реактор. Певні труднощі становило дозування рідкого пропілену, який подавали з балона, встановленого на вагах (± 0.01 г), під надлишковим тиском 3.5 МПа азоту. Температуру в реакторі підтримували циркуляцією термостатованої води через його оболонку. Охолоджений розчин перекису водню в ацетонітрилі подавали в реактор за допомогою помпи. Попередньо кислот-

ність цього розчину нейтралізували до рН=6.5 – 7.0 1% водним розчином аміаку. Розділення газового та рідкого потоків на виході з реактора здійснювали в сепараторі за температури -10 °С. Аналіз продуктів здійснювали на хроматографі Agilent Technologies 7820A та ЯМР Bruker Avance 400 спектрометрі на ядрах ¹³C. Залишковий вміст H₂O₂ в продуктах визначали методом йодометрії.

Визначення оптимальних умов

Спочатку, при роботі з одним реактором, було визначено такий важливий параметр як мольне співвідношення компонентів реакційної суміші, робота на якій забезпечує селективність за пропіленоксидом на рівні 98-99%. Наступним кроком було визначення оптимального навантаження на каталізатор, яке б забезпечувало 100% конверсію перексиду водню при високій селективності за ПО. Тут була застосована схема послідовного з'єднання реакторів з роздільною подачею розчину H₂O₂ в CH₃CN в кожний реактор. Справа в тому, що паралельно з цільовою реакцією епоксидування пропілену перебігає як в кислому, так і лужному середовищі, небажаний розклад перексиду водню $2\text{H}_2\text{O}_2 = \text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$. Також, спостерігається реакція Радзишевського $\text{CH}_3\text{CN} + \text{H}_2\text{O}_2 = \text{CH}_3\text{C}(\text{O})\text{NH}_2 + \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}$ з утворенням ацетаміду і кисню. Швидкість цих реакцій пропорційна концентрації перексиду водню в реакційній суміші, тому її слід підтримувати на досить низькому рівні. Це і досягається роздільною подачею H₂O₂ в два реактори. Як приклад, в таблиці 1 наведено результати по залишковій концентрації H₂O₂ та його питомим витратам на 1 кг ПО при різних потоках в два реактори.

Таблиця 1. Вплив розподілу потоків H_2O_2 в два реактори на ефективність епоксидування пропілену ($50\text{ }^\circ\text{C}$; 3.1 МПа; $\text{C}_3\text{H}_6/\text{H}_2\text{O}_2 = 6$)

V1/V2	G1/G5	C $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$, мас%	C H_2O_2 , мас%	X, %	S, %	H_2O_2 , кг/кгОП
1:1	2:1	9,8	0,25	96	87	0.70
1:1	1:1	9,7	0,33	95	90	0.69
2:1	2:1	9,9	0,28	95	96	0.65
2:1	1:1	9,4	0,36	94	95	0.66
1:2	1:2	9,8	0,27	97	90	0.65

V1/V2 – співвідношення об'ємів TIS-1 каталізатора в першому та другому реакторах;

G1/G5 – співвідношення потоків H_2O_2 в перший та другий реактори; $\text{C}_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}}$ – вміст ПО в рідкому продукті;

$\text{C}_{\text{H}_2\text{O}_2}$ – концентрація залишкового H_2O_2 .

Важливим параметром, що визначає економічну доцільність НРРО процесу, є витрата 100% пероксиду водню на 1 тону пропіленоксиду. Цей показник не повинен перевищувати 0.7 т [3]. При розділенні потоків пероксиду водню в співвідношенні 2 : 1 спостерігається найнижчий його залишковий вміст і найнижча його питома витрата 0.65 кг на 1 кг ПО (табл. 1).

Як правило, продуктивність каталізаторів в НРРО процесі знаходиться на рівні 2.5 - 5 г-моль ПО/кг_{кат}/год. В лабораторному реакторі TIS-1 каталізатор забезпечував вихід ПО на такому ж рівні при конверсії H_2O_2 вище 95%, але при цьому, як розчинник, використовували ацетонітрил, а не метанол.

Основні вихідні дані щодо складу реакційної суміші та часу контакту для проектування пілотної

установки потужністю 2000 тонн ОП/рік Інститут передав в Техінсервіс в червні 2018 року. Інженери Техінсервіс розробили оригінальну технологічну схему виробництва пропіленоксиду за новим процесом, який назвали НРРОа (hydrogen peroxide to propylene oxide in acetonitrile) [9]. На початку 2019 року Карпатнафтохім та Техінсервіс уклали контракт і було розпочато будівництво НРРОа установки. Основне обладнання: 3 реактори, 6 ректифікаційних колон, сепаратор, абсорбер, теплообмінники було виготовлено на Гребінківському заводі ТОВ "Виробнича група Техінсервіс". Перший запуск НРРОа установки було здійснено в червні 2020 року (рис. 3). Тобто, в досить стислий термін, через 3 роки від початку лабораторних досліджень.



Рис. 3. НРРОа установка виробництва оксиду пропілену на ТОВ "Карпатнафтохім".

Технологічна НРРОа схема (рис. 4) включає епоксидування пропілену; попереднє розділення продуктової суміші; очистку оксиду пропілену; компримування пропілену; очистку пропілену від пропану; абсорбцію пропілену розчином ацетонітрилу; регенерацію ацетонітрилу. Пропілен під тиском системи надходить в пропан-пропіленову колону T02, де разом з рецикловим потоком пропілену піддається ректифікації для вилучення

пропану, який в незначній кількості міститься в сировинному пропілені. Пропілен зверху колони T02 поглинається ацетонітрилом в абсорбері A01. Далі рідка суміш ацетонітрилу і пропілену змішується з 60% пероксидом водню і подається на три реактора R1-R3 під тиском 3.0 МПа. Причому передбачена дозована подача пероксиду водню в кожний реактор.

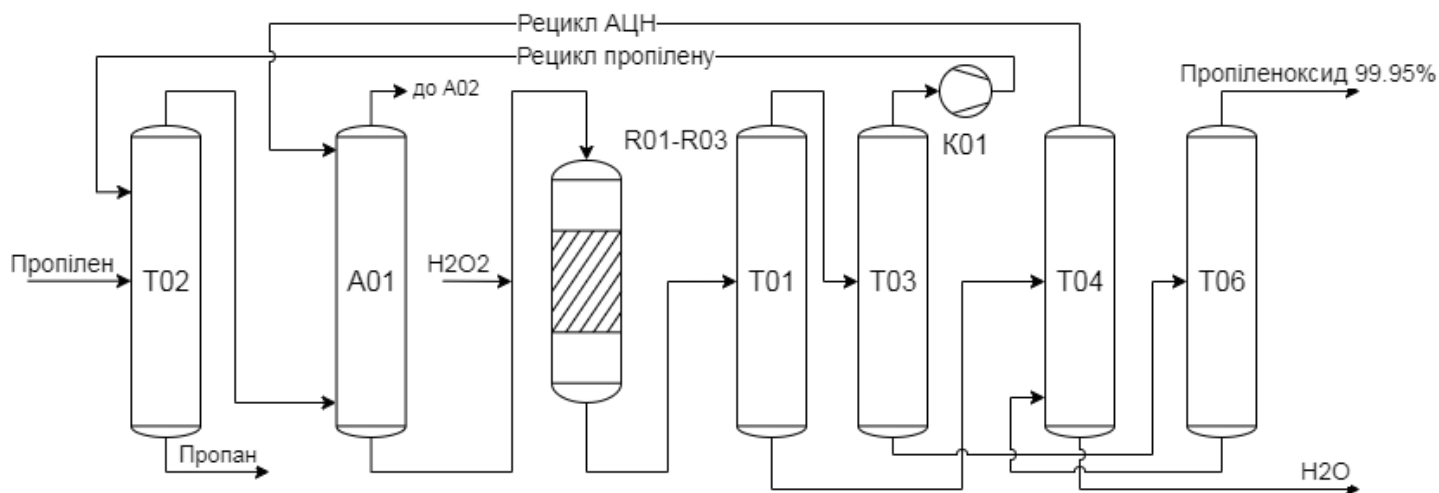


Рис. 4. Технологічна схема НРРОа процесу.

Продуктовий потік з реакторів після теплообмінників дегазується в сепараторі і надходить в колонну T01, де відбувається розділення пропілену і ПО від ацетонітрилу та води, які накопичуються в кубі колони. Далі, залишковий пропілен відокремлюється від ПО в колонні T03 і надходить під тиском в колонну T02. Так забезпечується рецикл пропілену. Разом з пропіленом до абсорберу A01 надходять несконденсовані гази з сепаратора. Тому для забезпечення оптимального режиму абсорбції застосовано контур проміжного циркуляційного зрошення. Для попередження утворення вибухонебезпечного середовища в абсорбері при підвищенні концентрації побічного кисню застосована автоматична подача азоту як флегматизатора.

Куб колони T01 надходить до колони регенерації ацетонітрилу T04. Зверху колони в рецикл повертають 85% ацетонітрил. З кубу T04 процесна вода з вмістом ацетонітрилу менш 100 ppm подають на очистку стічних вод. З кубу колони T03 пропіленоксид -сирець надходить, після реактора

очистки від альдегідів, в товарну колону T06, де зверху відбирають пропіленоксид з полімерною чистотою $u > 99.95\%$.

НРРОа установка являє собою досить складну інженерну систему, окремі елементи якої працюють як під підвищеним (30 атм.), так і зниженим (0.1 атм.) тиском за температур від -30 до 150 °С. Установка, зокрема, включає крім основного обладнання, системи регенерації каталізатора водяною парою, оборотного водопостачання, чилерної води, азоту високого тиску, зберігання 60% пероксиду водню і товарного ПО, а також сучасну систему пожежогасіння.

До основних завдань виведення НРРОа установки на робочий режим, який тривав більше року, слід віднести оптимізацію режиму роботи каталізатора, визначення терміну його роботи та відпрацювання режиму регенерації каталізатора, підбір реагентів та режимів їх застосування для одержання пропіленоксиду високої полімерної чистоти, а також визначення витрат пропілену та пероксиду водню на 1 т товарного ОП. Протягом

цього періоду також були внесені суттєві зміни в початкову технологічну схему. Зокрема, це виключення цеолітних модулів для зневоднення ацетонітрилу, що дозволило знизити енергозатрати виробництва. Вперше в практиці НРРО процесів, для нейтралізації реакційної суміші та очистки ПО від альдегідів не застосовуються токсичні аміак і гідразин.

Установка повністю автоматизована. Здійснюється постійний контроль технологічних параметрів процесу з сигналізацією та блокуванням при критичних параметрах, зокрема, при перевищенні гранично-допустимих концентрацій кисню та інше. Цей контроль базується на датчиках та мікропроцесорних контролерах. Програмне забезпечення роботизованного процесу, а також системи ПАС, виконано підрозділом Techinservice Intelligence. Операторський інтерфейс базується на сучасній SCADA-системі. Крім моніторингу і управління, ця система протоколює дії оператора та забезпечує відображення критичних повідомлень. Зараз установка працює в штатному режимі, її обслуговує 16 працівників, в тому числі 4 оператори, що працюють в дві зміни.

Витрати 100% перексиду водню і пропілену на 1 т ПО становлять 0.68 та 0.75 т відповідно, що відповідає прийнятним нормам для НРРО процесу [3].

Висновки

В результаті співробітництва інжинірингової компанії ТОА «Виробнича група Техінсервіс» з Інститутом сорбції та проблем ендоекології НАН України розроблено нову вітчизняну НРРОа технологію виробництва пропіленоксиду. Введено в експлуатацію НРРОа установку потужністю 2000 тонн ПО/рік на олефіновому заводі ТОВ «Карпатнафтохім» в м. Калуші. ТОВ «Карпатнафтохім» має намір побудувати виробництво ПО потужністю 130 тис. тонн на рік за технологією НРРОа.

Література

1. Russo V., Tesser R., Santacesaria E., Di Serio M. Chemical and Technical Aspects of Propene Oxide Production via Hydrogen Peroxide (HPPO Process) *Ind. Eng. Chem. Res.* 2013. **52** (3). 1168.
2. Ferrández P. Alternatives for the Production of Propene Oxide (Technische Universiteit Eindhoven, 2015).
3. https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_legacy/UCPthyssenkruppBAIS/assets.files/products___services/chemical_plants___processes/organic_chemicals___petrochemicals/2018-06-06_propylene-oxide-broschuere_zf.pdf
4. Liu, Y., Murata K., Inaba M., Mimura N. Syntheses of Ti- and Al-containing hexagonal mesoporous silicas for gas-phase epoxidation of propylene by molecular oxygen, *Appl. Catal. A: Gen.* 2006. **309**. 91–105.
5. US Patent № 6756503 J. Teles, A. Rehfinger, P. Bassler, N. Rieber, P. Rudolf. 2004.
6. Sugiyama S., Sakuwa Y., Ogino T., Sakamoto N., Shimoda N., Katoh M., Kimura N.; Gas-phase epoxidation of propylene to propylene oxide on a supported catalyst modified with various dopants, *catalysts* 2019. **9**. 638.
7. Брей В.В., Щуцький І.В. Біоетанол в Україні *Вісн. Нац. Акад. Наук Укр.* 2016. **6**. 71-76.
8. Патент №142563 Україна. Брей В.В., Щуцький І.В., Милін А.М., Шаранда М.Є. Спосіб одержання каталізатора епоксидування пропілену "TIS-1". .2020.
9. Патент №133250 Україна. Щуцький І.В., Галузинський О.Г., Пронько Д.Ю., Брей В.В. Спосіб одержання оксиду пропілену. 2018.

References

1. Russo V., Tesser R., Santacesaria E., Di Serio M. Chemical and Technical Aspects of Propene Oxide Production via Hydrogen Peroxide (HPPO Process) *Ind. Eng. Chem. Res.* 2013. **52** (3): 1168. <https://doi.org/10.1021/ie3023862>
2. Ferrández P. Alternatives for the Production of Propene Oxide (Technische Universiteit Eindhoven, 2015).
3. https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_legacy/UCPthyssenkruppBAIS/assets.files/products___services/chemical_plants___processes/organic_chemicals___petrochemicals/2018-06-06_propylene-oxide-broschuere_zf.pdf
4. Liu Y., Murata K., Inaba M., Mimura N. Synthesis of Ti- and Al-containing hexagonal mesoporous

- silicas for gas-phase epoxidation of propylene by molecular oxygen, Appl. Catal. A: Gen. 2006. **309**. 91-105.
5. US Patent № 6756503 J. Teles, A. Rehfinger, P. Bassler, N. Rieber, P. Rudolf. 2004.
 6. Sugiyama S., Sakuwa Y., Ogino T., Sakamoto N., Shimoda N., Katoh M., Kimura N.; Gas-phase epoxidation of propylene to propylene oxide on a supported catalyst modified with various dopants, catalysts 2019. **9**. 638.
 7. Brei V.V., Shchutskyi I.V. Visn. Nac. Acad. Nauk Ukr. 2016. **6**. 71-76.
 8. Patent 142563 Ukraine. Brei V.V. et al. The method of obtaining catalyst of epoxidation of propylene «TIS-1» 21.01.2020.
 9. Patent 133250 Ukraine. Shchutskyi I.V. et al. The method of obtaining propylene oxide 12.11.2018.

Надійшла до редакції 06.12.2021 р

New HPPOa technology for propylene oxide production: from laboratory reactor to commercial pilot installation

I.V. Shchutskiy¹, V.V. Brei², M.E. Sharanda², Y.V. Kas'kov¹, O.Yu. Dagaev¹, I.M. Pidsadyuk³, A.M. Mylin², Y.O. Mykhailenko¹, O.Yu. Zienchenko¹

¹Manufacturing Group Techinservice Limited, Makiivskyy Provulok, 1, Kyiv, 04114, Ukraine net@techinservice.com.ua

²Institute for Sorption and Problems of Endoecology of the National Academy of Sciences of Ukraine ,
13 General Naumov Str., Kyiv, 03164, Ukraine, brei@ukr.net

³LTD "Karpatnaftochim", Promyslova Str. 1, Kalush, 77306, Ukraine, E-mail: mail@knh.com.ua

The development of HPPOa technology on production of propylene oxide from propylene and hydrogen peroxide with the use of acetonitrile as a solvent instead of methanol is shortly described. Laboratory studies included the development of a new catalyst and its testing in a flow fixed bed (4-10 cm³) reactor at 40-55°C/3.0 MPa. Proposed TIS-1 catalyst was synthesized using dispersed Newsil 115 silica instead of traditional TEOS for TS-1 zeolite obtaining. Silica Ludox 40 and starch were used in the synthesis of TIS-1 catalyst also. On the basis of determined molar composition of reaction 60% H₂O₂ - propylene- 85% acetonitrile mixture and a load on catalyst the HPPOa (hydrogen peroxide to propylene oxide in acetonitrile) technology for a pilot installation with capacity of 2000 t/y has been developed. The main equipment – 3 reactors, 6 distillation columns, absorber, heat exchangers were made in Ukraine by Techinservice Manufacturing Group Ltd. At the beginning 2019, the construction of HPPOa installation at the olefin plant of Karpatnaftochim Ltd in Kalush began. The first start of this installation took place in June 2020. That is, in a very short time, 3 years after the start of laboratory tests. Technological HPPOa scheme includes epoxidation of propylene, preliminary separation of the product mixture, purification of propylene oxide, propylene compression, purification of propylene from propane, absorption of propylene with acetonitrile, regeneration of acetonitrile. The installation is a rather complex engineering system, some elements of which operate under both high (30 atm) and low (0.1 atm) pressure at temperatures from -30 to 150°C. Now the installation is brought to design capacity with the production of commercial propylene oxide with a polymeric purity of 99.95% without the use of traditional ammonia and hydrazine. Fully automated installation is serviced by 4 operators working in two shifts. Consumption of 100% H₂O₂ and propylene per 1 ton of propylene oxide consists 0.68 and 0.75 tons, respectively. Ltd "Karpatnaftochim" intends to build a facility for production of propylene oxide with a capacity of 130,000 tons per year using HPPOa technology.

Keywords: propylene oxide, hydrogen peroxide, heterogeneous catalysis, zeolite TS-1, HPPO process