З усіх перерахованих методів найбільш широке поширення в промисловості отримав метод синтезу вінілхлориду на основі етилену. Наприклад, в США в 1989 р практично весь вінілхлорид отримують цим методом.

Збалансований метод синтезу вінілхлориду на основі етилену

В основі збалансованого методу лежать три хімічні реакції:

- пряме хлорування етилену до дихлоретану;

- окисне хлорування етилену до дихлоретану;

- піроліз дихлоретану до вінілхлориду.

Пряме хлорування етилену. Найважливішу роль в збалансованому процесі отримання вінілхлориду грає стадія прямого хлорування етилену. Саме на цій стадії утворюється додаткова кількість дихлоретану, необхідне для подачі на стадію піролізу. Співвідношення кількостей продуктів прямого і окисного хлорування зазвичай близько до 1: 1.[3]

Реакція прямого хлорування етилену, катализируемая кислотами Льюїса, протікає за механізмом електрофільного приєднання відповідно до рівняння:

Взаємодія хлору і етилену відбувається в середовищі киплячого дихлоретану при 363-383 К. замісної хлорування етилену з утворенням три- і полихлоридов етану можна уникнути шляхом проведення реакції при 323 343К. Використання інгібіторів (кисень, хлорид заліза) дозволяє знизити температуру реакції до 313 -333 К при практично 100% -ної селективності по діхлоретане.

Окислювальне хлорування етилену. Основний стадією у виробництві вінілхлориду збалансованим методом є окисне хлорування етилену. Всі промислові процеси оксіхлорірованія етилену можуть бути розділені по двом основним ознаками: проведення процесу на нерухомому або в "киплячому шарі" каталізатора і використання в якості окислювача чистого кисню або повітря. В даний час більшість великих світових виробників вінілхлориду застосовують процес в "киплячому шарі".

Оксіхлорірованіе етилену проводять в газовій фазі при 600-615 К і тиску 150 кПа на стаціонарному або в "киплячому шарі" каталізатора. В якості каталізатора використовують хлориди міді, калію, натрію та інших металів на носіях, проте промисловий каталізатор є хлорид міді (II), нанесений на сферичний оксид алюмінію. Зміст міді в каталізаторі складає 4-6% (мас.). В якості окислювача використовують повітря або кисень. Застосування кисню дозволяє в десятки разів знизити обсяг газів, що відходять і дає можливість проводити процес при більш низькій температурі. Крім того, подовжується термін служби каталізатора і підвищується продуктивність установки. Незважаючи на високу вартість чистого кисню, в промисловості спостерігається тенденція перекладу діючих установок з повітря на кисень.

В трубчастий реактор 1 подають етилен, хлорид водню і повітря; при 483-533 К відбувається реакція в присутності каталізатора хлориду міді, нанесеного на оксид алюмінію або алюмосилікат. Застосовується невеликий надлишок етилену. У закалочной колоні 2 відокремлюють НС1, з якого отримують кислоту. Інертні гази йдуть зверху збірника 8, верхній шар якого надходить в колону 2; хлорсодержащий продукт нейтралізують і промивають в колоні 4, а потім розділяють на легку фракцію і дихлоретан в колонах 5 і 6. Кубові залишки відводять. У колоні 5 відбувається також осушення вологого дихлоретан азеотропной перегонкою.

Піроліз дихлоретан. Цільовий продукт збалансованого процесу - вінілхлорид - утворюється на стадії дегідрохлорування (піроліз) дихлоретану. Піроліз дихлоретану проводять при 723-793 К і тиску 2 МПа:

Ступінь конверсії дихлоретану за один прохід становить 50-60% з селективністю по вінілхлориду 96-99%.

Піроліз дихлоретану протікає по радікальноцепному механізму. Реакція починається з розриву зв'язку С - С1 в молекулі дихлоретану і утворення вільних радикалів, які далі сприяють розвитку ланцюга - відрив атома Н радикалом СГ від молекули дихлоретан і молекулярний розпад 1,2-діхлоретільного радикала. Реакція обриву ланцюга відбувається при рекомбінації радикалів:

Значний вплив на швидкість процесу і склад продуктів можуть надавати добавки ініціюючого і інгібуючої дії. На стадію піролізу зазвичай надходить дихлоретан, що містить не менше 99,2% основної речовини. В якості домішок, як правило, містяться хлоретану, хлоретил і бензол.

Збалансований метод отримання вінілхлориду на основі етилену розроблений Ю.А. Трегером (НДІ «Синтез», Росія). Цей спосіб реалізований в промисловому масштабі на ряді підприємств в Росії і за кордоном.

Одностадійний процес синтезу вінілхлориду з етилену (процес фірми "Стаффер")

Фірма "Стаффер" здійснила одностадійний процес термохлорірованія етилену до вінілхлориду при 625-775 К і тиску 0,35-1,4 МПа. В якості каталізаторів термохлорірованія етилену використовувалися залізо, лужні та лужноземельні метали і їх оксиди, хлорид міді в суміші з азбестом, розплави хлоридів міді та інші композиції. Об'єднання стадій хлорування і піролізу (термохлорірованіе) представляє деякі труднощі, так як параметри цих процесів істотно розрізняються. Розроблений для термохлорірованія реактор складається з трьох секцій, в одній з яких відбувається піроліз дихлоретан, що надходить з реактора оксіхлорірованія, в другій - термохлорірованіе етилену до вінілхлориду і дихлоретан, а в третій - завершується піроліз дихлоретан, непревратівшегося в перших двох секціях.

Двостадійний процес синтезу вінілхлориду з етилену

Одним з недоліків описаної вище технологічної схеми отримання вінілхлориду є її многостадийность. Значні труднощі пов'язані з процесом термічного дегідрохлорування дихлоретану внаслідок витрат великої кількості тепла і освіти побічних продуктів: ацетилену, бутадієну, хлоропрену, а також інтенсивного смоло- і коксоутворення. Природним шляхом зниження енергії активації і, відповідно, температури процесу є застосування каталізаторів. Крім того, в самому збалансованому процесі прихована можливість використання тепла екзотермічної реакції оксіхлорірованія етилену (238,8 кДж / моль) для здійснення ендотермічної реакції дегідрохлорування дихлоретан (71,2 кДж / моль). Очевидно, що можна поєднати ці процеси в одній реакційній зоні або збалансувати їх по теплообміну

**Поєднаний процес отримання вінілхлориду протікає в кожухотрубних реакторі на стаціонарному шарі каталізатора. У реактор 1, заповнений каталізатором, під тиском 0,4 МПа подають етилен, хлорид водню і повітря, підігріті до 423 К. Реакція протікає при 623 К. Основні показники процесу наведені нижче.**

**Селективність по вінілхлориду - 54%**

**Селективність по СО і СОГ - 5%**

**Ступінь конверсії етилену - 76%**

**хлориду водню - 66%**

**кисню - 91%**

**Процес отримання вінілхлориду складається з двох основних стадій: прямого хлорування етилену і суміщеного процесу окисного хлорування етилену і піролізу дихлоретану.**

**В ході реакції в реакторі 1 відбувається виділення тепла, для зняття якого в міжтрубний простір подається теплоносій. Регенерація теплоносія здійснюється в котлі-утилізатори 2. Вихідні з реактора реакційні гази, що містять органічний продукти (вінілхлорид, 1,2- дихлоретан, Етілхлорід, діхлоретілени і ін.), Оксиди вуглецю, пари води, азот і не прореагували етилен, хлорид водню, кисень при 623 К надходять в куб закалочной колони 3. Температура газів в колоні знижується до 383-393 К.**

**Охолоджені і нейтралізовані гази з верхньої частини закалочной колони 3 надходять в конденсатор 4, в якому відбувається часткова конденсація вологи і дихлоретану. Конденсат надходить на поділ фаз в апарат 5, з якого дихлоретан направляється в збірник дихлоретан сирцю 8, а вода - в змішувач 7 для приготування розчину лугу. Газовий потік, що містить вінілхлорид, етилен, що не сконденсувати органічні продукти, вологу, інертні гази, надходить в холодильник 9, в якому охолоджується до 278 К, проходить через сепаратор 10 і скрубер 11, де висушується до вмісту вологи 10-20 частин на 1 млн . і далі направляється в абсорбційну колону 12.**

**При сумарною ступеня перетворення етилену в вінілхлорид, рівній 89%, процес стає конкурентоспроможним по відношенню до традиційного збалансованого процесу.**

**Синтез вінілхлориду з етану**

**Сучасні виробництва вінілхлориду як з етилену, так і з ацетилену характеризуються високими виходами і відносні низькими капіталовкладеннями. Тому подальше вдосконалення процесу має піти шляхом вибору дешевого і доступного вуглеводневої сировини. Таким сировиною є етан.**

**У НДІ "Синтез" під керівництвом Ю.А. Трегера розроблений процес одержання вінілхлориду з етану, який включає наступні стадії:**

**• оксіхлорірованіе етану до вінілхлориду та етилену;**

**• хлорування етилену до дихлоретану;**

**• піроліз дихлоретан;**

**• переробка хлорорганічних продуктів з отриманням три- і перхлоретілена.**

**Всі стадії процесу, виключаючи оксіхлорірованіе етану, аналогічні відповідним стадіях збалансованого процесу отримання вінілхлориду з етилену.**

**Окислювальне хлорування етану - гетерогенно-каталітичний процес, що включає ряд послідовно-паралельних реакцій.**

**Залежно від умов проведення реакції можуть утворюватися різні хлорпохідні етану і етилену. Синтез вінілхлориду протікає в інтервалі температури 723-823 К. При більш низьких температурах (573-623 К) основними продуктами реакції є Етілхлорід і дихлоретан, вихід вінілхлориду невеликий.**

**Процес окислювального хлорування етану супроводжується утворенням етилену і хлоретіленов в результаті сполучення реакцій замісного і адитивного хлорування з реакціями дегідрування і дегідрохлорування хлоралканов. Різні шляхи освіти вінілхлориду і його подальших перетворень можна описати наступною схемою**

Вінілхлорид утворюється тільки в результаті дегідрохлорування 1,2- дихлоретан. В процесі оксіхлорірованія етану відбувається значне утворення оксидів вуглецю за рахунок окислення вуглеводнів і хлоруглеводо- пологів. Блок-схема отримання вінілхлориду (ВХ) з етану представлена ​​нижче).

Оксіхлорірованіе етану здійснюється в киплячому шарі каталізатора при температурі 820 К і тиску 0,2 МПа. В якості каталізатора використовують силікагель, просочений хлоридами міді і калію.

Гідрохлорування ацетилену

В основі методу отримання вінілхлорнда гідрохлорування ацетилену лежить каталітична реакція, що протікає з великим виділенням тепла:

Цей спосіб відрізняється простотою технологічного оформлення процесу, низькими капіталовкладеннями, високу селективність по вінілхлориду, однак спосіб не знайшов широкого промислового застосування в зв'язку з високою вартістю ацетилену. Карбідний ацетилен може конкурувати з етиленом як сировину для виробництва вінілхлориду, якщо його вартість не перевищує вартості етилену більш на 40%.[5]

Гідрохлорування ацетилену проводять зазвичай в присутності хлориду ртуті, нанесеного в кількості 10-15% на активоване вугілля, в стаціонарному шарі каталізатора при 425-535 К і тиску 0,2-1,5 МПа. Ступінь перетворення ацетилену становить 98,5% з селективністю по вінілхлориду 98%.

Хоча багато каталітичні системи виявляють високу активність, в даний час в промисловості застосовується тільки каталізатор на основі Н2СI (сулема), незважаючи на його високу токсичність. Для підвищення утримуючої здатності активованого вугілля по відношенню до хлориду ртуті вводяться добавки амінів.

**Ацетилен після компримування, осушування і очищення проходить через фільтр 1 і під тиском до 70 кПа надходить на змішання з хлоридом водню в апарати 2 і 3. Отримана суміш газів з температурою до 308 К надходить в реактор гідрохлорування 4. Трубки реактора заповнені каталізатором - сулема на носії. Тепло реакції знімається водою або диетиленгликолем, що циркулює в міжтрубному просторі з подальшим охолодженням в теплообміннику 5. Вихід з реактора газ подається в адсорбер 6 для очищення від сполук ртуті і після охолодження в теплообміннику 7 компресором 8 подається на ректифікацію в колони 9 і 10. Винилхлорид надходить потім в колону лужної осушення і нейтралізації 11.**

**У НДІ "Синтез" розроблений промисловий процес гідрохлорування ацетилену в "киплячому шарі" каталізатора. Технологічна схема складається з наступних стадій:**

**• гідрохлорування ацетилену;**

**• очищення і осушення реакційного газу;**

**• абсорбція вінілхлориду з реакційного газу;**

**• гідрохлорування абгазного ацетилену;**

**• ректифікація вінілхлориду**

У даному проекті основне місце займає вивчення процесу піролізу 1,2 – дихлоретану на основі технології – аерозольного нанокаталіз у віброзрідженим шарі каталітичної системи (Aerosol nanocatalysis with Vibrating Bed – AnCVB) [11]. Дана технологія має ряд патентів в Україні

Сама бурхливо розвивається наука в сучасному світі - це нанотехнологія, міждисциплінарна область, яка об'єднує зусилля хіміків, фізиків, біологів,математиків і фахівців в області обчислювальної техніки. Кількість досліджинь в цій області різко збільшується з кожним роком, причому результати багатьох з них вже знайшли практичне застосування. Нанотехнології впливає не тільки на економічні показники і технологічний рівень різних країн і людства в цілому, вона здатна в принципі змінити спосіб мислення вчених, так як демонструє можливість керування властивостями речовин на молекулярному рівні. До числа розділів нанотехнології, які давно приносять практичні результати, відноситься нанокаталіз.

Протягом 24 років постійно проводять системні дослідження технології. Перші роботи були виконані колективом Сєвєродонецького технологічного інституту(СТІ), а потім тривалі і системні дослідження проводили в інституті ДНДПІ «Хімтехнологія» (м Сєвєродонецьк). В даний час роботи продовжують проводити в Технологічному інституті Східноукраїнського національного університету ім. В. Даля (м.Сєвєродонецьк) - раніше СТІ.

Пропонується принципово нові методи здійснення піролізу, такі як, наприклад, розроблювальний у даному проекті піроліз за технологією аерозольного нанокаталізу у вібруючого шарі каталітичної системи (AnCVB).

Спосіб синтезу у віброзрідженому шарі каталітичної системи з використанням аерозольного нанокаталізу (AnCVB) розширює перелік впливів на каталітичну систему, при цьому знижує енерговитрати на регенерацію й виготовлення каталітичної системи, а в досліджуваному процесі (піроліз 1,2 - дихлоретану) виключає вплив на активність каталізатора коксоутворення при цьому, значно знижує його, а також значно зменшує число побічних реакцій [9]. Постійна механохімактивації перешкоджає відкладенню коксу на каталізаторі, що виключає отруйну дію каталітичних отрут, що підвищує технологічну гнучкість. У технології AnCVB використовуються дешеві й доступні каталітичні системи, що не містять благородних металів. Одночасно контролювати початковий дисперсний і хімічний склад, а також поліморфні модифікації каталізатора. При чому використовувана кількість каталізатора (активних часток) в аерозольному каталізі в багато разів менше, порядку 5г/м3реакційного обсягу.

Для успішної реалізації технології (AnCVB) необхідно вирішити три завдання:

- одержання мелкодісперсних часток, створення аерозолю каталізатора в реакційному обсязі, а також відділення мелкодісперсного каталізатора від продуктів реакції і його рециркуляція.

- здрібнювання твердих матеріалів до часток будь-якого розміру широко використається в промисловості.

- генерування аерозолю є об’єктом досліджень, і в цей час запропонований цілий ряд технічних рішень.

Ці два завдання були вирішені в декількох варіантах для лабораторних установок, а потім і для дослідно – промислової установки. Третє завдання зажадало досить тривалого пошуку й експериментальних досліджень, хоча в літературі освітлене найбільше повно. Знайдено матеріали й апаратури, що забезпечують ступінь витяг каталізатора з газової фази 99,99% для цього можна використати металоповстяні фільтри, циклони, промивання [8].

Узагальнення матеріалу, наведеного вище, дозволяє виділити нову область каталізу, що відрізняється застосуванням мелкодісперсних каталітично активних часток (без носія); наявністю в зоні реакції постійної пилової хмари (твердого аерозолю), підтримуваного імпульсами від вібрації системи; забезпеченням рівно доступності каталітично активної поверхні; відсутністю внутрідифузійних гальмувань, створенням необхідної поверхні й «структури» каталізатора, підібраної експериментальна для цільової реакції.

Зазначені вище фактори надають право говорити про застосування даної технології для піролізу 1,2 – дихлоретану, при якому важливо рівномірний розподіл сировини в реакційній зоні, для виключення коксоутворення (одного х основних недоліків існуючих методів).

Також дана технологія запобігає місцевим перегрівам, що знижує утворення побічних неграничних з’єднань при подальшому розкладанні дихлоретану. Для віброзрідженного шару каталізатора значимість постійного струму сировини знижена, тому що система перебуває в аерозолі під дією імпульсів, що важливо для промислового впровадження, де можливе коливання значення подачі (відхилення від швидкості зрідження в псевдо зрідженому шарі), це може привести до спікання каталізатора [8]. Технологія ACVB дозволить відмовитися від використання пари для відновлення каталізатора.

Технічні й інженерні особливості AnCVB дозволить припустити проведення процесу піролізу 1,2 – дихлоретану для одержання вінілхлориду. Обмежень у даної технології для запропонованого процесу немає. Напроти вона має корисні характеристики: керування активністю каталітичної системи й рівномірність передачі тепла. Це й дає ґрунт для дослідницької роботи.

Процес ведуть при 450 – 550ºС і тиску 4 – 5 МПа без ініціаторів. Високої селективності (90 – 95% по вінілхлориду) можна досягти тільки при точному дотриманні температурного режиму, часу контакту, додавання пари в піч піролізу й помірної конверсії ДХЕ за прохід (50 – 65%)

Для розрахунку термодинаміки якого-небудь процесу необхідно знати для кожної речовини, що беруть участь у реакції: ентропію питому теплоємність, ентальпію. Розраховуємо ці величини для всієї реакції при нормальних умовах і перераховуємо Ії при умовах реакції з урахуванням робочої температури. Далі за відомим значенням ентальпії, теплоємності та ентропії при робочих умовах, розраховуємо термодинамічну ймовірність реакції (∆Gt). Якщо значення ймовірності негативне, то за даних умов протікання реакції можливо. Якщо ж значення ∆Gt>0, то за даних умов реакція не може відбуватися. Тобто треба змінювати робочі умови реакції.

Приводиться алгоритм розрахунку енергії Гіббса [14], для оцінки термодинамічної ймовірності здійснення термодинамічних реакцій і константи рівноваги при заданих параметрах цільового процесу.

Після вивчення процесу й термодинамічного розрахунку були отримані наступні дані:

* залежність енергії Гіббса від температури (рис. 1);
* максимальна температура, при якій відсутні або незначні побічні реакції й процес проходить стабільно, тобто без різкого збільшення Кр (зміна крутості кута підйому криві залежності ∆GT від температури) – становить 350ºС (рис. 2);
* мінімально можлива температура цільової реакції – піролізу дихлоретану до вінілхлориду (236ºС) по цільовій реакції при 1 атм.;

розрахунковим способом визначені реакції, проходження яких термодинамічно неможливо при умовах приведення експерименту

Реакцію інгібирують неграничні й ароматичні вуглеводні, хлорид заліза й інші з’єднання, а ініціюють – хлор, кисень, хлорвуглеводні [15].

Висока чутливість реакцій до домішок визначає вимогу підвищеної чистоти до вихідного дихлоретану. Застосування традиційних каталітичних систем з носієм для цього процесу майже не практикується, тому що вони не відрізняються високою активністю (пісок) або швидко дезактивуються (вугілля) [13]. Застосування ініціаторів, наприклад, хлору, дозволяє різко знизити температуру процесу й підвищити одиничну продуктивність [16].

Соосаджені складні оксиди мають активність вище на 15 – 20% від сумішей аналогічного складу, приготованого механічним змішанням. Дослідження аерозольні каталізатори по ефективності в процесі піролізу можна розташувати в наступний ряд активності:

CuO > Fe2O3 > Al2O3

Реакція піролізу дихлоретану на поверхні каталізатора протікає через адсорбцію молекули речовини.

Адсорбція супроводжується деструкцією молекул, у результаті чого на поверхні каталізатора в адсорбованій формі будуть перебувати атоми й фрагмент органічних речовин, які часто виявляються електрично зарядженими – осколки органічних сполук позитивно, а хлору – негативно.

Гетерогенно – каталітичне протікання процесу піролізу спостерігається при порівняно низьких температурах (стосовно без каталітичного піролізу). Температура появи гомогенної складової залежить від природи каталізатора й речовини, що окисляє. Характер, форма й енергія адсорбції органічної речовини, як від природи речовини, що окисляє, і каталізатора, так і від умов реакції. При низьких температурах (до 500ºС), в основному, спостерігається фізична адсорбція, при якій молекули речовин переходять у незмінному виді й утримуються на ньому слабими Ван-дер-Ваальсовими силами. З підвищенням температури характер адсорбції змінюється: у цьому процесі все більшу роль починають грати сили хімічної взаємодії між адсорбованою молекулою й поверхневими атомами (іонами) твердого тіла. Така взаємодія може викликати різного роду зміни в адсорбованій молекулі: перерозподіл зарядів між атомами в молекулі, розрив кратних зв’язків, деструкцію молекули, утворення хлорзмістовних адсорбованих з’єднань [17].

При здійсненні каталітичних реакцій у проточних умовах газова фаза має нескінченний обсяг, і вся витрата дихлоретану за час процесу заповнює із цієї фази, хоча це й не виключає дифузійний обмін, що швидко протікає, між обсягом і поверхнею каталізатора [18].

Під час проведення досліджень у лабораторії застосовувався безградієнтний реактор - лабораторний прилад для виміру швидкостей хімічних реакцій; проточний реактор, в якому концентрації реагентів і температура однакові по усьому реакційному простору, завдяки чому швидкість реакції визначається найпростіше. Умови у безградієнтному реакторі називають режимом ідеального змішення. [20]. Так спрощується визначення швидкості.

Ідеальний реактор періодичної дії. Під ідеальністю розуміється відсутність градієнта температур і концентрацій по його простору, що досягається при досить ефективному перемішуванні. Компоненти суміші завантажуються миттєво або останнього з них, при додаванні якого починається реакція й фіксується його нульовий час.

Реактор ідеального витиснення. Ідеальність полягає в тому, що елемент потоку в даному поперечному перерізі апарата рухається уздовж осі з однаковою лінійною швидкістю. Це припускає відсутність гальмування потоку стінками або насадкою, а також відсутність дифузійних явищ, з яких найбільше значно поздовжнє (або зворотне) перемішування. Концентрації речовин у реакторі ідеального витиснення змінюються по довжині апарата.

Оскільки кінетика газових гетерогенно – каталітичних реакцій складна, тому їхнє дослідження проводять у без градієнтному реакторі із застосуванням проточно-циркуляційного методі (метод Темки на М.І.) [19].

Суть методу: швидкість циркуляції повинна значно перевищувати швидкість протоки, цим забезпечується практична відсутність градієнтів концентрацій і температури по шарі каталізатора. Щоб не було градієнтів усередині пористих зерен каталізатора, зерна повинні бут досить малі. З іншого боку, виміру із крупними зернами дозволяють визначити вплив на процес макроскопічних факторів, що важливо для технічного каталізу [21]. Якщо в реакторі швидкість реакції, що відповідає складу суміші, що перебуває в ньому, установлюється швидко, то при постійній витраті суміші, після того як через систему пройшов обсяг суміші в 5 – 7 [18] раз більше вільного обсягу системи, реакція практично стає стаціонарною. Є без градієнтні реактора із секційною вібрацією каталізатора.

При цільовій кількість речовини В (*n*), що утвориться за час *t*, дорівнює:

[B]V – [B]OVO,

де [B]O і [B] – концентрація речовини В на вході й на виході;

VO і V – об’єми суміші, що входить у систему й виходить із її за час *t*.

Швидкість утворення речовини В:

*r = *,

де φ – об’єм або поверхня реакції простору залежно від того гомогенна реакція

або гетерогенна. Величину φ можна також прийняти рівній масі або

об’єму шаруючи зерен каталізатора;

- характеризує активність одиниці маси каталізатора або одиниці об’єму

шаруючи.

Для реакції, що йде в трохи іншому напрямку, визначають швидкості утворення ключових речовин [20].

Швидкість реакції в безградієнтному реакторі відповідає концентрації речовин у суміші, що виходить із системи. Судити про кінетику реакції та визначити кінетичні константи можна змінюючи подачу речовин на вході, за значення швидкості реакції при різних концентраціях на виході. Зникає необхідність в інтегруванні кінетичних рівнянь або диференціюванні дослідчених даних [19].

# Підготовка до практичної роботи

Проаналізувавши теоретичні основи процесу піролізу й особливості технології AnCVB для виконання дослідницької частини роботи із застосуванням аерозольного нанокаталізу виділяють наступні основні складові:

* ДХЕ подають у стані пару у реактор зі струмом інертного газу для виключення побічних реакцій, тим самим зменшуючи його парціальний тиск і тиск продуктів, які повинні сприяти піролізу й забезпечувати рівномірність подачі сировини в реактор (закон Ле-Шательє);
* реакційні гази загартовують охолодженням у барботері щоб виділити органіку, що не прореагувала, а також для більше точного аналізу на HCl (використовується абсорбція газів, що відходять, а охолодження збільшує цей процес);
* застосовують більші об’ємні швидкості (малого часу контакту) для зменшення (виключення) коксоутворення (використання носія-газу-носія для збільшення лінійної швидкості плину потоку).

Висновки по розділу

Обраний дослідницький реактор й особливості AnCVB забезпечують можливість дослідження кінетики процесу піролізу й можливості розробки промислової технології виробництва вінілхлориду на її основі.

Головним реакційним вузлом пропонованої технології є без градієнтний віброреактор, що працює в режимі ідеального змішання по твердій і газовій фазу. Каталізатор для дослідження вибираємо аналогічний використовуваному на промислових установках – CuO (порошок).

На кафедрі інженерії СНУ ім В.Даля було проведено дослідження.

Метою досліджень є розробка процесу піролізу 1,2 – дихлоретану з отриманням вінілхлориду та впровадженням у стадію нового перспективного методу синтезу – технології аерозольного нанокаталізу у віброзрідженому шарі каталітичної наносистеми (AnCVB).

Завданням експериментальної частини дипломної роботи є:

* + розробка схеми лабораторної установки, зібрання та налагоджування її;
  + зробити термодинамічний аналіз процесу піролізу;
  + обрати методику розрахунку за отриманими експериментальними даними *W*, *k*,Ea;
  + обрати та освоїти приготування каталітичної системи;
  + розрахувати об’єм реактора;
  + виявити температурну залежність швидкості, концентрації продуктів і ступеня конверсії реакції;
  + визначити характер впливу частоти коливань каталітичної системи на швидкість піролізу ступінь конверсії та концентрацію продуктів;
  + установити область протікання реакції, розрахувати й визначити складові кінетичного рівняння;
  + зробити математичну обробку отриманих даних і скласти кінетичну модель;
  + з урахуванням отриманих залежностей, обрати параметри, які забезпечують максимальний вихід вінілхлориду, найбільшу ступінь конверсії так, щоб при цьому кількість побічних продуктів була мінімальна.

# Опис експериментальної установки

Пошук кінетичних рівнянь спрощується при вивченні процесу в реакцій апаратах, що забезпечують найбільш простий зв’язок між результатами процесу й змінними параметрами. До таких апаратів відносять реактори [22] з ідеальним режимом потоку реакційної суміші: реактори ідеального або повного змішання (періодичні й безперервний) і реактори ідеального витиснення (безперервний). Запропонована технологія (AnCVB) припускає застосування саме таких режимів роботи реактора: по твердій фазі – ідеальне змішення, а по газовій фазі - ідеальне витиснення.

Реактори ідеального витиснення застосовують для кінетичного дослідження реакцій у потоці для газофазних та для гетерогенно-каталітичних процесів. Перед початком кожного досліду через реактор треба пропускати 3-5 об’ємів суміші заданого складу, щоб в апараті встановити стаціонарний режим. Далі накопичують пробу продуктів й аналізують її по тому або іншому методу, починаючи наступний дослід при інших параметрах процесу. Кожен дослід дає тільки одну експериментальну крапку, обумовлюючи більшу тривалість і трудомісткість дослідження з порівняння з періодичними умовами [16].

Реактор повного змішання є безперервного діючим. При введенні вихідної суміші у великий реакційний об’єм відбувається стрибкоподібне зниження концентрацій реагентів до величини, рівної концентрації в реакторі й на виході з апарата.

У реакторах періодичної дії й ідеального витиснення концентрації змінюються в часі або по об’му, і кінцевий результат знаходять після інтегрування. На відміну від нього в апараті повного змішання градієнт концентрацій відсутній, а кінцевий результат знаходять, вирішуючи алгебраїчне рівняння, що значно спрощує розрахунок.

Безградієнтні умови застосовують для кінетичного вивчення головним чином газофазних та гетерогенно-каталітичних реакцій, прикладом яких є піроліз ДХЕ.

# Приготування каталітичної системи.

Каталітична система в нанокаталізі є інертним матеріалом розміром 1-1,2 мм і порошком каталітично активної речовини з початковими розмірами часток 10-50 мкм. Усі частки перебувають в організованому русі. Рух забезпечує синтез наночастка різного розміру механічним впливом на вихідні частки каталізатору інертним матеріалом.

Каталітичну систему готують з вихідних матеріалів. Під час нанокаталізу відбувається сорбція в процесі механоактивації наночасток каталізатору на поверхні інертного матеріалу [8,9,14,22]. Змінюється концентрація аерозолю каталізатора в реакційному об’єму, результати дослідів стають не точними. саме тому перед початком експерименту необхідно попередньо «запилити» каталізатором поверхню інертного матеріалу.

Каталітична система по закінченні досліду вивантажується з реактора й візуально перевіряється її стан. Якщо в системі втримується кокс, то його випалюють киснем повітря на тій же лабораторній установці. Якщо скляні кульки під час дії температури зліпаються, то їх заміняють новими і подальші досліди проводять при більш низькій температурі. Якщо зміни відсутні, то каталітичну систему можна застосовувати в наступних експериментах.

На підставі зазначених вище особливостей, зібрали лабораторну установку (рис.3), у якій центральне місце займає реактор 1 аерозольного нанокаталізу з віброзрідженим шаром каталітичної системи, виконаний з нержавіючої сталі – 12Х18Н10Т (Vреактора=220мл), поміщений в електричну піч 2 і постачений електромагнітним джерелом вібрації 3. 1,2 – дихлоретану, що подається у реактор, попередньо випаровується при 120ºС; (tкип.ДХЕ=83,5ºС) у випарнику 4. Каталітична система в реакторі складається з інертного матеріалу (скляних кульок середнім діаметром 1-1,2 мм) і дрібнодисперсного каталізатору (оксид Cu(ІІ)). При вібрації реактора з певною частотою й амплітудою відбувається утворення квазіструктури каталітичної системи, що складає з наночастинок каталізатора. Розмір й активність часток каталізатора залежить від коливань реактора.

Сировина подається «у шар» каталітичної системи для забезпечення режиму ідеального змішання по газовій і твердій фазах. При коливаннях реактора інертні скляні кульки впливають на каталізатор, подрібнюючи його до нанорозмірів і забезпечуючи режим механоактивації in situ. Температура в реакційній зоні вимірюється термопарою, поміщеної в термокарман реактора. Витратою носія-газу-носія (азоту) забезпечується більші лінійні швидкості плину газового потоку й зміна часу перебування ПГС (часу контакту) у реакторі.

Методика експерименту

Досліди на кафедрі проводилися асперантамі наступним чином:

Рідкий 1,2 – дихлоретану (І) з ділильної лійки 5 надходить, змішуючись із азотом (ІІ), у випарник 4, де переходить у газову фазу. Азот, що подається з балона 10 через ротаметр 11 несе пари 1,2 – дихлоретану у верхню частину реактора 1. На виході з реактора розташований фільтр 12, виготовлений з металевоповстня, який служить для запобігання віднесення каталізатора з реакційного об’єму, а також як опорні ґрати для шару інертних часток. Вихідні з реактора продукти піролізу направляються в склянку Дрекселя: або 8, або 9 – поперемінно (якщо з перманганатом або з йодидом калію) або послідовно (обидві заповнені водою). Проводиться кількісний аналіз на неграничні з’єднання 8 або на молекулярний хлор і хлористий водень. Промиті в такий спосіб гази (після послідовного пропущення через склянки 8, 9) відбираються на хроматографічний аналіз або на газоаналізатор ГХП – 1.

Реакційні гази після реактору піролізу направляються на адсорбцію 1%-вим розчином КІ в склянку Дрекселя, після чого отриманий розчин піддається титруванню. Дана методика дозволяє визначити наявність вільного Cl2 і HCl, за кількістю якого проводиться розрахунок експериментального ступеня конверсії.

Послідовність застосування методики: при пожовтінні отриманий розчин титрують 1N-ним розчином Na2S2O3 до знебарвлення; по кількості тіосульфату, що пішов на титрування, розраховують кількість відщепленого вільного Cl від 1, 2 – дихлоретану при піролізі по формулі:

, мг

де:  – кількість розчину тіосульфату, що пішов на титрування, мл;

– молярна маса хлор-газу, г/моль;

– нормальність розчину тіосульфату, N.

Після першого титрування у розчин додають метиловий помаранчевий (м/п) і титрують 1N – ним розчином NaOH. По об’єму, що пішов на титрування м/п, розраховують кількість відщепленого HCl по формулі:

, мг

где:  – кількість розчину м/п, що пішов на титрування, мл;

– молярна маса хлористого водню, г/моль;

– нормальність розчину лугу, N.

По сумарній кількості відщеплених вільних Cl і HCl розраховують концентрацію ДХЕ у газах піроліза по рівнянню реакцій (8) через HCl по стехіометрії:

, %

где:  – ступінь конверсії процесу піролізу по хлороводню, %;

– витрата паро газової суміші (ДХЕ – азот) за один дослід, г.

Було проведено ряд дослідів на каталізаторі CuO зі зміною основних парметрів процесу (час перебування в реакторі, частоти коливання, температури, долі інертного носія). Отриманні результати полягли в основу розрахунку значення часу контакту (τ) та ступені перетворення (*Х*ДХЕ), константи швидкості (*k*) та швидкості реакції (*W*ДХЕ) за дихлоретаном.

При обробці експериментальних даних розрахунки велися за допомогою електронних таблиць Excel® програмного пакету Microsoft Office®, що зробило їх менш трудомісткими та дозволило масиви даних відобразити графічно.

Представлені в таблиці 6 результати були отриманні при проведенні дослідів на чистому інертні (скляних кульках) без каталізатора.

У таблиці 6 наведені значення часу експерименту, концентрації вінілхлориду, розрахункові значення часу контакту, ступеня конверсії, швидкості процесу піролізу по 1,2 – дихлоретану, константи швидкості.

У даній серії експериментів досліджувалася залежність швидкості піролізу (W), ступеня перетворення (Х) і селективність від часу контакту при температурах 250ºС, 300ºС, 350ºС.

При дослідженні залежності піролізу від часу контакту при температурах 250; 300; 350ºС було відмічено, що швидкість піролізу падає з ростом часу контакту

При проведенні серії досліджень спостерігався вплив часу контакту на селективність (S) та ступінь перетворення (XДХЕ) при температурах 250; 300; 350ºС. В досліджуваному діапазоні температур було відмічено, що при рості часу контакту ступінь перетворення (XДХЕ) теж зростає. У той час як селективність зменшується. При часі контакту близько 1 с спостерігався максимум (XДХЕ), коли селективність зменшувалась при рості часу контакту.

Із залежностей видно, що при рості температури швидкість піролізу знижується при обох співвідношеннях азоту до ДХЕ.

Після аналізу даної серії експериментів було відмічено, що швидкість піролізу вінілхлориду падає при 350ºС, але селективність та ступінь перетворення мають найбільш оптимальні значення при 300ºС.

Представлені в таблиці 7 результати були отримані при проведенні експериментів на запилених каталізатором скляних кульках (1/2Vреактора) при Скат=0,01;0,03;0,05;0,07;0,09;0,11 г/л.

У таблиці 7 наведені значення витрат, часу експерименту, концентрації вінілхлориду, розрахункові значення часу контакту, ступеня конверсії, швидкості процесу піролізу по 1,2 – дихлоретану, константи швидкості.

У даній серії експериментів досліджувався вплив концентрації каталізатора на селективність (SВХ) та ступінь перетворення (XДХЕ) при температурах 250ºС, 300ºС, 350ºС.

Відзначається, що при збільшенні температури ступінь перетворення росте. І також, як і при інших температурах, селективність має ті ж значення.

Але найбільш оптимальні були при температурі 300ºС.

З проведеної серії експериментів було відзначено, що при концентрації каталізатора Скат = 0,01÷0,05 г/л спостерігаються найліпші значення селективності та ступеню перетворення. Отже, проведемо аналіз експериментальних даних при Скат = 0,01÷0,05 г/л та температурі 300ºС але отриманих при застосуванні аерозольного нанокаталізу.

Представлені в таблиці 8 результати, були отримані при проведені експериментів на запилених скляних кульках при Скат=0,01;0,03;0,05;0,07;0,09;0,11 г/л та при частоті коливань *f* = 1÷12 Гц.

У таблиці 8 наведені значення витрат, часу експерименту, концентрації вінілхлориду, розрахункові значення часу контакту, ступеня конверсії, швидкості процесу піролізу по 1,2 – дихлоретану, константи швидкості.

У даній серії досліджень показується вплив частоти коливань вібрації на селективність (S) та ступінь перетворення (XДХЕ) при Скат=0,03 та температурі 300ºС.

Отримана залежність показує, що показники селективності та ступеню перетворення мають найвищі значення при частоті коливань *f* = 6 Гц. Таке поводження залежності можна пояснити зміною режиму механохімактивації при певній частоті коливань. Отже, для даного процесу при застосуванні аерозольного нанокаталізу обираємо частоту коливань *f* = 6 Гц.

Далі розглянемо вплив концентрації каталізатору на селективність та ступінь перетворення при температурі 300ºС та при частоті *f* = 6 Гц.

Хоча й при термокаталітичному піролізі показники селективності на ступеня перетворення були кращі при Скат = 0,05 г/л, але при застосуванні аерозольного нанокаталізу процес піролізу 1,2-дихлоретану становиться більше ефективним вже при Скат = 0,03 г/л.

У ході лабораторних досліджень була проведена серія експериментів з кількістю інертного матеріалу 1/2Vреактора. Для цієї серії були розраховані основні параметри: час контакту, ступінь конверсії, селективність, швидкість процесу піролізу за 1,2-дихлоретаном.

У результаті цих досліджень були отримані аналогічні види залежностей досліджуваних параметрів від тих що задають. Відзначено аналогічне поводження цих залежностей: ріст параметрів при збільшенні температури, найкращі значення при частоті коливань 6 Гц. Найкращі результати по серії експериментів при часі контакту 0,24±0,05с. Оптимальну температуру обираємо 300ºС, тому що при цій температурі спостерігались вищі показники селективності (74,1%) та ступеня перетворення (75,7%).

По даній залежності відображено, що при зменшенні концентрації каталізатора ростуть параметри процесу. Аналогічно залежності були згадані й в інших роботах по An [10,12,13]. Таке поводження кривої можна пояснити тим, що збільшення концентрації каталізатора викликає внутрідифузійне гальмування [10].

Для проекту обираємо концентрацію каталізатора 0,01 г/л р.о.

За рахунковим значенням констант швидкості хімічної реакції лінеаризацією рівняння Ареніуса, отримані її температурна залежність і знайдена енергія активації.

Будуємо залежність *lnk=f*(1/Т) використовуючи дані з таблиці константи швидкості.

Після проведення лабораторних досліджень на кафедрі інженерії аспірантами були отримані дані, на оснавании яких можна зробити висновок, що отримання вінілхлориду термокаталітіческім пиролизом 1,2-дихлоретану за технологією AnCVB має більш високі показники, ніж відомі раніше.

При дослідженні залежності швидкості піролізу у віброзрідженному шарі каталізатора від концентрації каталізатора виявлено, що крива має максимум при концентрації каталізатора 0,03 г/л. Підвищення швидкості процесу при збільшенні концентрації каталізатора від 0 до 0,03 г/л пов’язане зі зростанням кількості каталітично активних центрів в одиниці реакційного обсягу. Зниження швидкості реакції при концентрації вище 0,01 г/л пов’язане з появою внутрідифузійних гальмувань і зниження ефективності механоактивації.

У зв’язку з тим, що процес протікає в дифузійній області при проектуванні реактора необхідно забезпечити інтенсивне перемішування реагентів. Реактор з віброзрідженим шаром дозволяє вирішити дане завдання, сполучаючи режим змішання по твердій фазу й витиснення по газової, за рахунок механічного впливу на каталітичну систему по засобах інертну. Тоді для зменшення поздовжнього перемішування, реакційний обсяг варто розділити на секції встановлення режиму ідеального витисненя, при якому досягається більше значення ступеня перетворення за інших рівних умов.

Процес піролізу протікає в газовій фазі. Підвищення тиску сприяє його інтенсифікації й, отже, дозволяє скоротити габарити апаратур. Незначне підвищення тиску приведе до підвищення витрати енергії, але дозволить знизити одноразові витрати на придбання апаратури й амортизаційні відраховування, а також знизити витрати на механоактивацію (причому в промислових установках використається тиск до 5 атм).

Якщо проводити процес при температуру 300ºС, то як конструкційний матеріал для реактора можна застосовувати високолеговану сталь 12Х18Н10Т, що здатна витримати необхідні навантаження від корозійного середовища при робочій температурі.

Поєднання двох режимів у віброреакторі, застосованому в технології AnCVB для розроблювального процесу піролізу дало змогу отримати правдиві результати.

У результаті здійснення механоактивації каталізатор подрібнюється до нанорозмірів, тому неминучо його віднесення з реакційної зони. Для нормальної роботи установки необхідно передбачити циклон для вловлювання каталізатора з піролізного газу й рецикл. Це можливо, тому що після відходу із зони вібрації часточки каталізатору зліпаються в агломерати й тоді їх можливо вловити в циклоні.

Тому що швидкість окислювання залежить від концентрації каталізатора в реакційному обсязі, причому зайвий каталізатор робить гальмуюча дія на процес, то при проектування реакційного вузла необхідно передбачити пристрій дозованої подачі каталізатора..

Для процесу піролізу необхідний інертний газ-носій, у нашому випадку пропонується азот, співвідношення якого з дихлоретаном 2,5:1. Він буде служити також джерелом тепла, яке підводиться в реактор, це врахується при розробці технологічної схеми.

Основною метою розділа є розрахунки матеріального й теплового балансу стадій піролізу, розрахунки видаткових коефіцієнтів на готовий продукт з використанням обраних значень, отриманих у результаті лабораторних досліджень.

Виходячи з виявлених особливостей проведення процесу в реакторі з віброзрідженим шаром каталітичної системи необхідно визначити конструктивні характеристики промислового реактора й допоміжного устаткування стадії; розробити конструкцію промислового реактора, описати реакційний вузол піролізу й запропонувати змінену технологічну схему.

Потрібно відзначити, що піроліз ДХЕ є енергоємним процесом, тому завдання раціонального використання в ньому вторинних енергетичних ресурсів є актуальною. Цей аспект повинен бути врахований у розробці технологічної схеми.

У проектній частині необхідно:

* + запропонувати принципи й методи контролю режиму технологічного процесу;
  + відбити запропоновану АСУТП на технологічній схемі;
  + указати основні стадії проектування їхньої особливості скласти оптимальний режим, що враховує специфічні особливості технології AnCVB.

Схема, що наведена нижче, представлена зі змінами по стадії піролізу дихлоретану, є частиною комбінованого виробництва вінілхлориду з етилену через стадію піролізу 1,2-дихлоетану збалансованим по хлору способом.

Свіжий 1,2-дихлоретан (ДХЕ) змішується із оборотним у буферній ємності (Є1) і подається насосом (Н1) у випарник (ВИ), що нагріває газами піролізу, які виходять із реактора (РТ). Перегріті пари ДХЕ змішуються з гарячим азотом, що нагрівають у печі П, у змішувачі потоків (ЗП). Отримана парогазова суміш направляється в реактор (РТ), де у секціонованому віброзрідженим шаром каталітичної наносистеми (каталізатор Cu) відбувається термокаталітичні розкладання – піроліз 1,2-дихлоетану на вінілхлорид, хлористий водень і побічні продукти. Гази піролізу проходять через циклон (Ц), очищуючись від незначної кількості каталізатора, подають у випарник ВИ. Із циклона каталізатор зсипається у бункер (Є2), де змішуючись зі свіжим каталізатором через ежектор (Е), подається в реактор.

Після випару дихлоретану у випарнику реакційні гази проходять смоловіддільник (С) і прохолоджуються в трубчастому холодильнику (ХК1), де відбувається конденсація пар дихлоретану. Далі продукти реакції надходять в абсорбер (АР), зрошуваний дихлоретаном. ДХЕ, з поглиненим вінілхлоридом, подають у відпарну колону (КЛ1) для відгону хлористого вінілу. З нижньої частини відпарної колони відводять ДХЕ, що частково направляють на зрошення абсорбера (АР), а частково – у смоловіддільник (С) для розчинення смол. Інша кількість ДХЕ віддають ректифікації (КЛ3) для відділення його від домішок і повертають у виробничий цикл (направляють в Є1). Хлористий вініл з відгінної колони (КЛ1) надходить на ректифікацію (КЛ2) для досягнення необхідної товарної чистоти продукту.

У цьому розділі виконаний розрахунок основного апарату – реактора піролізу – для застосування технології AnCVB у виробництві вінілхлориду.

Для підбору реактора була проведена порівняльна характеристика режимів реакторів – ідеального змішання й ідеального витиснення (див. рис. ) для даної системи речовин. Стехіометрична основа розрахунку – цільова реакція піролізу:

З отриманого розрахунку на PRO/II видно(додаток 2), що за інших рівних умов (режим й обсяг реактора) більше значення ступеня перетворення досягається в реакторі ідеального витиснення (58% проти 76%), що і буде прийнятий за модель промислового реактора.

Лабораторні дослідження показали, що оптимальний час контакту для процесу піролізу 1,2 – дихлоретану за технологією AnCVB становить 1,1 с. Для розрахунку промислового реактора (РТ), що працює в режимі ідеального витиснення, час контакту знаходимо виходячи з умови:

Для проектованої установки приймаємо до використання один реактора – апарат циліндричної форми – обсяг *5,5 м3*; діаметром *1,2 м*; висотою *5 м*.

Пропонований реактор піролізу виконаний у вигляді вертикального циліндра зі співвідношенням висоти до діаметра 3,75:1. Для зменшення поздовжнього перемішування (наближення до режиму ідеального витиснення) і інтенсифікації процесу віброзрідження реактор розділений на три секції розподільчо-опорними ґратами (*h*секції = 1,5м). Ґрати жорстко прикріплені до тяги, з’єднаної з вібропристроєм. У кожній секції є люки для завантаження й вивантаження інертна, штуцера подачі каталізатора. Також у тязі передбачені датчики термопари щоб уникнути руйнуючого впливу інертна. Реагенти подаються під нижні розподільні ґрати, продукти відбираються з верхньої частини апарата.

Реактора необхідно ізолювати від тепловтрат. Вибираємо плити теплоізоляційні з мінеральної вати на синтетичному сполучному.

товщину ізоляції приймаємо δ = 180 мм при робочій t =300ºC, за ГОСТ 9573-96. Покриття ізоляції кожухами з аркушів алюмінієвого сплаву, товщиною 0,8 мм за

Сучасні хіміко-технологічні процеси відрізняються високими швидкостями протікання процесів, складними технологічними схемами, більшою кількістю апаратів, складними умовами проведення процесу (високими тисками і температурами). Виходячи з цього в дипломному проекті запропоновано використовувати АСУТП на базі мікропроцесорного керуючого обчислювального комплексу (далі УВК) МСКУ-М.

Установка піролізу 1,2-дихлоретану виробництва вінілхлориду є бесперервнодіючою, характеризується наявністю пожежовибухонебезпечних факторів. Робочим режимом обраний режим безпосереднього цифрового керування. Працюючи в цьому режимі, УВК виконує наступні функції: збір й обробка вимірюваної інформації, видачу технологічної інформації на пристрої контролю, формування керуючих впливів згідно заздалегідь заданих критеріїв оптимальності й видачу їх на виконавчі механізми.

У стандартній конфігурації МСКУ-М задіяні блоки:

* + РГ1 і РГ2 – блоки вхідних і вихідних гальванічних розв’язок. Основне призначення цих блоків складається в захисті мікропроцесорного контролера від коротких замикань у схемах харчування датчиків і виконавчих механізмів;
  + АЦП і ЦАП – блоки аналого-цифрового й цифро-аналового перетворення сигналів;
  + ЦІП – блок цифро-імпульсного перетворення сигналів;
  + ЦДП і ДЦП – блоки цифро-дискретного й дискретно-цифрового перетворення сигналів;
  + АЛГО – блок алгоритмічного перетворення сигналів;
  + МСКУ-М – працює з уніфікованими електричними сигналами.

Робоче місце оператора технолога (РМОТ) обладнано пристроями контролю (КК): дисплеями, моніторами, принтерами, датчиками й т.д.), а також панелями ручного керування (РУ) – для переведення оперативним персоналом технологічного процесу з автоматичного режиму на ручний і навпаки й схемою сигналізації (З), що, як правило, виконується на мнемосхемі виробництва.

У зв’язку з тим, що даний технологічний процес відноситься до пожежовибухонебезпечного, для регулювання застосовуються пневматичні клапани типу «МІМ». Вихідний сигнал МСКУ-М є електричним, тому на виході УВК необхідно використовувати електромагнітні перетворювачі ЕПП-63.

При впровадженні АСУТП зменшується видатковий коефіцієнт по природному газу, підвищується якість процесу окислювання, полегшується робота оперативного персоналу при проведенні технологічного процесу

Для керування технологічним процесом піролізу 1,2-дихлоретану оператор-технолог повинен мати можливість у бідь-який час одержати повну інформацію про хід процесу. Для цього в даному дипломному проекті запропоновано вимірювати й виводити на ЦПУ й на УВК значення наступних технологічних параметрів:

* + температура: ПГС після змішувача потоків (ЗП) контролюється приладом поз. TIR-6в; а в реакторі каталітичного піролізу (РТ) – приладом TIRA – 4м;
  + рівень: у буферній ємності дихлоретану (Є1) контролюється приладом поз. LIRA-1б;
  + витрата: дихлоретану на лінії подачі в реактор контролюється приладом поз. FIR-3в; азоту на лінії виходу з печі (П) контролюється приладом поз. FIR-5в;

Для виміру витрати у всіх випадках застосовується метод змінного перепаду тиску. У трубопровід, по якому транспортується потік, установлюється пристрій, який звужується (діафрагма типу ДКП), на якому при протіканні потоку створюється перепад тиску (вимірюється дифманометром типу «Сапфір 22 ДД»). Вихідний сигнал даного приладу є електричним уніфікованим. По величині перепаду тиску визначають значення витрати.

Для виміру температури застосовується термоелектричний перетворювач ТХК-0515. Робоча даної термопари ґрунтується на термоелектричному ефекті. Якщо спай двох різнорідних провідників помістити в апаратах, у якому необхідно вимірювати температуру, то на вільних кінцях термопари з’явиться термо-едс, що пропорційна вимірюваній температурі. По величині термо-едс визначають значення температури. Вихідний сигнал термопари не уніфікований, тому їх використовують у комплекті з перетворювачами, що нормують, Ш-78.

Для виміру рівня застосовуються буйків рівнемір «Сапфір 22 ДУ». Чутливим елементом рівнеміра є буй, що виготовляється з нержавіючої сталі й міститься безпосередньо в апарат. В основу роботи рівнеміра покладений закон Архімеда. При зміні рівня в апараті змінюється висота занурення буя в робочу рідину. При цьому змінюється сила, що виштовхує буй, і, як наслідок, змінюється його вага. Вимірювальна схема перетворює зміну ваги буя в уніфікований електричний сигнал 4-20 мА, подається на вторинний прилад і на УВК.

Проходження уніфікованого електричного сигналу від датчиків по блоках МСКУ-М має наступну послідовність. Вихідний сигнал датчика (при необхідності) надходить на перетворювач, а далі через вхідну гальванічну роз’язку РГ1 й аналого-цифровий перетворювач подається в блок АЛГО, де відбувається первинна обробка технологічної інформації й вироблення керуючих впливів на процес. Керуючі впливи й вимірювання інформація із блоку АЛГО через блок ЦАП і вихідну гальванічну розв’язку РГ2 виводяться