

Реферат

Пояснювальна записка містить: 92 сторінки, 16 таблиць, 2 рисунка, літературних джерел.

КЛЮЧОВІ СЛОВА: ОКИСЛЕННЯ ЕТИЛЕНУ, КИСЕНЬ, ЕТИЛЕН, ДВООКИС ВУГЛЕЦЮ, ОКИС ВУГЛЕЦЮ, РЕАКТОР ОКИСЛЕННЯ, ПАРОГАЗОВА СУМІЩ, ОКИС ЕТИЛЕНУ, ОКСИРАН.

У даному дипломному проекті розглядається виробництво окису етилену, проведені основні проектувальні розрахунки (матеріальний, енергетичні і технологічні розрахунки основного і допоміжного устаткування), а також проведене порівняння методу з іншими відомими, розглянуті його достоїнства і недоліки.

У проекті представлені хіміко-фізичні характеристики сировини, основних і проміжних продуктів процесу, описана технологічна схема конверсії метану, вказані норми технологічного режиму.

Метою роботи є проектування отримання окису етилену заданої потужності на підставі аналогічного існуючого виробництва із розробкою технологічної схеми і підбором основного технологічного устаткування.

У даному дипломному проекті як нове технологічне рішення запропоновано до основного каталізатору додати в якості добавок лужний метал (калій).

Запропоноване нововведення приведе до зниження собівартості одиниці продукції проектує мого виробництва на 26,22 грн. або на 0,25%. Очікуваний річний економічний ефект від зниження собівартості продукції складе 7 668 тис.грн.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Вступ

Окис етилену (етиленоксид, оксиран, 1,2–епоксібутан) – органічна хімічна гетероциклічна речовина.

Хімічна формула – C_2H_4O .

При нормальних умовах – безбарвний газ з характерним солодкуватим запахом. Похідна етилену і являє собою найпростіший епоксид – тричленний гетероцикл, в кільцевій молекулі якого містяться один атом кисню і два атоми вуглецю.

Завдяки особливостям електронної структури молекули, окис етилену легко вступає в реакції приєднання з розкриттям гетероциклу, і, тому, легко піддається полімеризації.

Суміш парів речовини з повітрям є надзвичайно вогне– та вибухонебезпечною.

Окис етилену має дезінфікуючі властивості, тобто, є сильною отрутою для більшості відомих мікроорганізмів і навіть в газоподібному вигляді, що використовується для газової стерилізації, наприклад, одноразових медичних шприців.

Також є повільно діючою сильною отрутою для теплокровних тварин і людини, проявляючи канцерогенну, мутагенну, подразнюючу і наркотичну дію.

Окис етилену є одним з важливих речовин в основному органічному синтезі і широко використовується для отримання багатьох хімічних речовин і напівпродуктів, зокрема етиленгліколь, етаноламінів, простих і складних гліколевих і полігліколевий ефірів та інших сполук.

У хімічній промисловості окис етилену отримують прямим окисленням етилену в присутності срібного каталізатора.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1. Техніко-економічне обґрунтування

1.1. Сучасний стан проблеми

Оксид етилену є одним з найбільших за обсягом органічних напівпродуктів світового хімічного виробництва, поступаючись за даними на 2008 рік лише етилену (113 млн. тонн в 2008 році), пропілену (73 млн. тонн в 2008 році), етанолу (52 млн. тонн в 2008 році), бензолу (41 млн. тонн в 2008 році), метанолу (40 млн. тонн в 2008 році), терефталевій кислоті (39 млн. тонн в 2008 році), вінілхлориду (36,7 млн. тонн в 2008 році), дихлоретану (36,6 млн. тонн в 2008 році), етилбензолу (29,2 млн. тонн в 2008 році), п-ксилолу (28 млн. тонн в 2008 році), стиролу (26 млн. тонн в 2008 році), н-бутілену (21 млн. тонн в 2008 році) і толуолу (20 млн. тонн в 2008 році).

Виробництво окису етилену є другим після поліетилену за значимістю напрямком використання етилену як найважливішого хімічної сировини і становить 14,6% його світового споживання (за даними на 2008 рік).

Світове виробництво окису етилену в 2012 році склало 21 млн тонн (у 2010 році – 19,5 млн тонн, 2008 році – 19 млн тонн, 2007 році – 18 млн тонн), що становить близько 90% всіх світових виробничих потужностей (у 2007 році – 93%).

Станом на 2004 рік світове виробництво окису етилену по регіонах виглядає наступним чином:

<i>Регіон</i>	<i>Число виробників</i>	<i>Виробництво, тис. тонн</i>
Північна Америка		
США	10	4009
Канада	3	1084
Мексика	3	350
Південна Америка		
Бразилія	2	312
Венесуела	1	82
Європа		
Бельгія	2	770
Франція	1	215

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

Германія	4	995
Нідерланди	2	460
Іспанія	1	100
Турція	1	115
Великобританія	1	300
Східна Європа	немає даних	950
Ближній Схід		
Іран	2	201
Кувейт	1	350
Саудівська Аравія	2	1781
Азія		
Китай	немає даних	1354
Тайвань	4	820
Індія	>2	488
Індонезія	1	175
Японія	4	949
Малайзія	1	385
Південна Корея	3	740
Сингапур	1	80

Найбільші світові виробники окису етилену за обсягом виробничих потужностей, за станом на 2006 рік (№ 1, 2, 5, 6), 2008–2009 рр. (№ 3, 4, 7):

1. Dow Chemical Company: 3000–3500 тис. тонн;
2. SABIC (Saudi Basic Industries Corp.): 2000–2500 тис. тонн;
3. Shell: 1328 Отримати тис. тонн;
4. BASF: +1175 тис. тонн;
5. Китайська нафтохімічна корпорація: ~ 1000 тис. тонн;
6. Formosa Plastics: 800–1000 тис. тонн;
7. Ineos: 920 тис. тонн.

За даними на 2013 рік 39% світового виробництва окису етилену доводиться на Азію, а 45% зосереджено в трьох країнах – США, Китаї та Саудівській Аравії.

Станом на 2013 рік найбільшими світовими виробниками окису етилену є компанії Shell, Dow Chemical Company, SINOPEC Corp., Honam Petrochemical

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

Corp, Ineos Oxide, Nan Ya Plastics Corp, Yanbu National Petrochemical Co, Saudi Kayan Petrochemical Company, MEGlobal i Shanghai Petrochemical.

Виробниками окису етилену, що входять в європейську «Асоціацію виробників окису етилену і похідних» (англ. Ethylene Oxide & Derivatives Producers Association), є компанії: Akzo Nobel Functional Chemical, BASF, Clariant, Dow Europe, Ineos Oxide, La Seda de Barcelona, Lukoil Neftochim, ME Global, Sabic, Sasol Germany, Shell Chemicals.

Основним напрямком використання окису етилену є отримання етиленгліколей: до 75% всього глобального споживання. Серед інших ключових похідних можна виділити етоксілати, етаноламіни, прості і складні ефіри етиленгліколю, поліетиленгліколь.

Способи отримання окису етилену.

Початок промислового виробництва окису етилену датується 1914 роком, коли був запущений хлоргідриновий процес (реакція етиленхлоргідрин з гідроксидом кальцію), монопольно проіснував до 1937 року. Перший завод з виробництва окису етилену був побудований під час Першої світової війни компанією BASF. Хлоргідриновий процес спочатку був не цілком ефективний, навіть не беручи до уваги економічні показники, так як в його результаті губився цінний хлор в вигляді хлориду кальцію.

Починаючи з 30-х років ХХ століття цей процес почав витіснятися прямим газофазним окисленням етилену повітрям, а починаючи з 1958 року – киснем, в присутності срібного каталізатора, при тиску 1–3 МПа і температурі 200–300 °С (пряме окислення етилену було відкрито в 1931 році Лефортом).

Більш економічний спосіб прямого окислення етилену до середини 50-х років ХХ століття в США забезпечував приблизно половину всієї виробленої окису етилену, а після 1975 року повністю витіснив старий метод.

У Радянському Союзі перше промислове виробництво окису етилену, здійснене відповідно до хлоргідриновим процесом, було запущено в 1936 році;

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

одночасно проводилися інтенсивні пошуки більш економічної технології. Роботи над створенням власного методу отримання окису етилену прямим окисненням етилену на срібному каталізаторі велися під керівництвом професора П. В. Зимакова в 1938–1942 рр., Що лягло в основу першого вітчизняного промислового виробництва отримання окису етилену прямим каталітичним окисненням етилену, запущеного незабаром після Великої Вітчизняної війни.

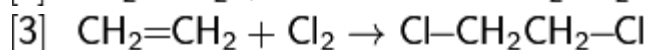
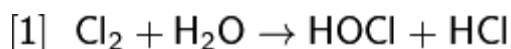
Хлоргідриновий процес виробництва окису етилену.

Хлоргідриновий процес був першим промисловим методом виробництва окису етилену, і хоча на початок ХХІ століття він повністю витиснений методом прямого окислення етилену, знайомство з ним представляє не тільки історичний інтерес, а й практичний: метод досі використовується у виробництві окису пропілену.

Технологічно хлоргідриновий процес складається з наступних етапів:

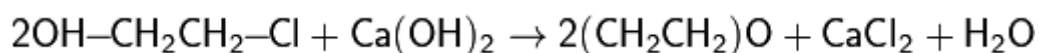
- отримання етиленхлоргідрину;
- дегідрохлорування етиленхлоргідрину з отриманням окису етилену;
- очищення окису етилену.

На практиці окис етилену отримують безперервним методом. У першій реакційній колоні відбувається гіпохлорування етилену з утворенням етиленхлоргідрину:



Для зменшення перетворення етилену в дихлоретан (реакція [3]) концентрацію етиленхлоргідрину підтримують на рівні 4–6%, а сам розчин підігрівають паром до температури кипіння.

Далі водний розчин етиленхлоргідрину надходить у другу реакційну колону, де він вступає в реакцію з 30%-м розчином гідроксиду кальцію при температурі 100 °С:



					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Очищення окису етилену від домішок здійснюють ректифікацією. Хлоргідриновий процес дозволяє досягти 95% ступеня перетворення по етилену, вихід окису етилену становить 80% від теоретичного; на 1 тонну утворюється продукту виходить близько 200 кг дихлоретану.

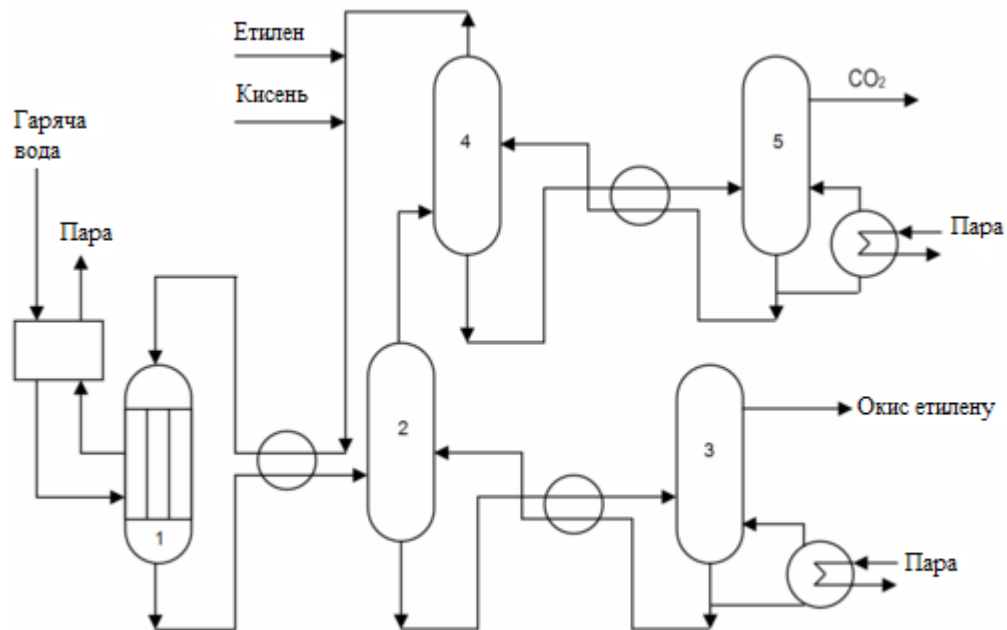
Процес виробництва окису етилену гомогенним газофазним окисленням етилену

При прямому гомогенному окисленні етилену киснем, утворюється ряд цінних продуктів: окис етилену, формальдегід, органічні кислоти. Дійсно, отримання формальдегіду при окисленні етилену киснем при 400–600°C одночасно з окисом етилену та іншими з'єднаннями, які містять кисень, у відносно простій апаратурі, без застосування дорогого каталізатора представляє великий інтерес. Не менш привабливим є шлях синтезу окису етилену гомогенним окисленням етилену в газовій фазі, тому що для цього процесу не потрібні витрати ні дорогого каталізатору, ні хлору. Крім цього, при цьому способі отримання окису етилену не потрібен етилен і повітря такого високого ступеню очистки, як при каталітичному окисленні етилену. К недолікам цього методу відносяться різноманіття продуктів, що утворюються, та низька селективність, що пояснюється ланцюговою природою перетворень та високою температурою. Проте розвиток теорії ланцюгових процесів відкриває нові шляхи вдосконалення реакцій газофазного окислення етилену, тому можна сподіватися, що цей процес, який поки що знаходиться в стадії лабораторно–модельних досліджень, буде використаний в промисловості для синтезу оксидів олефінів.

Процес виробництва окису етилену прямим окисленням етилену

Вперше метод прямого окислення етилену киснем в присутності срібного каталізатора був запатентований Лефорттом в 1931 році. Надалі цей метод вивчався, неодноразово модифікувався і отримував різні варіації для промислового використання. Відомо, як мінімум чотири найбільш поширені розробки, які лягли в основу сучасних комерційно ефективних рішень:

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						



1 - мультитрубчатий каталітичний реактор, 2-3 - водяний абсорбер, 4-5 - регенераційна колона

Рис. 1.1 Схема отримання оксиду етилену за методом Union Carbide Corp.

- Розробник: Union Carbide Corp.

Перша компанія, яка реалізує промисловий метод прямого окислення етилену. Починаючи з 1994 року, використовує так званий The METEOR process, характеризується високою продуктивністю, низькими початковими капітальними вкладеннями одночасно з низькими операційними витратами. Метод є виключною власністю компанії і використовується тільки на її власних заводах (близько 20% всіх світових потужностей).

- Розробник: Scientific Design Co., Inc.

Метод близький до попереднього, але широко поширений в світі через системи ліцензування (з 1983 року реалізовано близько 90 проектів; близько 25% всіх світових потужностей і 75% всіх ліцензійних виробництв окису етилену).

- Розробник: Shell International Chemicals B.V.

Метод відрізняє висока гнучкість щодо специфічних вимог конкретних виробництв, підвищена селективність щодо виходу окису етилену, а також

довгий час життя каталізатора (3 роки). Займає близько 40% всіх світових потужностей з виробництва етиленоксиду.

- Розробник: Japan Catalytic Chemical Co.

Ліцензійний метод, близький методу Scientific Design, але адаптований до організації єдиного виробничого комплексу, який передбачає поєднання виробництва окису етилену і етиленгліколю.

Як правило, на більш старих підприємствах використовуються схеми виробництва окису етилену, де в якості окислювача виступає повітря (Union Carbide, Scientific Design). На сучасних виробництвах для окислення використовують кисень (Union Carbide – Meteor process, Shell, Scientific Design – друга версія, Japan Catalytic).

1.2. Обґрунтування обраного напрямку роботи

Окислення етилену киснем є новим і найбільш перспективним процесом синтезу етиленоксиду. Незважаючи на використання більш дорогого кисню, переваги цього методу полягають у підвищенні селективності окислення до 70–75%, зниження втрат етилену з відходить газом, розведеним азотом повітря, зменшення габаритів апаратури. Витрата етилену при отриманні 1 т етиленоксиду становить ~ 1 т (фірма «Scientific Design Co.»).

При окисленні етилену киснем також здійснюють рециркуляцію газу після абсорбції з нього етиленоксиду, причому проводять реакцію при надлишку етилену по відношенню до кисню і при ступені конверсії етилену 10% за один прохід через реактор. Зміст інертних домішок в етилену і кисні незначно, тому для підтримки постійного складу суміші потрібно віддуватися тільки невелику частину газу, що визначає можливість роботи з одним реактором. Однак циркулює газ потрібно очищати від CO₂, щоб зберегти постійну концентрацію газу в рециркуляції.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1.3. Мета і задачі дипломного проекту

Метою даного дипломного проекту є вибір ефективного методу отримання оксиду етилену, розробка технологічної схеми процесу. Освоєння різноманітних промислових методів отримання оксиду етилену і розрахунок основного технологічного і допоміжного обладнання.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2. Технологічна частина

2.1. Термодинаміка процесу, фізико-хімічні властивості сировини, продуктів та каталізаторів, кінетика та механізм процесу

Термодинаміка процесу

Основні термодинамічні характеристики окису етилену:

температура кипіння..... 10,7 °С;

температура плавлення..... -111,3 °С;

стандартна молярна теплоємність речовини $C_p^0 = 48,19 \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$;

стандартна ентальпія утворення..... $\Delta H_{298}^0 = -51,037 \text{ кДж/моль}$;

стандартна ентропія..... $S_{298}^0 = 243,4 \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$;

стандартна енергія Гіббса утворення... $\Delta G_{298}^0 = -11,68 \text{ кДж/моль}$;

теплота спалювання..... $\Delta H_{\text{гор.}}^0 = -1306 \text{ кДж/моль}$.

температура кипіння при тиску пари вище 101,3 кПа, °С:

0,203 МПа (2 атм.).....57,7

0,507 МПа (5 атм.).....83,6

1,013 МПа (10 атм.).....114,0

в'язкість, $\eta \cdot 10^3 \text{ Па} \cdot \text{с}$:

-49,8 °С.....0,577

-38,2 °С.....0,488

-21,0 °С.....0,394

Для визначення термодинамічної можливості протікання основної і побічних реакцій при зазначених температурах (відповідно до завдання на роботу) розраховуємо енергію Гіббса для кожної реакції на кордонах температурного інтервалу.

Розрахунок енергії Гіббса ΔG_T^0 ведемо за формулою Гьомкіна–

Шварцмана:

$$\Delta G_T^0 = \Delta H_{298}^0 - T\Delta S_{298}^0 - T(\Delta aM_0 + \Delta bM_1 + \Delta cM_2), \quad (2.1)$$

де ΔH_{298}^0 – стандартна теплота реакції при 298 °С, кДж/моль

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

$$\Delta H_{298}^0 = \left(\sum v'_i \Delta H_{298}^0 \right)_{\text{ПРОД}} - \left(\sum v_i \Delta H_{298}^0 \right)_{\text{ИСХ}} \quad (2.2)$$

ΔS_{298}^0 - різниця стандартних абсолютних ентропій продуктів реакції і вихідних речовин, кДж/моль

$$\Delta S_{298}^0 = \left(\sum v'_i \Delta S_{298}^0 \right)_{\text{ПРОД}} - \left(\sum v_i \Delta S_{298}^0 \right)_{\text{ИСХ}} \quad (2.3)$$

$\Delta a, \Delta b, \Delta c$ – алгебраїчні суми коефіцієнтів температурного ряду теплоємностей

$$\Delta a = \left(\sum v'_i \Delta a \right)_{\text{ПРОД}} - \left(\sum v_i \Delta a \right)_{\text{ИСХ}} ; \quad (2.4)$$

$$\Delta b = \left(\sum v'_i \Delta b \right)_{\text{ПРОД}} - \left(\sum v_i \Delta b \right)_{\text{ИСХ}} ; \quad (2.5)$$

$$\Delta c = \left(\sum v'_i \Delta c \right)_{\text{ПРОД}} - \left(\sum v_i \Delta c \right)_{\text{ИСХ}} ; \quad (2.6)$$

M_0, M_1, M_2 – константи рівняння (інтеграли Тьомкіна–Шварцмана), що залежать від температури. Визначаємо інтерполяцією табличних значень;

T – абсолютна температура, К.

Необхідні для розрахунку дані наводяться в таблицях 2.1.1 і 2.1.2.

Таблиця 2.1 – Термодинамічні параметри речовин

Речовина	ΔH_{298}^0 кДж/моль	ΔS_{298}^0 Дж/(моль *К)	Коефіцієнти рівняння		
			a	b·10 ³	c·10 ⁶
Вода	-68,317	16,716	17,996	-	-
Оксид етилену	-12,190	58,1	-	-	-
Етилен	12,496	52,45	1,003	36,948	-19,381
Кисень	0	49,003	7,52	0,81	-
Диоксид вуглецю	-94,052	51,06	10,55	2,16	-

Таблиця 2.2 – Інтеграли Тьомкіна–Шварцмана для заданих температур

Температура, К	M_0	M_1	M_2
483	0,1007	0,0359·10 ³	0,0131·10 ⁶
583	0,1821	0,0699·10 ³	0,0277·10 ⁶

Визначаємо термодинамічну ймовірність протікання реакції:

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		



За формулами (2.2), (2.3), (2.4), (2.5), (2.6) визначаємо необхідні величини:

$$\Delta H_{298}^0 = 2 \cdot (-12,190) - 2 \cdot 12,496 - 0 = -49,372 \text{ кДж/моль}$$

$$\Delta S_{298}^0 = 2 \cdot 51,8 - 2 \cdot 52,45 - 49,003 = -37,703 \text{ Дж/(моль}\cdot\text{К)}$$

$$\Delta a = -2 \cdot 1,003 - 2 \cdot 7,52 = 17,046$$

$$\Delta b = -2 \cdot 0,81 - 2 \cdot 36,948 = -75,516 \cdot 10^3$$

$$\Delta c = 2 \cdot 19,381 \cdot 10^{-6} = 38,762 \cdot 10^{-6}$$

За формулою (2.1) визначаємо енергію Гіббса для реакції при температурах 433 і 493К:

$$\frac{\Delta G_{483}^0}{483} = -\frac{49372}{4883} + 37,703 - 17,046 \cdot 0,1007 + 75,516 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0357 \cdot 10^3 - 38,762 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0131 \cdot 10^6 = -69,4367$$

$$\Delta G_{483}^0 = -33537,9076 \text{ Дж/моль} = -33,54 \text{ кДж/моль}$$

$$\Delta G_{483}^0 = -33537,9076 \text{ Дж/моль} = -33,54 \text{ кДж/моль}$$

$$\frac{\Delta G_{583}^0}{583} = -\frac{49372}{583} + 37,703 - 17,046 \cdot 0,1821 + 75,516 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0699 \cdot 10^3 - 38,762 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0277 \cdot 10^6 = -45,8823$$

$$\Delta G_{583}^0 = -26749,3846 \text{ Дж/моль} = -26,75 \text{ кДж/моль}$$

$$\Delta G_{583}^0 = -26749,3846 \text{ Дж/моль} = -26,75 \text{ кДж/моль}$$

Оскільки енергія Гіббса для реакції (1) при температурах 483 і 583 К приймає негативне значення, то в інтервалі температур від 483 до 583 К реакція (1) термодинамічно можлива.

Визначаємо термодинамічну ймовірність протікання реакції



За формулами (2.2), (2.3), (2.4), (2.5), (2.6) визначаємо необхідні величини:

$$\Delta H_{483}^0 = 2 \cdot (-94,052) + 2 \cdot (-68,317) - 12,496 = -337,234 \text{ кДж/моль} = -337,234 \text{ Дж/моль}$$

$$\Delta S_{483}^0 = 2 \cdot 51,06 + 2 \cdot 16,716 - 52,45 - 46,003 = 37,099 \text{ кДж/(моль}\cdot\text{К)}$$

$$\Delta a = 2 \cdot 10,55 + 2 \cdot 17,996 - 1,003 - 7,52 = 48,568$$

$$\Delta b = 2 \cdot 2,16 - 0,81 - 36,948 = -33,483 \cdot 10^{-3}$$

											ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата								

$$\Delta c = 19,381 \cdot 10^{-6}$$

За формулою (2.1) визначаємо енергію Гіббса для реакції (2.2) при температурах 433 і 493К:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta G_{483}^0}{483} &= -\frac{337234}{483} - 37,099 - 48,568 \cdot 0,1007 + 33,483 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0359 \cdot 10^3 - 19,381 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0131 \cdot 10^6 = \\ &= -739,9388 \end{aligned}$$

$$\Delta G_{483}^0 = -357390.4404 \text{ Дж / моль} = -357.39 \text{ кДж / моль}$$

$$\Delta G_{483}^0 = -357390.4404 \text{ Дж / моль} = -357.39 \text{ кДж / моль}$$

$$\begin{aligned} \frac{\Delta G_{583}^0}{583} &= -\frac{337234}{583} - 37,099 - 48,568 \cdot 0,1821 + 33,438 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0699 \cdot 10^3 - 19,381 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0277 \cdot 10^6 = \\ &= -622,6018 \end{aligned}$$

$$\Delta G_{583}^0 = -362976.8494 \text{ Дж / моль} = -362.98 \text{ кДж / моль}$$

$$\Delta G_{583}^0 = -362976.8494 \text{ Дж / моль} = -362.98 \text{ кДж / моль}$$

Оскільки енергія Гіббса для реакції (2) при температурах 483 і 583 К приймає негативне значення, то в інтервалі температур від 483 до 583 К реакція (2) термодинамічно можлива.

Таким чином, в інтервалі температур від 483 до 583 К все дві реакції термодинамічно можливі.

Фізико-хімічні властивості

Етилен – хімічно активна речовина. Так як в молекулі між атомами вуглецю є подвійний зв'язок, то одна з них, менш міцна, легко розривається, і за місцем розриву зв'язку відбувається приєднання, окислення, полімеризація молекул.

Молярна маса – 28,05 г/моль.

Щільність – 0,001178 г/см³.

Температура плавлення (–169,2 °С)

Температура кипіння (–103,7 °С)

Кисень (при нормальних умовах) – це газ без кольору, смаку і запаху. Є парамагнетиком.

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

При нагріванні газоподібного кисню відбувається його оборотна дисоціація на атоми: при +2000 °С – 0,03%, при +2600 °С – 1%, +4000 °С – 59%, +6000 °С – 99,5%.

Рідкий кисень (температура кипіння –182,98 °С) – це блідо–блакитна рідина.

Твердий кисень (температура плавлення –218,35 °С) – сині кристали. Відомі 6 кристалічних фаз, з яких три існують при тиску в 1 атм.

Сильний окислювач, взаємодіє з усіма елементами, крім гелію, неону, аргону і фтору, утворюючи оксиди. Ступінь окислювання –2. Як правило, реакція окислення протікає з виділенням тепла і прискорюється при підвищенні температури.

Чисте срібло – досить важкий (легше свинцю, але важче міді, щільність – 10,5 г/см), надзвичайно пластичний сріблясто–білий метал (коефіцієнт відбиття світла близький до 100%). Тонка срібна фольга в світлі має фіолетовий колір. С перебігом часу метал тьмяніє, реагуючи з містяться в повітрі слідами сірководню і утворюючи наліт сульфідів, чия тонка плівка надає тоді металу характерну рожево забарвлення. Має найвищу теплопровідність серед металів. При кімнатній температурі має найвищу електропровідність серед усіх відомих металів (питомий електричний опір $1,59 \cdot 10^{-8}$ Ом · м при температурі 20 °С). Відносно тугоплавкий метал, температура плавлення 962 °С.

Срібло, будучи благородним металом, відрізняється відносно низькою реакційною здатністю, воно не розчиняється в соляній і розведеної сірчаній кислотах. Однак в окислювальному середовищі (в азотної, гарячої концентрованої сірчаній кислоти, а також в соляній кислоті в присутності вільного кисню) срібло розчиняється.

Найбільш стійкою ступенем окислення срібла в з'єднаннях є +1. У присутності аміаку з'єднання срібла (I) дають легко розчинний у воді комплекс $[Ag(NH_3)_2]^+$. Срібло утворює комплекси так само з ціанідами,

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

тіосульфат. Комплексоутворення використовують для розчинення малорозчинних сполук срібла, для вилучення срібла з руд. Більш високі ступені окислення (+2, +3) срібло проявляє тільки в з'єднанні з киснем (AgO , Ag_2O_3) і фтором (AgF_2 , AgF_3), такі сполуки набагато менш стійкі, ніж з'єднання срібла (I).

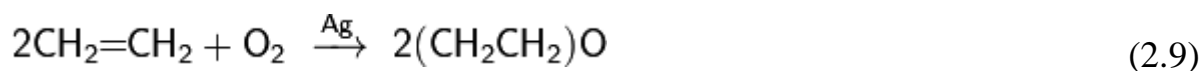
Солі срібла (I), за рідкісним винятком (нітрат, перхлорат, фторид), нерозчинні у воді, що часто використовується для визначення іонів галогенів (хлору, бром, йоду) у водному розчині.

Окис етилену – безбарвний газ (при $25\text{ }^\circ\text{C}$) або рухома рідина (при $0\text{ }^\circ\text{C}$) з характерним ефірним солодкуватим запахом, відчутним при концентрації в повітрі понад 500 частин на мільйон. Добре розчиняється у воді, спирті, ефірі і багатьох інших органічних розчинниках. Щільність рідкого окису етилену при температурі $10\text{ }^\circ\text{C}$ щодо води при тій же температурі: 0,8824.

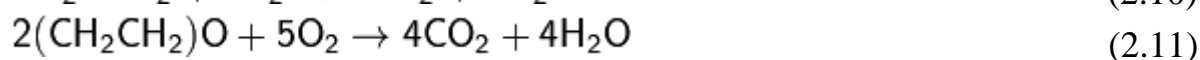
Завдяки особливостям молекулярної структури, окис етилену є вельми реакційноздатним з'єднанням і легко вступає в реакції з різними сполуками з розривом C–O зв'язку та розкриттям циклу. Для з'єднання найбільш характерні реакції з нуклеофілами, що проходять за механізмом $\text{S}_{\text{N}}2$ як в кислому (слабкі нуклеофіли: вода, спирти), так і лужному середовищі (сильні нуклеофіли: OH^- , RO^- , NH_3 , RNH_2 , $\text{RR}'\text{NH}$ і ін.).

Хімія і кінетика процесу прямого окислення етилену

Формально процес прямого окислення етилену в присутності срібного каталізатора можна записати у вигляді рівняння:



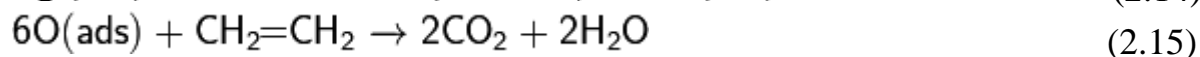
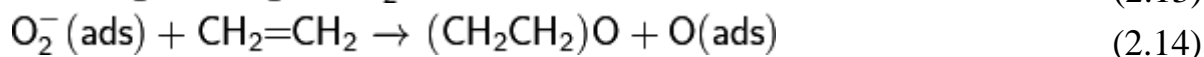
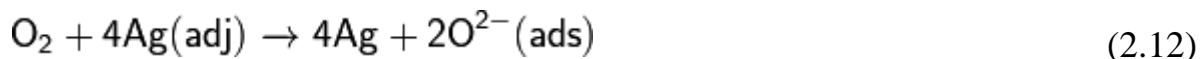
Разом з тим, вивчаючи практичний процес проведення реакції, можна спостерігати значну кількість вуглекислого газу і води в її продуктах, що можна було б пояснити повним окисленням етилену або окису етилену:



					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

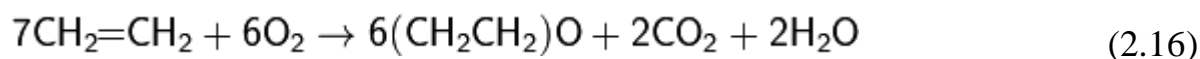
Механізм реакції прямого окислення етилену широко вивчався, проте до цього моменту не існує загальноприйнятої думки наукового співтовариства з цього питання.

У 1970–их роках процес гетерогенного каталітичного окислення етилену був вивчений і описаний Р. А. Kilty і W. M. H. Sachtler, які припустили для нього наступний механізм:

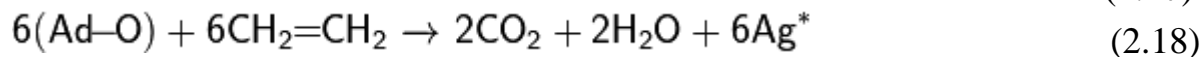


Тут (ads) – частинки, адсорбовані на поверхні каталізатора; (adj) – частинки срібла, що безпосередньо межують з атомами кисню.

Загальна схема реакції буде виглядати наступним чином:



Таким чином була визначена максимальна ступінь конверсії етилену в окис етилену: 6/7 або 85,7%. Даний механізм узгоджувався з дослідженнями W. Herzog, який використовував як окислювач оксид азоту (I):



Пізніші дослідження механізму окислення етилену з використанням срібного каталізатора показали, що даний механізм не цілком коректний, а процес утворення окису етилену починається тільки після активації металу киснем і впровадження молекул кисню всередину поверхні каталізатора. Саме цей активний підповерхневий кисень і вступає в подальшу реакцію з етиленом, дозволяючи здійснювати селективне окислення, що дає можливість довести теоретичну конверсію етилену в епоксид до 100%.

Пошук каталізатора для проведення реакції селективного окислення етилену, успішно здійснений в 30–х роках ХХ століття, привів до металевого срібла, осадженому на різних носіях (пемза, силікагель, різні силікати і

										ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

алюмосилікати, оксид алюмінію, карбід кремнію та ін.) і активованого спеціальними добавками (сурма, вісмут, пероксид барію та ін.). Експеримент показав, що оптимальними умовами для проведення реакції є температура 220–280 °С (більш низька температура робить каталізатор малоактивним, а більш висока зменшує селективність реакції за рахунок більш глибокого окислення етилену) і тиск 1–3 МПа (збільшує продуктивність каталізатора і полегшує абсорбцію окису етилену з реакційних газів).

Не зважаючи на існування єдиного фундаментального хімічного процесу каталітичного окислення етилену, на практиці існують дві різні технологічні схеми окислення: старіша, що припускає використання повітря, і нова з використанням кисню (> 95%).

Таблиця 2.3 - Порівняльний аналіз двох схем

Параметри	Окислення повітрям	Окислення киснем
Зміст етилену в газовій суміші, % молярних	2—10	20—35
Температура процесу, °С	220—277	220—235
Робочий тиск, МПа	1—3	2—3
Конверсія (по етилену), %	20—65	8—12
Фактичний вихід окису етилену, % молярних	63—75	75—82

Крім загальноекономічних міркувань, перевага окислення етилену киснем полягає в наступному:

- процеси, що використовують високий тиск, мають менші витрати зі стиснення кисню в порівнянні з повітрям;
- каталітичні процеси з низькою конверсією по кисню є більш дорогими в разі використання повітря через необхідність видалення азоту під час рециркуляції реакційної газової суміші;
- процеси, в результаті яких утворюються небезпечні хімічні речовини, більш керовані в разі використання кисню;

- більш простий розподіл продуктів реакції за відсутності необхідності відділення азоту;
- більш швидке і ефективне протікання реакції через відсутність ефекту розведення.

2.2. Нове технічне рішення

<http://patents.su/6-509206-katalizator-dlya-okisleniya-ehilenav-okis-ehitilena.html>

Патент 509206 Каталізатор для окислення етилену в окис етилену.

1. Каталізатор для окислення етилену в окис етилену, що складається зі срібла з добавками одного або декількох лужних металів на носії, що відрізняється тим, що з метою підвищення активності та селективності каталізатора, як лужних металів взяті: калій, рубідій і / або цезій в кількості 0,00035 – 0,003 г-екв/кг каталізатора, переважно 0,0004 – 0,0019 г-екв/кг.

2. Каталізатор по п.1, що відрізняється тим, що він містить калій в кількості 0,00077 – 0,0023 г-екв/кг каталізатора, переважно 0,001 – 0,0021 г-екв/кг, рубідій – 0,0006 – 0,003 г-екв/кг каталізатора, переважно 0,00075 – 0,0027 г-екв/кг, цезій – 0,00035 – 0,0019 г-екв/кг каталізатора, переважно 0,0004 – 0,0017 г-екв/кг .

3. Каталізатор по п.1, що відрізняється тим, що носій містить α - Al_2O_3 з питомою поверхнею 0,03 – 2 м²/г, переважно 0,1 – 0,8 м²/г.

Мета запропонованого винаходу – розробка каталізатора підвищеної активності і селективності в процесі.

Запропонований каталізатор є пористим вогнетривким носієм, на зовнішню і внутрішню поверхню якого нанесено від 1,5 до 20 ваг. % срібла, в перерахунку на загальну вагу каталізатора, а так само певні кількості калію, заліза і / або цезію.

Вміст калію повинен знаходитися в межах 30 – 90, переважно 25 – 86, краще 40 – 80 ваг. ч. на млн. Прийнятна кількість рубідію 66 – 248, переважно

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

77 – 240, краще 88 – 232 ваг. ч. на млн. Цезій можна використовувати в кількостях 26 – 252, переважно 28 – 238, краще 30 – 226 ваг. ч. на млн.

Приклад.

Каталізатор А, відповідно до винаходу, готують таким чином.

В якості носія для каталізатора використовують Al_2O_3 в формі кілець діаметром 8 мм. Цей носій містить 99,3 ваг. % $\alpha-Al_2O_3$, 0,4 ваг. % кремнезему і 0,3 ваг. % оксиду інших металів; питома поверхня носія 0,24 м²/г, а удавана пористість становить 48–49 об. %. Середній діаметр пор носія дорівнює 4,4 мм; 80% її пор має діаметр в межах від 1,5 до 15 мм.

Носій просочують водним розчином солі срібла, що містить задану кількість калію. Цей розчин готують таким чином. Окис срібла змішують з водним розчином щавлевої кислоти, розчиненої в етилендіаміні, в результаті чого утворюється приблизно 2М розчин $Ag_2[(EN)_2C_2O_4]$, де EN– етилендіамін, після чого додають 10 об. % етаноламіну для перекладу системи в відновне стан. Отриманий розчин містить близько 22 ваг. % срібла. В цей розчин додають нітрат калію в кількості, необхідній для досягнення концентрації калію, 190 ваг. ч. на млн. Носій просочують розчином срібла, що містить калій, при чому для досягнення повноти насичення просочування здійснюється під розрідженням. Надлишок рідини видаляють і носій негайно поміщають в піч з примусовою продувкою повітря, в якій при температурі 290°C висушують каталізатор, і сіль срібла відновлюється до металевого срібла. Загальна тривалість нагрівання близько 3 год. Вміст срібла в каталізаторі 7,8 ваг. %, а вміст калію в каталізаторі 60 ваг. ч. на млн. (0,0015 г–екв/кг каталізатора). Осад срібла на каталізаторі вивчають за допомогою електронного мікроскопа. Згідно з цими спостереженнями осад складається з дискретних частинок однакового розміру, з діаметром в інтервалі 0,2 – 0,4 нм (від 2000 до 4000 А). Ці частинки рівномірно розподілені всередині і зовні носія. Повторне струшування показало, що частинки срібла міцно утримуються на поверхні носія каталізатора А.

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

2.3. Опис і розробка технологічної схеми

Підігрітий етилен і кисень зверху подають в контактний апарат Р. З суміші в абсорбері А₂ відганяють окис вуглецю, який утворюється. Потім окис етилену з домішками направляють в колони для відпарки К₂ і виділення з нього легких компонентів в колоні К₃, а окис вуглецю з невеликим вмістом окису етилену повертають в реактор 3.

Попередньо від циркулюючого газу, перед його поверненням в реактор, відбирають невеликий потік для видалення надлишку двоокису вуглецю віддувкою в колоні К₁ і промивкою відповідним поглиначем в абсорбері А₁, після чого він знову змішується з основною масою газу. Двоокис вуглецю відганяється з поглинача та викидається в атмосферу або використовується.

Окис етилену після колони К₃ видаляється за допомогою води в ректифікаційній колоні К₄, після чого з колони виходить готовий продукт.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2.4. Розрахунки

До введення нового технологічного рішення

Матеріальні розрахунки основних технологічних стадій процесу.

Вихідні дані:

Річна продуктивність в розрахунку на 100%-й окис етилену 120 000 т.

Річний фонд робочого часу 7 500 год.

Ступінь конверсії етилену 0,1.

Селективність процесу 0,75.

Кількість продувних газів 4200 м³ на 1 т окису етилену.

Склад продувних газів [φ_i (χ_i), %]: C₂H₄ – 2,4; C₂H₄O – 0,016; CO₂ – 7,9; N₂ + O₂ + H₂O – 89,684;

Тиск – 2 МПа;

Температура процесу абсорбції – 90°C;

Годинна продуктивність стадії окислення:

120000*1000/7500 = 16000 кг/год. або 16000*22,4/44 = 8145,5 м³/год.

По основній реакції:



витрачається:

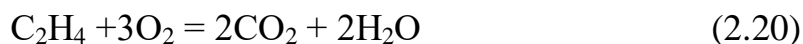
етилену: 8145,5 м³/год. або 10181,8 кг/год.;

кисню: 8145,5/2 = 4072,7 м³/год. або 5818,2 кг/год.

При селективності процесу 0,75 загальна витрата етилену складає:

10181,8/0,75 = 13575,8 кг/год. або 10860,6 м³/год.

По реакції



витрачається:

етилену: 13575,8 – 10181,8 = 3393,9 кг/год. або 2715,2 м³/год.;

кисню: 2715,2*3 = 8145,5 м³/год. або 11636,4 кг/год.;

утворюється:

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

діоксиду вуглецю: 5430,3 м³/год. або 10666,7 кг/год.

водяної пари: 5430,3 м³/год. або 4363,6 кг/год.

Витрата етилену з урахуванням його степеню конверсії:

$$13575,8/0,1 = 137757,6 \text{ кг/год. або } 108606,1 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для визначення витрати свіжого етилену і повітря розраховуємо кількість продув очних газів та їх склад.

Кількість продув очних газів:

$$4200 * 15000 / 1000 = 67200 \text{ м}^3/\text{год.},$$

де 4200 – кількість продув очних газів, м³/год. етиленоксиду.

Вміст водяних парів в продув очних газах визначається параметрами процесу абсорбції. При тиску абсорбції 2 МПа і температурі 90°C об'ємна доля водяний парів в абсорбційному газі (та в продув очних газах) містить:

$$100 * 0,0715 / 2 = 3,575\%,$$

де 0,0715 – парціальний тиск парів води при 90°C, МПа.

Сумарна об'ємна доля кисню і азоту в продув очних газах:

$$100 - (0,016 + 2,4 + 7,9 + 3,575) = 86,109\%.$$

Об'ємні долі кисню φ_{O_2} та азоту φ_{N_2} в продув очних газах знаходять з урахуванням об'ємного складу сухого атмосферного повітря і витрати компонентів в процесі отримання етиленоксиду.

Витрата свіжого кисню повинна компенсувати його витрати на реакції окислення етилену V_{O_2} і втрати при продувці $V_{пр}\varphi_{O_2}$.

Витрата кисню на окислення етилену:

$$V_{O_2} = 4072,7 + 8145,5 = 12218,2 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Кількість азоту, яка переходить в продув очні гази з свіжого повітря:

$V_{пр}\varphi_{N_2}$. При об'ємному співвідношенні $N_2 : O_2 = 79:21$ в сухому атмосферному повітрі:

$$V_{пр}\varphi_{N_2} : (V_{O_2} + V_{пр} * \varphi_{O_2}) = 79:21;$$

$$67200 \varphi_{N_2} / (11456 + 67200 \varphi_{O_2}) = 79/21;$$

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

$$\varphi_{N_2} = (43096,4 + 252800 \varphi_{O_2}) / 67200 = 0,6 + 3,8 \varphi_{O_2};$$

$$\varphi_{O_2} = 0,046 \text{ або } 4,6\%;$$

$$\varphi_{N_2} = 0,815 \text{ або } 81,5\%.$$

Визначаємо склад продув очних газів (потік 9):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
φ, %	2,4	0,016	81,494	4,615	7,9	3,575	100
V _т , м ³ /ГОД	1612,8	10,8	54763,8	3101,5	5308,8	2402,4	67200
m _т , КГ/ГОД	2016	21,1	68454,7	4430,7	10428	1930,5	87281
ω _т , %	2,310	0,024	78,43	5,076	11,948	2,212	100

Витрата компонентів сухого повітря:

кисню: 15319,6 м³/год. або 21885,2 кг/год;

азоту: 54763,8 м³/год. або 68454,7 кг/год.

Витрата сухого повітря: 70083,4 м³/год. або 90339,9 кг/год.

Об'ємна доля водяних парів в повітрі:

$$\varphi_{H_2O} = 0,3 \%,$$

Кількість водяних парів в повітрі:

189,2 м³/год. або 152 кг/год.

Загальна витрата свіжого повітря (потік 2):

70272,6 м³/год. або 90491,8 кг/год.

Витрата свіжого етилену (потік 1) повинен компенсувати витрати на реакції окислення і втрати при продувці та складає:

12473,4 м³/год. або 15591,8 кг/год.

Об'ємну витрату циркуляційного газу V_{ц.г.} знаходимо з умов рівності загальної витрати етилену сумі витрат свіжого етилену V_{ет.} і етилену в циркуляційному газі на вході в контактний апарат:

$$12473,4 + V_{ц.г.} \varphi_{ет.} = 108606,06 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$V_{ц.г.} = 4005527,3 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Склад циркуляційного газу (потік 3):

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
φ, %	2,400	0,02	81,5	4,6	7,9	3,575	100
V _т , м ³ /Год	96132,7	640,9	3264253,5	184865,9	316436,7	143197,6	4005527,3
m _т , кг/Год	120165,8	1258,9	4080316,9	264094,2	621572,0	115069,5	5202477,3
ω _т , %	2,310	0,02	78,4	5,1	11,9	2,212	100

Склад газоповітряної суміші (циркуляційного газу, повітря і етилену) на вході в контактний апарат (потік 4):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /Год	108606,1	640,9	3319017,3	187967,4	316436,7	143386,8	4076055,1
φ, %	2,664	0,016	81,427	4,612	7,763	3,518	100,000
m _т , кг/Год	135757,6	1258,9	4148771,7	268524,9	621572,0	115221,5	5291106,5
ω _т , %	2,566	0,02	78,4	5,1	11,7	2,178	100,000

Залишається етилену в контактному газі:

122181,8 кг/год. або 97745,5 м³/год.

Витрата кисню по реакціям 3.1 і 3.2:

12218,2 м³/год. або 17454,5 кг/год.

Кількість компонентів в контактному газі:

кисню: 175748,2 м³/год. або 251070,3 кг/год.

етиленоксиду: 8786,3 м³/год. або 17258,9 кг/год.

діоксиду вуглецю: 321867 м³/год. або 632238,7 кг/год.

водяної пари: 148817,1 м³/год. або 119585,1 кг/год.

Склад контактного газу (потік 5):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /Год	97745,5	8786,3	3319017,3	175749,2	321867,0	148817,1	4071982,3
φ, %	2,400	0,2	81,5	4,3	7,9	3,655	100,000
m _т , кг/Год	122181,8	17258,9	4148771,7	251070,3	632238,7	119585,1	5291106,5
ω _т , %	2,309	0,3	78,4	4,7	11,9	2,260	100,000

					ДП.04.01.ПЗ		Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

Газ, який виходить з контактного апарату, охолоджуємо при тиску 2 МПа до 80°C. Визначаємо склад контактного газу після охолодження:

Об'ємна доля водяного пару:

$$100 * 0,0483 / 2 = 2,415\%$$

Кількість водяного пару:

97089,1 м³/год. або 78018,1 кг/год.

Конденсується води:

51727,9 м³/год. або 41567,1 кг/год.

Розчинність компонентів контактного газу в воді: CO₂ – 2,8 кг/т, C₂H₄O – 15,5 кг/т.

Розчиняється:

етиленоксиду: 644,3 кг/год. або 328 м³/год.

діоксиду вуглецю: 116,4 кг/год. або 59,3 м³/год.

Залишається в контактному газі:

етиленоксиду: 8458,3 м³/год. або 16614,6 кг/год.

діоксиду вуглецю: 321807,7 м³/год. або 632122,3 кг/год.

Розчинністю решти компонентів у воді нехтують.

Кількість компонентів в конденсаті (потік 6), кг/год.: вода – 41577,1, етиленоксид – 644,3, діоксид вуглецю – 116,4.

Кількість конденсату 42327,7 кг/год.

Склад контактного газу на вході в абсорбційну колону (потік 7):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /Год	97745,5	8458,3	3319017,3	175749,2	321807,7	97089,1	4019867,2
φ, %	2,432	0,210	82,565	4,372	8,005	2,415	100,000
m _т , кг/Год	122181,8	16614,6	4148771,7	251070,3	632122,3	78018,1	5248778,7
ω _т , %	2,328	0,317	79,043	4,783	12,043	1,486	100,000

					ДП.04.01.ПЗ			Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата				

Враховуючи склад потоків 3 і 9, визначаємо склад абсорбційного газу

(потік 8):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /год	97745,5	651,6	3319017,3	187967,4	321745,5	145600,0	4072727,3
φ, %	2,400	0,016	81,494	4,615	7,900	3,575	100,000
m _т , кг/год	122181,8	1280,0	4148771,7	268524,9	632000,0	117000,0	5289758,3
ω _т , %	2,310	0,024	78,430	5,076	11,948	2,212	100,000

Поглинається етиленоксиду:

7806,7 м³/год. або 15334,6 кг/год.

Ступінь поглинання етиленоксиду:

0,92,

що відповідає оптимальному технологічному режиму.

По реакції



гідратується етиленоксиду у водно-гліколевому розчині

156,1 м³/год. або 306,7 кг/год.

Утворюється моноетиленгліколю: 156,1 м³/год. або 432,2 кг/год.

Витрата води: 156,1 м³/год. або 125,5 кг/год.

Розчинність етиленоксиду в сорбенті при 10°C

30,45 кг/м³ або $30,45 \cdot 100 / (1012,5 + 30,45) = 2,9\%$,

де 1012,5 – щільність сорбенту, кг/м³.

Розчиняється етиленоксиду в сорбенті:

15027,9 кг/год.

Витрата свіжого 10%-ого водно-гліколевого розчину:

503175,5 кг/год.

Кількість компонентів у свіжому водно-гліколевому розчині (потік 10):

моноетиленгліколь: $503175,5 \cdot 0,1 = 50317,6$ кг/год;

вода: $503175,5 - 50317,6 = 452858$ кг/год.

					ДП.04.01.ПЗ		Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

Таблиця 2.4. Зведений матеріальний баланс стадії отримання етиленоксиду

Входить	кг/год	Виходить	кг/год
Свіжий етилен	15591,8	Насичений розчин сорбенту:	
Повітря:		С ₂ H ₄ O	15027,9
N ₂	68454,7	С ₂ H ₆ O ₂	49885,4
O ₂	21885,2	CO ₂	122,3
H ₂ O	152,0	H ₂ O	414038,6
Разом:	106083,7	Разом:	479074,2
Свіжий сорбент:		Конденсат:	
C ₂ H ₆ O ₂	50317,6	С ₂ H ₄ O	644,3
H ₂ O	452858,0	CO ₂	116,4
		H ₂ O	41855,2
Разом:	503175,5	Разом:	42615,9
		Продувочні гази:	
		С ₂ H ₄	2016,0
		С ₂ H ₄ O	21,1
		N ₂	68454,7
		O ₂	4430,7
		CO ₂	10428,0
		H ₂ O	2218,6
		Разом:	87569,1
Всього:	609259,2	Всього:	609259,2

Розчиняється діоксиду вуглецю:

62,3 м³/год. або 122,3 кг/год

Залишається води в насиченому розчині сорбенту:

413750,5 кг/год;

Кількість компонентів в насиченому розчині сорбенту (потік 11):

моноетиленгліколь: 49885,4 кг/год;

вода: 413750,5 кг/год;

етиленоксид: 15027,9 кг/год;

діоксин вуглецю: 122,3 кг/год.

											Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

ДП.04.01.ПЗ

Кількість насиченого розчину сорбенту: 478786,1 кг/год.

Складаємо зведений матеріальний баланс стадії отримання етиленоксиду (табл.3.1)

Розрахунок основних витратних коефіцієнтів. Кількість етиленоксиду, який поступає на стадію ректифікації (см. табл. 3.1)

15672,2 кг/год.

Ступінь гідратації етиленоксиду на стадії ректифікації дорівнює 8%.

Гідратується етиленоксиду:

$15672,2 \cdot 0,08 = 1253,8$ кг/год.

Залишається товарного етиленоксиду (без урахування механічних втрат):

14418,4 кг/год.

Утворюється моноетиленгліколю:

1766,7 кг/год.

Всього утворюється моноетиленгліколю:

2198,8 кг/год.,

Витратні коефіцієнти:

по етилену: 1,081кг/кг;

по повітрю: 6,276 кг/кг або 4848 м³/т.

Утворюється додаткового етиленгліколю:

0,153 кг/год.

Тепловий розрахунок апарату.

Вихідні дані:

В контактний апарат подають 283,059 м³/с газоповітряної суміші.

Виводять з апарату 282,77 м³/с контактного газу.

Склад матеріальних потоків див. в табл. 3.1.

Температура: газоповітряної суміші на вході в контактний апарат 220 С
контактного газу на виході з апарату 235 С.

Рівняння теплового балансу в загальному вигляді.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Phi_1 + \Phi_2 = \Phi_3 + \Phi_4 + \Phi_{\text{втр.}}$$

де Φ_1, Φ_3 – теплові потоки газоповітряної суміші та контактного газу відповідно, кВт.

Φ_2 – теплота екзотермічної реакції, кВт.

Φ_4 – теплота, яка відводиться киплячим конденсатом, кВт.

$\Phi_{\text{втр}}$ – втрати тепла в навколишнє середовище, кВт.

Таблиця.2.5. Значення середніх об'ємних теплоємкостей

Компонент	$\phi_i, \%$	t = 493		$\phi_i, \%$	T = 508	
		Ci, Дж/(моль*К)	Ci ϕ_i /(22,4*100), кДж/(м ³ *К)		Ci, Дж/(моль*К)	Ci ϕ_i /(22,4*100), кДж/(м ³ *К)
C ₂ H ₄	2,664	62,26	0,0741	2,400	65,99	0,0707
C ₂ H ₄ O	0,016	74,06	0,0005	0,216	79,22	0,0076
N ₂	81,427	29,98	1,0898	81,509	30,18	1,0982
O ₂	4,612	31,58	0,0650	4,316	31,98	0,0616
CO ₂	7,763	45,09	0,1563	7,904	46,05	0,1625
H ₂ O	3,518	35,41	0,0556	3,655	35,87	0,0585
Σ	100,000	-	1,4413	100,000	-	1,4592

Для визначення значень Φ_1 і Φ_3 використовуємо данні про склади потоків 4 і 5.

Розрахунок значень середніх об'ємних теплоємкостей газоповітряної суміші при $T_1 = 493$ і контактного газу при $T_3 = 508$ приведений в табл.2.5.

$$\Phi_1 = 89753,45 \text{ кВт}$$

$$\Phi_3 = 96965,71 \text{ кВт}$$

Визначаємо теплоту реакції 1 і 2 (в кДж/моль):

Реакція	$\Delta H^{\circ}298 = \Sigma \Delta H^{\circ}298(\text{кін.}) - \Sigma \Delta H^{\circ}$
$C_2H_4 + 0,5O_2 = C_2H_4O$	-104,93
$C_2H_4 + 3O_2 = 2CO_2 + 2H_2O$	-1322,94

Розраховуємо теплоту екзотермічної реакції:

$$\Phi_2 = 13785,61 \text{ кВт}$$

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

Загальний прихід тепла (потік 4):

$$\Phi_{\text{прих.}} = \Phi_1 + \Phi_2 = 103539,06 \text{ кВт}$$

Приймаємо, що втрати тепла в навколишнє середовище складають 3% від загального приход тепла:

$$\Phi_{\text{втр.}} = 3106,17 \text{ кВт}$$

Знаходимо теплоту, що відводиться з киплячим конденсатом, із загального рівняння теплового балансу:

$$\Phi_4 = \Phi_{\text{прих.}} - \Phi_3 - \Phi_{\text{втр.}} = 3467,18$$

Таблиця.2.6. Тепловий баланс апарату.

Прихід	кВт	%	Витрата	кВт	%
Тепловий потік газоповітряної суміші	89753,45	86,7	Тепловий потік контактного газу	96965,71	93,7
Теплота екзотермічної реакції	13785,61	13,3	Теплота, яка відводиться киплячим конденсатом	3467,18	3,3
			Втрати тепла в навколишнє середовище	3106,17	3,0
Всього:	103539,06	100,0	Всього:	103539,06	100,0

Продуктивність апарату:

1,869 кг/с.

Після введення нового технологічного рішення

2.5 Матеріальні розрахунки основних технологічних стадій процесу.

Вихідні дані:

Річна продуктивність в розрахунку на 100%-й окис етилену 120 000 т.

Річний фонд робочого часу 7 500 год.

Ступінь конверсії етилену 0,1.

Селективність процесу 0,81.

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

Кількість продувних газів 4200 м³ на 1 т окису етилену.

Склад продувних газів [φ_i (χ_i), %]: C₂H₄ – 2,4; C₂H₄O – 0,016; CO₂ – 7,9; N₂ + O₂ + H₂O – 89,684;

Тиск – 2 МПа;

Температура процесу абсорбції – 90°C;

Годинна продуктивність стадії окислення:

120000*1000/7500 = 16000 кг/год. або 16000*22,4/44 = 8145,5 м³/год.

По основній реакції:



витрачається:

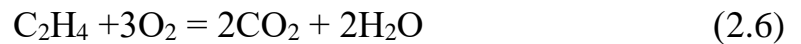
етилену: 8145,5 м³/год. або 10181,8 кг/год.;

кисню: 8145,5/2 = 4072,7 м³/год. або 5818,2 кг/год.

При селективності процесу 0,81 загальна витрата етилену складає:

12570,1 кг/год. або 10056,1,6 м³/год.

По реакції



витрачається:

етилену: 2388,3 кг/год. або 1920,7 м³/год.;

кисню: 5732 м³/год. або 8188,6 кг/год.;

утворюється:

діоксиду вуглецю: 3821,3 м³/год. або 7506,2 кг/год.

водяної пари: 3821,3 м³/год. або 3070,7 кг/год.

Витрата етилену з урахуванням його степеню конверсії:

125701,5 кг/год. або 100561,2 м³/год.

Для визначення витрати свіжого етилену і повітря розраховуємо кількість продув очних газів та їх склад.

Кількість продув очних газів:

4200*15000/1000 = 67200 м³/год.,

де 4200 – кількість продув очних газів, м³/год. етиленоксиду.

											Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

ДП.04.01.ПЗ

Вміст водяних парів в продув очних газах визначається параметрами процесу абсорбції. При тиску абсорбції 2 МПа і температурі 90°C об'ємна доля водяний парів в абсорбційному газі (та в продув очних газах) містить:

$$100 \cdot 0,0715 / 2 = 3,575\%$$

де 0,0715 – парціальний тиск парів води при 90°C, МПа.

Сумарна об'ємна доля кисню і азоту в продув очних газах:

$$100 - (0,016 + 2,4 + 7,9 + 3,575) = 86,109\%$$

Об'ємні долі кисню φ_{O_2} та азоту φ_{N_2} в продув очних газах знаходять з урахуванням об'ємного складу сухого атмосферного повітря і витрати компонентів в процесі отримання етиленоксиду.

Витрата свіжого кисню повинна компенсувати його витрати на реакції окислення етилену V_{O_2} і втрати при продувці $V_{пр} \varphi_{O_2}$.

Витрата кисню на окислення етилену:

$$V_{O_2} = 9804,7 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Кількість азоту, яка переходить в продув очні гази з свіжого повітря:

$V_{пр} \varphi_{N_2}$. При об'ємному співвідношенні $N_2 : O_2 = 79:21$ в сухому атмосферному повітрі:

$$V_{пр} \varphi_{N_2} : (V_{O_2} + V_{пр} \cdot \varphi_{O_2}) = 79:21;$$

$$67200 \varphi_{N_2} / (11456 + 67200 \varphi_{O_2}) = 79/21;$$

$$\varphi_{N_2} = (43096,4 + 252800 \varphi_{O_2}) / 67200 = 0,6 + 3,8 \varphi_{O_2};$$

$$\varphi_{O_2} = 0,046 \text{ або } 4,6\%;$$

$$\varphi_{N_2} = 0,815 \text{ або } 81,5\%.$$

Визначаємо склад продув очних газів (потік 9):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
φ, %	2,400	0,016	81,494	4,615	7,900	3,575	100,000
V _т , м ³ /год	1612,8	10,8	54763,8	3101,5	5308,8	2402,4	67200,0
m _т , кг/год	2016,0	21,1	68454,7	4430,7	10428,0	1930,5	87281,0
ω _т , %	2,310	0,024	78,430	5,076	11,948	2,212	100,000

Витрата компонентів сухого повітря:

					ДП.04.01.ПЗ		Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

кисню: 12906,2 м³/год. або 18437,4 кг/год;

азоту: 54763,8 м³/год. або 68454,7 кг/год.

Витрата сухого повітря: 67670 м³/год. або 86892,1 кг/год.

Об'ємна доля водяних парів в повітрі:

$\varphi_{\text{H}_2\text{O}} = 0,3 \%$,

Кількість водяних парів в повітрі:

182,6 м³/год. або 146,8 кг/год.

Загальна витрата свіжого повітря (потік 2):

67852,6 м³/год. або 87038,9 кг/год.

Витрата свіжого етилену (потік 1) повинен компенсувати витрати на реакції окислення і втрати при продувці та складає:

11668,9 м³/год. або 14586,1 кг/год.

Об'ємну витрату циркуляційного газу $V_{\text{ц.г.}}$ знаходимо з умов рівності загальної витрати етилену сумі витрат свіжого етилену $V_{\text{ет.}}$ і етилену в циркуляційному газі на вході в контактний апарат:

$11668,9 + V_{\text{ц.г.}} \cdot \varphi_{\text{ет.}} = 100561,17 \text{ м}^3/\text{год.}$

$V_{\text{ц.г.}} = 3703843,8 \text{ м}^3/\text{год.}$

Склад циркуляційного газу (потік 3):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
φ, %	2,400	0,02	81,5	4,6	7,9	3,575	100
V _т , м ³ /год	88892,3	592,6	3018400,4	170942,4	292603,7	132412,4	3703843,8
m _т , кг/год	111115,3	1164,1	3773000,5	244203,5	574757,2	106402,8	4810643,4
ω _т , %	2,310	0,02	78,4	5,1	11,9	2,212	100

Склад газоповітряної суміші (циркуляційного газу, повітря і етилену) на вході в контактний апарат (потік 4):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /год	100561,2	592,6	3073164,2	174043,9	292603,7	132595,1	3773560,6
φ, %	2,665	0,016	81,439	4,612	7,754	3,514	100,000
m _т , кг/год	125701,5	1164,1	3841455,2	248634,1	574757,2	106549,6	4898261,7
ω _т , %	2,566	0,02	78,4	5,1	11,7	2,175	100,000

Залишається етилену в контактному газі:

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

113131,3 кг/год. або 90505,1 м³/год.

Витрата кисню по реакціям 3.1 і 3.2:

9804,7 м³/год. або 14006,7 кг/год.

Кількість компонентів в контактному газі:

кисню: 164239,2 м³/год. або 234627,4 кг/год.

етиленоксиду: 8738,1 м³/год. або 17164,1 кг/год.

діоксиду вуглецю: 296425 м³/год. або 582263,4 кг/год.

водяної пари: 136416,4 м³/год. або 109620,3 кг/год.

Склад контактного газу (потік 5):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _т , м ³ /год	90505,1	8738,1	3073164,2	164239,2	296425,0	136416,4	3769487,8
φ, %	2,401	0,2	81,5	4,4	7,9	3,619	100,000
m _т , кг/год	113131,3	17164,1	3841455,2	234627,4	582263,4	109620,3	4898261,7
ω _т , %	2,310	0,4	78,4	4,8	11,9	2,238	100,000

Газ, який виходить з контактного апарату, охолоджуємо при тиску 2 МПа до 80°C. Визначаємо склад контактного газу після охолодження:

Об'ємна доля водяного пару:

$$100 * 0,0483 / 2 = 2,415\%$$

Кількість водяного пару:

89910 м³/год. або 72249,1 кг/год.

Конденсується води:

46506,4 м³/год. або 37371,2 кг/год.

Розчинність компонентів контактного газу в воді: CO₂ – 2,8 кг/т, C₂H₄O – 15,5 кг/т.

Розчиняється:

етиленоксиду: 579,3 кг/год. або 294,9 м³/год.

діоксиду вуглецю: 104,6 кг/год. або 53,3 м³/год.

Залишається в контактному газі:

етиленоксиду: 8443,2 м³/год. або 16584,8 кг/год.

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

діоксиду вуглецю: 296371,7 м³/год. або 582158,7 кг/год.

Розчинністю решти компонентів у воді нехтують.

Кількість компонентів в конденсаті (потік 6), кг/год.: вода – 37371,2, етиленоксид – 579,3, діоксид вуглецю –104,6.

Кількість конденсату 38055,1 кг/год.

Склад контактного газу на вході в абсорбційну колону (потік 7):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _τ , м ³ /год	90505,1	8443,2	3073164,2	164239,2	296371,7	89910,0	3722633,3
φ, %	2,431	0,227	82,554	4,412	7,961	2,415	100,000
m _τ , кг/год	113131,3	16584,8	3841455,2	234627,4	582158,7	72249,1	4860206,6
ω _τ , %	2,328	0,341	79,039	4,828	11,978	1,487	100,000

Враховуючи склад потоків 3 і 9, визначаємо склад абсорбційного газу (потік 8):

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₄ O	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Σ
V _τ , м ³ /год	90505,1	603,4	3073164,2	174043,9	297912,5	134814,8	3771043,8
φ, %	2,400	0,016	81,494	4,615	7,900	3,575	100,000
m _τ , кг/год	113131,3	1185,2	3841455,2	248634,1	585185,2	108333,3	4897924,4
ω _τ , %	2,310	0,024	78,430	5,076	11,948	2,212	100,000

Поглинається етиленоксиду:

7839,8 м³/год. або 15399,6 кг/год.

Ступінь поглинання етиленоксиду: 0,93,

що відповідає оптимальному технологічному режиму.

По реакції



гідратується етиленоксиду у водно–гліколевому розчині

156,8 м³/год. або 308 кг/год.

Утворюється моноетиленгліколю: 156,8 м³/год. або 434 кг/год.

Витрата води: 156,8 м³/год. або 126кг/год.

Розчинність етиленоксиду в сорбенті при 10°C

30,45 кг/м³ або $30,45 \cdot 100 / (1012,5 + 30,45) = 2,9\%$,

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ				

де 1012,5 – щільність сорбенту, кг/м³.

Розчиняється етиленоксиду в сорбенті:

15091,6 кг/год.

Витрата свіжого 10%-ого водно-гліколевого розчину:

505309,5 кг/год.

Кількість компонентів у свіжому водно-гліколевому розчині (потік 10):

моноетиленгліколь: $505309,5 \cdot 0,1 = 50531$ кг/год;

вода: $505309,5 - 50531 = 454778,6$ кг/год.

Таблиця 2.7. Зведений матеріальний баланс стадії отримання етиленоксиду

Входить	кг/год	Виходить	кг/год
Свіжий етилен	14586,1	Насичений розчин сорбенту:	
Повітря:		С ₂ H ₄ O	15091,6
N ₂	68454,7	С ₂ H ₆ O ₂	50097,0
O ₂	23622,3	CO ₂	3026,5
H ₂ O	146,8	H ₂ O	418568,4
Разом:	106809,9	Разом:	486783,4
Свіжий сорбент:		Конденсат:	
С ₂ H ₆ O ₂	50531,0	С ₂ H ₄ O	579,3
H ₂ O	454778,6	CO ₂	104,6
		H ₂ O	37371,2
Разом:	505309,5	Разом:	38055,1
		Продувочні гази:	
		С ₂ H ₄	2016,0
		С ₂ H ₄ O	21,1
		N ₂	68454,7
		O ₂	4430,7
		CO ₂	10428,0
		H ₂ O	1930,5
		Разом:	87281,0
		Стічні води:	
Всього:	612119,5	Всього:	612119,5

Розчиняється діоксиду вуглецю:

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.	
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

1540,7 м³/год. або 3026,5 кг/год

Залишається води в насиченому розчині сорбенту:

418568,4 кг/год;

Кількість компонентів в насиченому розчині сорбенту (потік 11):

моноетиленгліколь: 50097 кг/год;

вода: 418568,4 кг/год;

етиленоксид: 15091,6 кг/год;

діоксин вуглецю: 3026,5 кг/год.

Кількість насиченого розчину сорбенту: 486783,4 кг/год.

Складаємо зведений матеріальний баланс стадії отримання етиленоксиду (табл.3.4)

Розрахунок основних витратних коефіцієнтів. Кількість етиленоксиду, який поступає на стадію ректифікації (см. табл. 3.4)

15670,9 кг/год.

Ступінь гідrataції етиленоксиду на стадії ректифікації дорівнює 8%.

Гідратується етиленоксиду:

$15670,9 \cdot 0,08 = 1253,7$ кг/год.

Залишається товарного етиленоксиду (без урахування механічних втрат):

14417,2 кг/год.

Утворюється моноетиленгліколю:

1766,5 кг/год.

Всього утворюється моноетиленгліколю:

2200,5 кг/год.,

Витратні коефіцієнти:

по етилену: 1,012кг/кг;

по повітрю: 6,037 кг/кг або 4663 м³/т.

Утворюється додаткового етиленгліколю:

0,153 кг/год.

2.6Тепловий розрахунок апарату.

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ				

Вихідні дані:

В контактний апарат подають 262,053 м³/с газоповітряної суміші.

Виводять з апарату 261,77 м³/с контактного газу.

Склад матеріальних потоків див. в табл. 3.4.

Температура: газоповітряної суміші на вході в контактний апарат 220 С
контактного газу на виході з апарату 235 С.

Рівняння теплового балансу в загальному вигляді.

$$\Phi_1 + \Phi_2 = \Phi_3 + \Phi_4 + \Phi_{\text{втр.}}$$

де Φ_1, Φ_3 – теплові потоки газоповітряної суміші та контактного газу відповідно, кВт.

Φ_2 – теплота екзотермічної реакції, кВт.

Φ_4 – теплота, яка відводиться киплячим конденсатом, кВт.

$\Phi_{\text{втр}}$ – втрати тепла в навколишнє середовище, кВт.

Таблиця.2.8. Значення середніх об'ємних теплоємкостей

Компонент	$\phi_i, \%$	$t = 493$		$\phi_i, \%$	$T = 508$	
		$C_i, \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$	$C_i \phi_i / (22,4 \cdot 100), \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$		$C_i, \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$	$C_i \phi_i / (22,4 \cdot 100), \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$
C ₂ H ₄	2,665	62,26	0,0741	2,401	65,99	0,0707
C ₂ H ₄ O	0,016	74,06	0,0005	0,232	79,22	0,0082
N ₂	81,439	29,98	1,0900	81,527	30,18	1,0984
O ₂	4,612	31,58	0,0650	4,357	31,98	0,0622
CO ₂	7,754	45,09	0,1561	7,864	46,05	0,1617
H ₂ O	3,514	35,41	0,0555	3,619	35,87	0,0580
Σ	100,000	-	1,4412	100,000	-	1,4592

Для визначення значень Φ_1 і Φ_3 використовуємо данні про склади потоків 4 і 5.

Розрахунок значень середніх об'ємних теплоємкостей газоповітряної суміші при $T_1 = 493$ і контактного газу при $T_3 = 508$ приведений в табл.2.8.

$$\Phi_1 = 83088,8 \text{ кВт}$$

$$\Phi_3 = 89763,32 \text{ кВт}$$

									Арк.	
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ					

Визначаємо теплоту реакції 1 і 2 (в кДж/моль):

Реакція	$\Delta H^{\circ}298 = \sum \Delta H^{\circ}298(\text{кін.}) - \sum \Delta H^{\circ}$
$C_2H_4 + 0,5O_2 = C_2H_4O$	-104,93
$C_2H_4 + 3O_2 = 2CO_2 + 2H_2O$	-1322,94

Розраховуємо теплоту екзотермічної реакції:

$$\Phi_2 = 10486,09 \text{ кВт}$$

Загальний прихід тепла (потік 4):

$$\Phi_{\text{прих.}} = \Phi_1 + \Phi_2 = 93574,89 \text{ кВт}$$

Приймаємо, що втрати тепла в навколишнє середовище складають 3% від загального приходу тепла:

$$\Phi_{\text{втр.}} = 2807,25 \text{ кВт}$$

Знаходимо теплоту, що відводиться з киплячим конденсатом, із загального рівняння теплового балансу:

$$\Phi_4 = \Phi_{\text{прих.}} - \Phi_3 - \Phi_{\text{втр.}} = 1004,33$$

Таблиця.2.9. Тепловий баланс апарату.

Прихід	кВт	%	Витрата	кВт	%
Тепловий потік газоповітряної суміші	83088,80	88,8	Тепловий потік контактного газу	89763,32	95,9
Теплота екзотермічної реакції	10486,09	11,2	Теплота, яка відводиться киплячим конденсатом	1004,33	1,1
			Втрати тепла в навколишнє середовище	2807,25	3,0
Всього:	93574,89	100,0	Всього:	93574,89	100,0

Продуктивність апарату:

$$0,541 \text{ кг/с}$$

2.7 Технологічний розрахунок контактного апарату.

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

Число труб – 3055,

зовнішній діаметр труб – 24 мм, внутрішній діаметр – 21 мм,

висота слою каталізатора – 6,2 м.

Визначаємо, враховуючи об'ємну витрату газової суміші, яка подається в контактний апарат (див. склад потоку 4), необхідну кількість трубок.

$$3773561/8 = 471695,1$$

Число контактних апаратів 154,4. Таким чином, потрібно встановити 154 контактних апарати.

Навантаження по газовій суміші на одну трубку складає:

8 м³/год., що допустимо, так як максимальне навантаження може складати 8,8 м³/год.

Об'єм каталізатора, який загрузається в один контактний апарат:

$$V_k = 6,6 \text{ м}^3$$

Кількість етиленоксиду, який отримується з 1 м³ каталізатора на основному ступені контактування складає 80 кг/год.

Продуктивність одного контактного апарату по етиленоксиду, який утворюється, дорівнює:

524,6 кг/год.

154 апарати:

80993,7 кг/год., отже достатньо встановити 154 апарати.

Запас продуктивності по каталізатору дорівнює:

406,2%

2.8. Розрахунок допоміжного обладнання.

Вихідні дані:

витрата контактного газу (потік 7): $m_k = 31477,82$ кг/год., $V_k = 24110,16$ м³/год.

кількість абсорбційного газу (потік 8): $m_a = 31722,1$ кг/год., $V_a = 24423,7$ м³/год.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

витрата свіжого сорбенту (потік 10): $m_c = 3272,709$ кг/год.

кількість насиченого сорбенту (потік 11): $L = 3152,722$ кг/год.

щільність насиченого сорбенту: $\rho_{ж} = 1013$ кг/м³.

відстань між тарілками (перевіряється гідравлічним розрахунком): 800 мм.

Визначаємо діаметр абсорбційної колони:

При $H_T = 800$ мм, $C = 550$.

Щільність контактного газу при температурі 273К та тиску 101325 Па:

$\rho_0 = 1,306$ кг/м³

Діаметр абсорберу:

$D = 3,3$ м

На підставі розрахованого приймаємо значення діаметру у відповідності з базовими розмірами обічаск $D_a = 3400$ мм (ГОСТ 9617-76).

Приймаємо по ОСТ 26-808-73 тип тарілки ТСК-3 з наступною характеристикою:

Робоча площа тарілки $F_p, \text{ м}^2$	4,74	Довжина шляху рідини $l_p, \text{ м}$	1,826
Площа проходу парів $F_0, \text{ м}^2$	0,769	Число колпачків на тарілці, шт.	238
Площа зливу $F_{сп}, \text{ м}^2$	0,689	Діаметр колпачку $d_k,$ мм	100
Периметр зливу $\Pi, \text{ м}$	2,096	Відстань між тарілками, мм	800

Гідравлічний розрахунок основних параметрів тарілки:

Середня об'ємна витрата газу в робочому поперечному перерізі колони при температурі 283К і тиску 860000Па:

$V_T = 0,82$ м³/с

Швидкість газу в робочому поперечному перерізі колони:

$\omega_3 = 0,17$ м/с

Розраховуємо висоту піни:

$k_2 = 0,23$

$k_3 = 0,044$

$k_4 = 4,6$

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для води при $T_{\text{сер}} = 7,5 \text{ }^\circ\text{C}$, $\sigma = 0,076 \text{ Н/м}$.

$$V_p = 0,000897419 \text{ м}^3/\text{с}$$

Висота підпору рідини над сливним порогом:

$$h_{\text{сл}} = 0,0038 \text{ м}$$

ширина прорізі 4, число прорізей 26, число ковпачків 238

Висота відкриття прорізі:

$$h_{\text{пр}} = 0,011 \text{ м}$$

Приймаємо висоту ковпачка 10 мм.

Глибина барботажу:

$$h_{\text{Г.б}} = 0,083 \text{ м.}$$

Приймаємо $h_y = 0,009 \text{ м}$

Висота зливного порогу на тарілці:

$$h_{\text{пор}} = 0,099 \text{ м}$$

Висота піни:

$$h_{\text{пн}} = 0,07 \text{ м}$$

Відносний унос рідини:

$$Y = 1,29517\text{E-}08$$

Відстань між тарілками $H_T = 800 \text{ мм}$ вибрано правильно, тому що $Y = 0,000000013$, що менше 0,1.

Дійсне навантаження зливного пристрою по рідині:

$$V_{\text{д.р.}} = 0,000897419 \text{ м}^3/\text{м}$$

Дійсна величина підпору рідини:

$$h_{\text{д.сл.}} = 0,0038$$

Значення $h_{\text{д.сл.}}$ не відрізняється від $h_{\text{сл}}$

Для прийнятої тарілки перевіряємо надійність зливного пристрою, швидкість рідини в якому повинна відповідати умовам:

$$\omega_{\text{р.сл.}} = V_{\text{д.р.}}/F_{\text{сл}} < k_5 H_T^{n_2}$$
$$k_5 = 0,225 \quad n_2 = 0,8$$

Швидкість в зливному пристрої

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

$$\omega_{p.сл} = 0,001302496 \text{ м/с}$$

$$k_5 N_T^{n_2} = 0,188215119$$

Так як $0,001392 < 0,1882151$ захльобування не відбудеться.

Швидкість рідини в зазорі між основою тарілки і нижньою кромкою зливного стакану визначається:

$$\omega_{p.a} = V_{д.р.}/(\Pi\alpha) < 0,45$$

де $\alpha = 0,06 \text{ м}$ для ковпачкових тарілок.

$$\omega_{p.a} = 0,007135969 \text{ м/с}$$

Обрана тарілка забезпечить нормальну роботу зливних пристроїв, тому що $0,007135969 < 0,45$

Опір сухої тарілки визначається:

$$\Delta p_c = \zeta_c \rho_T \omega_0^2 / 2$$

Для ковпачкових тарілок:

$$\zeta_c = 3,08 \quad \omega_0 = V_T / F_0 = 1,07 \text{ м/с} \quad \Delta p_c = 18,85 \text{ Па}$$

Перепад рівню рідини на тарілці: $\Delta h = 0,1 \lambda_c ((l_p (V_{д.р.})^2) / (\Pi^2 (h_{пор} + h_{д.сл})^3) * g$

$$\lambda_c = 16 l_p = 29,216$$

$$\Delta h = 9,205 \text{ E-}05 \text{ м}$$

Опір шару рідини на тарілці

$$\Delta p_p = 876,03 \text{ Па}$$

Загальний опір тарілки:

$$\Delta p = 894,87 \text{ Па}$$

Число ступенів зміни концентрації складає $N_T = 14$. Приймаємо, що к.п.д. тарілки $\eta = 0,35$, тоді фактичне число тарілок в колонні дорівнює: $N_\phi = 40$

$$\text{Загальна висота абсорбційної колони: } H = (N_\phi - 1) H_T + H_{сеп} + H_{куб}$$

Для колонних апаратів діаметром 2800-400 мм: $H_{сеп} = 1200$, $H_{куб} = 3000$

$$H = 35,4 \text{ м}$$

Таким чином потрібно встановити 154 колони діаметром 3,4 м і висотою 35,4 м з капсульними колпачковими тарілками ТСК-Р.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

3. Контроль та автоматизація виробництва

Сучасні хіміко–технологічні процеси відрізняються високими швидкостями протікання технологічних процесів і хімічних реакцій, складними технологічними схемами, великою кількістю апаратів, складними умовами ведення процесу (високі температури і тиск). Виробництво окису етилену крім того є безперервним і багатотоннажним; характеризується наявністю пожеже – вибухонебезпечних чинників, можливістю викиду хімічно шкідливих речовин в навколишнє середовище.

Управляти такими процесами, використовуючи застарілі засоби контролю і системи ручного регулювання, забезпечуючи при цьому високі техніко–економічні показники (мінімальні витрати сировини, матеріалів і енергоресурсів, максимальний об'єм випуску продукції) і якість продукції, що випускається, неможливо. Для цього в даному дипломному проекті запропоновано використовувати АСУТП на базі управляючого мікропроцесорного комплексу (далі УВК) МСКУ–М.

Як робочий режим вибраний режим безпосереднього цифрового управління. Працюючи в даному режимі, УВК виконує наступні функції: збір і обробка вимірної інформації, видача технологічної інформації на пристрої контролю, формування дій, що управляють, відповідно до наперед заданих критеріїв оптимальності і видача їх на виконавчі механізми.

У стандартній конфігурації МСКУ–М задіяні наступні блоки:

РГ1 і РГ2– блоки вхідних і вихідних гальванічних розв'язок. Основне призначення цих блоків полягає в захисті мікропроцесорного контролера від коротких замикань в схемах живлення датчиків і виконавчих механізмів.

АЦП і ЦАП– блоки аналого–цифрового і цифро–аналогового перетворення сигналів

ЦИП– блок цифро–імпульсного перетворення сигналів.

ЦДП і ДЦП– блоки цифро–дискретного і дискретно–цифрового перетворення сигналів.

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

АЛГО– блок алгоритмічного перетворення сигналів.

МСКУ–М працює з уніфікованими струмковими сигналами.

Робоче місце оператора технолога (РМОТ) обладнане пристроями контролю (УК) (дисплеї, монітори екрани, принтери і т.д.), панелями ручного управління (РУ) (у оперативного персоналу завжди повинна бути можливість перекласти технологічний процес з автоматичного режиму в ручній і назад) і схему сигналізації (С), яка, як правило, виконується на мнемосхемі виробництва. З огляду на те, що виробництво окису етилену є пожеже – вибухонебезпечним, для регулювання використовуються пневматичні клапана МІМ. Оскільки вихідний сигнал МСКУ–М електричний, то на виході УВК необхідно використовувати електропневматичний перетворювач ЕПП–63.

При впровадженні АСУТП для управління виробництвом скорочується собівартість продукції за рахунок зниження витратних норм сировини, матеріалів, енергоресурсів на випуск одиниці продукції, збільшується потужністю апаратів, підвищується якість продукції, що випускається, полегшується робота оперативного персоналу по веденню технологічного процесу (скорочується кількість зайнятих у виробництві людей).

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4. Охорона праці

4.1. Основні фізико–хімічні властивості, токсичність, пожеже– і вибухонебезпечність речовин, які застосовуються або одержуються на виробництві

Таблиця 4.1 – Основні фізико–хімічні властивості речовин

Назва сполуки		Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан при н.у.	Температура плавлення, °С	Температура кипіння, °С
Раціональна номенклатура	Систематична номенклатура					
Кисень	Кисень	O ₂	O=O	газ	-218,35	-182,96
Вода	Вода	H ₂ O	H-O-H	рідина	0	99,974
Вуглекислий газ	Оксид вуглецю (IV)	CO ₂	O=C=O	газ	-57,5	-78,5
Срібло	Срібло	Ag	Ag	тверда речовина	962	2162
Етилен	Етилен	C ₂ H ₄	$\begin{array}{ccc} \text{H} & & \text{H} \\ & \backslash & / \\ & \text{C}=\text{C} \\ & / & \backslash \\ \text{H} & & \text{H} \end{array}$	газ	-169,2	-103,7
Етиленоксид	Оксид етилену	C ₂ H ₄ O	$\begin{array}{ccc} \text{H} & & \text{H} \\ & \backslash & / \\ & \text{O} \\ & / & \backslash \\ & \text{C}=\text{C} \\ & / & \backslash \\ \text{H} & & \text{H} \end{array}$	газ	-111,3	10,7

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ				

Таблиця 4.2 – Характеристика токсичності

Сполука	Клас небезпечки	Характер дії на людину	ГДК в повітрі робочої зони, мг/м ³	Засоби індивідуального захисту
1	2	3	4	5
Двоокис вуглецю	4	При високих концентраціях викликає задуху, дратує шкіру й слизуваті оболонки	30000	Фільтруючий протигаз марки „М”, ізолюючий протигаз КІП-7, КІП-8
Етилен	4	Малонебезпечна речовина. При великих концентраціях викликає кисневе голодування. У приміщеннях викликає запаморочення, задуха. Зіткнення з рідиною викликає обмороження. Збудження, сонливість, слабкість, головний біль, почервоніння і свербіж шкіри, слъзотеча, різь в очах.	100	Ізолюючий протигаз. Захисний костюм типу То.
Етиленоксид	2	Небезпечний при вдиханні. Отруйний при прийманні всередину. Наркотик. Пари викликають подразнення слизових оболонок і шкіри. Зіткнення викликає опіки шкіри та очей. При витоку забруднює водойми. Головний біль, запаморочення, блювання, відчуття сп'яніння, порушення ходи.	1	Ізолюючий протигаз. Захисний костюм типу ТоЯж. Фільтруючі протигази марок А, М, БКФ.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ	Арк.

Таблиця 4.3 – Показники вибухо– і пожежонебезпеки

Сполука	Температура самозапалення, °C	Межа запалення в суміші з повітрям, % об.	
		нижня	верхня
Етилен	435		
Оксид етилену	429	3	100

4.2. Небезпечні і шкідливі виробничі фактори.

У цеху виробляються і застосовуються шкідливі для організму людини речовини в умовах високих і низьких температур, високого, середнього і низького тиску в апаратах.

При виготовленні продукції можуть мати місце наступні небезпеки.

Отруєння шкідливими хімічними речовинами від дії на організм газів, парів, рідин і твердих речовин у вигляді пилу, які можуть попадати через легені, до шлунково–кишкового тракту та шкіру.

Газонебезпека – можливість отруєнь при виконанні робіт без протигаза. Отруєння шкідливими хімічними речовинами: оксидом та двоокисом вуглецю, метаном.

Хімічні опіки – це опіки, спричинені хімічними речовинами (лугом, кислотами) при попаданні на відкриті ділянки тіла або очі.

Термічні опіки – це опіки гарячою водою, конденсатом, парою, запалюючимися газами, парами і рідинами, нагрітими поверхнями апаратів, трубопроводів, розжареними матеріалами.

Механічні травми: порізи, подряпини, вивихи, удари, переломи, які можуть відбутися при порушенні правил техніки безпеки і вимог інструкцій при обслуговуванні частин механізмів і апаратів, підйомних пристосувань, що обертаються і рухомих, при роботі на висоті, при роботі з несправним інструментом або на несправному устаткуванні, виступаючими частинами, при вибухах парогазоповітряних сумішей, при зіткненні з транспортом і ін.

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ДП.04.01.ПЗ					

Ураження електричним струмом – може відбутися унаслідок несправності заземлення електроустаткування, порушення ізоляції електропроводів, несправності електроустаткування, при виконанні робіт під напругою, при відсутності засобів захисту, при несправності засобів захисту.

Перевищення параметрів технологічного режиму і недотримання вимог інструкцій при ведення технологічного процесу, зупинці і пуску устаткування, при підготовці устаткування до ремонтних робіт може привести до руйнування окремих апаратів та установки взагалі. Задуха від недолику кисню при роботі в кабельних тунелях, колодязях, прямках, колекторах і судинах при проривах природного газу, двоокису вуглецю, азоту.

4.3. Заходи запобігання шкідливих і небезпечних виробничих факторів

Вентиляція і опалення

Виробництво окису етилену розташовано на відкритому майданчику, тому розрахунок вентиляції й опалення зробимо для хімічної лабораторії (з габаритами 12 х 6 х 3). У розглянутому приміщенні можливе виділення шкідливих речовин і мається на увазі постійна присутність лаборантів. Отже, у ньому необхідно організувати комбіновану (природну й механічну витяжну) вентиляцію із кратністю повітрообміну 5. Згідно норм, для даного приміщення, де на один працюючого доводиться більше 20 м³, подача зовнішнього повітря на кожного робітника повинна становити не менш 20 м³/год.

Кількість повітря, яке необхідно подати в лабораторію розраховується за формулою:

$$W=K*V, \text{м}^3/\text{год} \quad (4.1)$$

де K – кратність повітрообміну, 1/год; K = 5;

V – об'єм робочого приміщення, м³; V = 216 м³.

$$W = 5 * 216 = 1080 \text{ м}^3/\text{год}$$

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

Залежно від обчисленої величини продуктивності вентилятора виберемо по каталозі стандартний вентилятор типу В-Ц4-70 (1-е виконання) з наступними характеристиками: продуктивність 1400 м³/год, номер вентилятора 3,15, напір 27 мм вод. ст., частота обертання 1500 об/хв. Для відповідного вентилятора застосовується електродвигун типу 4АА63 А4 потужністю 0,25 кВт.

В лабораторії передбачені робочі місця, обладнані витяжними шафами.

Кількість повітря, що видаляється від кожної витяжної шафи, визначається по формулі:

$$W_{ш} = F * V_{ш} * 3600, \text{ м}^3/\text{год} \quad (4.2)$$

де F – площа робочого отвору, для витяжної шафи довжиною 1 м рівняється 0,4 м²;

V – швидкість руху повітря, що подається в отвір шафи, м/с; для оксиду вуглецю, що належить до IV класу небезпеки приймаємо V=0,20м/с

$$W_{ш} = 0,4 * 0,2 * 3600 = 288 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Продуктивність вентилятора для витяжної шафи визначається по формулі:

$$L = W_{ш} * k, \text{ м}^3/\text{год} \quad (4.3)$$

де k – коефіцієнт підсмоктування повітря через нещільності; приймається рівним 1,15.

5 – кількість витяжних шаф, шт..

$$L = 288 * 1,15 * 5 = 1656 \text{ м}^3/\text{год}$$

Залежно від обчисленої величини продуктивності вентилятора витяжної шафи виберемо по каталозі стандартний вентилятор типу В-06-300 з наступними характеристиками : продуктивність 2500 м³/год, номер вентилятора 4, напір 7 мм вод. ст., частота обертання 1375 об/хв. Для відповідного вентилятора застосовується електродвигун типу 4АА56 А4 потужністю 0,12 кВт.

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

В розглянутому приміщенні передбачається система опалення. Опалювальними приладами є радіатори.

1. Кількість теплоти необхідної для опалення приміщення в зимовий період можна обчислити за формулою:

$$2. Q_o = q * F * (1 + K), \text{Вт} \quad (4.4)$$

де q – укрупнений показник максимальної витрати тепла на опалення 1 м^2 площі приміщення; для Сіверсько–Донецького басейну при розрахунковій зовнішній температурі в зимовий період $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $q = 152 \text{ Вт/м}^2$;

F – площа приміщення, м^2 ;

K – коефіцієнт, що враховує витрату тепла на опалення; (приймається рівним 0,34).

$$Q_o = 152 * 12 * 6 * (1 + 0,34) = 14664,96 \text{ Вт}$$

Площа поверхні нагрівання радіаторів визначається за формулою:

$$N = Q / 506, \text{екм} \quad (4.5)$$

де екм – еквівалентний квадратний метр – площа поверхні нагрівання опалювального пристрою, що віддає 506 Вт теплоти при різниці середньої температури теплоносія й температури повітря в приміщенні $64,5 \text{ }^\circ\text{C}$; $1 \text{ екм} = 0,82 \text{ м}^2$.

$$N = 14664,96 / 506 = 28,982 \text{ екм або } 28,982 * 0,82 = 23,765 \text{ м}^2.$$

Приймаємо як опалювальний прилад стандартний радіатор марки М–140А із площею поверхні нагрівання однієї секції $0,254 \text{ м}^2$. Тоді кількість секцій, необхідне для опалення приміщення лабораторії буде:

$$n = 23,765 / 0,254 = 93,6 \text{ шт.}$$

Приймаємо кількість секцій 96 шт. і згрупуємо їх в 6 радіаторів по 16 секцій.

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

4.4. Аварійна вентиляція

На виробництві передбачена аварійно–втяжна вентиляція, яка повинна спрацювати в аварійних ситуаціях. У разі перевищення ГДК оксиду вуглецю ($>20\text{мг/л}$) включається втяжний аварійний вентилятор. Кратність повітрообміну не менше 10 1/годину.

4.5. Освітлення приміщень

Приміщення хімічної лабораторії, як і інші, можуть освітлюватися природним і штучним світлом. За умовами зорових робіт воно ставиться до III розряду.

У розглянутому приміщенні використовується бічне природне висвітлення. Розрахунок такого висвітлення зводиться до визначення віконних прорізів, де сумарна площа віконних прорізів розраховується по формулі:

$$S_{ок} = \left(\frac{1}{5} \div \frac{1}{6} \right) S_n, \text{ м}^2, \quad (4.6)$$

де S_n – сумарна площа приміщення; при габаритах розглянутого приміщення 12 x 6 м рівна 72 м^2 ;

$\frac{1}{6} : \frac{1}{5}$ – світловий коефіцієнт для приміщень хімічних виробництв.

$$S_{ок} = 72 \cdot 1/5 = 14,4 \text{ м}^2.$$

Кількість вікон визначається відношенням загальної площі всіх вікон до площі одного вікна. Габарити віконних прорізів вибираємо згідно будівельних норм і приймаємо рівними 2 x 2 м. Розрахуємо кількість вікон:

$$n = 14,4/4 = 4 \text{ шт.}$$

Розрахунок загального штучного освітлення складається з розрахунку кількості світильників і розробки схеми їхнього розміщення.

Кількість світильників, необхідне для освітлення приміщення, визначається методом світлового потоку по формулі:

$$n = \frac{E \cdot S \cdot K}{F \cdot U \cdot Z}, \quad (4.7)$$

																				Арк.	
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата																	

де E – мінімально припустима освітленість робочого приміщення;

для III розряду й в підрозряда дорівнює 400 лк;

S – площа, що освітлюється; дорівнює 72 м^2 ;

F – світловий потік лампи; залежить від потужності лампи, для ламп денного світла потужністю 40 Вт дорівнює 1520 лм ;

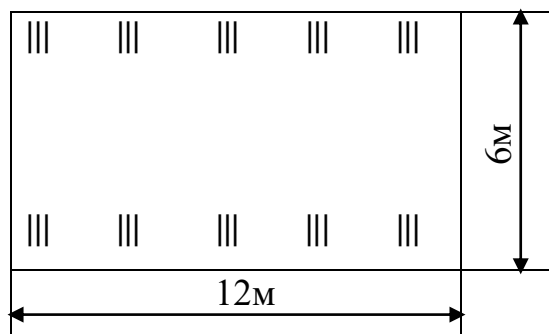
K – коефіцієнт запасу, для малих виділень забруднень дорівнює 1,5;

Z – поправочний коефіцієнт, що залежить від конструкції світильника, для люмінесцентних ламп дорівнює 1;

U – коефіцієнт використання освітлювальної установки, для люмінесцентних ламп дорівнює 1.

$$n = (400 * 72 * 1,5) / (1520 * 1 * 1) = 30$$

У люмінесцентних світильниках установлюється, як правило, не менш двох газорозрядних ламп. Отже, у даному приміщенні буде встановлено 30 ламп які будуть скомпоновані по 3 шт у світильнику. Розробимо й зобразимо схематично схему розташування світильників, що забезпечує рівномірне висвітлення приміщення (рис. 4.1).



					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4.6 Заходи боротьби із шумом та вібраціями

Виробничий шум – це шум на робочих місцях, на ділянках або на територіях підприємств, що виникає під час виробничого процесу. Під його дією знижується продуктивність, вражаються нервова й серцево–судинна системи й органи травлення, а також на психіку.

Вібрація серед всіх видів механічних впливів для технічних об'єктів і людського організму найнебезпечніша. Знакозмінні напруги, викликані вібрацією, сприяють нагромадженню ушкоджень у матеріалах й органах людини, появі тріщин і руйнуванню, особливо швидко це відбувається при резонансі.

Найбільш ефективним способом боротьби із шумом і вібрацією є боротьба з ними в місці їхнього виникнення: створення малошумних механізмів, передач, зрівноважування мас, застосування матеріалів з більшим внутрішнім тертям, зменшенням технологічних допусків при виготовленні встаткування.

Часто також застосовують звуко– і вібропоглинання (використання спеціальних матеріалів, динамічних пружинних і гідравлічних віброгасників) і звуко– і віброізоляції (чергування безшумних приміщень із гучними, установка джерел вібрації на віброізолятори, у комунікаціях трубопроводів розташовуються гнучкі вставки або пружинні прокладки).

Робітникам необхідно користуватися засобами індивідуального захисту.

Від шуму застосовуються протишумні (шумозахисні) навушники й шоломи, що закривають повністю вушні раковини; заглушки (антифони або беруші), які уставляються в слуховий прохід. Від вібрації передбачається віброізолюючий спецодяг (взуття, рукавички).

4.7 Заходи електробезпеки

Експлуатація електроустаткування повинна виконуватися відповідно до «Правил технічної експлуатації й безпеки обслуговування електроустановок

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

промислових підприємств» й «Правил устрою електроустановок». Ремонт електроустаткування, арматури і електродвигунів під напругою не допускається.

Електричний струм небезпечний для життя людини. Струм силою 0,05 А небезпечний, струм силою 0,1 А – смертельний.

У виробничих приміщеннях заміна електроламп, що перегоріли, проводиться при знятій напрузі. Заміну плавких вставок необхідно проводити в запобіжних окулярах, діелектричних рукавичках, стоячи на ізолюючій поверхні.

При роботі із переносним електроінструментом повинні бути вжиті заходи обережності: працювати в діелектричних рукавичках, галошах, електроінструмент повинен бути заземлений.

Перед початком роботи із електроінструментом він повинен бути перевірений на справність.

Постійно здійснювати контроль за станом ізоляції дротів, переносного електроінструменту і переносних світильників. Несправна ізоляція може бути причиною травматизму.

Контроль за станом електроінструменту повинен бути покладений на спеціально виділену особу.

Все електроустаткування цеху виконана у вибухозахищеному стані. Тому розгерметизація електроустаткування, заміна арматури без зняття напруги забороняється.

При виявленні торкання токоведучих дротів із землею, корпусами будівель, підлогою і т.д. забороняється наближатися до місця пошкодження, до відключення напруги на відстані 4–5 м в закритих приміщеннях і 8–10 м поза приміщеннями.

До виконання робіт на електроустановках допускається тільки електротехнічний персонал, який повинен мати посвідчення про перевірку

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

знань на право допуску до роботи на електротехнічних установках із вказівкою кваліфікаційної групи.

Переносне заземлення повинне бути виготовлене із затисків і неізольованих мідних багатожильних проводів, що мають перетин не менш 16 мм².

Розрахунок заземлюючого контуру будинку виконується, виходячи з умови, що найбільший припустимий опір заземлюючого контуру повинен бути не більше 4 Ом.

Опір захисного заземлюючого пристрою визначається за формулою:

$$R_{\text{ззп}} = \frac{R_3 * R_n}{R_n * n * \eta + R_3 * \eta_n}, \text{ Ом} \quad (4.8)$$

де R_3 – опір заземлювача, Ом;

R_n – опір металевієї смуги, що з'єднує між собою заземлювачі, Ом;

n – кількість заземлювачів, шт;

η_3 – коефіцієнт екранування заземлювача, приймаємо 0,52;

η_n – коефіцієнт екранування сполучної смуги, приймаємо 0,4.

Опір заземлювача розраховується по наступній формулі:

$$R_3 = \frac{\rho}{2\pi * l} * \left(\ln \frac{2 * l}{d} + 0,5 * \ln \frac{4 * t + l}{4 * t - l} \right), \text{ Ом} \quad (4.9)$$

де ρ – питомий опір ґрунту, для піску дорівнює 400 Ом*м;

l – довжина заземлювача, для стрижнів 10 м;

d – діаметр заземлювача, для стрижнів становить 0,02 м;

t – відстань від середини забитого в ґрунт заземлювача до рівня землі, дорівнює 5,5 м.

$$R_3 = \frac{400}{2 * 3,14 * 10} * \left(\ln \frac{2 * 10}{0,02} + 0,5 * \ln \frac{4 * 5,5 + 10}{4 * 5,5 - 10} \right) = 47,122 \text{ Ом}$$

Визначимо опір смуги, що з'єднує заземлювачі:

$$R_n = \frac{\rho}{2\pi * L} * \left(\ln \frac{2 * L^2}{b * t^1} \right), \text{ Ом} \quad (4.10)$$

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де L – довжина смуги, що з'єднує заземлювачі, м; при контурному заземленні приблизно рівняється периметру виробничого будинку 500 м;

b – ширина смуги, рівняється 0,03 м при прокладанні в середині будинку;

t^1 – глибина заземлення від рівня землі, м; звичайно приймається рівної 0,5 м.

$$R_n = \frac{400}{2 * 3,14 * 500} \left(\ln \frac{2 * (500)^2}{0,03 * 0,5} \right) = 2,21 \text{ Ом}$$

Кількість заземлювачів захисного заземлюючого пристрою визначається по формулі:

$$n = \frac{2 * R_3}{4 * \eta_3}, \text{шт} \quad (4.11)$$

де 4 – припустимий загальний опір, Ом;

2 – коефіцієнт сезонності.

$$n = \frac{2 * 47,122}{4 * 0,52} = 45 \text{ шт}$$

$$R_{ззу} = \frac{47,122 * 2,21}{2,21 * 45 * 0,52 + 47,122 * 0,4} = 1,47 \text{ Ом}$$

Тому що розраховане значення опір захисного заземлюючого пристрою 1,47 Ом менше 4 Ом, то обраний пристрій зможе забезпечити електробезпечність для даного виробництва.

4.8 Пожежонебезпека

Пожежі або вибухи можуть виникнути внаслідок порушення технологічного режиму, несправності устаткування, порушенні герметичності устаткування і комунікацій, порушення правил пожежної безпеки.

З метою попередження виникнення пожежі або вибуху необхідно дотримуватися наступних правил:

– всі приміщення цеху, робочі місця і територія навколо цеху повинні бути забезпечені справним пожежним інвентарем (вогнегасниками,

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

пожежними рукавами, пінними установками і ін.). Відсутність або несправність пожежного інвентарю підвищує пожежну небезпеку при виникненні невеликого загоряння;

- не допускається застосування пожежного інвентарю не за призначенням;

- не захащувати проїзди, проходи, виходи і доступи до первинних засобів пожежогасінні;

- для освітлення усередині апаратів, траншеях, колодязях, приямках, для огляду механізмів допускається застосування акумуляторів або переносних світильників у вибухозахищеному виконанні напругою не більш 12 В.

- освітлення, електроустаткування, пускова апаратура, електроапаратура повинні бути справні, у вибухозахищеному виконанні;

- при іскрінні або горінні електроустаткування або електропроводки, несправності мережі освітлення необхідно негайно їх знеструмити. Для гасіння електропроводів, що горять, або електроустаткування застосовувати азот, вуглекислотний вогнегасник, азбестове полотно, пісок. Водою і пінними вогнегасниками гасити електропроводку або електроустаткування забороняється.

Територія навколо цеху повинна бути у чистоті. Не допускається забруднення її горючими матеріалами, сміттям і відходами виробництва.

Всі дороги навколо цеху і проїзди в зимовий час повинні очищатися від снігу і в нічний час освітлюватися.

Не можна залишати спецодяг після роботи на робочому місці.

Для пожежогасіння в цеху застосовують наступні протипожежні засоби

- вогнегасники: порошкові, пінні ВХП-10, вуглекислотні;
- пожежні рукави і пожежні крани;
- ящики з піском; азбестове полотно; азот

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

5. Компоновка технологічного обладнання

Між промисловою зоною й житловим масивом передбачається санітарно-захисна зона, розміри якої вибираються відповідно до «Санітарних норм проектування промислових підприємств». Для виробництва бітуму санітарно-захисна зона становить 300 м.

Основою для компоновки установки служать: технологічна схема, специфікація технологічного встаткування й технологічного завдання на розробку всіх суміжних частин проекту.

На відкритих площадках апаратура має бути встановлена на етажерках, залізобетонних або металевих, або самостійно на індивідуальних чи групових фундаментах. Апарати малого діаметра й великої висоти встановлюються на етажерках. При цьому:

- все важке й громіздке устаткування, по можливості, встановлюється на відмітці землі з таким розрахунком, щоб не додавати ваги конструкції етажерок, на яких устатовлюється устаткування;
- опорні пристрої застосовуються типові зі збірного залізобетону;
- максимально використовується здатність стінок великомасштабних ємнісних апаратів – пристрій площадок для обслуговування кришок, люків, штуцерів для завантаження й вивантаження насадки, арматури, приладів і т.п., закріплених на самих апаратах.

Таке розташування апаратів безпосередньо й на інших спорудженнях або над технологічним устаткуванням значно скорочує площу забудови. При цьому скорочується довжина забудови.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6. Екологія та охорона навколишнього середовища

Промислова екологія вивчає взаємозв'язок матеріального (в першу чергу промислового) виробництва, людини та інших живих організмів з середовищем їхнього життя. Таким чином, предметом вивчення промислової екології є еколого-економічні системи.

«Промислова екологія є системно орієнтованим підходом до об'єднання економічної діяльності людей і управління матеріальним виробництвом з фундаментальними біологічними, хімічними і фізичними глобальними системами».

Основою промислової екології є концепція безвідходного, або чистого, виробництва. Останнім часом ці ж принципи викладаються під гаслом «зеленої хімії». Однак суть залишається такою ж, а саме: раціональне використання природних ресурсів, запобігання забрудненню навколишнього середовища, економія сировинних і енергетичних ресурсів і т. д. Складовою частиною промислової екології є також різні методи стимулювання дбайливого ставлення до природних ресурсів, охорони навколишнього середовища і виховання морально-етичного ставлення до природокористування.

Головним завданням промислової екології є знаходження шляхів раціонального використання природних ресурсів, запобігання їх вичерпання, деградації і забруднення навколишнього середовища, а в кінцевому підсумку для суміщення техногенного та біогеохімічного кругообігів речовин з метою сталого розвитку суспільства.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6.1. Характеристика відходів.

Найменування відходів	Найменування використання, метод очистки або знищення	Норма утворення відходів, мг/м ³	Примітка
1	2	3	4
1.Діоксид вуглецю як побічний продукт. Можливо видалити за допомогою поглинання в гарячому розчині карбонату і відігнати.	Направляється в атмосферу	40,73	-
2.Залишкові гази після обробки продувочних газів (в основному азот та діоксид вуглецю)	Направляється в атмосферу	16054,10	-
3. Несконденсовані гази (етилен, метан, діоксид вуглецю, кисень і/або вентиляційні гази з азотом з різних джерел в технологічному процесі)	Направляється в атмосферу	185,56	-
4. Неорганізовані викиди летючих органічних речовин, етиленоксиду, етилену і метану (метан в якості розріджувача в контурі рециркуляції газів)	Направляється в атмосферу	37,33	-

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Рекомендовані заходи запобігання і контролю викидів:

- Оптимізація реакції гідролізу етиленоксиду в гліколі, щоб досягти максимального виробництва гліколей та знизити споживання енергії (пари).

- Рекуперація адсорбованих етилену і метану з карбонатного розчину перед видаленням діоксиду вуглецю та повернення назад в процес. Або їх необхідно видаляти з потоку діоксиду вуглецю, який відходить, за допомогою термічного або каталітичного окислення.

- Інертні гази, які випускаються, повинні використовуватися, якщо це можливо, в якості паливного газу. При низькій тепло утворюючій здатності їх треба направляти в загальну систему факелу для обробки викидів етиленоксиду.

- Введення високонадійних систем ущільнення для насосів, компресорів і клапанів та використання придатних матеріалів для кільцевих ущільнювачів і прокладок.

- Введення системи повернення парів для загрузки етиленоксиду для зведення к мінімуму потоків газу, потребуючих подальшої обробки. Зміщення пари при загрузці резервуарів та з резервуарів-складів повинні повертатися в процес або в скруббер перед спалюванням або подачею у факел. При вологій очистці парів (наприклад, парів з низьким вмістом метану і етилену) рідкий сток зі скрубберу повинен направлятися в адсорбер для виділення оксиду етилену.

- Зведення к мінімуму числа фланцевих з'єднань та установка металічних стрічок навколо фланців з вентиляційними трубами, виступаючими з теплоізоляції, щоб можна було слідкувати за випуском етиленоксиду.

- Введення систем виявлення етиленоксиду та етилену для постійного контролю якості навколишнього повітря.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

судинного тонусу. При 25-45% етилену спостерігається аналгезія, але свідомість зберігається (спостерігалась втрата свідомості при 40%).

Вплив оксиду етилену:

– *на мікроорганізми.*

Окис етилену пригнічує розвиток мікроорганізмів (дезінфікуючі властивості), а в достатній концентрації їх повністю знищує. Сильні алкілуючі властивості роблять етиленоксид універсальним отрутою для протоплазми: речовина викликає згортання білка, дезактивацію ферментів і інших біологічно важливих компонентів живого організму

Проти бактерій (особливо - грампозитивних) окис етилену діє сильніше, ніж проти дріжджів і цвілі.

Дезінфікуючу дію окису етилену по своєму ефекту схоже з температурною стерилізацією, з тією різницею, що окис етилену впливає на об'єкти переважно поверхово через його обмеженою проникаючої здатності.

Рівень стерильності (The Sterility Assurance Level, SAL) після впливу окису етилену становить 10^{-6} , тобто шанс виявлення бактерії становить не більше, ніж один на мільйон.

– *на людей і тварин.*

Окис етилену - алкілуючий агент; володіє дратівливою, сенсibilізууючою і наркотичною дією. Хронічний вплив окису етилену має мутагенний ефект; IARC відносить окис етилену до групи 1, вважаючи доведеною його канцерогенність для людини.

При концентраціях в повітрі близько 200 частин на мільйон надає подразнюючий ефект на слизові оболонки носа і горла; більш високий вміст викликає ураження трахеї і бронхів, а також частковий колапс легенів. Високі концентрації мають набряк легенів і ураження серцево-судинної системи, при цьому вражаючий ефект окису етилену може проявитися лише через 72 годин з моменту отруєння.

									ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

Етиленоксид викликає гостре отруєння, що супроводжується такими симптомами: легке серцебиття, посмикування м'язів, почервоніння обличчя, головний біль, ністагм, зниження слуху і ацидоз, блювота, запаморочення, короткочасна втрата свідомості, солодкий присмак у роті. При гострій інтоксикації: сильна пульсуючий головний біль, запаморочення, невпевненість при ходьбі, утруднення мови, розлад сну, біль в ногах, млявість, скутість, пітливість, підвищена м'язова збудливість, тимчасовий спазм судин сітківки, збільшення печінки і порушення її антитоксичної функції.

Етиленоксид володіє сильною резорбційною здатністю, легко проникаючи через одяг і взуття, викликаючи роздратування шкіри, дерматит з утворенням пухирів, підвищенням температури і лейкоцитозом.

Значення середніх летальних доз окису етилену щодо деяких тварин:

- ЛД50 щури (перорально): 72 мг / кг;
- ЛД50 щури (підшкірно): 187 мг / кг.

6.3. Розрахунок ГДВ.

Величина ГДВ з одиночного джерела з круглим горлом у разі, коли фонові концентрації даної домішки встановлені незалежно від швидкості і напрямку вітру, і є постійною на території міста, розраховується по формулі:

$$ГДВ = \frac{(ГДК - C_{\phi}) \cdot H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}}{A \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta} \quad (6.1)$$

де $ГДК$ – гранично допустима концентрація забруднюючої речовини в атмосферному повітрі населених місць, $ГДК_{(CO_2)} = 1 \text{ мг/м}^3$;

C_{ϕ} – фонові концентрації домішки, яка встановлена незалежно від швидкості і напрямку вітру і є постійною на території міста, приймаємо $C_{\phi (CO_2)} = 0,011 \text{ мг/м}^3$;

A – коефіцієнт, що залежить від температури стратифікації атмосфери, на території України $A = 160$;

						ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			

F – безрозмірний коефіцієнт, що враховує швидкість осідання забруднюючих речовин у атмосфері, для газоподібних речовин $F = 1$;

H – висота джерела викиду, $H = 25$ м;

ΔT – різниця між температурою газу і температурою повітря;

$$\Delta T = 323 - 298 = 25 \text{ К};$$

m, n – безрозмірні коефіцієнти, що враховують умови виходу газоповітряної суміші з гирла джерела викиду;

η – коефіцієнт, що враховує вплив рельєфу на розсіювання домішок,
 $\eta = 1$;

де D – діаметр гирла джерела викиду, $D = 3$ м;

ω_0 – середня швидкість виходу суміші з джерела:

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{вик}}}{S_{\text{пер}}} \quad (6.2)$$

де $V_{\text{вик}}$ – об'ємна витрата викиду, яка згідно з регламентом $= 29,08 \text{ м}^3/\text{с}$;

$S_{\text{пер}}$ – площа перетину гирла джерела викиду, м^2 :

$$S_{\text{пер}} = \frac{3,14 \cdot (3)^2}{4} = 7,07 \text{ м}^2$$

$$\omega_0 = \frac{29,08}{7,07} = 4,11 \text{ м/с}$$

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \cdot \sqrt{f} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{f}} \quad (6.3)$$

$$f = 10^3 \cdot \frac{\omega_0^2 \cdot D}{H^2 \cdot \Delta T} \quad (6.4)$$

$$f = 10^3 \cdot \frac{4,11^2 \cdot 3}{25^2 \cdot 25} = 3,24$$

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \cdot \sqrt{3,24} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{3,24}} = 0,74$$

$$V_m = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{V_1 \cdot \Delta T}{H}} \quad (6.5)$$

										ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

$$V_m = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{29,08 \cdot 25}{25}} = 2$$

Оскільки $V_m \leq 2$, то

$$n = \sqrt{(V_m - 0,3) \cdot (4,36 - V_m)}$$

$$n = \sqrt{(1,998 - 0,3) \cdot (4,36 - 1,998)} = 2$$

$$ГДВ = \frac{(1 - 0,011) \cdot 25^2 \cdot \sqrt[3]{29,08 \cdot 25}}{160 \cdot 1 \cdot 0,74 \cdot 2 \cdot 1} = 23,46 \text{ мг/м}^3$$

Максимальна приземна концентрація забруднюючої речовини визначається по формулі:

$$C_m = \frac{A \cdot ГДВ \cdot F \cdot m \cdot n}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}} \quad (6.6)$$

$$C_m = \frac{160 \cdot 23,46 \cdot 1 \cdot 0,74 \cdot 2}{25^2 \cdot \sqrt[3]{29,05 \cdot 25}} = 0,99 \text{ мг/м}^3$$

Необхідно виконувати умову: $C_m < ГДК$

Оскільки $0,99 \text{ мг/м}^3 < 1 \text{ мг/м}^3$, то умова виконується.

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

7. Техніко-економічні розрахунки

7.1 Вихідні данні

При проведенні економічного обґрунтування проектового виробництва за базу порівняння приймається діюче на ПАТ «Нижекамськнафтохім» (м. Нижнекамск, Республіка Татарстан) виробництво окису етилену (офіційний курс російського рубля станом на 25.05.2016 р., установлений НБУ - 3,8064 грн. за 10 руб.). Вихідні дані наведені нижче:

- фактичний річний обсяг випуску продукції 117600 рік;
- годинна продуктивність устаткування до впровадження заходів 14,8485 т;
- данні графіку планово-попереджувальних ремонтів (ППР):
 - кількість капітальних ремонтів – 1;
 - кількість поточних ремонтів – 2;
 - тривалість зупинок на поточний ремонт $t_{п} = 120$ год.;
 - тривалість зупинок на капітальний ремонт $t_{к} = 600$ год.;
 - технологічні простої відсутні;
- фонд заробітної плати 15983,61 тис. руб. або 6084 тис. грн.;
- чисельність персоналу (всього) – 156 осіб:
 - в т.ч. чисельність основних робітників – 105 осіб;
- вартість основних фондів – 1783588,69 тис. руб. або 678905,2 тис. грн.:
 - в т.ч. вартість устаткування – 1209736,92 тис. грн. або 460474,26 тис. грн.
- оборотні кошти – 33720,05 тис. руб. або 12835,2 тис. грн.;
- цена 1 т окису етилену – 32600 ру. або 12408,86 грн.

Дані щодо планової калькуляції наведені в табл. 7.1.

Таблиця 7.1 - Планова калькуляція собівартості діючого виробництва оксиду етилену (у гривнях за вказаним курсом)

Найменування статті витрат	Одиниця виміру	Витрати на одиницю продукції		
		кількість	ціна, грн.	сума, грн
1. Сировина та матеріали, в т. ч.				
- етилен	т	0,98	5555,22	5444,12
- кисень	тис. м3	1,35	469,70	634,1

					ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- азот	тис. м ³	1,12	490,09	548,9
Разом	грн.			6627,12
2. Допоміжні матеріали, в т.ч.				
- каталізатор А1 (Al ₂ O ₃)	кг	1,25	329,61	412,01
Разом	грн.			
3. Енергетичні витрати, в т.ч.				
пар технологічний	Гкал	12	70,35	844,2
електроенергія	тис. Квт-год	0,9	379,111	341,2
вода оборотна	тис. м ³	1,4	223,5	312,9
вода технологічна	м ³	4	9,775	39,1
Разом				1537,4
4. Заробітна плата (основна)	грн.			53,4
5. Відрахування на соціальне страхування	грн.			20,03
6. Витрати на ремонт, утримання та експлуатацію обладнання	грн.			896,3
7. Загальнопромислові витрати.	грн.			587,1
Виробнича собівартість	грн.			10133,36
8. Адміністративні витрати	грн.			265,9
9. Витрати на збут	грн.			125,6
Повна собівартість	грн.			10524,86

7.2. Організаційно-технічні заходи, що проектуються

У дипломному проєкті проводиться розробка та пропонується застосувати у виробництві окису етилену каталізатора підвищеної активності і селективності в процесі. Запропонований каталізатор є пористим вогнетривким носієм, на зовнішню і внутрішню поверхню якого нанесено від 1,5 до 20 ваг. % срібла, в перерахунку на загальну вагу каталізатора, а так само певні кількості калію, заліза і / або цезію. Встановлено, що селективність до окису етилену становить 81%. Навпаки, в разі використання каталізатора, не охопленого рамками винаходу (каталізатор А₁), селективність щодо окису етилену становить тільки 75%. Таким чином, застосування каталізатору А призведе до його подорожчання на 16,5 грн. до 346,11 грн. та зростання його питомих витрат на 1,25 %, тобто на 0,0156 кг - до 1,2656 кг. Окрім цього зростання селективності окису етилену з 75 % до 81 % дозволить знизити втрати та підвищити вихід готового продукту до 15,1515 т/год. або на 2,04 %

										ДП.04.01.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							

7.3 Розрахунок річної виробничої потужності

Виробництво окису етилену є безперервним процесом.

Річна виробнича потужність визначається за формулою:

$$P_{р.} = q_{год.} \cdot N \cdot T_{эф.}, \quad (7.1)$$

де $q_{год.}$ – годинна виробнича потужність обладнання, $q_{год.} = 14,8485$ т/год.;

N – кількість одиниць одностипного обладнання, що працюють паралельно, $N = 1$ шт.;

$T_{эф.}$ – ефективний фонд робочого часу обладнання, який визначається відповідно до залежності

$$T_{эф.} = T_{кал.} - T_{рем.} - T_{техн.}, \quad (7.2)$$

де $T_{кал.}$ – календарний фонд часу роботи одиниці обладнання, 8760 год.;

$T_{рем.}$ – сумарна тривалість ремонтних простоїв одиниці обладнання продовж року за планом, год.;

$T_{техн.}$ – тривалість регламентованих технологічних простоїв одиниці обладнання за рік. За регламентом технологічні простой відсутні ($T_{техн.} = 0$).

Тривалість ремонтних простоїв обладнання визначається згідно з графіком ППР відповідно до залежності:

$$T_{рем} = t_{рем.(к)} \cdot n_k + t_{рем.(п)} \cdot n_n, \quad (7.3)$$

де $t_{рем.(к)}$, $t_{рем.(п)}$ – планова тривалість простоїв в капітальних та поточних ремонтах продовж року відповідно: $t_{рем.(к)} = 600$ год., $t_{рем.(п)} = 120$ год.;

n_k , n_n – кількість капітальних та поточних ремонтів продовж року відповідно:

$$T_{рем} = 600 \cdot 1 + 120 \cdot 2 = 840 \text{ год.};$$

Ефективний фонд робочого часу становить

$$T_{эф.} = 8760 - 840 = 7920 \text{ год.}$$

Застосування запропонованого в дипломному проекті каталізатору А (срібло/калій) при виробництві окису етилену сприятиме підвищенню

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

визначається за формулою

$$\Delta C_{DM} \% = 100 \cdot (I_{ц.п.}^B \cdot I_{ц.п.}^U - 1) \cdot d_{DM} \cdot d_{ц.п.}, \quad (7.7)$$

де $I_{ц.п.}^B$ – індекс зміни питомих витрат каталізатору А після впровадження запропонованого заходу;

$I_{ц.п.}^U$ – індекс зміни ціни каталізатору А після впровадження запропонованого заходу;

d_{DM} – питома вага статті «Допоміжні матеріали» в собівартості одиниці продукції

$$d_{DM} = \frac{412,01}{10524,86} = 0,0391;$$

$d_{кат.}$ – питома вага каталізатору А дорівнює одиниці $d_{кат.А} = 1$;

Зміна за статтею «Допоміжні матеріали» становить:

$$\Delta C_{DM} \% = 100 \cdot (1,01250 \cdot 1,0501 - 1) \cdot 0,0391 = 0,2472 \%$$

або у вартісному вираженні

$$\Delta C_{DM} = \frac{\Delta C_{DM} \% \cdot C_0}{100}, \quad (7.8)$$

де C_0 – собівартість 1 т продукції в діючому виробництві, $C_0 = 10524,86$ грн/т;

$$\Delta C_{DM} = \frac{0,2472\% \cdot 10524,86}{100} = 26,02 \text{ грн./т};$$

Зміна повної собівартості за статтею «Заробітна плата основних робочих з відрахуваннями» визначається за формулою:

$$\Delta C_{ЗП} \% = 100 \cdot \left(\frac{I_{ЗП}}{I_Q / I_N} - 1 \right) \cdot d_{ЗП}, \quad (7.9)$$

де $I_{ЗП}$ – індекс зміни середньої заробітної плати основних робітників,

$$I_{ЗП} = 1;$$

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

$d_{3П}$ – питома вага статті «Заробітна плата основних робочих з відрахуваннями» в повній собівартості

$$d_{3П} = \frac{53,4 + 20,03}{10524,86} = 0,007,$$

$$\Delta C_{3П} \% = 100 \cdot \left(\frac{1}{1,0204/1} - 1 \right) \cdot 0,007 = -0,14 \%$$

або в вартісному виразі:

$$\Delta C_{3П} = \frac{(-0,14) \cdot 10524,86}{100} = -14,73 \text{ грн.}$$

Зміна повної собівартості за статтею «Витрати на ремонт, утримання та експлуатацію обладнання» визначається за формулою:

$$\Delta C_{PVEY} \% = 100 \cdot \left(\frac{I_{PVEO}}{I_Q} - 1 \right) \cdot d_{PVEO}, \quad (7.10)$$

де I_{PVEY} – індекс зміни річних витрат за статтею «Витрати на ремонт, утримання та експлуатацію устаткування», $I_{PVEY} = 1$;

d_{PVEY} – питома вага статті витрат «Витрати на ремонт, утримання та експлуатацію устаткування» в повній собівартості

$$d_{PVEY} = \frac{896,3}{10524,86} = 0,0852,$$

$$\Delta C_{PVEY} \% = 100 \cdot \left(\frac{1}{1,0204} - 1 \right) \cdot 0,0852 = -0,1703 \%$$

або в вартісному виразі

$$\Delta C_{PVEY} = \frac{(-0,1703) \cdot 10524,86}{100} = -17,92 \text{ грн.}$$

Зміна повної собівартості за статтею «Загальновиробничі витрати» визначається за формулою:

$$\Delta C_{3ВВ} \% = 100 \cdot \left(\frac{I_{3ВВ}}{I_Q} - 1 \right) \cdot d_{3ВВ}, \quad (7.11)$$

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

де $I_{ЗВВ}$ – індекс зміни річних витрат за статтею «Загальновиробничі витрати», $I_{ЗВВ} = 1$;

$d_{ЗВВ}$ - питома вага статті витрат «Загальновиробничі витрати» в повній собівартості

$$d_{ЗВВ} = \frac{587,1}{10524,86} = 0,0558,$$

$$\Delta C_{ЗВВ} \% = 100 \cdot \left(\frac{1}{1,0204} - 1 \right) \cdot 0,0558 = -0,1116 \%$$

або в вартісному виразі:

$$\Delta C_{ЗВВ} = \frac{(-0,1116) \cdot 10524,86}{100} = -11,75 \text{ грн.}$$

Зміна повної собівартості за статтею «Адміністративні витрати» визначається за формулою:

$$\Delta C_{AB} \% = 100 \cdot \left(\frac{I_{AB}}{I_Q} - 1 \right) \cdot d_{AB}, \quad (7.12)$$

де I_{AB} – індекс зміни річних витрат за статтею «Адміністративні витрати», $I_{AB} = 1$;

$d_{ЗВВ}$ - питома вага статті витрат «Адміністративні витрати» в повній собівартості

$$d_{AB} = \frac{265,9}{10524,86} = 0,0253,$$

$$\Delta C_{AB} \% = 100 \cdot \left(\frac{1}{1,0204} - 1 \right) \cdot 0,0253 = -0,0506 \%$$

або в вартісному виразі:

$$\Delta C_{AB} = \frac{(-0,0506\%) \cdot 10524,86}{100} = -5,33 \text{ грн.}$$

Зміна повної собівартості за статтею «Витрати на збут» визначається за формулою:

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

$$\Delta C_{B3} \% = 100 \cdot \left(\frac{I_{B3}}{I_Q} - 1 \right) \cdot d_{AB}, \quad (7.13)$$

де I_{B3} – індекс зміни річних витрат за статтею «Витрати на збут», $I_{B3} = 1$;

d_{B3} - питома вага статті витрат «Витрати на збут» в повній собівартості

$$d_{B3} = \frac{125,6}{10524,86} = 0,0119,$$

$$\Delta C_{B3} \% = 100 \cdot \left(\frac{1}{1,0204} - 1 \right) \cdot 0,0119 = -0,0238 \%$$

або в вартісному виразі:

$$\Delta C_{B3} = \frac{(-0,0238\%) \cdot 10524,86}{100} = 2,5 \text{ грн.}$$

Результати проведених розрахунків зводяться до табл. 7.3.

Таблиця 7.3 - Зміна повної собівартості продукції

Стаття витрат	Витрати за діючих умов виробництва		Зміна витрат		Витрати за проєктованих умов виробництва, грн/т
	грн/т	питома вага, $d_{ст}$	%	грн/т	
1. Сировина та матеріали	6627,12	0,6297	0	0	6627,12
2. Допоміжні матеріали	412,01	0,0391	0,2472	26,02	438,03
3. Енергетичні витрати	1537,4	0,1461	0	0,00	1537,40
4. Заробітна плата з відрахуваннями на соціальне страхування	73,43	0,0070	-0,14	-14,73	58,70
5. Витрати на ремонт, утримання та експлуатацію устаткування	896,3	0,0852	-0,1703	-17,92	878,38
6. Загальновиробничі витрати	587,1	0,0558	-0,1116	-11,75	575,35
7. Адміністративні витрати	265,9	0,0253	-0,0506	-5,33	260,57
8. Витрати на збут	125,6	0,0119	-0,0238	-2,50	123,10
Повна собівартість	10524,86	1	-0,2491	-26,22	10498,64

Запропоновані заходи призводять до зниження собівартості 1 т окису етилену на 0,25 % або 26,22 грн., в наслідок чого собівартість 1 т становитиме 10498,64 грн.

										Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата						

ДП.04.01.ПЗ

7.6 Розрахунок техніко-економічних показників

Розрахунок зміни річного обсягу виробництва:

- в натуральному вираженні:
 - за базовим варіантом $Q_0 = 117600$ т/рік.;
 - за проєктованим варіантом $Q_1 = 120000$ т/рік.

Абсолютна зміна показника відповідно до розрахунків становить

$$\Delta Q = 120000 - 117600 = 2400 \text{ т/рік,}$$

відносна зміна також дорівнює 0.

- в вартісному вираженні:

$$Q^s = Q \cdot C, \quad (7.14)$$

де C – ціна 1 т продукції, $C = 12408,86$ грн.

- за діючих умов виробництва

$$Q_0^s = 117600 \cdot 12408,86 : 1000 = 1459281,94 \text{ тис. грн.}$$

- за проєктованих умов виробництва

$$Q_1^s = 120000 \cdot 12408,86 : 1000 = 1489063,2 \text{ тис. грн.}$$

$$\Delta Q = 1489063,2 - 1459281,94 = 29781,26 \text{ тис. грн.}$$

або в відсотковому вираженні:

$$\Delta Q = \left(\frac{1489063,2}{1459281,94} - 1 \right) \cdot 100 = 2,04\%$$

Зміна собівартості одиниці продукції в абсолютному вираженні становить -26,22 грн./т, в відсотковому – відповідно -0,25 %.

Річна собівартість продукції:

$$C = Q \cdot c, \quad (7.15)$$

де c – собівартість 1 т окису етилену, грн./т

- за діючих умов виробництва

$$C_0 = 117600 \cdot 10524,86 : 1000 = 1238076,34 \text{ тис. грн.;}$$

- за проєктованих умов виробництва

									Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

ДП.04.01.ПЗ

Висновки

Даний дипломний проект виконаний по темі: «Виробництво оксиду етилену потужністю 120 тис. т/рік.»

На підставі розглянутих у дипломному проекті способів одержання оксиду етилену, вибраний оптимальний спосіб – окислення етилену киснем. Обґрунтовані та вибрані основні технологічні параметри процесу та основне обладнання.

Як удосконалення технологічного процесу запропоновано додавання до основного срібного каталізатору лужних металів (калій), в якості добавок.

Запропоноване нововведення приведе до зниження собівартості одиниці продукції проектує мого виробництва на 26,22 грн або 0,25%.

Очікуваний річний економічний ефект від зниження собівартості складе 7668 тис. грн.

Зроблені розрахунки вказують на доцільність упровадження запропонованого технологічного рішення.

					<i>ДП 04.01. ПЗ</i>	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		Вир

Annotation

In this thesis project examined the production of ethylene oxide spent designing basic calculations (material, energy and technological calculations of basic and auxiliary equipment) and conducted by comparison with other known method, consider its advantages and disadvantages.

The project presented chemical and physical characteristics of raw materials, key intermediates and process flowsheet described conversion of methane, these rules technological regime.

The aim is to design of receipt of ethylene oxide given power based on the same industry with existing flowsheet development and selection of basic technological equipment.

In this thesis project as a new technological solution proposed to increase the flow of carbon dioxide in a process that will reduce the consumption of expensive natural gas. The increase in the cost of carbon dioxide is not contrary to the conditions of the process and conduct of converted gas.

The proposed innovations will reduce the unit cost of production on my projects 26.22 UAH. or by 0.25%. Expected annual economic benefit of reducing production costs amount to 7,668,000 UAH.

Keywords: oxidation of ethylene, oxygen, ethylene, carbon dioxide, carbon monoxide, the reactor oxidation, steam-gas mixture, ethylene oxide, oxirane.

					<i>ДП 04.01. ПЗ</i>	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		Вип

Список використаної літератури

1. https://ru.wikipedia.org/wiki/Окись_этилена#.D0.9F.D1.80.D0.BE.D1.86.D0.B5.D1.81.D1.81_.D0.BF.D1.80.D0.BE.D0.B8.D0.B7.D0.B2.D0.BE.D0
2. https://ru.wikipedia.org/wiki/Этилен#.D0.9E.D1.81.D0.BD.D0.BE.D0.B2.D0.BD.D1.8B.D0.B5_.D1.85.D0.B8.D0.BC.D0.B8.D1.87.D0.B5.D1.81
3. https://ru.wikipedia.org/wiki/Кислород#.D0.A4.D0.B8.D0.B7.D0.B8.D1.87.D0.B5.D1.81.D0.BA.D0.B8.D0.B5_.D1.81.D0.B2.D0.BE.D0.B9.D1.81.D1.82
4. https://ru.wikipedia.org/wiki/Серебро#.D0.A4.D0.B8.D0.B7.D0.B8.D1.87.D0.B5.D1.81.D0.BA.D0.B8.D0.B5_.D1.81.D0.B2.D0.BE.D0.B9.D1.81.D1.82.D0.B2.D0.B0
5. Зимаков П.В., Димент О.Н., Богословський Н.А. Окис етилену – М., «Хімія» 1967.
6. <http://bibliofond.ru/view.aspx?id=822161>
7. http://studopedia.ru/7_159205_poluchenie-etilbenzola-alkilirovaniem-benzola-etilenom.html
8. <http://patents.su/6-509206-katalizator-dlya-okisleniya-ehtilenav-okis-ehtilena.html>
9. Гутнік С.П., Гутман В.Д. Розрахунки по технології органічного синтезу – М., «Хімія» 1988
10. Керівництво по охороні навколишнього середовища, здоров'я та праці для великомасштабного виробництва органічних речовин на основі нафти.
11. Дитнерський Ю.І. Основні процеси і апарати хімічної технології. Посібник по проектуванню. Видання 2е – М., «Хімія» 1991.

					<i>ДП 04.01. ПЗ</i>	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		Вир

Додатки

					ДП 04.01. ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		Вир