



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **86361** (13) **C2**
(51) **МПК (2009)**
C07C 29/50 (2006.01)
C07C 31/00

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИ

ДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВИНАХІД

(54) СПОСІБ ОДЕРЖАННЯ МЕТАНОЛУ

1

(21) а200506701

(22) 08.07.2005

(24) 27.04.2009

(46) 27.04.2009, Бюл.№ 8, 2009 р.

(72) СЛАБУН ІВАН ОЛЕКСАНДРОВИЧ, UA, ТОВАЖНЯНСЬКИЙ ЛЕОНІД ЛЕОНІДОВИЧ, UA, МАЛЮК ГРИГОРІЙ ВІКТОРОВИЧ, UA, МАРЧЕНКО АНДРІЙ ПЕТРОВИЧ, UA, ЛІСАЧУК ГЕОРГІЙ ВІКТОРОВИЧ, UA, ЗІНЧЕНКО МАРІЯ ГЕОРГІЇВНА, UA, КАЛІНЧЕНКО АНДРІЙ ФЕДОРОВИЧ, UA, МИРГОРОД ОЛЕГ ВІТАЛІЙОВИЧ, UA, ЦЕНЦИПЕР АДОЛЬФ ІСААКОВИЧ, UA

(73) НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ "ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ", UA, ТОВАРИСТВО З ОБМЕЖЕНОЮ ВІДПОВІДАЛЬНІСТЮ "УКРАЇНСЬКА ТЕХНОЛОГІЧНА КОМПАНІЯ "СКІФ", UA

(56) Бак В.В. и др. //Нефтегазовые технологии. №6, 2001. С.26-28

RU 2200731, C1, 20.03.2003

RU 2203261, C1, 27.04.2003

SU 1336471, A1, 27.09.1996

RU 2205172, C1, 27.05.2003

US 4618732, A, 21.10.1986

US 4982023, A, 01.01.1991

JP 7112946, A, 02.05.1995

Арутюнов В.С. и др.//Успехи химии. Т.65, №3, 1996. С.211-240

(57) 1. Спосіб одержання метанолу, який включає неповне газофазне окиснення вуглеводневого газу киснем або киснем повітря при підвищеній темпе-

2

ратурі та тиску до 10МПа, охолодження післяреакційної суміші, остаточне її охолодження перед сепарацією, сепарацію остаточного охолодженої післяреакційної суміші на скраплені продукти – метанольний продукт-сирець і відхідний газ, подавання відхідного газу для подальшої підготовки до магістрального транспортування та у розподільні газові мережі, нейтралізацію органічних кислот метанольного продукту-сирцю, подавання метанольного продукту-сирцю на ректифікацію, який **відрізняється** тим, що при подаванні відхідного газу у розподільні газові мережі відхідний газ після сепаратора додатково дроселюють до тиску розподільних газових мереж і після дроселювання подають як холодоагент для остаточного охолодження післяреакційної суміші перед сепарацією, яку проводять під тиском неповного окиснення, а метанольний продукт-сирець перед нейтралізацією органічних кислот піддають більш як одноступеневій дегазації, перший ступінь якої проводять під тиском, який забезпечує подавання газів першого ступеня дегазації у розподільні газові мережі або як топкового для потреб виробництва, а нейтралізацію органічних кислот метанольного продукту-сирцю проводять під тиском, близьким до атмосферного.

2. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що нейтралізацію метанольного продукту-сирцю проводять не більш як 5% мас. розчином гідроксиду натрію або карбонату натрію у метанольному продукті-сирці.

Винахід відноситься до органічної хімії, а саме, до технології виробництва метилового спирту (метанолу) неповним (прямим) окисненням вуглеводневого газу, наприклад, природного газу, і може бути використаний у газовидобувній, газотранспортній та хімічній галузях.

Природний газ є і, згідно з прогнозами, буде основним вуглеводневим ресурсом у хімічній та енергетичній промисловостях.

При розробці газових і газоконденсатних родовищ та при транспортуванні природного газу по

трубопроводам для боротьби з гідратами компонентів природного газу використовують інгібітори: водні розчини електролітів, антигідратні реагенти на основі гліколей, метанол. Найбільш поширеним інгібітором для боротьби з гідратуутворенням є метанол [Бухгалтер Э.Б. Метанол и его использование в газовой промышленности. - М.: Недра, 1986. - С. 54-78; Гриценко А.И. и др. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. - М.: ОАО «Изд-во «Недра», 1999. - С.126-129; - С.187-206; - С.283-311].

(13) **C2**

(11) **86361**

(19) **UA**

Основні газові та газоконденсатні родовища розташовані у важкодоступних районах. Наприклад, у Російській Федерації у теперішній час близько 87% видобування газу та газового конденсату проводиться у Західному Сибіру, у т.ч. на заполярних родовищах [Чулков П.В. Моторные топлива: ресурсы, качество, заменители. - М.: Политехника, 1998. - 416с]. У зв'язку з цим витрати на транспортування інгібіторів гідратуутворення до Споживача у декілька разів перевищують відпускну ціну на них Виробника (хімічних та нафтохімічних підприємств).

Виробництво метанолу невеликої потужності (для забезпечення метанолом даного родовища) із природного газу безпосередньо на газових або газоконденсатних родовищах, наприклад, у складі установок комплексної підготовки газу (УКПГ) виключило б витрати на транспортування токсичного, вибухо- та вогнебезпечного продукту.

Відомо декілька способів перетворення метану (природного газу) у метанол. Найбільш поширена промислова технологія каталітичного синтезу при підвищених температурах та тисках із синтез-газу ($\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{H}_2$). Останній виробляють двоступеневу каталітичною парокисневою або парокисневоуглекислотною, або паровуглекислотною конверсією метану (природного газу). Ця технологія виробництва метанолу передбачає тонку каталітичну очистку природного газу від сіркосполук, а стадія конверсії метану у синтез-газ при високих температурах (825-980°C) енерго- та ресурсоемкості [Технология синтетического метанола / Под ред. М.М. Караваева. - М.: Химия, 1984. - С. 11-41; - С. 72-124]. У зв'язку з цим по такій технології виробництва метанолу із природного газу близько 75% капітальних вкладень та більше 50% експлуатаційних витрат припадає на стадії очистки та конверсії природного газу [Розовский А.Я. // Российский химический журнал (Журнал Российского химического общества им. Д.И. Менделеева). - 2003. - Т. XLVII, №6. - С. 53-61].

У теперішній час найбільший інтерес для умов виробництва метанолу безпосередньо на газових або газоконденсатних родовищах викликає пряме газофазне окиснення метану (природного газу) в метанол при високих тисках без стадій очистки від сіркосполук і отримання синтез-газу. Сировиною є природний газ і кисень або повітря. Процес проводять при тисках до 10,0МПа і температурах 320-500°C при низьких концентраціях кисню у вихідній газовій суміші з подальшими охолодженням післяреакційної суміші і відділенням легкоконденсованих продуктів (метанольного продукту-сирцю (МП-С)), із яких ректифікацією виділяють метанол [Арутюнов В.С., Веденев В.И., Грунвальд В.Р. та ін. // Хим. пром. - 1993 - №11. - С.7-10; Слабун І.О., Миргород О.В., Зінченко М.Г. // Труды Одесского политехнического университета: Научный и производственно-практический сборник. - 2001. - Вып. 3(15). - С. 292-294]. Але низька ступінь конверсії (перетворення) метану за один прохід реакційної суміші через реактор, яка не перевищує 3,0-5,0% (при максимальній селективності витрат метану на метанол 50-55,0%), недостатнє охолодження післяреакційної суміші, і, відповідно, недостатнє ви-

ділення метанолу при сепарації, або великі енерговитрати (витрати оборотної води) на охолодження післяреакційної суміші, допоміжні витрати вуглеводневовмісних газів та невикористання розчинених у метанольному продукті-сирці горючих газів, складність окремих стадій процесу, у т.ч. нейтралізації органічних кислот, які містяться у метанольному продукті-сирці, стримують впровадження способу виробництва метанолу прямим (неповним) окисненням метану.

Відомий спосіб виробництва метанолу [Патент RU 2200731 C1; C07C31/4, 29/48, B01J19/24, 20.03.2003], який включає роздільну подачу стисненого і нагрітого вуглеводневовмісного і стисненого кисневмісного газу у змішувальні зони послідовно розташованих реакторів, подальше окиснення вуглеводневовмісного газу у реакційних зонах цих реакторів при тиску 3,0-8,0МПа і вмісту кисню на вході в реактор 1,5-6,0% об. при постійній початковій температурі 380-480°C, яку забезпечують шляхом безперервного відводу тепла (через стінку) від післяреакційної суміші перед наступною змішувальною зоною водяним конденсатом, охолодження післяреакційної суміші, яка виходить із останньої реакційної зони останнього реактора у рекуперативному теплообміннику і остаточно її охолодження перед сепарацією: у повітряному холодильнику-конденсаторі - при спрямуванні відхідного газу після сепаратора на вилучення із нього CO і/або CO_2 , і потім на змішування (на рециркуляцію) із вихідним вуглеводневовмісним газом; дроселюванням післяреакційної суміші - при спрямуванні відхідного газу на спалювання, - сепарацію остаточно охолодженої газорідної суміші на відхідний газ і на скраплені продукти (метанольний продукт-сирець), ректифікацію метанольного продукту-сирцю з виділенням метанолу.

При оптимальних параметрах неповного окиснення метану до метанолу концентрація останнього у післяреакційній суміші не перевищує 1,3-1,5% об. за один прохід через реактор [Арутюнов В.С., Крылов О.В. Окислительные превращения метана. - М.: Наука, 1998. - С. 130-142; Слабун І.О., Лобойко О.Я. // Збірник наукових праць: Міжнародна науково-технічна конференція «Сучасні проблеми хімічної технології». - Одеса: Астропринт, 2001. - Т. 2. - С.196-199]. Тому для збільшення продуктивності установки виробництва метанолу цим методом дуже важливо при остаточному охолодженні післяреакційної суміші перед сепарацією досягти якнайнижчої температури. Відомий спосіб не забезпечить достатнє остаточне охолодження післяреакційної суміші і, відповідно, достатньої конденсації метанолу: у повітряних холодильниках-конденсаторах АПО (при спрямуванні відхідного газу на рецикл), так як мінімальна температура, яку можна досягти в АПО буде не нижче +40°C [Методы расчетов по технологии связанного азота. 2-е изд. / Под общ. ред. В.И. Атрощенко. - Киев: Гл. издат. объедин. «Вища школа», 1978. - С. 215-216] (у літній період - близько 50°C); шляхом дроселювання післяреакційної суміші, яка виходить з рекуперативного теплообмінника з температурою близько 120°C, перед сепарацією (при

спрямуванні відхідного газу на спалювання), так як навіть при дроселюванні від початкового тиску $P_H=10,0\text{МПа}$ до тиску після дроселювання $P_K=0,6\text{МПа}$ (у відомому способі [патент RU 2200731 C1, C07C 31/04, 29/48, B01J19/24, 20.03.2003] від $P_H=5,8\text{МПа}$ до $P_K=0,6\text{МПа}$) температура перед сепаратором буде вищою температури конденсації будь-якого легкоконденсованого продукту окиснення вуглеводневомісного газу, в т.ч. і метанолу. Крім того, навіть якби було можливим шляхом дроселювання знизити температуру післяреакційної суміші до близько 10°C (як це наведено у прикладі №1 відомого способу), то зниження тиску сепарації від початкового P_H до кінцевого (після дроселя) P_K у P_H/P_K разів збільшить концентрацію пари метанолу у відхідному газі, і, як наслідок, винос метанолу з відхідними газами зросте у стільки ж разів, а отже, остаточне охолодження післяреакційної суміші дроселюванням зменшить продуктивність установки по метанолу при тих самих витратах сировини. Відомий спосіб не дозволяє ефективно рециркулювати відхідний газ із-за складної технології і великих енерго- та ресурсовитрат на його абсорбційну мідно-аміачну очистку від CO та CO_2 [Справочник азотчика: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. 2-е изд., перераб. - М.: Химия, 1986. - С. 311-317], тим більше, що така технологія очистки не вилучає із газу рециркулю водень, домішки якого у вихідній реакційній суміші призводять до зниження селективності процесу по метанолу. Спрямування метанольного продукту-сирцю на ректифікацію без нейтралізації органічних кислот, що містяться у МП-С, вимагає виготовлення вузла ректифікації із високолегованих сталей, що збільшить собівартість метанолу.

Відомий спосіб отримання метанолу [RU 2203261 C1, C07C 29/48, 31/04, B01J 19/24, 27.04.2003], який включає: подачу у реакційну зону стисненого повітря та подачу вуглеводневого газу із установки комплексної підготовки газу (УКПГ), яку проводять у два потоки, перший із яких нагрівається до температури реакції і подається безпосередньо на вхід реакційної зони, другий подається після нагріву у теплообміннику «газ-газ» до температури, яка дозволяє проводити охолодження реакційної суміші у два етапи: охолодження шляхом її змішування з другим потоком безпосередньо у реакційній зоні і охолодження у трубчастій частині реактора; газофазне окиснення вуглеводневого газу при постійній температурі $430\text{--}470^\circ\text{C}$, тиску $8,0\text{МПа}$ та концентрації кисню у реакційній зоні $1,0\text{--}2,5\%$ об.; остаточне, перед сепарацією, охолодження післяреакційної суміші послідовно у теплообміннику «газ-рідина» метанольним продуктом-сирцем, який отримують у процесі сепарації, та у теплообміннику «газ-газ» холодним вихідним вуглеводневим газом; сепарацію, у процесі якої остаточне охолоджену післяреакційну суміш розділяють на відхідний газ, який повертають на установку комплексної підготовки газу, і скраплені продукти (метанольний продукт-сирець), який подають на ректифікацію з виділенням метанолу.

Відомий спосіб не забезпечить підтримання постійного температурного режиму остаточного охолодження післяреакційної суміші, і, як слідство, максимальне виділення метанольного продукту-сирцю при сепарації у термін виводу установки на стаціонарний режим, так як у термін запуску установки у сепараторі не буде метанольного продукту-сирцю, або ж його буде недостатньо як холодоагента для охолодження до заданої температури у теплообміннику «газ-рідина» [RU 2203261 C1, Фіг.2, поз. 9], що призведе до підвищення температури у сепараторі і збільшення виносу пари метанолу з відхідним газом. У відомому способі, як і у способі [RU 2200731 C1], метанольний продукт-сирець із сепаратора спрямовується на ректифікацію без нейтралізації органічних кислот, що містяться у МП-С, а це вимагає виготовлення вузла ректифікації із високолегованих сталей, що збільшить собівартість метанолу. Крім того, відсутність у відомому способі вузла дегазації розчинених у метанольному продукті-сирці газів (перед подачею останнього на ректифікацію) і не спрямування їх для паливних потреб призведе до збільшення витрат вихідного вуглеводневого газу для нагріву у печі [RU 2203261 C1, поз. 18] першого потоку вихідного реакційного вуглеводневого газу, а на стадії ректифікації: збільшить гідравлічний опір у ректифікаційній колонні, зменшить концентрацію пари метанолу на виході із ректифікаційної колони і, як наслідок, зменшить виділення (кількість сконденсованого) метанолу, призведе до виносу пари метанолу з розчиненими у метанольному продукті-сирці газами.

Найбільш близьким технічним рішенням є спосіб виробництва метанолу [Бак В.В., Щербаком П.М., Егоров С.А. и др. // Нефтегазовые технологии. - 2001. - №6. - С.26-28], який включає: розділну подачу стисненого повітря та стисненого і підігрітого до 390°C вуглеводневомісного (природного) газу у реакційну зону першого з двох послідовно розташованих реакторів; неповне газофазне окиснення вуглеводнів у реакційній зоні першого реактора під тиском $10,0\text{МПа}$, охолодження післяреакційної суміші, яка виходить із першого реактора, від 440°C до 390°C у котлі-утилізаторі, установленому поміж реакторами, та її змішування з повітрям у реакційній зоні другого реактора; неповне газофазне окиснення вуглеводневомісного газу у реакційній зоні другого реактора за тих самих параметрів, що і у реакційній зоні першого реактора; охолодження післяреакційної суміші, яка виходить із другого реактора, у рекуперативному теплообміннику від 440°C до $100\text{--}120^\circ\text{C}$, а потім у апараті повітряного охолодження; нейтралізацію органічних кислот, які утворилися при неповному окисненні вуглеводнів, 10% -м розчином лугу у метанольному продукті-сирці (МП-С); остаточне охолодження післяреакційної суміші до 30°C у водяному холодильнику-конденсаторі; сепарацію остаточне охолодженої післяреакційної суміші на скраплені продукти (метанольний продукт-сирець) і відхідний газ, який спрямовується для підготовки до магістрального транспортування і/або на паливні потреби; подачу метанольного продукту-сирцю при тиску та температурі сепарації

у ємність Е-1 (див. малюнок [Бак В.В. и др. // Нефтегазовые технологии. - 2001. - №6. - С.27]) для дегазації з подальшим розподілом метанольного продукту-сирцю із ємності Е-1 на два потоки: перший (основний) потік спрямовують на ректифікацію, другий - на приготування 10%-го розчину лугу (NaOH) у метанольному продукті-сирці для нейтралізації органічних кислот.

Відомий спосіб не забезпечить ефективне використання вуглеводневмісних газів, так як подача метанольного продукту-сирцю (МП-С) із сепаратора С-3 у ємність Е-1 при тиску і температурі сепарації (у відомому способі при 9,7МПа та 30°C) унеможливить десорбцію в Е-1 розчинених у метанольному продукті-сирці газів і їх використання для паливних потреб у підігрівачі П-1 для підігріву вихідного природного газу, який подають на неповне окиснення, або для їх подачі у розподільні газові мережі. Зниження тиску після ємності Е-1 при подачі МП-С на ректифікацію та в ємність приготування нейтралізувального розчину М-1 із-за десорбції розчинених газів ускладнить конструкцію ущільнень ємності приготування розчину для нейтралізації, знизить ефективність роботи насосів при транспортуванні двофазних потоків (МП-С та газу десорбції), а на стадії ректифікації: збільшить гідравлічний опір у метанольній ректифікаційній колоні, зменшить концентрацію пари метанолу на виході із ректифікаційної колони і, як наслідок, зменшить виділення (кількість сконденсованого) метанолу, призведе до виносу пари метанолу з розчиненими у метанольному продукті-сирці газами. Крім того, навіть якщо в ємність Е-1 МП-С подавався при тиску, наприклад, 0,5МПа, за яким у відомому способі передбачалося відбирати газу дегазації (танкові газу), то таке технічне рішення (відсутність другого ступеня дегазації) не забезпечило би повну дегазацію МП-С і, як наслідок, але в меншій мірі, порівняно з відомим способом, ускладнило би роботу: насосів, відділення ректифікації, конструкцію та експлуатацію ємності для приготування нейтралізувального розчину. Відомий спосіб вимагає збільшених енерговитрат і складного обладнання на стиснення і подачу нейтралізувального розчину у реактор-нейтралізатор Р-2, робота якого передбачена при високому тиску (близько 9,8МПа), та складного за конструкцією реактора-нейтралізатора.

Відомий спосіб із-за високої концентрації нейтралізувального розчину (10% мас. гідроксиду натрію у МП-С) потребує збільшення часу розчинення кристалічного гідроксиду натрію (NaOH) у апараті для приготування нейтралізувального розчину, а із-за малих його об'ємних витрат на нейтралізацію, при високих концентраціях NaOH у МП-С, ускладнює: дозування цього розчину у реактор-нейтралізатор Р-2; змішування його з основним потоком МП-С, який сконденсувався перед та після реактора-нейтралізатора Р-2.

Крім того, проведення нейтралізації органічних кислот, які утворюються при неповному окисненні вуглеводнів, перед водяним конденсатором Х-1, ускладнює регулювання витрат нейтралізувального розчину у реактор-нейтралізатор Р-2 і у зв'язку з великим «запізненням» (через систему жорстко

зв'язаних комунікацій та апаратів) зміни параметра регулювання (рН середовища) у ємності Е-1.

Задачею винаходу є: зменшення питомих витрат вуглеводнево- та кисневмісних газів, витрат енергії на виробництво метанолу, спрощення устаткування, зниження гідравлічного опору метанольної ректифікаційної колони та витрат метанолу на стадії ректифікації МП-С; при подачі відхідного газу виробництва у розподільні газові мережі - зниження питомих витрат води на конденсацію продуктів неповного окиснення вуглеводнів і/або підвищення вилучення метанолу із післяреакційної суміші (підвищення продуктивності установки).

Задача винаходу вирішується тим, що у способі отримання метанолу неповним газофазним окисненням вуглеводнів киснем або киснем повітря в одній або двох і більше реакційних зонах при підвищених температурах і тисках до 10,0МПа з подальшими: охолодженням післяреакційної суміші, яка виходить із останньої реакційної зони, у рекуперативному теплообміннику і конденсацією легкоконденсованих продуктів послідовно у апараті повітряного охолодження та водяному холодильнику; сепарацією під тиском неповного окиснення, в процесі якої післяреакційну суміш розділяють на скраплені продукти (метанольний продукт-сирець) і на відхідний газ, який спрямовують для подальшої підготовки для магістрального транспортування або у розподільні газові мережі; нейтралізацією органічних кислот метанольного продукту-сирцю; подачею МП-С на ректифікацію, - згідно винаходу, метанольний продукт-сирець перед нейтралізацією піддають більш як одноступеневій дегазації, причому перший ступінь дегазації проводять під тиском, який забезпечує подачу газів 1-го ступеня десорбції як топкового газу для потреб виробництва або у розподільні газові мережі, а нейтралізацію органічних кислот МП-С проводять не більше як 5% мас. розчином гідроксиду натрію ($\leq 5\%$ мас. NaOH) або карбонату натрію ($\leq 5\%$ мас. Na_2CO_3) у метанольному продукті-сирці під тиском близьким до атмосферного. Задача винаходу вирішується також тим, що при спрямуванні відхідного газу отримання метанолу у розподільні газові мережі, відхідний газ після сепаратора дроселюють до тиску розподільних газових мереж ($P_{\text{над}} = 0,6$ або 1,2МПа [Експлуатаційникові газонафтового комплексу. Довідник / Розгонюк В.В., Хачикян Л.А., Григіль М.А., Удалов О.С., Нікішин В.П. - Київ: Росток, 1998. - С. 201]) і після дроселювання використовують як холодоагент для остаточного охолодження післяреакційної суміші перед сепарацією.

Поставлена задача вирішується і тим, що окиснення вуглеводнів проводять при температурі не вище 450°C і при їх окисненні в одній або двох і більше послідовно розташованих реакційних зонах без проміжного виділення метанольного продукту-сирцю поміж послідовно розташованими реакційними зонами, процес газофазного окиснення проводять при концентрації кисню не більше як 3,0% об. у перерахунку на суміш: сукупний потік вихідного кисневмісного газу плюс потік вихідного вуглеводневмісного газу, який подається на окиснення, а при газофазному окисненні вуглеводнів киснем у двох послідовно розташованих реакто-

рах, з регулюванням температури входу післяреакційної суміші першого реактора у реакційну зону другого реактора, температуру входу вихідного вуглеводневовмісного газу у реакційну зону першого реактора регулюють частковою рекуперацією тепла післяреакційної суміші першого реактора у теплообміннику «газ-газ».

Сукупність суттєвих ознак заявленого винаходу має наступний причинно-наслідковий зв'язок:

- зменшення питомих витрат вуглеводневовмісних газів на виробництво метанолу, зниження гідралічного опору метанольної ректифікаційної колони та втрат метанолу на стадії ректифікації метанольного продукту-сирцю стає можливим через те, що МП-С перед нейтралізацією органічних кислот і подачею його на ректифікацію піддають дегазації, тобто метанольний продукт-сирець, який накопичується у сепараторі при високому тиску і низьких температурах сепарації виводять із сепаратора, знижують його тиск до тиску десорбції і подають у ємності вузла десорбції. В результаті розчинені у метанольному продукті-сирці компоненти природного газу (в основному вуглеводні) і неконденсовні продукти окиснення вуглеводнів (CO , CO_2 , H_2) десорбуються (дегазуються) у ємностях вузла десорбції (десорберах). Двоступенева дегазація: I-й ступінь при тиску розподільних газових мереж, II-й - при тиску, близькому до атмосферного, - забезпечить використання газів десорбції 1-го ступеня (90-92% всієї кількості розчинених у МП-С газів, які містять 92-94% об. горючих газів (82-83% об. - при використанні як реакційного природного газу, збагаченого діоксидом вуглецю)) як топкового для підігріву вихідного природного газу, який подають на окиснення, інших внутрішніх потреб виробництва або спрямовують у розподільні газові мережі. Залишок газів десорбції (із десорбера II-го ступеня), які містять 97-98,0% об. горючих газів (близько 50% об. при використанні реакційного природного газу зі збільшеним вмістом CO_2) використовують для потреб виробництва або спалюють на «свічі».

Дегазація МП-С перед його подачею на ректифікацію також забезпечить надійну роботу насосів (відсутність двофазного потоку), зменшить гідралічний опір (енерговитрати) метанольної ректифікаційної колони, унеможливить внос (втрати) пари метанолу з неконденсованими газами (із-за відсутності розчинених газів) після холодильника-конденсатора метанолу відділення ректифікації;

- підвищення надійності, зменшення енерговитрат та спрощення устаткування стадії нейтралізації органічних кислот метанольного продукту-сирцю стає можливим тому, що при нейтралізації МП-С після його виведення із сепаратора і дегазації при тиску близькому до атмосферного спрощується конструкція ущільнень апарата приготування нейтралізувального розчину (розчин нейтралізатора у метанольному продукті-сирці), покращується екологічність установки виробництва метанолу, спрощується конструкція реактора-нейтралізатора, зменшуються витрати на подачу нейтралізувального розчину у реактор-нейтралізатор, підвищується надійність регулювання рН метанольного

продукту-сирцю на виході із реактора-нейтралізатора із-за скорочення часу «відклику» параметра регулювання. Використання менш концентрованого нейтралізувального розчину (розчину NaOH або Na_2CO_3 у МП-С), який подають у реактор-нейтралізатор, зменшує час розчинення нейтралізаторів у апараті приготування нейтралізувального розчину, час змішування останнього з основним потоком МП-С у реакторі-нейтралізаторі та підвищує надійність регулювання витрат нейтралізувального розчину і, як наслідок, надійність регулювання рН метанольного продукту-сирцю на виході із реактора-нейтралізатора із-за збільшення об'ємних подач нейтралізувального розчину у реактор-нейтралізатор при незмінних масових витратах нейтралізатора (NaOH , Na_2CO_3);

- зниження питомих витрат води на конденсацію продуктів неповного окиснення вуглеводнів і/або підвищення вилучення метанолу із післяреакційної суміші (підвищення продуктивності установки при незмінних питомих енерго- та витратах сировини) при подачі відхідного газу виробництва у розподільні газові мережі стає можливим через те, що відхідний газ перед його подачею у розподільні газові мережі дроселюють від тиску сепарації до тиску розподільних газових мереж (1,2 або 0,6 МПа). При цьому температура відхідного газу зменшується і його використовують як холодоагент у холодильнику-конденсаторі «газ-газ» для остаточного охолодження післяреакційної суміші перед сепарацією, яку проводять при тиску, практично рівному тиску неповного окиснення (з урахуванням втрати тиску на гідралічний опір в апаратах і комунікаціях від вузла окиснення до сепаратора). Спосіб дозволяє регулювати збільшення продуктивності установки шляхом використання відхідного газу як холодоагента і зміни витрати охолоджувальної води. Спосіб запобігає утворенню гідратів компонентів відхідного газу після його дроселювання, так як концентрація парів метанолу у відхідному газі для всього можливого інтервалу температур сепарації хоча і мала, але більше як у два рази перевищує концентрацію водяної пари у цьому газі;

- спосіб дозволяє максимально ефективно використати окиснювач (кисень, кисень повітря) на утворення метанолу (забезпечити максимальну ефективність витрати кисню на метанол) при окисненні вуглеводнів в одній або більше послідовно розташованих реакційних зонах без виділення метанольного продукту-сирцю поміж послідовно розташованими реакційними зонами через те, що сукупна концентрація кисню у перерахунку на суміш: сукупний потік вихідного кисневмісного газу плюс потік вихідного вуглеводневовмісного (природного) газу, який подається на окиснення не перевищує 3,0% об. Це зводить до мінімуму нецільові витрати кисню на подальше окиснення продуктів неповного окиснення вуглеводнів CO , H_2 до CO_2 і H_2O . Проведення неповного окиснення вуглеводнів у кожній із реакційних зон при температурі не більше 450°C виключає сажотворення та розкладання метанолу.

При окисненні вуглеводнів киснем у двох послідовно розташованих реакторах без проміжного

виділення метанольного продукту-сирцю з регулюванням температури входу після реакційної суміші першого реактора у реакційну зону другого даний спосіб дозволяє додатково зменшити питомі витрати вуглеводневовмісного газу на виробництво метанолу через те, що вихідний вуглеводневовмісний газ перед подачею у реакційну зону першого реактора підігрівається до необхідної температури його подачі у реакційну зону першого реактора не топковим вуглеводневовмісним газом у вогневому підігрівнику, а за рахунок часткової рекуперації тепла після реакційної суміші першого реактора у теплообміннику «газ-газ».

Передбачений винахід ілюструється прикладами його виконання (див. таблицю) і кресленнями, де зображено:

Фіг.1 - Технологічна схема отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів киснем або киснем повітря з подачею відхідного газу для підготовки до магістрального транспортування або у розподільні газові мережі (схема включає ілюстрацію виконання заявленого винаходу за всіма прикладами 1-20, див. таблицю, тобто всі технологічні схеми Фіг.2-Фіг.5);

Фіг.2 - Технологічна схема отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів киснем повітря з подачею відхідного газу для підготовки до магістрального транспортування;

Фіг.3 - Технологічна схема отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів киснем повітря з подачею відхідного газу у розподільні газові мережі;

Фіг.4 - Технологічна схема отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів киснем з подачею відхідного газу для підготовки до магістрального транспортування;

Фіг.5 - Технологічна схема отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів киснем з подачею відхідного газу у розподільні газові мережі.

Примітки до схем:

1. На схемах зображено таке устаткування:

1, 28 - теплообмінник рекуперативний;

2 - підігрівник вогневий;

3, 4 - реактор;

5 - компресорний блок повітря;

6 - котел-утилізатор;

7 - апарат повітряного охолодження;

8 - холодильник-конденсатор водяного охолодження;

9 - сепаратор;

10, 26, 29-33 - засувка;

11, 13, 15, 21, 23, 27 - вентиль регулювальний;

12 - ємність I-го ступеня десорбції МП-С;

14 - ємність II-го ступеня десорбції МП-С;

16, 17 - клапан редукційний;

18 - розчинник нейтралізатора органічних кислот;

19 - збірник нейтралізувального розчину;

20 - реактор-нейтралізатор;

22 - насос;

24 - холодильник-конденсатор «газ-газ»;

25 - дросель;

2. Порядковий номер матеріального потоку обведений колом і позначає:

1 - вихідний реакційний природний газ;

2 - повітря, яке подається у реакційну зону I-го реактора;

3 - повітря, яке подається у реакційну зону II-го реактора;

4 - газорідина після реакційна суміш на виході із холодильника-конденсатора водяного охолодження;

5 - відхідний газ після сепаратора;

6 - відхідний газ для підготовки до магістрального транспортування;

7 - відхідний газ у пальники підігрівача вогневого;

8 - МП-С із сепаратора;

9 - гази десорбції I-го ступеня на пальники підігрівника вогневого;

10 - гази десорбції II-го ступеня;

11 - МП-С у розчинник;

12 - нейтралізатор;

13 - МП-С на нейтралізацію органічних кислот;

14 - нейтралізувальний розчин;

15 - дегазований і нейтралізований МП-С на ректифікацію;

16 - газорідина після реакційна суміш на виході із холодильника-конденсатора «газ-газ»;

17 - відхідний газ у розподільні газові мережі.

18 - гази десорбції I-го ступеня у розподільні газові мережі або для внутрішніх потреб;

19 - кисень, який подається у реакційну зону I-го реактора;

20 - кисень, який подається у реакційну зону II-го реактора;

21 - повітря у пальники підігрівача вогневого.

Примітки до таблиці прикладів:

1. Приклади 1-5, 11-13, 17-20 і 6-10, 14-16 ілюструють отримання метанолу при експлуатації установок у літній і зимовий періоди відповідно;

2. Приклади 5, 10, 13, 16 - приклади для зрівняння - ілюструють отримання метанолу без стадій дегазації, нейтралізації МП-С під тиском близьким до атмосферного і без використання відхідного газу як холодоагента для остаточного охолодження після реакційної суміші перед сепарацією та з використанням нейтралізувального розчину з високою концентрацією нейтралізатора (10% мас. NaOH) у МП-С;

3. Приклад 20 - приклад для зрівняння - ілюструє отримання метанолу газозфазним окисненням вуглеводнів природного газу киснем без регулювання температури входу вихідного вуглеводневовмісного газу у реакційну зону першого реактора частковою рекуперацією тепла після реакційної суміші цього ж реактора та без стадій дегазації, нейтралізації МП-С під тиском, близьким до атмосферного, без використання відхідного газу як холодоагента для остаточного охолодження після реакційної суміші перед сепарацією із використанням нейтралізувального розчину з високою концентрацією нейтралізатора (10% мас. NaOH) у МП-С.

Приклад 1 (див. Фіг.2, табл.). Холодний відсепарований від сконденсованих води і вищих вуглеводнів природний газ після першого ступеня сепарації установки комплексної підготовки природного газу УКПГ (газ сирий ГС; склад, % об.:

$\text{CH}_4=94,02$; $\text{N}_2=1,14$; $\text{CO}_2=0,19$; вищих насичених вуглеводнів - залишок, тобто з вмістом насичених вуглеводнів у перерахунку на $\text{CH}_4=98,67\%$ об.) під надлишковим тиском (далі під тиском) $7,85\text{МПа}$ ($80,0\text{кгс/см}^2$) з витратою $20300\text{нм}^3/\text{год}$ подається (потік 1, далі пот.1) у між трубний простір рекуперативного теплообмінника 1. Підігрітий в 1 до 381°C природний газ поступає у підігрівник вогневий 2 (виконує роль пускового підігрівника та для регулювання температурного режиму при експлуатації установки), нагрівається до температури, яка забезпечує протікання реакції газозфазного окиснення вуглеводнів у реакційній зоні реактора в інтервалі $355-450^\circ\text{C}$, і прямує у реакційну зону першого із двох послідовно розташованих реакторів 3 і 4. Одночасно у реакційну зону реактора 3 подають стиснене до $7,85\text{МПа}$ ($80,0\text{кгс/см}^2$) і відсепароване від скрапленої води у компресорному блоці 5 повітря з витратою $1600\text{нм}^3/\text{год}$ (пот.2). У реакційній зоні реактора 3 при часі перебування $\sim 2,5\text{с}$ перебігає газозфазне окиснення вуглеводнів природного газу в інтервалі температур $355-450^\circ\text{C}$. Після реакційну суміш, яка виходить із реактора 3 з температурою 450°C охолоджують (шляхом подачі водяного конденсату з витратою 1140кг/год у міжтрубний простір котла-утилізатора 6) до температури, яка забезпечує протікання газозфазного окиснення у реакційній зоні другого реактора у тому ж інтервалі температур, що і у реакційній зоні першого реактора, і спрямовують у реакційну зону другого реактора 4, куди одночасно у такий же кількості, як і у перший реактор подають повітря (пот.3). Отриману у котлі-утилізаторі водяну пару при абсолютному тиску $0,5\text{МПа}$ і 115°C спрямовують для внутрішніх потреб виробництва. У реакційній зоні реактора 4 за тих же параметрів як і у реакторі 3 перебігає газозфазне окиснення вуглеводнів. Парогазову суміш, яка виходить із реактора 4 (після реакційну суміш) з температурою 450°C послідовно охолоджують у рекуперативному теплообміннику 1 до 120°C , апараті повітряного охолодження 7 - до 50°C і остаточно охолоджують до 30°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з її витратою $15,1\text{м}^3/\text{год}$ і далі газорідну суміш (пот.4) спрямовують у сепаратор 9, де розділяють на скраплені легкоконденсовні продукти (метанольний продукт-сирець МП-С) і відхідний газ. Відхідний газ із сепаратора (пот.5) через засувку 10 подають на УКПГ для подальшої підготовки для магістрального транспортування (пот.6) і, частково, $29,5\text{нм}^3/\text{год}$ (пот.7), через вентиль регульовальний 11 на пальники вогневого підігрівника 2.

МП-С виводять із сепаратора (пот. 8) при тиску сепарації і подають у ємність I-го ступеня десорбції 12, попередньо знизивши тиск потоку МП-С регульовальним вентилем 13 до $0,6\text{МПа}$, і потім в ємність II-го ступеня десорбції 14, попередньо знизивши тиск до $0,02\text{МПа}$ регульовальним вентилем 15. Тиск у ємностях 12 та 14 відповідно $0,6$ та $0,02\text{МПа}$ регулюють клапанами редукційними 16 і 17. Гази десорбції I-го ступеня, $14,3\text{нм}^3/\text{год}$, використовують як топковий у підігрівнику 2, для чого їх (пот.9) змішують з потоком 7, а гази десорбції II-го ступеня (пот. 10), $1,6\text{нм}^3/\text{год}$, використовують як

топковий для ін. потреб виробництва або спалюють на «свічі».

МП-С із ємності 14 подають у вузол нейтралізації органічних кислот МП-С, для чого у розчинник 18 подають МП-С (пот. 11) і необхідну кількість нейтралізатора: гідроксиду натрію (пот. 12), готують $2,5\%$ -й нейтралізувальний розчин гідроксиду натрію у МП-С і спрямовують його у збірник 19.

Основний потік МП-С (пот. 13), 710кг/год , подають у реактор-нейтралізатор 20. Одночасно у 20 регульовальним вентилем 21 дозують $110\text{дм}^3/\text{год}$ нейтралізувального розчину (пот. 14), який подається із 19 насосом 21. Час перебігу реакції нейтралізації $30-45\text{с}$.

Дегазований та нейтралізований МП-С із реактора-нейтралізатора (пот. 15) подають на ректифікацію, де відділяють метанол.

Приклад 2 (див. Фіг.3, табл.). Технологія і параметри: окиснення вуглеводнів природного газу киснем повітря 1-5, охолодження після реакційної суміші у рекуперативному теплообміннику 1 і апараті повітряного охолодження 7 та вузлів дегазації і нейтралізації МП-С 9-23 аналогічні прикладу 1.

Приклад 2 відрізняється від прикладу 1 тим, що для остаточного охолодження після реакційної суміші перед її сепарацією використовують як холодоагент відхідний газ після його дроселювання від тиску на виході із сепаратора до тиску розподільних газових мереж і відхідний газ подають у розподільні газові мережі, а саме: після реакційну суміш, яка виходить із апарата повітряного охолодження (АПО) 7 при 50°C охолоджують до 40°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з витратою $7,8\text{м}^3/\text{год}$ (пот.4) і остаточно охолоджують до 30°C у холодильнику-конденсаторі «газ-газ» 24 і далі газорідну суміш (пот. 16) спрямовують у сепаратор 9, де розділяють на МП-С і відхідний газ. Останній (пот.5) дроселюють у дроселі 25 від $7,59$ до $0,60\text{МПа}$ і подають у холодильник-конденсатор «газ-газ» 24, де він охолоджує після реакційну суміш перед сепарацією, нагріваючись від 8 до 21°C , і потім через засувку 26 спрямовують у розподільні газові мережі (пот. 17). Частково, $29,5\text{нм}^3/\text{год}$, відхідний газ через вентиль регульовальний 27 відбирають (пот.7) на пальники підігрівника 2. Далі: стадії дегазації, нейтралізації і подача МП-С на ректифікацію за прикладом 1.

Виконання передбачуваного винаходу газозфазним окисненням вуглеводнів природного газу киснем повітря під тиском $7,85\text{МПа}$ ($80,0\text{кгс/см}^2$) підтверджується також прикладами 3-4, 6-9 (див. табл., Фіг.2, 3).

Приклад 11 (див. Фіг.2, табл.). Холодний відсепарований від сконденсованих води і вищих вуглеводнів природний газ після першого ступеня сепарації УКПГ (газ сирий ГС) складу: насичених вуглеводнів у перерахунку на метан $98,67\%$ об. (у т. ч. метану $94,02\%$ об.); $\text{N}_2=1,14\%$ об.; $\text{CO}_2=0,19\%$ об., - під тиском $9,81\text{МПа}$ ($100,0\text{кгс/см}^2$) з витратою $20300\text{нм}^3/\text{год}$ подають (пот.1) послідовно у міжтрубний простір рекуперативного теплообмінника 1 для підігріву до температури 377°C , по трубному простору вогневого підігрівника 2, без допоміжного підігріву, і потім у реакційну зону першого реактора із двох послідовно установлених реакторів 3 і 4.

Одночасно у реакційну зону реактора 3 подають стиснене до 9,81МПа (100,0кгс/см²) і відсепароване від скрапленої вологи у компресорному блоці 5 повітря (пот.2) з витратою 1604нм³/год. У реакційній зоні реактора 3 перебігає газофазне окиснення вуглеводнів природного газу в інтервалі 350-440°C при часі перебування ~2,5с. Реакційну суміш, яка виходить із реактора 3 з температурою 440°C, охолоджують у котлі-утилізаторі 6 до температури, яка забезпечує перебіг газофазного окиснення вуглеводнів у реакційній зоні другого реактора 4 за тих же параметрів, що і у реакційній зоні першого реактора, і подають у реакційну зону другого реактора 4, куди одночасно подають повітря у такій же кількості (пот.3), як і у реакційну зону першого реактора. Охолодження післяреакційної суміші першого реактора проводять у котлі-утилізаторі шляхом подачі у його міжтрубний простір водяного конденсату з витратою 1049кг/год, отримуючи водяну пару при абсолютному тиску 0,5МПа і температурою 115°C. У реакційній зоні реактора 4 перебігає газофазне окиснення вуглеводнів за тих же параметрів, що і у реакторі 3. Парогазову суміш, яка виходить із реактора 4 (післяреакційну суміш) з температурою 440°C послідовно охолоджують у рекуперативному теплообміннику 1 до 126°, АПО - до 50°C і остаточно охолоджують до 30°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з витратою 15,5м³/год і далі газорідну суміш (пот. 4) спрямовують у сепаратор 9, де розділяють на легкоокиснені продукти (метальний продукт-сирець) і відхідний газ. Відхідний газ із сепаратора (пот. 5) під тиском 9,65МПа з витратою 22747нм³/год через засувку 10 спрямовують (пот. 6) (пот. 5) на УКПГ для подальшої підготовки до магістрального транспортування.

МП-С виводять із сепаратора 9 (пот. 8) при тиску сепарації і подають у ємність I-го ступеня десорбції 12, попередньо знизивши тиск потоку МП-С до 0,6МПа регулювальним вентилем 13, і потім у ємність II-го ступеня десорбції 14, попередньо знизивши тиск до 0,02МПа регулювальним вентилем 15. Тиск у ємностях 12 та 14 відповідно 0,6 та 0,02МПа регулюють редуційними клапанами 16 і 17.

Гази десорбції 1-го ступеня (пот. 18), 20,7нм³/год, подають у розподільні газові мережі або використовують для внутрішніх потреб виробництва. Гази десорбції II-го ступеня (пот. 10), 1,8нм³/год, використовують для внутрішніх потреб виробництва або спалюють на "свічі".

МП-С із ємності 14 подають у вузол нейтралізації органічних кислот МП-С, для чого у розчинник 18 подають 77дм³/год МП-С (пот. 11) і необхідну кількість нейтралізатора (пот. 12): гідроксиду натрію, - готують 2,5%-ий нейтралізувальний розчин гідроксиду натрію у МП-С і спрямовують його у збірник 19. Основний потік МП-С (пот. 13), 807кг/час, подають у реактор-нейтралізатор 20, куди одночасно регулювальним вентилем 21 дозують 80дм³/год нейтралізувального розчину (пот. 14), який подається із збірника 19 насосом 22. Час перебігу реакцій нейтралізації 30-45с. Дегазований і нейтралізований МП-С (пот. 15) спрямовують на ректифікацію, де відділяють метанол.

Приклад 12 (див. Фіг.3, табл.). Технологія і параметри окиснення вуглеводнів природного газу 1-5 і охолодження післяреакційної суміші у рекуперативному теплообміннику 1 і апараті повітряного охолодження 7 аналогічні прикладу 11. Приклад 12 відрізняється від прикладу 11 тим, що для остаточного охолодження післяреакційної суміші перед сепарацією використовують як холодоагент відхідний газ після дроселювання від тиску на вході із сепаратора до тиску розподільних газових мереж і відхідний газ подають у розподільні газові мережі, а саме: післяреакційну суміш яка виходить із АПО з температурою 50°C охолоджують до 33°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з витратою 13,4м³/год і остаточно охолоджують (пот. 4) до 10°C у холодильнику конденсаторі "газ-газ" 24 і далі газорідну суміш (пот. 16) прямує у сепаратор 9, де її розділяють на МП-С і відхідний газ. Останній (пот. 5) дроселюють у дроселі 25 від 9,62МПа до 1,20МПа і подають у холодильник-конденсатор "газ-газ", де він охолоджує післяреакційну суміш перед сепарацією, нагріваючись від (-20°C) до 11°C, і потім через засувку 26 з витратою 22724нм³/год спрямовують (пот. 17) у розподільні газові мережі.

МП-С виводять із сепаратора 9 (пот. 8) при тиску сепарації і подають у ємність I-го ступеня десорбції 12, попередньо знизивши тиск потоку МП-С до 0,6МПа регулювальним вентилем 13, і потім у ємність II-го ступеня десорбції 14, попередньо знизивши тиск до 0,02МПа регулювальним вентилем 15. Тиск у ємностях 12 та 14 відповідно 0,6 та 0,02МПа регулюють редуційними клапанами 16 і 17.

Гази десорбції I-го ступеня (пот. 18), 27,3нм³/год, подають у розподільні газові мережі або використовують для внутрішніх потреб виробництва. Гази десорбції II-го ступеня (пот. 10), 2,3нм³/год, використовують для внутрішніх потреб виробництва або спалюють на "свічі".

МП-С із ємності 14 подають у вузол нейтралізації органічних кислот МП-С, для чого у розчинник 18 подають 98дм³/год МП-С (пот. 11) і необхідну кількість нейтралізатора (пот. 12): кальціновану соду (карбонат кальцію), - готують 5%-ий (по масі) нейтралізувальний розчин карбонату кальцію у МП-С і спрямовують його у збірник 19. Основний потік МП-С (пот. 13), 810кг/год, подають у реактор-нейтралізатор 20, куди одночасно регулювальним вентилем 21 дозують 100дм³/год нейтралізувального розчину (пот. 14), який подається із збірника 19 насосом 22.

Час перебігу реакцій нейтралізації 30-45с. Дегазований і нейтралізований МП-С (пот. 15) спрямовують на ректифікацію, де відділяють метанол.

Виконання передбачуваного винаходу газофазним окисненням вуглеводнів природного газу киснем повітря під тиском 9,81МПа (100кгс/см²) підтверджується також прикладами 14, 15 (див. табл., Фіг.2, 3 відповідно).

Приклад 17 (див. Фіг.4, табл.). Холодний відсепарований від сконденсованих води і вищих вуглеводнів природний газ після першого ступеня сепарації УКПГ (газ сирий ГС) складу: насичених вуглеводнів у перерахунку на метан 95,66% об. (у

тому числі метану 90,88% об.), $N_2=1,63\%$ об., $CO_2=2,71\%$ об., - під тиском 9,81МПа (100кгс/см^2) з витратою $1816\text{нм}^3/\text{год}$ послідовно подають (пот. 1) у міжтрубний простір рекуперативного теплообмінника 1 для підігріву до 354°C , по трубному простору вогневого підігрівника 2, без допоміжного підігріву, у міжтрубний простір рекуперативного теплообмінника 28, де його підігрівають до 380°C , і потім у реакційну зону першого реактора 3 із двох послідовно установлених реакторів 3 і 4. Одночасно у реакційну зону реактора 3 подають під тиском 9,81МПа ($100,0\text{кгс/см}^2$) сухий технічний кисень (склад: $O_2=99,5\%$ об.; $N_2=0,5\%$ об.) з витратою $261,5\text{нм}^3/\text{год}$ (пот. 19). У реакційній зоні реактора 3 в інтервалі температур $365\text{--}440^\circ\text{C}$ при часі перебування $\sim 2,5\text{с}$ перебігає газозфазне окиснення вуглеводнів природного газу. Реакційну суміш, яка виходить із реактора 3 при 440°C , послідовно охолоджують у рекуперативному теплообміннику 28 та у котлі-утилізаторі 6 до температури, яка забезпечує перебіг газозфазного окиснення вуглеводнів у реакційній зоні реактора 4 за тих же параметрів, що і у реакційній зоні першого реактора, і далі спрямовують у реакційну зону реактора 4, куди одночасно подають технічний кисень у такій же кількості і за тих же параметрів (пот. 20), що і у реакційну зону першого реактора. Охолодження післяреакційної суміші першого реактора у котлі-утилізаторі 6 проводять шляхом подачі у його міжтрубний простір водяного конденсату з витратою 355кг/год , отримуючи водяну пару при абсолютному тиску 0,5МПа і температурою 115°C . У реакційній зоні реактора 4 перебігає газозфазне окиснення вуглеводнів за тих же параметрів що і у реакторі 3. Парогазову суміш, яка виходить із реактора 4 (післяреакційну суміш) з температурою 440°C послідовно охолоджують у рекуперативному теплообміннику 1 до 120°C , АПО 7 - до 50°C і остаточно охолоджують до 30°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з витратою $10,8\text{м}^3/\text{год}$ і далі газорідну суміш (пот. 4) спрямовують у сепаратор 9, де розділяють на метанольний продукт-сирець і відхідний газ. Відхідний газ із сепаратора (пот. 5) під тиском 9,70МПа з витратою $18120\text{нм}^3/\text{год}$ через засувку 10 спрямовують на УКПГ для подальшої підготовки до магістрального транспортування.

МП-С виводять із сепаратора 9 (пот. 8) при тиску сепарації і подають у ємність 1-го ступеня десорбції 12, попередньо знизивши тиск потоку МП-С до 0,6МПа регульованим вентилем 13, і потім у ємність II-го ступеня десорбції 14, попередньо знизивши тиск до 0,02МПа регульованим вентилем 15. Тиск у ємностях 12 та 14 відповідно 0,6 та 0,02МПа регулюють редукційними клапанами 16 та 17. Гази десорбції I-го ступеня (танкові гази) (пот. 18), $20,0\text{нм}^3/\text{год}$, подають у розподільні газові мережі або використовують для внутрішніх потреб виробництва. Гази десорбції II-го ступеня (пот. 10), $1,9\text{нм}^3/\text{год}$, використовують для внутрішніх потреб виробництва або спалюють на "свічі".

МП-С із ємності 14 подають у вузол нейтралізації органічних кислот МП-С, для чого у розчинник 18 подають $62\text{дм}^3/\text{год}$ МП-С (пот. 11) і необхідну кількість нейтралізатора (пот. 12): гідроксид на-

трію, - готують 2,5%-ий (по масі) нейтралізувальний розчин гідроксиду натрію у МП-С і спрямовують його у збірник 19. Основний потік МП-С (пот. 13), 583кг/год , подають у реактор-нейтралізатор 20, куди одночасно регульованим вентилем 21 дозують $63\text{дм}^3/\text{год}$ нейтралізувального розчину (пот. 14) який подається із збірника 19 насосом 22. Час перебігу реакцій нейтралізації 30-45с. Дегазований і нейтралізований МП-С (пот. 15) спрямовують на ректифікацію, де відділяють метанол.

Приклад 18 (див. Фіг.5, табл.). Технологія і параметри: окиснення вуглеводнів природного газу киснем 1-2-28-3-28-6-4, охолодження післяреакційної суміші у рекуперативному теплообміннику 1 і апараті повітряного охолодження 7 аналогічні прикладу 17. Приклад 18 відрізняється від прикладу 17 тим, що для остаточного охолодження післяреакційної суміші перед її сепарацією використовують як холодоагент відхідний газ після його дроселювання від тиску на виході із сепаратора до тиску розподільних газових мереж і відхідний газ подають у розподільні газові мережі, а нейтралізацію органічних кислот МП-С проводять 5%-им розчином карбонату натрію, а саме: післяреакційну суміш, яка виходить із АПО 7 при 50°C , охолоджують до 43°C у холодильнику-конденсаторі 8 водою з витратою $4,5\text{м}^3/\text{год}$ і остаточно охолоджують (пот. 4) до 30°C у холодильнику-конденсаторі "газ-газ" 24 і далі газорідну суміш (пот. 16) спрямовують у сепаратор 9, де її розділяють на МП-С і відхідний газ. Останній (пот. 5) дроселюють у дроселі 25 від 9,68 до 0,6МПа і подають у холодильник конденсатор "газ-газ", де він охолоджує післяреакційну суміш перед сепарацією, нагріваючись від 0 до 18°C , і потім через засувку 26 з витратою $18120\text{м}^3/\text{год}$ його подають (пот. 17) у розподільні газові мережі. МП-С виводять із сепаратора 9 (пот. 8) при тиску сепарації і подають у ємність I-го ступеня десорбції 12, попередньо знизивши тиск потоку МП-С до 0,6МПа регульованим вентилем 13, і потім у ємність II-го ступеня десорбції 14, попередньо знизивши тиск до 0,02МПа регульованим вентилем 15. Тиск у ємностях 12 та 14 відповідно 0,6 та 0,02МПа регулюють редукційними клапанами 16 та 17. Гази десорбції I-го ступеня (танкові гази) (пот. 18), $20\text{нм}^3/\text{год}$, подають у розподільні газові мережі або використовують для внутрішніх потреб виробництва. Гази десорбції II-го ступеня (пот. 10), $1,9\text{нм}^3/\text{год}$, використовують для внутрішніх потреб виробництва.

МП-С із ємності 14 подають у вузол нейтралізації органічних кислот, для чого у розчинник 18 подають $80\text{дм}^3/\text{год}$ МП-С і необхідну кількість нейтралізатора (пот. 12): карбонат натрію, - готують 5,0%-ий (по масі) нейтралізувальний розчин карбонату натрію у МП-С і спрямовують його у збірник 19. Основний потік МП-С (пот. 13), 568кг/год , подають у реактор-нейтралізатор 20, куди одночасно регульованим вентилем 21 дозують $82\text{дм}^3/\text{год}$ нейтралізувального розчину (пот. 14), який подається із збірника 19 насосом 22. Час перебігу реакцій нейтралізації 30-45с. Дегазований і нейтралізований МП-С (пот. 15) спрямовують на ректифікацію, де відділяють метанол.

Виконання передбаченого винаходу газофазним окисненням вуглеводнів природного газу кис-

нем підтверджується також прикладом 19 (див. Фіг.5, табл.).

Таблиця

	Приклад 1 (Фіг.2)	Приклад 2 (Фіг.3)	Приклад 3 (Фіг.3)	Приклад 4 (Фіг.3)	Приклад 5**
1. Потік вуглеводневомісного (природного) газу у реакторний блок на окиснення, м ³ /год	20300	20300	20300	20300	20300
2. Загальний потік кисневмісного газу, м ³ /год	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)
3. Тиск на вході у реакторний блок, МПа $\left(\frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}\right)$	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)
4. Концентрація кисню, % об.: - на вході у реакційний блок* - на вході у реакційну зону I-го реактора 3 - на вході у реакційну зону II-го реактора 4	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43
5. Температура на виході із реакційних зон, °C	450	450	450	450	450
6. Остаточне охолодження після реакційної суміші перед сепарацією	водою	відхідним газом після дроселювання	відхідним газом після дроселювання	відхідним газом після дроселювання	водою
7. Температура після реакційної суміші на виході із: - теплообмінника рекупераційного 1, °C - апарата повітряного охолодження АПО 7, °C - теплообмінника водяного 8, °C	120 50 30	120 50 40	120 50 30	120 50 35	120 50 30
8. Температура охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, вхід/вихід, °C	20/35	20/35	20/35	20/35	20/35
9. Витрата охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, м ³ /год	15,1	7,8	15,1	11,5	15,1
10. Температура сепарації, °C	30	30	18	20	30
11. Тиск на виході із сепаратора, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	7,63/7,73	7,59/7,69	7,59/7,69	7,59/7,69	7,63/7,73
12. Тиск відхідного газу після дроселя Д, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	-	0,60/0,70	1,20/1,30	0,60/0,70	-
13. Температура відхідного газу після дроселя Д, °C	-	8	(-1)	(-4)	-
14. Температура відхідного газу на виході із установки, °C	30 (після сепаратора)	21 (після теплообмінника "газ-газ" 8)	14 (після теплообмінника "газ-газ" 8)	16 (після теплообмінника "газ-газ" 8)	30 (після сепаратора)

15. Відведено із сепаратора, кг/год: - сумарну кількість органічних продуктів - метанолу - органічних кислот у перерахунку на оцтову	398 309,9 3,0	398 309,9 3,0	410 320,2 3,0	408,0 318,8 3,0	398 309,9 3,0
16. Потік відхідного газу, $\text{нм}^3/\text{год}$	22838	22838	22823	22824	22838
	Приклад 1 (Фіг.2)	Приклад 2 (Фіг.3)	Приклад 3 (Фіг.3)	Приклад 4 (Фіг.3)	Приклад 5** (за прототипом)
17. Подача відхідного газу	для підготовки до магістрального транспортування та на внутрішн. потреби	у розподільній газовій мережі та на внутрішні потреби	у розподільній газовій мережі та на внутрішні потреби	у розподільній газовій мережі та на внутрішні потреби	для підготовки до магістрального транспортування або у розподільній газовій мережі; на внутр. потреби
	Приклад 1 (Фіг.2)	Приклад 2 (Фіг.3)	Приклад 3 (Фіг.3)	Приклад 4 (Фіг.3)	Приклад 5**
18. Кількість пари МП-С, яка виноситься з відхідним газом, кг/год, у тому числі метанолу	41,4 25,2	41,4 25,2	25,9 14,9	28,2 16,3	41,4 25,2
19. Концентрація пари у відхідному газі, % об.: - метанолу - води	0,077 0,035	0,077 0,035	0,045 0,018	0,050 0,020	0,077 0,035
20. Кількість газів десорбції: - I-го ступеня, $P=0,6\text{МПа}$ (танкових газів), $\text{нм}^3/\text{год}$, - у тому числі горючих, % об. - II-го ступеня, $P=0,02\text{МПа}$, $\text{нм}^3/\text{год}$ - у тому числі горючих, % об.	14,3 92,2 1,6 96,9	14,3 92,2 1,6 96,9	17,2 93,0 1,9 97,8	15,5 92,9 1,9 97,7	0 - 0 -
21. Кількість нейтралізувального розчину, який подається у реактор-нейтралізатор 20, $\text{дм}^3/\text{год}$	110 (2,5%-вий NaOH)	110 (2,5%-вий NaOH)	141 (5,0%-вий Na_2CO_3)	141 (5,0%-вий Na_2CO_3)	26 (10%-вий NaOH)
22. Подається на ректифікацію: - метанолу, кг/год - розчинених газів у МП-С, $\text{нм}^3/\text{год}$	309,6 0,22	309,6 0,22	320,0 0,23	318,6 0,22	309,9 15,8
23. Витрата відхідного газу як топкового на пальники підігрівника вогневого 2, $\text{нм}^3/\text{год}$	29,5	29,5	26,3	28,0	44,7
24. Зменшення витрати охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8 у зрівнянні з прикладами 1, 5, разів	-	1,9	0	1,3	-

25. Еквівалентна (по теплотворній здатності) кількість вихідного (реакційного) вуглеводнево-місного газу кількості газів десорбції I-го ступеня, які подають у розподільні газові мережі або для внутрішніх потреб виробництва, $\text{нм}^3/\text{год}$	15,2	15,2	18,5	16,7	0
26. Технічний результат	зменшення витрат вуглеводневої сировини, ін.	зменшення витрат охолоджувальної води, вуглеводневої сировини, ін.	збільшення продуктивності по метанолу, зменшення витрат вуглеводневої сировини, ін.	збільшення продуктивності по метанолу, зменшення витрат охолоджувальної води, витрат вуглеводневої сировини, ін.	-

Продовження таблиці

	Приклад 6 (Фіг.2)	Приклад 7 (Фіг.3)	Приклад 8 (Фіг.3)	Приклад 9 (Фіг.3)	Приклад 10**
1. Потік вуглеводнево-місного (природного) газу у реакторний блок на окиснення, $\text{м}^3/\text{год}$	20300	20300	20300	20300	20300
2. Загальний потік кисневмісного газу, $\text{м}^3/\text{год}$	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)	3200 (повітря)
3. Тиск на вході у реакторний блок, МПа $\left(\frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}\right)$	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)	7,85 (80)
4. Концентрація кисню, % об.: - на вході у реакційний блок* - на вході у реакційну зону I-го реактора 3 - на вході у реакційну зону II-го реактора 4	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43
5. Температура на виході із реакційних зон, °C	450	450	450	450	450
6. Остаточне охолодження після реакційної суміші перед сепарацією	водою	відхідним газом після дроселювання	відхідним газом після дроселювання	відхідним газом після дроселювання	водою
7. Температура після реакційної суміші на виході із: - теплообмінника рекупераційного 1, °C - апарата повітряного охолодження АПО 7, °C - теплообмінника водяного 8, °C	120 40 28	120 40 -	120 40 32	120 40 34	120 40 28
8. Температура охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, вхід/вихід, °C	18/30	-	18/30	18/30	18/30

9. Витрата охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, м ³ /год	10,9	0	7,6	5,7	10,9
10. Температура сепарації, °С	28	28	15	25	28
11. Тиск на виході із сепаратора, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	7,63/7,73	7,67/7,77	7,59/7,69	7,59/7,69	7,63/7,73
12. Тиск відхідного газу після дроселя Д, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	-	0,60/0,70	0,60/0,70	1,20/1,30	-
13. Температура відхідного газу після дроселя Д, °С	-	5	(-10)	7,2	-
14. Температура відхідного газу на виході із установки, °С	28 (після сепаратора)	21 (після теплообмін. "газ-газ" 9)	13 (після теплообмін. "газ-газ" 9)	18 (після теплообмін. "газ-газ" 9)	28 (після сепаратора)
15. Відведено із сепаратора, кг/год: - сумарну кількість органічних продуктів - метанолу - органічних кислот у перерахунку на оцтову	400 311,9 3,0	400 311,9 3,0	413 322,3 3,1	400,4 313,3 3,0	400 311,9 3,0
16. Потік відхідного газу, нм ³ /год	22835	22835	22819	22832	22835
17. Подача відхідного газу	для підготовки до магістрального транспортування та на внутр. потреби	у розподільні газові мережі та на внутрішні потреби	у розподільні газові мережі та на внутрішні потреби	у розподільні газові мережі та на внутрішні потреби	для підготовки до магістрального транспортування або у розподільні газові мережі; на внутр. потреби
18. Кількість пари МП-С, яка виноситься з відхідним газом, кг/год, у тому числі метанолу	38,3 23,2	38,3 23,2	22,4 12,8	37,4 21,8	38,3 23,2
19. Концентрація пари у відхідному газі, % об.: - метанолу - води	0,071 0,032	0,071 0,032	0,039 0,015	0,067 0,028	0,071 0,032
20. Кількість газів десорбції: - I-го ступеня, Р=0,6МПа (танкових газів), нм ³ /год, - у тому числі горючих, % об. - II-го ступеня, Р=0,02МПа, нм ³ /год - у тому числі горючих, % об.	14,7 92,4 1,7 97,5	14,7 92,4 1,7 97,5	17,7 93,2 2,1 98,4	15,3 92,6 1,8 97,7	0 - 0 -
21. Кількість нейтралізувального розчину, який подається у реактор-нейтралізатор 20, дм ³ /год	54 (5,0%-ий NaOH)	141 (5,0%-ий Na ₂ CO ₃)	56 (5,0%-ий NaOH)	110(2,5%-ий NaOH)	26(10%-ий NaOH)
22. Подається на ректифікацію: - метанолу, кг/год - розчинених газів у МП-С, нм ³ /год	311,6 0,21	311,6 0,21	322,2 0,22	313,1 0,21	311,9 16,4

23. Витрата відхідного газу як топкового на пальники підігрівника вогневого 2, $\text{нм}^3/\text{год}$	29,0	29,2	25,6	28,3	44,7
24. Зменшення витрати охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8 у зрівнянні з прикладами 6, 10, разів	-	більш як у 10,9	1,4	1,9	-
25. Еквівалентна (по теплотворній здатності) кількість вихідного (реакційного) вуглеводнево-вмісного газу кількості газів десорбції 1-го ступеня, які подають у розподільні газові мережі або для внутрішніх потреб виробництва, $\text{нм}^3/\text{год}$	15,7	15,5	19,1	16,4	0
26. Технічний результат	зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	відсутність витрат охолоджувальної води, зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	збільшення продуктивності по метанолу, зменшення витрат охолоджувальної води, витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	зменшення витрат охолоджувальної води, вуглеводнево-вмісного газу, ін.	-

Продовження таблиці

	Приклад 11 (Фіг.2)	Приклад 12 (Фіг.3)	Приклад 13**	Приклад 14 (Фіг.2)	Приклад 15 (Фіг.2)
1. Потік вуглеводнево-вмісного (природного) газу у реакторний блок на окиснення, $\text{м}^3/\text{год}$	20300	20300	20300	20300	20300
2. Загальний потік кисневмісного газу, $\text{м}^3/\text{год}$	3209 (повітря)	3209 (повітря)	3209 (повітря)	3209 (повітря)	3209 (повітря)
3. Тиск на вході у реакторний блок, МПа $\left(\frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}\right)$	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)
4. Концентрація кисню, % об.: - на вході у реакційний блок* - на вході у реакційну зону I-го реактора 3 - на вході у реакційну зону II-го реактора 4	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43	2,86 1,53 1,43
5. Температура на виході із реакційних зон, $^{\circ}\text{C}$	440	440	440	440	440
6. Остаточне охолодження після реакційної суміші перед сепарацією	водою	відхідним газом після дроселювання	водою	водою	відхідним газом після дроселювання
7. Температура після реакційної суміші на виході: - теплообмінника рекуперативного 1, $^{\circ}\text{C}$ - апарата повітряного охолодження АПО 7, $^{\circ}\text{C}$	126 50	126 50	126 50	126 40	126 40

- теплообмінника водяного 8, °C	30	30	30	28	-
8. Температура охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, вхід/вихід, °C	20/35	20/35	20/35	18/30	-/-
9. Витрата охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, м³/год	15,5	13,4	15,5	11,2	0
10. Температура сепарації, °C	30	10	30	28	28
11. Тиск на виході із сепаратора, Р/Р _{абс.} , МПа/МПа	9,65/9,75	9,62/9,72	9,65/9,75	9,65/9,75	9,62/9,72
12. Тиск відхідного газу після дроселя Д, Р/Р _{абс.} , МПа/МПа	-	1,2/1,3	-	-	1,2/1,3
13. Температура відхідного газу після дроселя Д, °C	-	(-20)	-	-	28
14. Температура відхідного газу на виході із установки, °C	30 (після сепаратора)	11 (після теплообмінника "газ-газ" 9)	30 (після сепаратора)	28 (після сепаратора)	18 (після теплообмінника "газ-газ" 9)
15. Відведено із сепаратора, кг/год: - сумарну кількість органічних продуктів - метанолу - органічних кислот у перерахунку на оцтову	450 371,0 2,1	469 385,2 2,1	450 371,0 2,1	453 372,8 2,1	453 372,8 2,1
16. Потік відхідного газу, нм³/год	22747	22724	22747	22745	22745
17. Пдача відхідного газу	для підготовки до магістрального транспортування	у розподільні газові мережі	для підготовки до магістрального транспортування та/або розподільні газові мережі	для підготовки до магістрального транспортування	у розподільні газові мережі
18. Кількість пари МП-С, яка виноситься з відхідним газом, кг/год, у тому числі метанолу	35,9 22,4	14,2 8,2	35,9 22,4	33,2 20,6	33,2 20,6
19. Концентрація пари у відхідному газі, % об.: - метанолу - води	0,069 0,027	0,025 0,008	0,069 0,027	0,063 0,025	0,063 0,025
20. Кількість газів десорбції: - I-го ступеня, Р=0,6МПа (танкових газів), нм³/год, - у тому числі горючих, % об. - II-го ступеня, Р=0,02МПа, нм³/год - у тому числі горючих, % об.	20,7 92,2 1,8 97,0	27,3 93,4 2,3 98,1	0 - 0 -	21,3 92,4 1,9 97,5	21,3 92,4 1,9 97,5
21. Кількість нейтралізувального розчину, який подається у реактор-нейтралізатор 20, дм³/год	80 (2,5%-ий NaOH)	100 (5%-ий Na ₂ CO ₃)	18,6(10%-ий NaOH)	100 (5%-ий Na ₂ CO ₃)	80 (2,5%-ий NaOH)

22. Подається на ректифікацію: - метанолу, кг/год - розчинених газів у МП-С, $\text{м}^3/\text{год}$	370,6 0,23	384,9 0,26	371,0 22,31	372,5 0,24	372,5 0,24
23. Витрата відхідного газу як топкового на пальники підігрівника вогневого 2, $\text{м}^3/\text{год}$	0	0	0	0	0
24. Зменшення витрати охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8 у зрівнянні з прикладами 11, 13, 16, разів	-	1,2	-	0	більше як у 15,0 разів
25. Еквівалентна (по теплотворній здатності) кількість вихідного (реакційного) вуглеводнево-вмісного газу кількості газів десорбції I-го ступеня, які подають у розподільні газові мережі або для внутрішніх потреб виробництва, $\text{м}^3/\text{год}$	19,2	25,8	0	19,8	19,8
26. Технічний результат	зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	збільшення продуктивності по метанолу, зменшення витрат охолоджувальної води, зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	-	зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.	відсутність витрат охолоджувальної води, зменшення витрат вуглеводнево-вмісного газу, ін.

Продовження таблиці

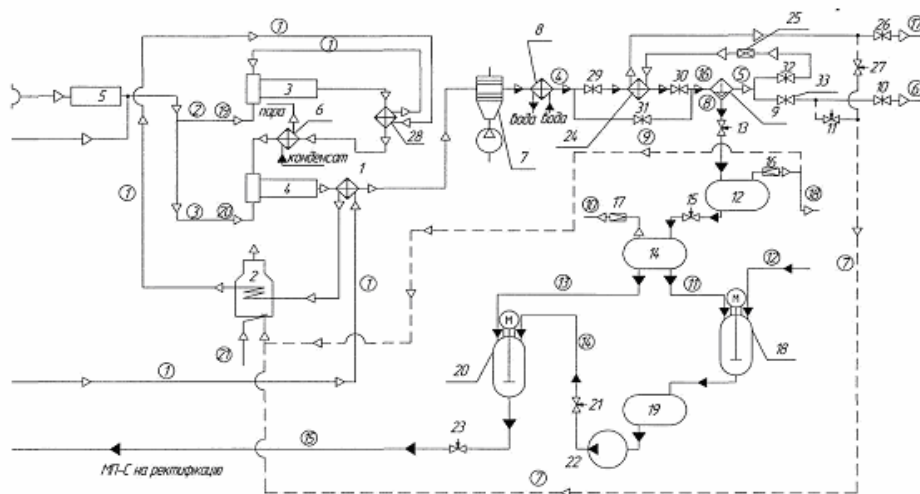
	Приклад 16**	Приклад 17 (Фіг.4)	Приклад 18 (Фіг.5)	Приклад 19 (Фіг.5)	Приклад 20***
1. Потік вуглеводнево-вмісного (природного) газу у реакторний блок на окиснення, $\text{м}^3/\text{год}$	20300	18189	18189	18189	18189
2. Загальний потік кисневмісного газу, $\text{м}^3/\text{год}$	3209 (повітря)	523 (технічний кисень)	523 (технічний кисень)	523 (технічний кисень)	523 (технічний кисень)
3. Тиск на вході у реакторний блок, МПа $\left(\frac{\text{кгс}}{\text{см}^2}\right)$	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)	9,81 (100)
4. Концентрація кисню, % об.: - на вході у реакційний блок* - на вході у реакційну зону I-го реактора 3 - на вході у реакційну зону II-го реактора 4	2,86 1,53 1,43	2,78 1,41 1,39	2,78 1,41 1,39	2,78 1,41 1,39	2,78 1,41 1,39
5. Температура на виході із реакційних зон, °C	440	440	440	440	440
6. Остаточне охолодження після реакційної суміші перед сепарацією	водою	водою	відхідним газом після дроселювання	відхідним газом після дроселювання	водою

7. Температура післяреакційної суміші на виході із - теплообмінника рекупераційного 1, °C - апарата повітряного охолодження АПО 7, °C - теплообмінника водяного 8, °C	126 40 28	120 50 30	120 50 43	120 50 30	120 50 30
8. Температура охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, вхід/вихід, °C	18/30	20/35	20/35	20/35	20/35
9. Витрата охолоджувальної води у теплообміннику водяному 8, м ³ /год	11,2	10,8	4,5	10,8	10,8
10. Температура сепарації, °C	28	30	30	10	30
11. Тиск на виході із сепаратора, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	9,65/9,75	9,70/9,80	9,68/9,78	9,68/9,78	9,72/9,82
12. Тиск відхідного газу після дроселя Д, Р/Р _{абс} , МПа/МПа	-	-	0,60/0,70	1,20/1,30	-
13. Температура відхідного газу після дроселя Д, °C	-	-	0	(-19)	-
14. Температура відхідного газу на виході із установки, °C	28 (після сепаратора)	30 (після сепаратора)	18 (після теплообмін, "газ-газ" 9)	8 (після теплообмін, "газ-газ" 9)	30 (після сепаратора)
15. Відведено із сепаратора, кг/год: - сумарну кількість органічних продуктів - метанолу - органічних кислот у перерахунку на оцтову	453 372,8 2,1	352 292,8 1,7	352 292,8 1,7	368 305,4 1,7	352 292,8 1,7
16. Потік відхідного газу, нм ³ /год	22745	18120	18120	18100	18120
17. Подача відхідного газу	для підготовки до магістральн. транспортування або у розподільні газові мережі; на внутр. потреби	для підготовки до магістрально-го транспортування	у розподільні газові мережі	у розподільні газові мережі	для підготовки до магістральн. транспортування або у розподільні газові мережі; на внутр. потреби
18. Кількість пари МП-С, яка виноситься з відхідним газом, кг/год, у тому числі метанолу	33,2 20,6	31,0 19,7	31,0 19,7	12,2 7,1	31,0 19,7
19. Концентрація пари у відхідному газі, % об.: - метанолу - води	0,063 0,025	0,076 0,026	0,076 0,026	0,028 0,008	0,076 0,026
20. Кількість газів десорбції: - I-го ступеня, Р=0,6МПа (танкових газів), нм ³ /год - у тому числі горючих, % об.	0 -	20,0 82,4	20,0 82,4	26,6 83,0	0 -

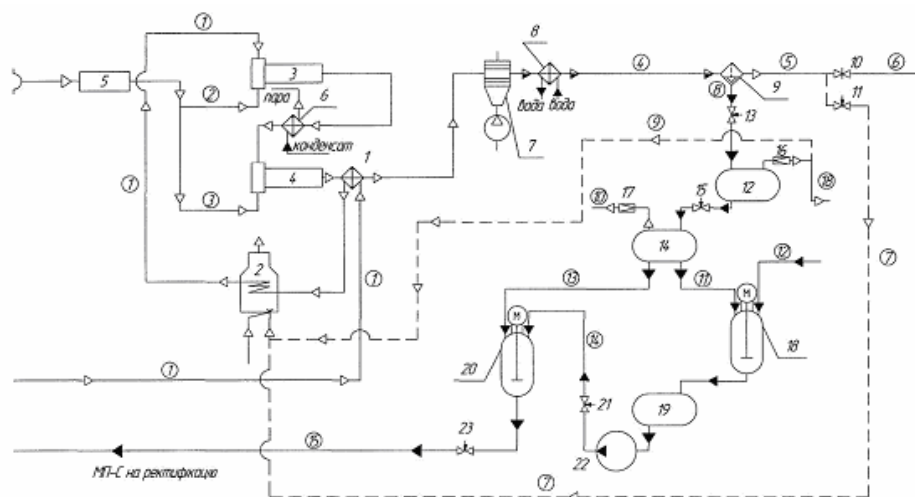
- II-го ступеня, P=0,02МПа, нм ³ /год - у тому числі горючих, % об.	0 -	1,9 52,6	1,9 52,6	2,4 52,5	0 -
21. Кількість нейтралізу- вального розчину, який подається у реактор- нейтралізатор 20, дм ³ /год	18,6(10%-ий NaOH)	63 (2,5%-ий NaOH)	81 (5,0%-ий Na ₂ CO ₃)	165 (2,5%-ий Na ₂ CO ₃)	15,2 (10%-ий NaOH)
22. Подається на ректи- фікацію: - метанолу, кг/год - розчинених газів у МП- С, нм ³ /год	372,8 23,1	292,4 1,1	292,4 1,1	305,1 1,3	292,8 22,6
23. Витрата відхідного газу як топкового на па- льники підігрівника вог- невого 2, нм ³ /год	0	0	0	0	66,0
24. Зменшення витрати охолоджувальної води у теплообміннику водяно- му 8 у зрівнянні з при- кладами 17, 20, разів	-	-	2,4	0	-
25. Еквівалентна (по те- плотворній здатності) кількість вихідного (реа- кційного) вуглеводнево- вмісного газу кількості газів десорбції I-го сту- пеня, які подають у роз- подільні газові мережі або для внутрішніх по- треб виробництва, нм ³ /год	0	17,2	17,2	23,0	0
26. Технічний результат	-	зменшення ви- трат вуглевод- невовмісного газу, ін.	зменшення витрат охоло- джувальної води, витрат вуглевод- невовмісного газу, ін.	збільшення продуктивності по метанолу, зменшення витрат вугле- воднево- вмісного газу, ін.	-

* - у перерахунку на суміш: сукупний потік вихідного кисневмісного газу плюс потік вихідного вуглевод-
невовмісного газу, який подається на окиснення

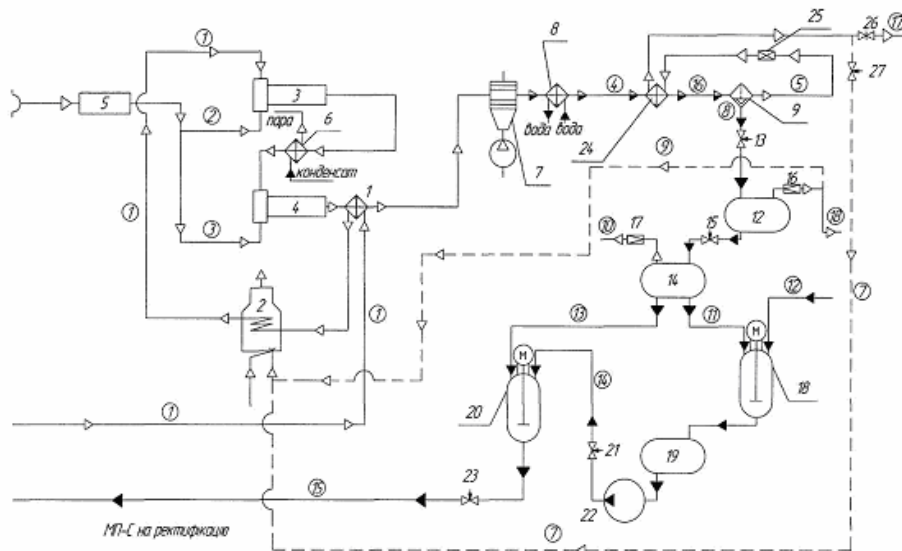
, * - див. примітки 2 і 3 відповідно до таблиці прикладів



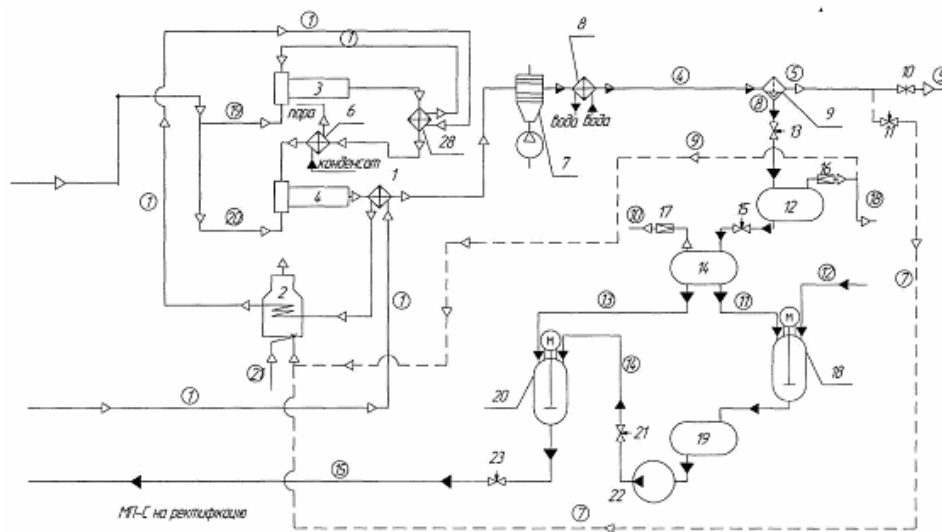
Фиг.1



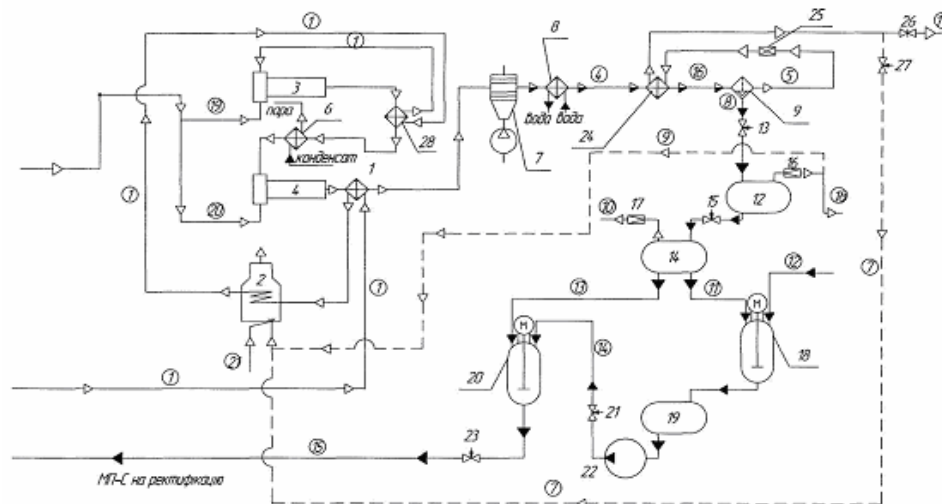
Фиг.2



Фиг.3



Фіг.4



Фіг.5