

Климаш А.О., Соловйов Г.І., Галстян А.Г., Горбунов М.І.

ВДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ МОКРОЇ КОНВЕРСІЇ ПРИРОДНОГО ГАЗУ З МЕТОЮ ОПТИМІЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВ ВОДНЮ ТА АМІАКУ У ЯКОСТІ ПЕРСПЕКТИВНИХ БЕЗВУГЛЕЦЕВИХ ПАЛИВ ДЛЯ АВТОМОБІЛЬНИХ ТА ЛОКОМОТИВНИХ ДИЗЕЛЬНИХ ДВИГУНІВ

Одним з основних забруднювачів повітря є CO_2 , значним джерелом якого є транспорт, у тому числі автомобільний та залізничний, тому що використовуються вуглеводневі палива, які виробляються зараз переважно з нафти (керосин, бензин, дизельне паливо та тощо). Викликом сучасності є безальтернативний перехід на без вуглецеві палива. Техніко-економічні показники виробництва «зелених» водню та аміаку залежать від вибору сировини і способу її переробки. Наприклад, аміак, вироблений через парову конверсію метану, коштує в середньому 250 доларів США за тону, а з електролізного водню - 600-650 доларів США за тону. Тому актуальною задачею є винайти такі новітні каталізatori і процеси конверсії вуглеводнів чи спиртів, які б суттєво скоротили або виключили утворення двооксиду вуглецю у даних технологіях та дозволили б скоротити собівартість «зеленого» водню.

В статті наведено аналіз результатів аналітичних досліджень, проведених на установці парового (первинного) риформінгу метану на каталізatori «ГІАП-3-6Н» ($Ni/\alpha-Al_2O_3$) промислової грануляції. Показано, що на початку процесу мокрої конверсії метану значна частина теплової енергії йде на підвищення температури парогазової суміші. Це також вказує на швидкий перехід процесу у зовнішню дифузійну область протікання, яка контролюється виключно швидкістю підводу теплової енергії в реакційну зону. Запропоновані нами рішення виготовлення і впровадження нових структурованих каталізatori з прямим електричним підгрівом твердого контакту забезпечують підвищення питомого зовнішнього підводу тепла в реакційну зону до 7-12 кВт на 1 кг контакту.

За допомогою математичного моделювання були виконані розрахунки промислового шахтного реактора мокрої конверсії метану, оснащеного новим структурованим волокнистим каталізatori, який обладнаний електричними нагрівачами.

За результатами дослідних випробувань та розрахунків рекомендовані показники шахтного реактора задля адекватної заміни трубчастих реакторів у діючих виробництвах аміаку.

Ключові слова: залізничний транспорт, безвуглецеві палива, конверсія метану, каталізatori, водень, енергія активації.

Актуальність дослідження. В сучасному світі особливої актуальності набувають проблеми скорочення викидів парникових газів у повітря [1-7]. Згідно з «Паризьким меморандумом» планують скорочувати викиди двооксиду вуглецю (CO_2) щорічно на 8%, що буде гарантувати фіксацію підвищення температури повітря Землі на досягнутому рівні плюс 1,5°C. Одним з основних забруднювачів повітря є CO_2 , значним джерелом якого є транспорт, у тому числі автомобільний та залізничний, тому що використовуються вуглеводневі палива, які виробляються зараз переважно з нафти (керосин, бензин, дизельне паливо та тощо) [2,3]. Викликом сучасності є безальтернативний перехід на без вуглецеві палива [4-7].

Останні 2-3 роки з'явилися публікації, у яких фігурує у якості «зеленого» палива аміак, наприклад для дизельних силових агрегатів морських танкерів [7], а також залізничних локомотивів, автомобілів і тракторів [4,5]. Японські та Європейські автомобільні гіганти (Toyota, BMW і ще 28 корпорацій) вже задекларували швидкий перехід легкових автомобілів на «зелений» водень у якості палива «паливних комірок», що замінять традиційні двигуни внутрішнього згорання [1-4,7]. Техніко-економічні показники виробництва «зелених» водню та аміаку залежать від вибору сировини і способу її переробки. Найбільш привабливим джерелом водню є вода, але сучасні технології електролізу води є поки що занадто енергетично затратними (33 кВт-г на 1 кг водню). Зараз водень виробляють переважно з природного газу та других вуглеводневих газів та нафтопродуктів. Наприклад, аміак, вироблений через парову конверсію метану, коштує в середньому 250 доларів США за тону, а з електролізного водню - 600-650 доларів США за тону. Тому актуальною задачею є винайти такі новітні каталізatori і процеси конверсії метану, n-пропану, метанолу, етанолу та інших вуглеводнів чи спиртів, які б суттєво скоротили або виключили утворення двооксиду вуглецю у даних технологіях та дозволили б скоротити собівартість «зеленого» водню.

Теоретичний аналіз дослідження і постановка проблеми. По даним фірми «Haldor Topsoe A/S» [7], усі без виключення виробництва водню і аміаку у світі використовують технологію конверсії вугілля (25%) або вуглеводневих (природний, скраплений та інші) газів (75%). Усі вони мають великі питомі викиди у повітря двооксиду вуглецю: з вугілля-3 т/т аміаку (17,1 т/т водню); з природного газу-1,6-2,0 т/т аміаку (8,9-11,2 т/т водню). Найбільш поширеним у світі є багатостадійний (більш 10 стадій) процес, заснований на паровій конверсії метану у трубчастій печі (так званий, первинний риформінг), з подальшою обробкою на стадії вторинного риформінгу і ще на 8 фізико-хімічних етапах, в тому числі, процес «Карсол» по виділенню з товарних газів скрапленого CO_2 (так званий компаунд-газ). Наприклад, у діючому на ПАТ «Севєродонецьке виробниче об'єднання Азот»

промислового виробництві аміаку на стадії первинного риформінгу в трубчастий реактор встановлені 270 газових пальника потужністю по 635 кВт кожний, які за рахунок тепла димових газів підтримують режим протікання ендотермічних реакцій та витрачають в середньому біля 17-20 тис. м³/годину природного газу (135-140 млн. м³/рік).

Витрати природного газу в цілому по Україні пальниками трубчастих реакторів парового риформінгу метану сягають 1,2-1,25 млрд. м³/рік. Всього у світі за 2019 рік було вироблено 180 млн. т аміаку, при чому, на виробництво витрачено за рік 205 млрд. кубічних метрів природного газу [1,7,8]. З розрідженими топковими газами від газових пальників трубчастих реакторів у повітря за рік в світі поступило 160 млн. тон двооксиду вуглецю, а концентрованому вигляді отримано 240 млн. тон скрапленого компаунд газу. Відповідно до цього необхідне вдосконалення процесу мокрої конверсії природного газу з метою оптимізації виробництв водню та аміаку, які є перспективними без вуглецевими паливами для автомобільних та локомотивних дизельних двигунів.

Мета статті: Розробка і впровадження новітніх структурованих каталізаторів конверсії, які були би спроможні виключити спалювання природного газу у трубчастих реакторах завдяки впровадженню замість газових пальників прямого нагріву каталізатору «зеленою» електричною енергією, заради скорочення викидів парникового газу на 40%.

Задачі дослідження. Мету дослідження планується досягнути завдяки впровадженню нових структурованих волокнистих каталізаторів з вмонтованими у стільникові блоки електричними підігрівачами, розробленими нами.

Основна частина.

Максимальний питомий зовнішній підвід тепла в реакційну зону, який спроможні забезпечити існуючі газові пальники, складає 2,5-3,3 кВт-г на 1 кг гранульованого каталізатора марки «ГІАП-3-6Н». Запропоновані нами рішення виготовлення і впровадження нових структурованих каталізаторів з прямим електричним підігрівом твердого контакту забезпечують підвищення питомого зовнішнього підводу тепла в реакційну зону до 7-12 кВт на 1 кг контакту.

Систематизовані результати аналітичних досліджень, проведених на установці парового (первинного) риформінгу метану на каталізаторі «ГІАП-3-6Н» ((Ni/α-Al₂O₃) промислової грануляції, завантаженого в одну з 504-х трубок промислової трубчастої печі, працюючої під тиском 3 МПа, наведені у таблицях 1, 2, 3.

Таблиця 1

Результати дослідження складу газових проб (в перерахунку на «сухі» інгредієнти) однієї з промислових трубок (внутрішній діаметр 71мм; довжина 9,45м) трубчастої печі процесу риформінгу метану (P = 3 МПа, t=520°C).

Середній питомий підвід теплової енергії з зовні-3,4 кВт/кг каталізатору

Місце відбору проб на аналіз (шар каталізатору), м	Вміст метану у суміші сухих газів (в перерахунку на «сухі»), г/нм ³	Вміст двооксиду вуглецю у суміші сухих газів (в перерахунку на «сухі»), г/нм ³	Вміст оксиду вуглецю у суміші сухих газів (в перерахунку на «сухі»), г/нм ³	Вміст водню у суміші сухих газів (в перерахунку на «сухі»), г/нм ³
1,0	534,8	64,3	32,5	13,0
2,0	336,3	166,1	45,4	25,3
3,0	224,6	223,1	43,4	31,3
4,0	163,5	266,4	42,9	37,4
5,0	131,0	315,6	44,2	43,5
6,0	112,4	301,4	46,3	47,8
7,0	96,9	245,6	80,8	87,4
8,0	78,0	241,9	118,7	139,2
9,0	64,2	239,7	135,3	171,2

Таблиця 2

Результати випробувань каталізатора «ГІАП-3-6Н» в процесі парової конверсії метану. Середній питомий підвід теплової енергії з зовні-3,4 кВт/кг каталізатору. Температура ПГС: на вході-520°C, на виході-805°C.

Насипна щільність каталізатору 1150 кг/м³

Шар каталізатору, м	Завантажено каталізатору, кг	Об'єм ПГС, нм ³ /г	Час кон-такту, с	Швид-кість ПГС, м/с	Маса метану, кг/г	Маса H ₂ O/сухі газу, кг/г	Маса H ₂ , кг/г	Маса CO ₂ , кг/г	Маса CO, кг/г
0	0	395,3	0,00	2,74	71,154	237,6/71,2	0,00	0,00	0,00
1,0	5,0	399,3	0,35	2,84	65,507	229,3/79,5	2,11	7,88	3,98
2,0	10,0	405,7	0,66	3,04	56,471	210,7/98,1	6,12	27,90	7,62
3,0	15,0	411,6	0,92	3,24	48,001	193,5/115,2	10,25	47,70	9,27
4,0	20,0	416,1	1,17	3,41	41,648	174,7/134,1	13,67	67,85	10,92
5,0	25,0	419,2	1,40	3,56	37,271	153,4/155,4	15,76	89,76	12,57
6,0	30,0	422,0	1,61	3,74	33,318	155,1/153,6	17,26	89,32	13,72
7,0	35,0	424,4	1,81	3,86	29,930	159,4/149,3	18,60	75,86	24,95

8,0	40,0	427,2	1,96	4,08	25,977	142,7/166,1	20,00	80,56	39,51
9,0	45,0	429,6	2,15	4,19	22,589	132,1/176,7	21,33	84,39	48,33

Таблиця 3

Фізико-хімічні характеристики процесу парової конверсії метану на гранульованому каталізаторі «ГІАП-3-6Н»,
 $D_{\text{скв.}}=0,0108\text{м}$, пористість 46,4%, зовнішня поверхня $-464\text{ м}^2/\text{м}^3$

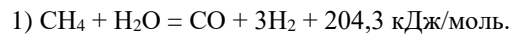
Шар каталізатору, м	Маса каталізатору, кг	Конверсія метану, %	Кінематична в'язкість ПГС $\text{м}^2/\text{с}$	Швидкість ПГС р.у., м/с	Критерій Re	Критерій Nu	α , $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{К}$	Критерій Sh	β CH_4 , м/с	β CO_2 , м/с	β H_2O , м/с
0	0	0	0,00161	2,742	4,928	1,449	110,94	122,36	0,0797	0,0258	0,0304
0,2	0,75	4,56	0,00167	2,878	4,913	1,465	112,33	121,90	0,0834	0,0271	0,0322
0,4	1,50	12,86	0,00186	3,051	4,714	1,455	111,72	121,75	0,0888	0,0289	0,0349
0,6	2,25	23,56	0,00203	3,269	4,607	1,444	111,03	121,65	0,0968	0,0315	0,0391
1,0	3,75	35,48	0,00223	3,449	4,408	1,412	108,55	121,71	0,1023	0,0334	0,0415
1,4	5,25	43,62	0,00251	3,603	4,102	1,360	104,59	121,69	0,1063	0,0347	0,0430
1,8	6,75	51,17	0,00252	3,764	4,282	1,381	106,33	121,91	0,1133	0,0370	0,0464
2,2	8,25	58,94	0,00252	3,882	4,431	1,393	107,33	122,68	0,1177	0,0388	0,0484
2,6	9,75	64,49	0,00293	4,134	3,962	1,309	100,90	121,10	0,1231	0,0408	0,0498
2,8	10,50	67,25	0,00310	4,247	3,907	1,289	99,57	122,67	0,1259	0,0420	0,0510

Таблиця 4

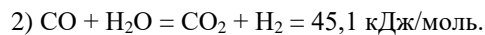
Результати випробувань в дослідному реакторі внутрішнім діаметром 70мм нового структурованого лобового стільникового каталізатора з вмонтованим у блок електричним підігрівачем в процесі парової конверсії метану. Середній питомий підвід теплової енергії ззовні - 10,7 $\text{КВт}/\text{кг}$ каталізатору. Насипна щільність каталізатору $470\text{ кг}/\text{м}^3$, $D_{\text{скв.}}=0,0027\text{м}$, пористість 89,7%, зовнішня поверхня $-7640\text{ м}^2/\text{м}^3$

X_{CH_4} , %	Щільність ПГС, $\text{кг}/\text{м}^3$	Кінематична в'язкість ПГС $\text{м}^2/\text{с}$	Критерій Re	β CH_4 , м/с	β H_2O , м/с	β H_2 , м/с	β CO_2 , м/с	β CO , м/с	Nu	α , $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{К}$
0,00	12,11	0,0016	25,63	0,033	0,01	0,04	0,01	0,014	3,19	52,6
5,56	11,37	0,0017	24,90	0,034	0,01	0,04	0,01	0,014	3,15	52,4
17,86	9,95	0,0019	23,81	0,037	0,01	0,04	0,01	0,015	3,07	51,4
30,53	8,80	0,0021	23,47	0,040	0,02	0,04	0,01	0,017	3,04	50,4
40,43	7,92	0,0023	22,70	0,042	0,02	0,04	0,01	0,017	2,99	49,0
47,57	7,23	0,0025	21,33	0,044	0,02	0,04	0,01	0,018	2,90	46,3
53,13	6,87	0,0025	22,29	0,047	0,02	0,04	0,015	0,019	2,96	46,7
57,84	6,46	0,0025	23,04	0,049	0,02	0,04	0,016	0,020	3,00	46,3
63,49	5,52	0,0029	20,60	0,051	0,02	0,04	0,017	0,021	2,85	43,7
68,35	5,16	0,0031	20,31	0,052	0,02	0,04	0,017	0,021	2,83	42,7

Як видно з рис. 1-4, процес парової конверсії метану є складною системою по крайньої мірі 7 послідовних реакцій. У лобовому шарі контакту починає протікати тільки одна ендотермічна реакція метану і води:



По мірі накопичення продуктів цієї початкової реакції (наприклад, CO), починає послідовно протікати екзотермічна реакція «водяного зсуву»:



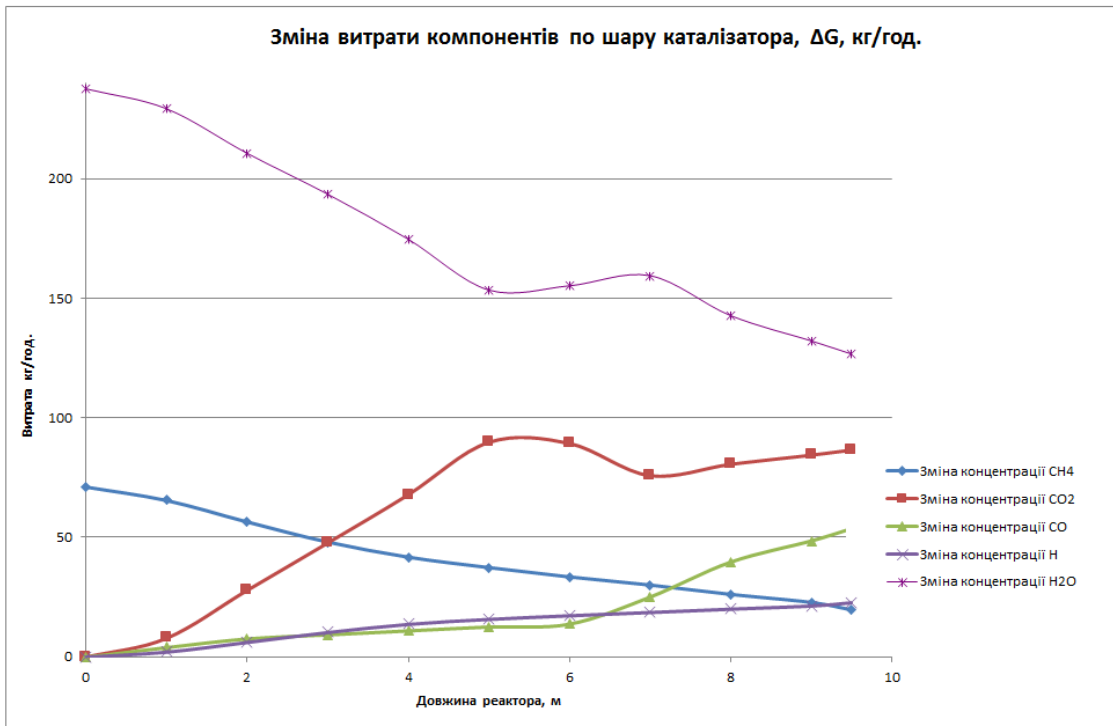


Рисунок 1 – Зміни витрати компонентів по шару каталізатора.

Таким чином, як демонструє рисунок 2, чим далі по слою каталізатору, тим процес мокрої (парової) конверсії метану стає все більш складною системою послідовно-паралельних реакцій. Це пояснює той факт, що на першому метрі шару каталізатору, швидкість реакції у 2-3 рази повільніша, ніж на 2-3 метрах шару. Це свідчить про те, що на початку значна частина теплової енергії йде зовні не на підтримку ендотермічної реакції, а на підвищення температури парогазової суміші. Це також вказує на швидкий перехід процесу у зовнішню дифузійну область протікання, яка контролюється (лімітується) виключно швидкістю підводу теплової енергії в реакційну зону. На 2-3 метрах шару каталізатора швидкість значно вище завдяки дії послідовної екзотермічної реакції «водяного зсуву».

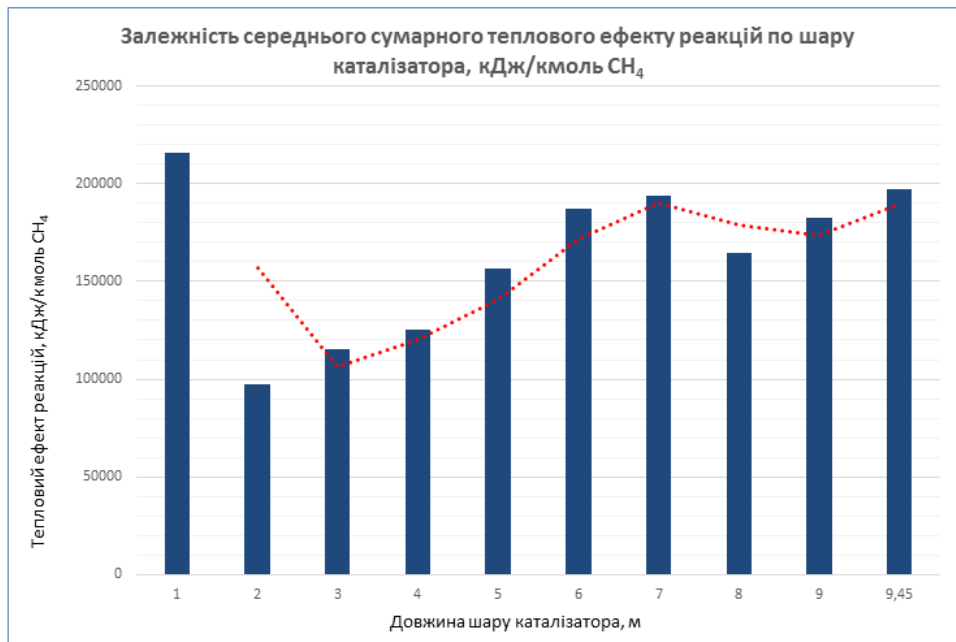


Рисунок 2 – Залежність середнього сумарного теплового ефекту реакцій по шару каталізатора.

Швидкість конверсії метану (Кмоль/м³·с) по довжині шару каталізатора (в м)

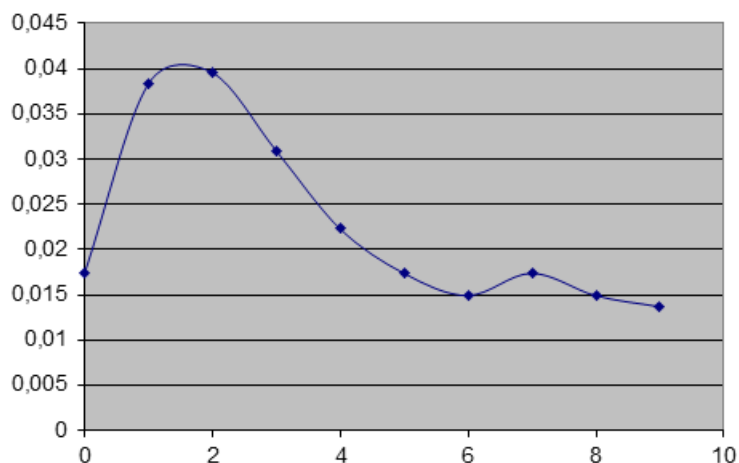


Рисунок 3 – Швидкість конверсії метану по довжині шару.

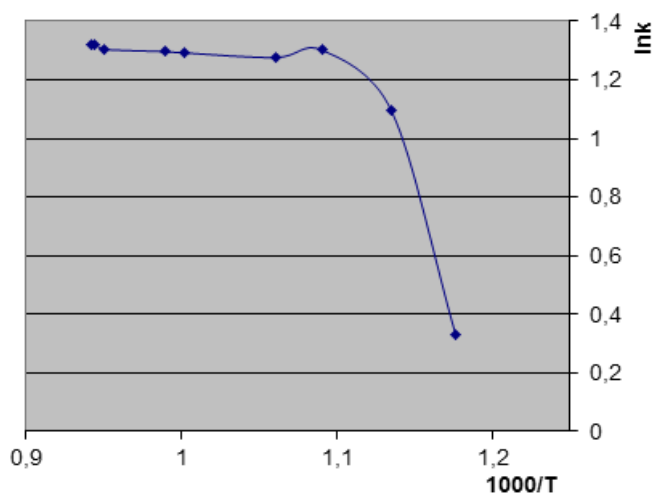


Рисунок 4 – Визначення енергії активації процесу.

Енергія активації процесу парової конверсії в діапазоні температур 450-600°C складає 94 кДж/моль, це добре корелюється з даними багатьох авторів [8]. Для зони внутрішньої дифузії рекомендоване рівняння:

$$r = 1,3 \cdot 10^3 \cdot A e^{-\frac{94}{RT}} \cdot P_{CH_4}, \quad (1)$$

де: r - швидкість у моль/кг·с;

A - поверхня контакту, см²/г;

P_{CH_4} - парціальний тиск метану, атм.

Вище 600°C - процес є цілком зовнішньо дифузійним. Енергія активації становить 10,2 КДж/моль.

Для розрахунку параметрів процесів на порівняних каталізаторах було створено спеціальне математичне забезпечення. За допомогою математичного моделювання були виконані розрахунки промислового шахтного реактора мокрої конверсії метану, який розрахований на потужність 500000 т/рік аміаку, оснащеного новим структурованим волокнистим каталізатором, який обладнаний електричними нагрівачами. На 2021 р. планується впровадити в Україні дослідно-промислове виробництво нових структурованих каталізаторів з прямокутними стільниковими блоками, з наведеними у таблиці 5 габаритами типового ряду.

Таблиця 5

Показники типового ряду дослідних структурованих волокнистих контактів

№ типового ряду	Габарити, a·b·h, мм	Площа, м ²	Об'єм, л/м ³	Маса блоку, кг	Потужність нагрівача, КВт
1	70x70x100	0,005	0,5/0,0005	0,25	2,5
2	100x100x100	0,01	1,0/0,001	0,5	5,0
3	200x200x200	0,04	8,0/0,008	4,0	40,0

Висновки. За результатами дослідних випробувань та розрахунків рекомендовані наступні показники шахтного реактора задля адекватної заміни трубчастих реакторів у діючих виробництвах аміаку:

- внутрішній діаметр ректора – 2200мм; площа, зайнята каталізатором – 4 м², висота ректора – 4000мм; висота шару каталізатора - 2800мм;
- об'єм каталізатора 11,2 м³, маса – 5600 кг (1400 стільникових блоків типового ряду №3 по 8 л, масою по 4 кг, насипна питома маса 470 кг/м³, порозність-89%).

Література

1. Походенко В.Д., Скороход Е.В., Фундаментальні проблеми водневої енергетики, під редакцією В.Д. Походенка, Ю.М. Солоніна, 2010., Київ, - 490 с.
2. Козин Л.Ф. Современная энергетика и экология: проблемы и перспективы / Л.Ф. Козин, С.В. Волков. - Киев: Наукова думка, 2006. - 773 с.
3. Козин Л. Ф. Водородная энергетика и экология / Л.Ф. Козин, С.В. Волков. - Киев : Наукова думка, 2002. - 334 с.
4. Вместо нефти, газа и угля: мир переходит на новый энергоресурс. При чем тут Украина? // веб-сайт. URL: <https://oilpoint.com.ua/vmesto-nefti-gaza-i-uglya-mir-perehodit-na-novyy-energoresurs-pri-chem-tut-ukraina>
5. Fatih Birol. The Future of Hydrogen. Seizing today's opportunities. Report prepared by IEA for G20, Japan, June 2019, P. 1-5.
6. Степанов А.В. Ресурсосберегающие технологии производства аммиака / А.В. Степанов, Н.И. Сульжик, В.П. Сало // Энерготехнологии и ресурсосбережение, №3, 1998. – с. 21-25.
7. Ammonfuel - An industrial view of ammonia as marine fuel // веб-сайт. URL: <https://hafniabw.com/wp-content/uploads/2020/08/Ammonfuel-Report-an-industrial-view-of-ammonia-as-a-marine-fuel>
8. Семенов В.П., Лейбуш А.Г., Казарновский Я.С. Производство технологического газа для синтеза аммиака и метанола из углеводородных газов / под ред. А. Г. Лейбуш. – М.: Химия, 1971. – 285 с.

References

1. Pokhodenko V.D., Skorokhod E.V., Fundamentalni problemy vodnevoi enerhetyky, pid redaktsiieiu V.D. Pokhodenka, Yu.M. Solonina, 2010., Kyiv, - 490 s.
2. Kozin L.F. Sovremennaya energetika i ekologiya: problemy i perspektivy / L.F. Kozin, S.V. Volkov. - Kiev: Naukova dumka, 2006. - 773 s.
3. Kozin L. F. Vodorodnaya energetika i ekologiya / L.F. Kozin, S.V. Volkov. - Kiev : Naukova dumka, 2002. - 334 s.
4. Vmesto nefiti, gaza i uglya: mir perehodit na novyyi energoresurs. Pri chem tut Ukraina? // veb-sayt. URL: <https://oilpoint.com.ua/vmesto-nefti-gaza-i-uglya-mir-perehodit-na-novyy-energoresurs-pri-chem-tut-ukraina>
5. Fatih Birol. The Future of Hydrogen. Seizing today's opportunities. Report prepared by IEA for G20, Japan, June 2019, P. 1-5.
6. Stepanov A.V. Resursosberegayushchie tehnologii proizvodstva ammiaka / A.V. Stepanov, N.I. Sulzhik, V.P. Salo // Energotehnologii i resursoberezhenie, #3, 1998. – s. 21-25.
7. Ammonfuel - An industrial view of ammonia as marine fuel // veb-sayt. URL: <https://hafniabw.com/wp-content/uploads/2020/08/Ammonfuel-Report-an-industrial-view-of-ammonia-as-a-marine-fuel>
8. Semenov V.P., Leybush A.G., Kazarnovskiy Ya.S. Proizvodstvo tehnologicheskogo gaza dlya sinteza ammiaka i metanola iz uglevodorodnyih gazov / pod red. A. G. Leybush. – М.: Himiya, 1971. – 285 s.

Одним из основных загрязнителей воздуха является CO₂, значительным источником которого является транспорт, в том числе автомобильный и железнодорожный, так как используются углеводородные топлива, которые производятся сейчас в основном из нефти (керосин, бензин, дизельное топливо и т.д.). Вызовом современности является безальтернативный переход на безуглеродные топлива. Технично-экономические показатели производства «зеленых» водорода и аммиака зависят от выбора сырья и способа его переработки. Например, аммиак, произведенный паровой конверсией метана, стоит в среднем 250 долларов США за тонну, а электролизом водорода - 600-650 долларов США за тонну. Поэтому актуальной задачей является изобрести такие новейшие катализаторы и процессы конверсии углеводородов или спиртов, которые существенно сократили или исключили образования двуокиси углерода в данных технологиях и позволили бы сократить себестоимость «зеленого» водорода.

В статье приведен анализ результатов аналитических исследований, проведенных на установке парового (первичного) риформинга метана на катализаторе «ГИАП-3-6Н» ((Ni/α-Al₂O₃) промышленной грануляции. Показано, что в начале процесса мокрой конверсии метана значительная часть тепловой энергии идет на повышение температуры парогазовой смеси. Это также указывает на быстрый переход процесса во внешнюю диффузионную область протекания, которая контролируется исключительно скоростью подвода тепловой энергии в реакционную зону. Предложенные нами решения изготовления и внедрения новых структурированных катализаторов с прямым электрическим подогревом твердого контакта обеспечивают повышение удельного внешнего подвода тепла в реакционную зону до 7-12 кВт на 1 кг контакта.

С помощью математического моделирования были выполнены расчеты промышленного шахтного реактора мокрой конверсии метана, оснащенного новым структурированным волокнистым катализатором, который оборудован электрическими нагревателями.

По результатам опытных испытаний и расчетов рекомендованы показатели шахтного реактора для адекватной замены трубчатых реакторов в действующих производствах аммиака.

Ключевые слова: железнодорожный транспорт, безуглеродные топлива, конверсия метана, катализатор, водород, энергия активации.

One of the main air pollutants is CO₂, a significant source of which is transport, including road and rail, since hydrocarbon fuels are used, which are now produced mainly from oil (kerosene, gasoline, diesel fuel, etc.). The challenge of our time is the uncontested transition to carbon-free fuels. The technical and economic indicators of the production of "green" hydrogen and ammonia depend on the choice of raw materials and the method of its processing. For example, ammonia produced by steam reforming of methane costs on average US \$ 250 per ton, while hydrogen electrolysis costs US \$ 600-650 per ton. Therefore, an urgent task is to invent the latest catalysts and processes for the conversion of hydrocarbons or alcohols, which significantly reduced or eliminated the formation of carbon dioxide in these technologies and would reduce the cost of "green" hydrogen.

The article provides an analysis of the results of analytical studies carried out on a steam (primary) methane reforming unit on the catalyst "GIAP-3-6N" (Ni / α -Al₂O₃) industrial granulation. It is shown that at the beginning of the process of wet conversion of methane, a significant part of the thermal energy goes to increase the temperature of the steam-gas mixture. This also indicates a rapid transition of the process to the external diffusion region of the flow, which is controlled exclusively by the rate of supply of thermal energy to the reaction zone. The solutions we have proposed for the manufacture and implementation of new structured catalysts with direct electric heating of a solid contact provide an increase in the specific external heat input to the reaction zone to 7-12 kW per 1 kg of contact.

Using mathematical modeling, calculations were performed for an industrial mine wet conversion of methane reactor equipped with a new structured fiber catalyst, which is equipped with electric heaters.

According to the results of experimental tests and calculations are recommended indicators shaft reactor for adequate replacement of tubular reactors operating in the production of ammonia.

Keywords: railway transport, carbon-free fuels, methane conversion, catalyst, hydrogen, activation energy.

Климаш А.О. – канд.тех.наук, доцент кафедри залізничного, автомобільного транспорту та підйомно-транспортних машин Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля, e-mail: klimash@snu.edu.ua

Соловйов Г.І. – канд.тех.наук, доцент, доцент кафедри залізничного, автомобільного транспорту та підйомно-транспортних машин Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля, e-mail: solgenn46@gmail.com

Галстян А.Г. – док.хім.наук, професор, завідувач кафедри хімічних та фармацевтичних технологій Інституту хімічних технологій СХУ імені Володимира Даля, e-mail: aggaalst@gmail.com

Горбунов М.І. – док.тех.наук, професор, завідувач кафедри залізничного, автомобільного транспорту та підйомно-транспортних машин Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля, e-mail: gorbunov@snu.edu.ua