RAPORTARE ȘTIINȚIFICĂ

- **RST - Raport științific și tehnic în extenso**

  - **Cuprins**

Acest raport științific și tehnic prezintă rezultatele obținute în anul 2019 în cadrul proiectului: "*Demonstrarea aplicabilității tehnologiei de alimentare secvențială a gazelor pentru accelerarea transpunerii la scara a proceselor de tip ciclu chimic operate sub presiune*" (acronim: GaSTech), cod proiect: COFUND-ACT ERANET - GaSTech, nr. contract: 91 / 2017.

  - **Obiective an 2019**

Pentru anul 2019 s-a prevăzut două activități care s-au realizat integral astfel:

- *Dezvoltarea unor modele de analiza economică pentru calcularea costurilor de capital și operare asociate tehnologiilor evaluate de producere a energiei electrice, hidrogen și oxigen;*

- *Dezvoltarea unor modele de analiză economică pentru calcularea costurilor de producție a energiei electrice, hidrogen și oxigen precum și a costurilor de captare a CO_2. Studii de senzivitate parametrică a indicatorilor economici în funcție de diverși parametrii technico-economici ai procesului.*

  - **Rezumatul etapei 2019 – gradul de atingere a rezultatelor estimate**

Raportul ştiinţific şi tehnic al proiectului cu titlul "*Demonstrarea aplicabilitatii tehnologiei de alimentare secventiala a gazelor pentru accelerarea transpunerii la scara a proceselor de tip ciclu chimic operate sub presiune*" (acronim proiect: GaSTech), cod proiect: COFUND-ACT ERANET - GaSTech, nr. contract: 91 / 2017, elaborat în cadrul activităţilor prezentate mai sus prevăzute pentru anul 2019 cuprinde următoarele secţiuni:

- Descrierea tehnologiei de alimentare secvențială a gazelor pentru procesul de reformare a gazului metan (GSR) și stabilirea tehnologiei convenționale, cazul de referință, (combustia gazului metan în ciclu combinat pentru producerea energiei electrice) cu care

se va compara, din punct de vedere al indicatorilor economici, tehnologia evaluată, de tip ciclu chimic cu alimentarea secvențială a gazelor evaluată în cadrul proiectului;

- Definirea principalilor indicatori tehnico-economici ce sunt utilizați în cadrul proiectului atât pentru cazurile de referință cât și pentru tehnologia GSR;
- Caracterizarea principalilor indicatori tehnico-economici ai tehnologiilor conventionale (cazuri de referintă) și a tehnologiei analizate pentru producerea de energie electrică și, hidrogen pe baza datelor de simulare obținute de către colaboratorii din cadrul proiectului;
- Efectuarea unor studii de senzivitate parametrică a indicatorilor economici în funcție de diverși parametrii technico-economici ai procesului.

Astfel, toate activităţile prevăzute şi convenite pentru anul 2019 au fost realizate integral.

- **Descrierea științifică și tehnică, cu punerea în evidență arezultatelor etapei și gradul de realizare a obiectivelor**

1 Descrierea tehnologiei de alimentare secvențială a gazelor pentru procesul de reformare

Tehnologia de alimentare secvențială a gazelor pentru procesul de reformare (gas switching reforming - GSR) realizează reformarea gazului metan cu etapă de captare al dioxidului de carbon la o pierdere a eficienţei energetice globale a instalației nesemnificative. Tehnologie de tip GSR a fost demonstrată la nivel de laborator [1] și evaluată într-o configurație cunoscută sub denumirea de alimentare secvențială a gazelor pentru procesul de reformare a metanului în ciclu combinat gaze - abur (GSR-CC) [2].

GSR este potrivit pentru obținerea de hidrogen pur, cu captare de dioxid de carbon, datorită efectului sinergic al integrării în sistem al unei instalații de adsorbție (Pressure Swing Adsorption - PSA)[3]. În cazul GSR, etapele de reducere şi reformare au loc separat [4], astfel încât combustia, într-un sistem integrat cu captare de dioxid de carbon, a gazelor bogate în carbon rămase de la PSA să furnizeze căldura necesară pentru reacția endotermă a reformării gazului metan.

Așa cum se poate observa din Figura, în cazul GSR gazul metan şi aburul sunt introduse în reactor între etapa de oxidare şi reducere. Astfel, căldura degajată în procesul puternic exoterm al etapei de oxidare, înmagazinat în purtătorul de oxigen (material solid), poate fi utilizat pentru desfășurarea reacției endoterme a reformării gazului metan. Un alt aspect important, de care trebuie ținut cont, este legat de utilizarea unui purtător de oxigen care să aibă proprietăți catalitice adecvate pentru reformarea gazului metan, dintre care rezultate promițătoare au fost obținute în cazul NiO.

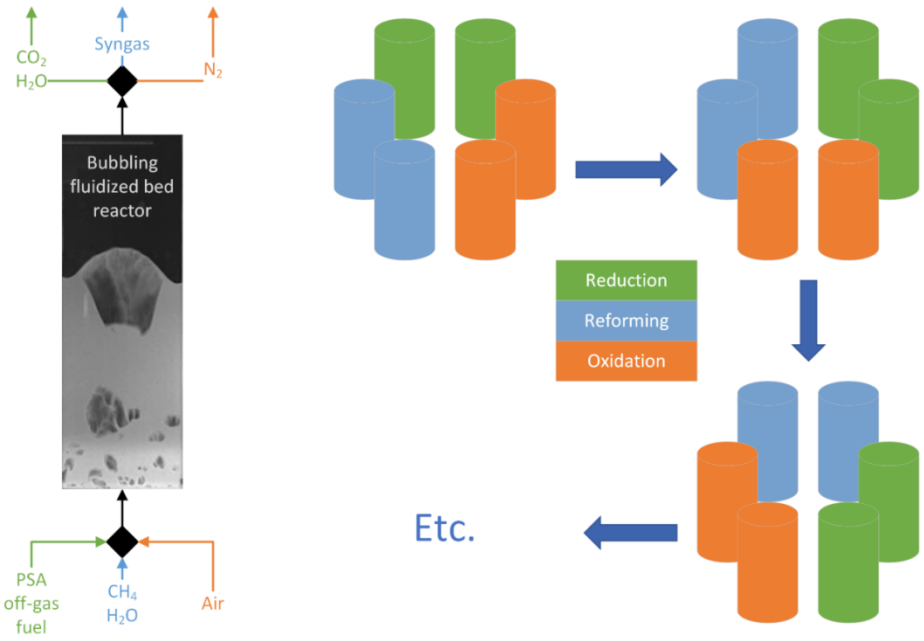


Figura 1: a) *Reactorul GSR în cele trei etape: reducere, reformare şi oxidare.*
b) *Un ansamblu de reactoare GSR operate ca şi un singur utilaj în regim staționar*

Este de remarcat faptul că tehnologia GSR-CC permite o operare flexibilă deoarece poate produce fie energie electrică, fie hidrogen de puritate ridicată. Integrarea îmbunătățirilor tehnologice ale procesului propuse recent [5] maximizează această flexibilitate de funcționare, permițând operarea aproape independentă a instalațiilor de producție de hidrogen și de producere a energiei electrice. În ceea ce privește instalația de producere a hidrogenului pur aceasta este formată din următoarele componente: reactoare GSR, reactoare pentru conversia catalitică a CO la CO_2 și H_2, respectiv instalația de adsorbție (Pressure Swing Adsorption - PSA). Când prețul energiei electrice este ridicat se poate utiliza hidrogenul obținut în vederea producerii de energie electrică. În situația inversă, când prețul energiei electrice este redus, este mai profitabilă vânzarea hidrogenului pur decât utilizarea ca și combustibil pentru generare de energie electrică. În acest ultim caz producerea energiei electrice poate fi stopată sau redusă la un nivel de bază, iar hidrogenului pur generat în PSA poate fi vândut pe piață. Prin urmare funcționarea flexibilă a instalațiilor GSR-CC este dependentă de existența unor piețe pentru vânzarea hidrogenului pur, de aceea prezentul studiu presupune că astfel de piețe se vor dezvolta, având în vedere interesul pentru economia hidrogenului, confirmat de comunitățile științifice și politice care apreciază din ce în ce mai mult aplicabilitatea sa largă și sinergiile cu alți vectori energetici, [6] pe lângă beneficiile sale pentru securitatea energetică [7]. În plus, este de remarcat faptul că instalația GSR-CC produce un flux continuu de CO_2 chiar și atunci când producția de energie electrică variază ceea ce elimină îngrijorările legate de transportul și depozitarea intermitentă a CO_2.

2 Evaluare tehnico-economică a procesului GSR-CC

2.1 Simularea procesului GSR

Schema conceptuală a tehnologiei GSR-CC pentru generare de energie electrică este prezentată în Figura 2, iar datele privind fluxurile de materiale în Tabel 1. Fluxurile 1, 3 și 4 reprezintă fluxurile gazoase introduse în etapa de reducere, reformare şi oxidare, descrise în Figura 2. În etapa de reformare, gazul metan și aburul (flux nr. 1 din figura 2) sunt utilizate pentru obținerea gazului de sinteză (flux nr. 2 din figura 2) care este supus conversiei catalitice a CO la CO_2 și hidrogen urmat de separarea hidrogenului de puritate ridicată în instalația de adsorbție gaz-solid (PSA). Fluxul de gaze reziduale rezultate din instalația de adsorbție (flux nr. 3 din figura 2) este comprimat, preîncălzit și recirculat în etapa de reducere din unitatea GSR unde toate gazele combustibile sunt convertite în CO_2 și H_2O. Acest flux este răcit, ceea ce duce la condensarea apei respectiv la formarea unui fluxul de CO_2 de puritate ridicată care este mai apoi comprimat la 110 bar în vederea transportării și stocării CO_2 (flux nr. 7 din figura 2).

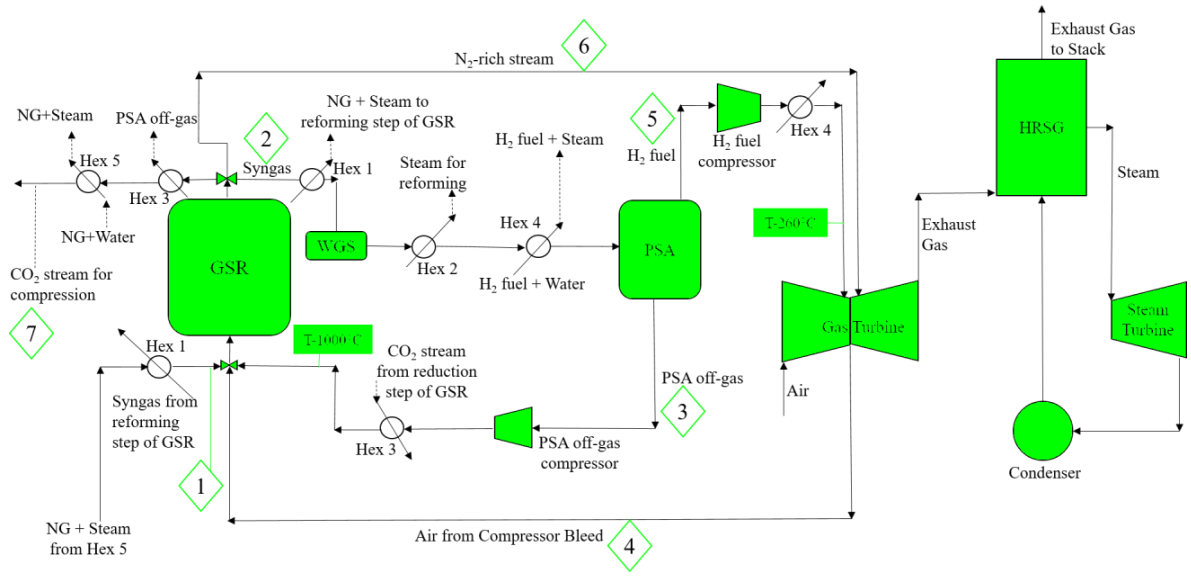


Figura 2: *Schema conceptuală a GSR-CC operat pentru producerea de energie electrică*

Aerul necesar etapei de oxidare (flux nr. 4 din figura 2) este obținut la evacuarea compresorului din sistemul de turbină cu gaz a centralei electrice cu ciclu combinat. Fluxul bogat în azot rezultat în etapa de oxidare (flux nr. 6 din figura 2) este recirculat în turbina de gaz unde este folosit pentru a promova atingerea unei temperaturi ridicate de intrare în turbină cu formarea redusă a NOx [5]. De asemenea, instalația include două turbine și două etape de recuperare de căldură cu generare de abur (Heat Recovery Steam Generation - HRSG) conectate la sistemul de turbine cu un singur flux. Mai multe detalii pot fi găsite în descrierea Cazului 5 din studiul mai sus menționat [5].

Tabel 1: *Fluxurile de materiale pentru GSR-CC operat pentru generare de energie electrică (Figura 2)*

Flux	P bar	T °C	Debit t/h	H_2O mol%	CO_2 mol%	CH_4 mol%	CO mol%	H_2 mol%	N_2 mol%	O_2 mol%	Ar mol%
1	17.7	895	431	66.7	-	33.3	-	-	-	-	-
2	17.0	1018	447	19.7	3.4	0.7	16.7	59.5	0.1	-	-
3	1.01	25	321	5.0	33.8	2.2	29.4	29.4	0.2	-	-
4	18	417	693	1.0	0.03	-	-	-	77.3	20.74	0.92
5	15	25	46.35	-	-	0.01	-	99.99	-	-	-
6	17	1027	530	3.9	0.8	-	-	0.7	93.4	-	1.1
7	110	25	375	0.3	92.7	-	-	-	6.9	-	0.1

Ca și indicatori principali de performanță tehnică pentru procesul GSR-CC, în vederea generării de energie electrică, sunt utilizați eficiența netă de generare energie electrică (Eq. 1), rata de captare CO_2 (Eq. 2) și reducerea emisiilor de CO_2 (Eq. 3). În cazul producerii de hidrogen, indicatori principali de performanță tehnică pentru procesul GSR-CC sunt eficiența de producere a hidrogenului (Eq. 4) respectiv echivalentul (Eq. 5) ce include atât căldură (Q_{th}) cât și energia electrică(W_{el}) exportată. De asemenea, s-a calculat cu Eq. 6 reducerea emisiilor de CO_2 ținând cont de emisiile asociate cu importul de căldură (Q_{th}) cât și energia electrică(W_{el}) [8].

$$\eta = \frac{100\% \times Puterea\ electrica\ net\breve{a}}{\text{Energia termica a gazului metan } (LHV)} \quad \textbf{Eq. 1}$$

$$CCR = \frac{100\% \times CO_2\ captat}{Total\ CO_2\ produs} \quad \textbf{Eq. 2}$$

$$CA = \frac{100\% \times (CO_2\ emis\ in\ NGCC - CO_2\ emis\ in\ GSR\text{-}CC)}{CO_2\ emis\ in\ NGCC} \quad \textbf{Eq. 3}$$

$$\eta_{H_2} = \frac{100\% \times \dot{m}_{H_2} \times LHV_{H_2}}{\dot{m}_{NG} \times LHV_{NG}} \quad \textbf{Eq. 4}$$

$$\eta_{H_2,eq} = \frac{100\% \times \dot{m}_{H_2} \times LHV_{H_2}}{\dot{m}_{NG} \times LHV_{NG} - \frac{Q_{th}}{0.9} - \frac{W_{el}}{0.583}} \quad \textbf{Eq. 5}$$

$$CA_{H_2} = \frac{100\% \times masa\ CO_2\ captat}{\dot{m}_{NG} \times LHV_{NG} \times E_{NG} - Q_{th} \times E_{th} - W_{el} \times E_{el}} \quad \textbf{Eq. 6}$$

În ecuația de mai sus E_{NG} reprezintă emisiile specifice de CO_2 (54.8 g de CO_2) raportate la 1 MJ_{LHV} de energie produsă de gazul metan. Q_{th}este cantitatea de energie termică a aburul de 6 bar, fiind egală cu diferența dintre entalpia aburului saturat de 6 bar respectiv al apei lichide de 6 bar. W_{el} reprezintă lucrul electric net în proces. E_{th} (63.3 g_{CO2}/MJ) iar E_{el} (97.7 g_{CO2}/MJ) [8] reprezintă echivalentul de emisii specifice de CO_2 pe unitate de căldură și energie electrică.

2.2 Performanţa tehnologiei de reformare cu alimentara succesivă a gazelor (GSR)

Principalele rezultatele care cuantifică performanţa procesului GSR-CC, în vederea producerii de energie electrică respectiv hidrogen, sunt prezentate în Tabel 2. În ceea ce privește performanţa producerii energiei electrice aceasta este identică cu cea obținută pentru Cazul 5 de Nazir et al. [5]. Eficiența netă de generare a energiei electrice este 51.1% cu o reducere a emisiilor de CO_2 cu 98.1%.

În cazul producerii de hidrogen, consumul major de energie se datorează operațiilor de comprimare al gazului în instalația PSA, a aerului, a hidrogenului şi a dioxidului de carbon, consum de energie care este redus prin destinderea fluxului de azot. În schimb, costul echipamentelor auxiliare este mai mic deoarece majoritatea lor sunt asociate procesului de generare de energie electrică.

Eficiența netă de generare a energiei electrice al instalației GSR în modul de producere a hidrogenului este negativă ceea ce indică faptul că este necesară importarea de energie electrică, echivalentul de 5% din puterea calorica (LHV) a combustibilului utilizat. Eficiența de producere a hidrogenului respectiv echivalentul acesteia pentru instalația GSR sunt similare cu valorile obținute pentru procesul clasic de reformare catalitică a metanului cu abur fără captare de CO_2 [8], cu diferența că în GSR se obține o reducere a emisiilor de CO_2 cu 94.1%.

Tabel 2: *Indicatori de performanță a instalațiilor GSR-CC pentru producerea de hidrogen, respectiv energie electrică*

Parametru proces	UM	Energie electrică [5]	Hidrogen
Puterea generată de turbina de gaz	MW	640.5	-
Puterea generată de turbina de abur	MW	390.6	-
Comprimare H_2	MW	- 5.6	-
Comprimare gaz PSA	MW	- 42.6	- 42.6
Comprimare şi pompare CO_2	MW	- 18.5	- 18.5
Consum total de energie auxiliară	MW	- 18.5	- 0.4
Comprimare Aer	MW	-	- 79.3
Puterea generată de turbina de N_2-Gaz	MW	-	109.1
Comprimare H_2 în 3-trepte	MW	-	- 60.9
Productia netă de energie electrică	MW	945.9	- 92.6
Energia termică generată LHV	MW	1851	1851
Eficiența netă de generare a energiei electrice (Eq. 1)	% - LHV	51.1	-
Rata de captare CO_2 (Eq. 2)	%	98.7	98.7
Reducerea emisiilor de CO_2 (Eq. 3)	%	98.1	-
Energia termica în aburul de 6 bar (Q_{th})	GJ/hr	-	277.7
Eficiența de producere a hidrogenului (Eq. 4)	%	-	83.6
Echivalentul eficienței de producere a hidrogenului (Eq. 5)	%	-	80.5
Reducerea emisiilor de CO_2 pentru producere de hidrogen (Eq. 6)	%	-	94.1

2.3 Evaluarea economică a procesului tehnologic

În cadrul evaluării economice a înstalației GSR-CC, rezultatele analizei sunt comparate cu două cazuri de referință combustia gazului metan cu ciclu combinat cu și fără captare a CO_2 (folosind absorbția gaz-lichid în soluție apoasă de mono-etanolamină - MEA).

2.3.1 Costul de instalare pentru reactorul GSR și a schimbătoarele de căldură

Pentru a obține viteza de fluidizare dorită de 0.5 m/s, este necesară o arie a secțiunii transversale totale ale reactoarelor de 244 m^2 în vederea procesării debitului volumic de gaze ce trec prin GSR. În concordantă cu corelațiile lui Bi și Grace [9], această viteză de fluidizare este în domeniul regimului de fluidizare cu strat umflat când se utilizează particule tipice Geldart B cu diametrul de 150 µm. Pe baza metodologiei descrise mai jos s-a determinat că cele mai mici costuri pentru instalația de reformare se obțin prin utilizarea unei conexiuni de 64 de reactoare cu diametrul de 2.2 m și înălțimea de 4.4 m. Purtătorul de oxigen, NiO, utilizat în această lucrare are o reactivitate ridicată permițând atingerea conversiei de echilibru în reactorul la nivel de laborator [1] ceea ce va determina obținerea unor performante ridicate la această înălțime ale reactoarelor.

Reactoarele sunt operate la presiunea de 18 bar și temperatura de 1100˚C. Pentru a asigura temperatura și presiunea înaltă, s-a propus ca pereții reactoarelor să aibă structura din Figura3. Straturile din perete sun următoarele: aliaj de Ni rezistent la coroziune și temperatura înaltă pe interior în vederea contracarării eroziunii stratului fluidizat; 0.73 m strat izolant la mijloc pentru a reduce pierderile de căldură; perete exterior din otel pentru rezistență mecanică. Grosimeastratului izolant a fost determinată pe baza ecuației lui Fourier's presupunând că temperatura pe fața exterioară este de 60^{o}C iar pe cea interioară de 1100˚C respectiv temperatura mediului 25˚C.

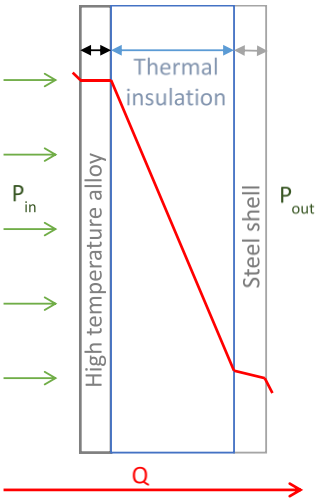


Figura 3: *Structura peretelui și profilul de temperatură*

Evaluarea economică s-a realizat pe baza funcțiilor de cost prezentate în literatura de specialitate de către Turton și colaboratorii [10]. S-a presupus construirea reactorului din două vase: (i) interior din aliaj de Ni rezistent la coroziune și temperatura respectiv la eroziunea stratului fluidizat; (ii) exterior din oțel carbon standard pentru a asigura rezistență mecanică. Costurile pentru vasul interior au fost dublate pentru a ține cont de costurile aferente grătarelor de susținere a materialului solid respectiv racordurile de alimentare cu purtătorul de oxigen. Fiecare reactor este prevăzut cu o valvă de temperatură înaltă atât pentru alimentare cât şi pentru evacuare, costul

cărora a fost determinată pe bază metodologiei utilizate de Hamerset et al. [11]. De asemenea, costul purtătorului de oxigen a fost adăugată la costul reactorului considerând un preț de 12.5€/kg NiO[12]. În final costul fiecărui component al reactorului a fost actualizată utilizând indexul CEPCI pentru anul 2018 respectiv un curs valutar de 1.2 $/€. Pe baza acestei metodologii s-a determinat costurile de investiție pentru ansamblul de 64 de reactoare, reprezentat în detaliu înFigura4. După cum se poate observa peretul pereților interiori ai reactorului, respectiv exteriori au cea mai mare pondere în prețul total al reactorului. Pentru a ține cont de apariția unor cheltuieli incerte, datorită nivelului de dezvoltare al tehnologiei GSR, costul reactorului conține şi costurile administrative care reprezintă 30% din costurile de capital al echipamentului.

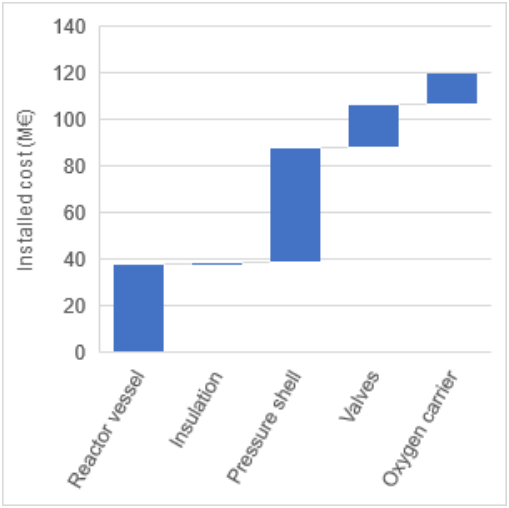


Figura 4: *Costurile de capital pentru ansamblul de reactoare al tehnologiei GSR*

În cazul evaluării costurilor schimbătoarelor de căldură s-a utilizat aceeași metodologie ca şi în cazul reactoarelor[10]. Pe baza literaturii de specialitate au fost selectate schimbătoare de căldură multitubulare, iar bilanțul de energie pentru determinarea fluxurilor termice a fost elaborată şi rezolvată utilizând datele furnizate de partenerii din proiect [5]. Coeficienții parțiali şi globali de transfer termic, necesari pentru determinarea ariei de transfer termic au fost selectate din literatura de specialitate ținând cont de particularitățile procesului [13].

2.3.2 Costul de instalare pentru restul unităților din instalație

Costul pentru restul unităților a fost calculat folosind ecuațiile de corelație costuri prezentate în literatură a căror formă generală este prezentată de Eq.6,unde C_0 și Q_0reprezintă costurile și dimensiunile de referință pentru fiecare unitate în parte, iar M este un parametru care depinde de tipul de unitate. Parametrii folosiți pentru calcularea costurilor pentru fiecare unitate în parte sunt prezentate în Tabelul 3. Costurile obținute prin aceste ecuații au fost corectate folosind indicele de costuri ”*Chemical Engineering Process Cost Index*„ [14]. Pentru factorul de instalare a fost

ales valoarea de 1.68 [15] deoarece costurile prezentate de Franco et al. [15] nu includ prețul de instalare, în timp ce costurile obținute din lucrarea lui Spallina et al.[8] includ și costul de instalare. În cazul compresorului de hidrogen, costul a fost calculat folosind de aceeași ecuație generală prezentatăde Smith et al. [16] (pentru capacitatea maximă de 10 MW) folosind parametrii C_0 = 0,082, Q_0 = 0,25 și M = 0,46 după care valoare lui M a fost înlocuită cu Eq. 7. În calculul de cost a compresorului a fost introdus un factor de material de 3.4 [16], el fiind construit din oțel inoxidabil și factorul de instalare de 1.68.

$$C = C_0 * \left(\frac{Q}{Q_0}\right)^M \quad \textbf{Eq. 7}$$

Tabel 3: *Costurile, capacitățile de referință și valoarea lui M pentru unitățile tehnologiei "Gas Switching Reforming" folosite în ecuația 1*

Unitate	Parametrii de comparație	Costul de referință (M€)	Mărimea de referință	Exponent M	Anul de referință	Ref.
Unitatea shift	Debitul termic (LHV) [MW]	9,54	1246,06	0,67	2007	[8]
Unitatea de purificare a hidrogenului (PSA)	Debit de intrare [kmol/hr]	27.96	17069	0,6	2007	[8]
Turbina de gaz	Puterea netă [MW]	49,4	272,12	1	2011	[15]
Generator de abur	Putere brută a turbinei de abur [MW]	45,7	292,8	0,67	2011	[15]
Turbina de abur	Putere brută [MW]	33,7	200	0,67	2011	[15]
Condensator	Puterea brută a turbinei de abur [MW]	49,8	292,8	0,67	2011	[15]
Compresor de CO_2	Putere compresor [MW]	9,95	13	0,67	2011	[15]
Sistem de captare CO_2	CO_2 captat [kg/s]	28,95	38,4	0,8	2011	[15]
Compresor din unitatea de PSA	Putere compresor [MW]	1,52	10	1	2005	[16]
Compresor de H_2	Putere compresor [HP]	0,0012	1	0,82	1987	[8]

2.3.3 Costul de operare și mentenanță a instalației

Pe lângă costurile de capital, costurile de operare și mentenanță sunt importante pentru modelul economic al tehnologiei pe perioada de operare de 30 ani. Tabelul 4 prezintă aceste costuri. Costul forței de muncă este calculat în funcție de puterea instalației conform Franco [15]. Costul de mentenanță și de asigurare a instalației este calculat ca un procent din costul total al instalației (CT). Restul costurilor de operare, au fost preluate din literatură [2,17] și sunt prezentate în Tabelul 3. În cazul catalizatorului folosit ca transportor de oxigen s-a considerat o durată de viață de 5 ani. Pentru cazul de referință cu captare de CO_2 folosind mono-etanolamină (MEA) ambele costuri, de cumpărare a soluției noi cât și de eliminare a deșeurilor obținute din amină au fost luate în considerare conform raportului IEAGHG [18].

Tabel 4: *Costuri de operare și mentenanță (O&M) fixe și variabile aplicate în modelul economic al procesului Gas Switching Reforming (GSR)*

Costuri de O&M fixe		
Operatori	12	M€
Mentenanță, suport și personal administrativ	2.5	% of CT
Taxe	Inclus in costul de asigurare	
Asigurare	2	% of CT
Costuri de O&M variabile		
Costul gazului natural	6.5	€/GJ LHV
Costul apei necesare procesului	2.22	€/t
Costul apei de răcire	0.39	€/t
Catalizator și sorbent		
Transportor de oxigen	12500	€/t
Catalizator pentru reactorul shift	12978	€/m^3
Sorbent pentru unitatea de purificare a H_2	907.82	€/t
Schimbare MEA	(1404.17+528.33)	€/t
Costuri asociate cu CO_2 – ul captat		
Transport și depozitare	10	€/t
Chimicale		
Materiale necesare pentru apa de răcire	0.0025	€/m^3
Materiale necesare pentru apa introdusă în sistem	45000	€/lună

2.3.4 Analiza fluxului de numerar a instalației

Obținerea costului energie electrică (levelized cost of electricity -LCOE)și compararea rezultatele obținute s-a realizat luând în considerare toate cheltuielile și veniturile pe durata de viață a instalației folosind analiza fluxului de numerar (Tabelul 5), considerând o valoare actuală netă (net present value - NPV) de zero la sfârșitul vieții economice. Asta este valoarea medie de vânzare a energiei electrice la care instalația va fi o investiție atractivă. În cazul instalației de tip NGCC, perioada de construcție a instalației fost redus la doi ani comparatic cu instalația de GSR-CC.

Tabel 5: *Parametrii generali pentru analiza fluxului de numerar*

Durata de viață	30 ani
Discount rate	8%
Timpul necesar construirii	3 ani
Factorul de disponibilitate	85%
Factorul de disponibilitate pentru primul an	65%

LCOE a fost obținut din Eq. 8 astfel ca *NPV* să fie egală cu zero după 30 ani de operare în fiecare caz evaluat unde i este rata dobânzii bancare, iar ACF este fluxul de numerar anual. Costurile de construire au fost împărțite linear între cei 3 ani, iar în următorii 30 ani a fost luate în calcul veniturile din vânzarea energiei electrice, dar și costurile de operare fixe și variabile. Costul evitării emisiei de CO_2 (*COCA*) a fost calculat conform Eq. 9, acesta fiind indicatorul principal pentru compararea tehnologiilor de producere a energiei electrice aplicând diferite metode de captare a CO_2-lui. Pentru calcul a fost folosit LCOE și valorile de emisii de CO_2 a procesului (*E*). Indicii cc și ref denotă opțiunile cu și fără captare de CO_2.

$$NPV = \sum_{t=0}^{n} \frac{ACF_t}{(1+i)^t} \quad \textbf{Eq.8}$$

$$COCA\left(\frac{€}{tCO_2}\right) = \frac{LCOE_{cc} - LCOE_{ref}}{E_{ref} - E_{cc}} \quad \textbf{Eq.9}$$

2.4 Rezultatele analizei economice

Instalația GSR-CC a fost comparat cu tehnologiile standard din domeniu: ciclul combinat pe bază de gaz natural fără captare de CO_2 (NGCC) și cât și cu unitate de captare pe bază de soluție MEA. Tabelul 6 prezintă indicatorii economici și costul de investiție a instalațiilor prezentate în această lucrare. Costul total de instalare este calculat prin însumarea costurilor de instalare a unităților necesare pentru fiecare sistem în parte.

Tabel 6: *Costul de capital pe unități [M€], pe cazuri și indicatori de performanță a tehnologiilor evaluate*

Unitatea	**NGCC**	**NGCC - MEA**	**GSR-CC**
Schimbătoare de căldură			13,8
Unitatea de reformare catalitică			120,0
Unitatea de conversie a CO cu vapori de apă			13,3
Unitatea de purificare a hidrogenului (PSA)			46,8
Turbina de gaz	159,3	159,3	187,5
Generatorul de aburi	73,7	72,2	88,4
Turbina de abur	69,7	56,6	85,1
Condensatorul turbinei de abur	80,3	93,0	97,4
Unitatea de compresie a CO_2		23,2	21,8
Compresor de H_2			5,2
Compresorul din unitatea PSA			13,1
Unitate de separare a CO_2 bazat pe MEA		91,4	
Costul total de instalare	382,9	495,8	692.3
Costul total al instalației (CT)	532,6	702,25	1014.1
Costul specific al instalației [€/kWe]	641,7	989,2	1071,7
Producția de energie netă [MW]	829,9	709,9	946,3
Eficiență electrică netă [% - LHV]	58,3	49,9	51,1

LCOE a fost calculat pentru fiecare caz în parte folosind Eq. 8 conform metodologiei descrise. Valorile obținute sunt prezentate în Tabelul 7. Instalația GSR-CC prezinte parametrii economici similari ca instalația de referință cu captare de CO_2 însă marele avantaj este rata de evitare a emisiilor de CO_2 aproape totală, pe când cazul CCGN-CC se atinge doar la valoare de 89,7 %.

Tabel 7: *Indicatori de performanță principali a instalațiilor*

	NGCC	NGCC-MEA	GSR-CC
LCOE [€/MWh]	53,95	73,18	74,95
COCA [€/ton]		60,86	60,86
Cost evitare CO_2 [%]	-	89,7	98,1

În toate cele trei cazuri costul combustibilului (Figura 5) este factorul dominant, costul de capital devinind mai important doar în cele două cazuri prevazute cu captare de dioxid de carbon, acestea având un cost specific mai ridicat. Instalația GSR-CC are un cost de capital puțin mai ridicat ca instalația NGCC-MEA, însă costul de combustibil este mai mic prin eficiența mai ridicată. Efectul transportorului de oxigen se poate observa prin costurile de operare variabile mai ridicate în cazul GSR-CC. La fel, costurile asociate cu captarea CO_2 este mai ridicat din cauza cantității mai ridicate de CO_2 (evitarea aproape totală a emisilor de CO_2 98,1%) în cazul GSR – CC.

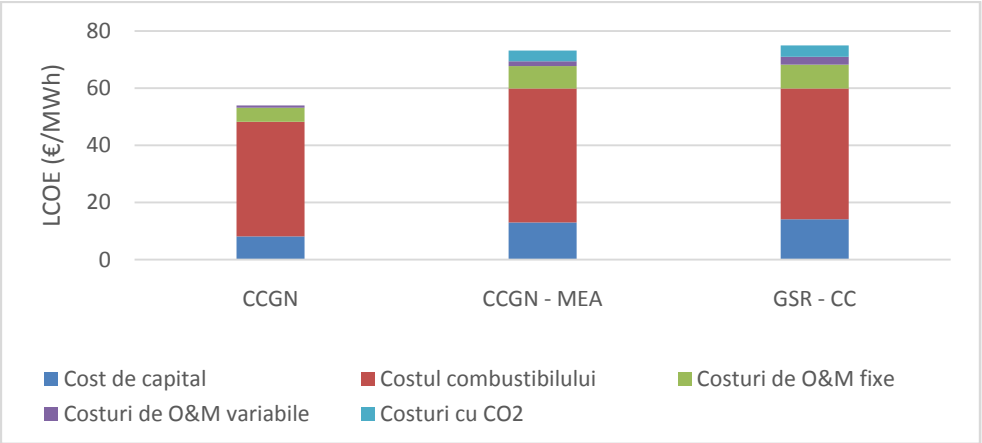


Figura 5: *Contribuțiile costurilor în LCOE în cele trei cazuri*

Cum costul combustibilului are cea mai mare contribuție în costul energiei electrice generate (LCOE), variația acesteia are și cel mai mare efect pe modelul economic după cum ne arată și Figura 6. Din analiza de senzitivitate reiese și faptul că după combustibil factorul de disponibilitate este al doilea factor ca importanță. Restul parametrilor au un efect mult mai redus asupra costului energiei electrice generate.

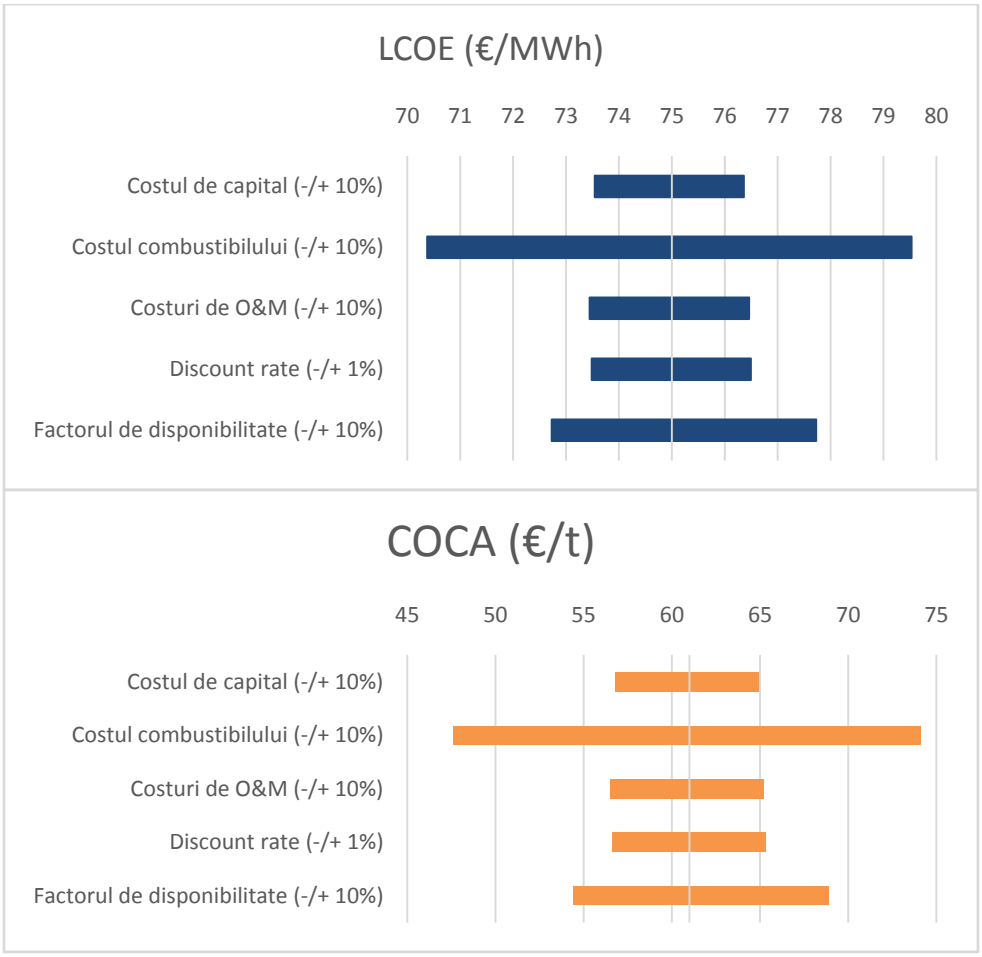


Figura 6: *Analiza de senzitivitate făcută pentru instalația GSR – CC pentru LCOE și COCA*

Luând în considerare taxa pe CO_2 (Figura 7) avantajele instalației GSR devin și mai clare din cauza nivelului ridicat cu evitarea emisiei de CO_2. La o taxă de 53 €/t CO_2 instalația GSR devine mai atractivă decât instalația de NGCC fără captare, la valoarea de 69 €/t CO_2 instalația NGCC prevazută cu captare CO_2 utilizând MEA este mai profitabilă comparativ cu instalația de GSR, iar la valoare de 80 €/t operarea instalației nu mai este economică.

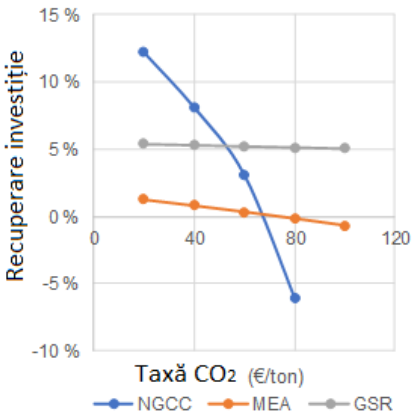


Figura 7: *Randamentul anualizat al investițiilor în funcție de taxa pe CO_2 emis*

Considerând o taxă pe CO_2 emis de 100 €/t și un factor de disponibilitate redus indicele economic se schimbă și mai drastic în cazul celor trei instalații. Figura 8 prezintă fluxul de numerar (cash flow) raportat la un an, astfel in cazul NGCC costurile operării depășesc pe veniturile tocmai din cauza taxei. O altă consecință este că fluxul de numerar anual în cazul instalației GSR este semnificativ mai mare decât celui de NGCC - MEA din cauza prețului de vânzare a hidrogenului. Este de menționat și faptul că asta presupune costuri mai ridicate cu transportul și depozitarea CO_2-lui, însă asta are un efect redus pe indicatoarele economice globale a instalației.

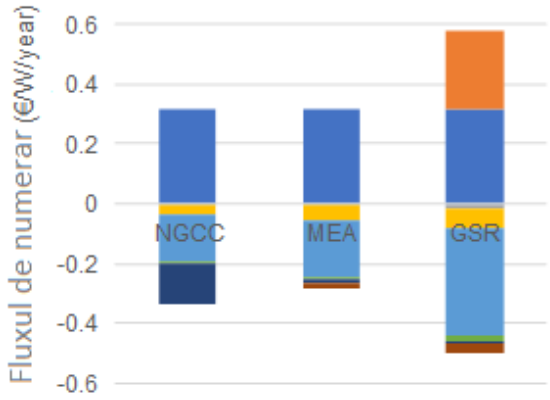


Figura 8: *Fluxul de numerar anual folosind o taxă pe CO_2 emis de €100/t*

Bibliografie

[1] S.A. Wassie, F. Gallucci, A. Zaabout, S. Cloete, S. Amini, M. van Sint Annaland, *International Journal of Hydrogen Energy,***2017,***42,* 21, 14367-14379.

[2] S.M. Nazir, S. Cloete, O. Bolland, S. Amini, *International Journal of Hydrogen Energy,***2018,***43,* 18, 8754-8769.

[3] J. Francisco Morgado, S. Cloete, J. Morud, T. Gurker, S. Amini, *Powder Technology,***2017,***316,* Supplement C, 599-613.

[4] M. Rydén, A. Lyngfelt, T. Mattisson, *Fuel,***2006,***85,* 12–13, 1631-1641.

[5] S.M. Nazir, J.H. Cloete, S. Cloete, S. Amini, *Energy,***2019,***167,* 757-765.

[6] R. Moliner, M.J. Lázaro, I. Suelves, *International Journal of Hydrogen Energy,***2016,***41,* 43, 19500-19508.

[7] A. Demirbas, *Energy Sources, Part B: Economics, Planning, and Policy,***2017,***12,* 2, 172-181.

[8] V. Spallina, D. Pandolfo, A. Battistella, M.C. Romano, M. Van Sint Annaland, F. Gallucci, *Energy Conversion and Management,***2016,***120,* 257-273.

[9] H.T. Bi, J.R. Grace, *International Journal of Multiphase Flow,***1995,***21,* 6, 1229-1236.

[10] R. Turton, R.C. Bailie, W.B. Whiting, J.A. Shaeiwitz, Analysis, synthesis and design of chemical processes, Pearson Education2008.

[11] H.P. Hamers, M.C. Romano, V. Spallina, P. Chiesa, F. Gallucci, M.v.S. Annaland, *International Journal of Greenhouse Gas Control,***2014,***28,* 0, 65-78.

[12] J. Adanez, A. Abad, F. Garcia-Labiano, P. Gayan, L.F. de Diego, *Progress in Energy and Combustion Science,***2012,***38,* 2, 215-282.

[13] T.L. Bergman, A.S. Lavine, F.P. Incropera, D.P. Dewitt, Fundamentals of Heat and Mass Transfer, Seventh Edition, John Wiley and Sons**2011**.

[14] Plant Cost Index Archives - Chemical Engineering, (n.d.). http://www.chemengonline.com/ (accessed November 2, 2017).

[15] F. Franco, R. Anantharaman, O. Bolland, N. Booth, E. van Dorst, C. Ekstrom, E.S. Fernandez, E. Macchi, G. Manzolini, D. Nikolic, A. Pfeffer, M. Prins, S. Rezvani, L. Robinson, European best practice guidelines for assessment of CO_2 capture technologies, **2011**.

[16] R. Smith, Chemical process design and integration, Wiley, **2005**. https://www.wiley.com/en-us/Chemical+Process%3A +Design+and+Integration-p-9781119094418 (accessed December 10, 2018).

[17] C.-C. Cormos, K. Vatopoulos, E. Tzimas, Energy, **2013**, *51*, 37–49.

[18] L. Hooey, A. Boden A., M. Larsson, M. Knights, J. Johns, V. Abraham, Iron and steel CCS study (techno-economics integrated steel mills), 2013.
https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2013-04.pdf (accessed January 31, 2019).