



UNIVERSITATEA BABEȘ – BOLYAI
Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică



Rezumatul tezei

*Integrarea intensificării proceselor cu
strategii avansate de control pentru
îmbunătățirea performanțelor unităților de
captare a dioxidului de carbon*

Student doctorand: Ing. Flavia-Maria Ilea

Conducător de doctorat: Prof. Dr. Ing. Călin-Cristian Cormoș

Cluj-Napoca

2025

Cuprins rezumat

Curpins rezumat	2
Cuprins teză.....	3
1. Introducere	5
1.1 Motivație și context.....	5
1.2 Metode de intensificare de proces	11
1.3 Strategii de control pentru procesele de captare a dioxidului de carbon.....	13
2. Metodologia utilizată.....	15
2.1 Modelare matematică și simulare.....	15
2.2 Analiza de regresie	16
2.3 Planul de experiment Box-Behnken.....	17
2.4 Indici de performanță	17
3. Absorbția în strat fluidizat trifazic gaz-solid-lichid	21
3.1 Prezentare generală și design experimental	21
3.2 Modelul matematic.....	22
3.3 Analiza tehnică.....	24
3.4 Ridicarea la scară industrială și integrarea în unitate	26
3.5 Analiza economică	28
4. Strategii de control	31
4.1 Configurația procesului	31
4.2 Strategii de control descentralizat cu ajutorul reguletoarelor de tip PI.....	32
4.3 Strategia de control hibridă PI și MPC.....	36
5. Concluzii	38
Referințe bibliografice.....	40

Cuvinte cheie: absorbție în strat fluidizat, analiză tehnico-economică, captarea dioxidului de carbon, intensificarea proceselor, modelare matematică, strategii de control

Cuprins teză

Summary	I
Rezumat.....	III
List of publications and conferences.....	V
Table of contents	VIII
Nomenclature.....	X
List of figures	XIV
List of tables.....	XVIII
1. Introduction	1
1.1 Motivation and background	1
1.2 Goals and objectives.....	15
1.3 Carbon capture techniques and strategies overview	16
1.3.1 Gas-liquid absorption	16
1.3.2 Process intensification technologies.....	20
1.3.3 Control strategies for carbon capture processes	28
2. Assessment and methodology	39
2.1 Modelling and simulation.....	39
2.1.1 Matlab/Simulink.....	39
2.1.2 CHEMCAD	42
2.2 Regression analysis	46
2.3 Box Benken design of experiment	48
2.4 Performance indexes	50
3. Gas-solid-liquid fluidised bed absorption	53
3.1 Working principles and carbon capture applicability.....	53
3.2 Experimental assessment.....	55
3.3 Mathematical modelling.....	61
3.3.1 Chemical reaction model.....	61
3.3.2 NaOH and CO ₂	61
3.3.3 NaOH/glycerol and CO ₂	62
3.3.4 MEA and CO ₂	63
3.3.5 Hydrodynamics model	64
3.3.6 Mass transfer model	66

3.3.7	Mass and energy balance model.....	67
3.4	Model validation	69
3.5	Technical analysis.....	74
3.5.1	Influence of process parameters	74
3.5.2	Packed bed columns vs fluidised bed columns	82
3.5.3	Solvent use comparison.....	84
3.6	Scale-up and plant integration.....	87
3.6.1	Number of stages and static bed height.....	88
3.6.2	Solid phase characteristics	94
3.6.3	Carbon capture plant integration	97
3.7	Economic analysis.....	103
3.7.1	Full-scale industrial capture unit	107
3.8	Chapter conclusions	114
4.	Carbon capture plant control strategies	116
4.1	Process configuration	116
4.2	Mathematical model and design assumptions.....	119
4.3	Base case control scenario.....	122
4.4	Preliminary study on a decentralised control strategy	124
4.4.1	Performance analysis.....	126
4.5	Cascade control strategy.....	129
4.5.1	Performance analysis.....	131
4.6	Setpoint optimisation.....	135
4.6.1	Preliminary run – trial and error.....	137
4.6.2	Box Behnken Design of Experiment.....	140
4.6.3	Performance analysis.....	142
4.7	Hybrid PI and MPC control strategy	146
4.7.1	Performance analysis under influent flue gas flowrate disturbance.....	147
4.7.2	Performance analysis under rețierbător heat duty disturbance	150
4.8	Chapter conclusions	153
5.	Conclusions and original contributions.....	155
	References.....	159

1. Introducere

1.1 Motivație și context

Cele mai des întâlnite gaze cu efect de seră (GHG) produse ca urmare a activităților umane sunt dioxidul de carbon (CO_2), metanul (CH_4), monoxidul de diazot (N_2O) și gazele fluorurate, inclusiv hidrofluorocarburile, perfluorocarburile, hexafluorura de sulf și trifluorura de azot [1]. Dintre acestea, CO_2 este cel mai abundent, atât în România [2], cât și la nivel mondial [3], așa cum este prezentat și în Figura 1.



Figura 1. Emisiile de gaze cu efect de seră în România și la nivel global, după tipuri de gaz

Așa cum este prezentat în Tabelul 1, dioxidul de carbon are o durată de viață atmosferică extinsă, putând persista până la 200 de ani [4]. Această longevitate accentuează impactul de durată al CO_2 asupra sistemului climatic global. Persistența sa în atmosferă timp de secole contribuie semnificativ la intensificarea efectului de seră, ceea ce conduce, în cele din urmă, la încălzirea globală [5].

Tabelul 1. Potențialul de încălzire globală (GWP) pentru principalele gaze cu efect de seră de origine antropogenă [6]

GHG	Durata de viață atmosferică [ani]	Potențialul de încălzire globală	Surse principale
Dioxid de carbon (CO_2)	50 – 200	1	Combustibilii fosili, schimbările de utilizare a terenurilor și industria producătoare de ciment
Metan (CH_4)	12 ± 3	21	Arderea combustibililor fosili, agricultura

Monoxi de diazot (N ₂ O)	120	310	Agricultura
Hidrofluorocarburile (HFCs)	1.5 – 209	150 – 11700	Alternativă la ozon, reducerea substanțelor
Perfluorocarburile (PFCs)	2600 – 50000	6500 – 9200	Producția de aluminiu, fabricarea semiconductorilor
Hexafluorura de sulf (SF ₆)	3200	23900	Transportul energiei electrice, magneziul și industria semiconductorilor

Pe lângă persistența CO₂ în atmosferă, trebuie luate în considerare și sursele sale numeroase [7]. Acestea pot fi împărțite în patru sectoare principale: încălzire și energie, industrie, transport și sectorul rezidențial [8]. Repartizarea acestora este ilustrată în Figura 2.

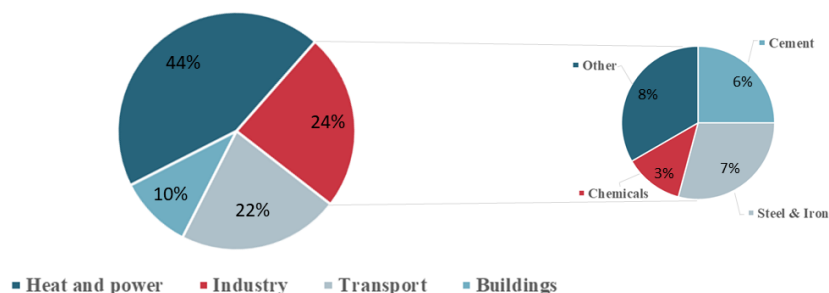


Figura 2. Surse antropogene de emisii de dioxid de carbon (2024)

Extinderea continuă a sectorului industrial, corelată cu creșterea cererii globale de energie, a determinat o creștere constantă și semnificativă a emisiilor de dioxid de carbon în ultimele decenii [9]. Evoluția acestor emisii este ilustrată în Figura 3 [10].

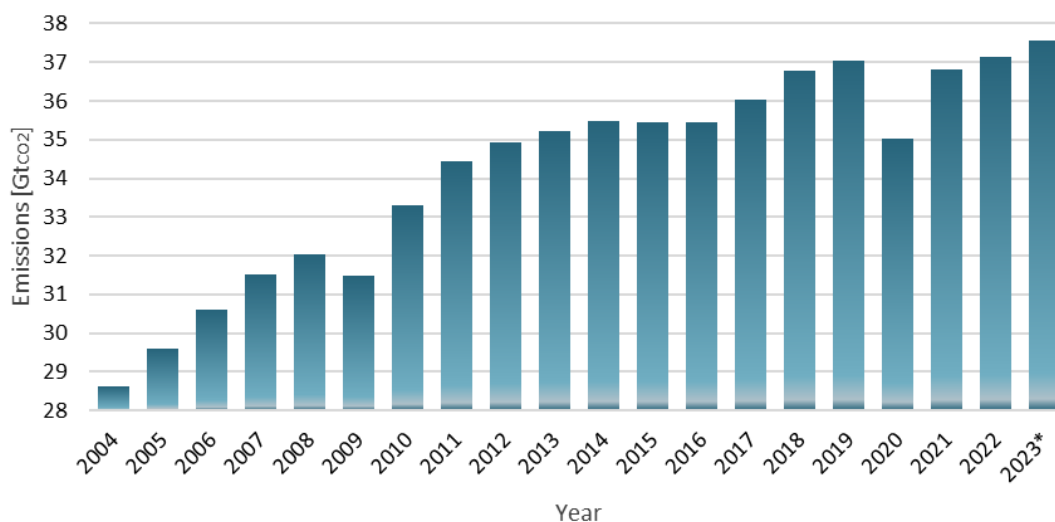


Figura 3. Evoluția în timp a cantității de emisii de dioxid de carbon

În Figura 3, axa valorilor a fost ajustată să pornească de la 28, pentru a îmbunătăți vizibilitatea variațiilor anuale din intervalul analizat. Această ajustare permite o interpretare mai clară a tendințelor recente. După cum se observă, emisiile de dioxid de carbon au înregistrat o creștere de aproximativ 30% în ultimele două decenii. Datele evidențiază, de asemenea, impactul primului an al pandemiei de COVID-19 (2020), când măsurile de izolare și restricțiile economice generalizate au condus la o scădere semnificativă a emisiilor, comparativ atât cu anii anteriori, cât și cu cei ulteriori [11].

Cu toate acestea, nivelul record al emisiilor de CO₂ înregistrat recent subliniază dificultățile majore cu care se confruntă comunitatea internațională în tranziția către un model de dezvoltare sustenabilă [12]. Tendința actuală accentuează importanța intensificării eforturilor pentru adoptarea surselor de energie regenerabilă și creșterea eficienței energetice, în vederea limitării creșterii continue a emisiilor de gaze cu efect de seră [13].

Obiectivul atingerii unui nivel net zero al emisiilor de CO₂ până în 2050 este esențial pentru menținerea încălzirii globale sub pragurile critice de 1.5°C sau 2°C [14]. În acest context, Figura 4 prezintă o serie de scenarii de politici globale aflate în curs de implementare sau planificare [15].

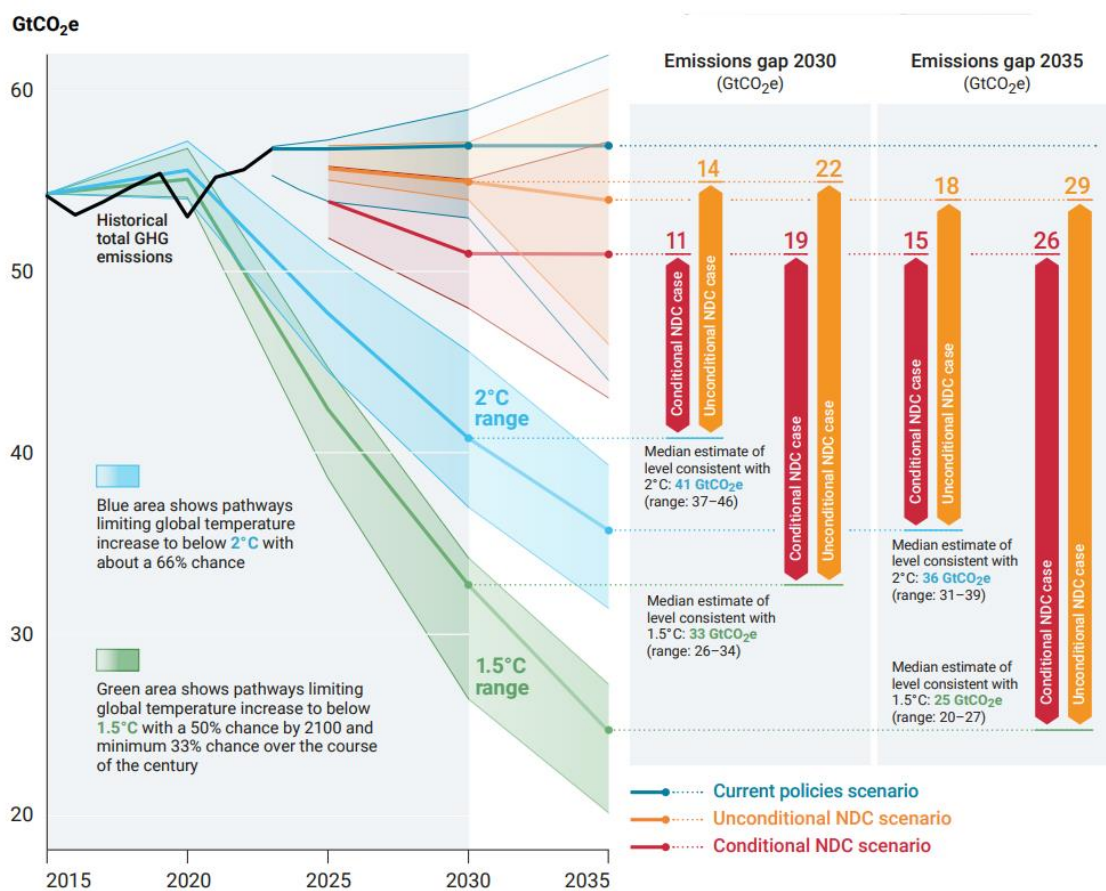


Figura 4. Emisiile globale de gaze cu efect de seră în diferite scenarii

Figura 4 evidențiază traiectoria emisiilor globale de gaze cu efect de seră în contextul diferitelor scenarii de politici climatice și subliniază decalajul de emisii ce trebuie acoperit pentru atingerea obiectivelor climatice stabilite la nivel internațional. Tendința istorică a emisiilor, reprezentată prin linia neagră, indică o creștere constantă, în timp ce proiecțiile viitoare variază în funcție de amploarea măsurilor adoptate. Sunt ilustrate trei scenarii distincte: politicile actuale, contribuțiile naționale determinate necondiționat (NDC necondiționate) și cele condiționate, fiecare reflectând un nivel diferit de angajament și implementare a măsurilor de reducere a emisiilor [16].

Conform acestor estimări, chiar și în cazul implementării complete a NDC condiționate, reducerile de emisii prevăzute nu sunt suficiente pentru a atinge țintele stabilite, ceea ce evidențiază necesitatea unor politici climatice mai ambițioase și a unei acțiuni globale urgente [17].

Având în vedere contextul prezentat, tranziția de la producerea energiei din combustibili fosili către surse regenerabile ar avea un rol esențial în atingerea obiectivului de emisii nete zero de CO₂ [18]. Această tranziție este vitală pentru combaterea schimbărilor climatice și pentru reducerea impactului negativ al sectorului energetic asupra mediului. Totuși, creșterea continuă a cererii de energie electrică, alimentată de dezvoltarea economică, nu poate fi satisfăcută exclusiv prin surse regenerabile, din cauza variabilității și intermitenței acestora (dependența de condițiile meteorologice și de variațiile zilnice) [19,20].

O soluție complementară este reprezentată de captarea și stocarea dioxidului de carbon (CCS), care permite utilizarea în continuare a combustibililor fosili, reducând în același timp emisiile de CO₂ [21]. Această strategie presupune captarea CO₂ de la surse majore, precum centralele electrice și instalațiile industriale [22]. Dioxidul de carbon capturat este apoi transportat către locații de stocare dedicate, unde este injectat în formațiuni geologice adânci – cum ar fi rezervoare de petrol și gaze epuizate sau acvifere saline – pentru stocare permanentă [23].

Tehnologiile CCS sunt concepute pentru a preveni eliberarea CO₂ în atmosferă, permițând în același timp utilizarea sa ulterioară în aplicații industriale diverse [21]. Printre principalele metode de captare se numără captarea post-combustie, captarea pre-combustie și oxicom bustia, fiecare dintre acestea implicând procese tehnologice specifice, prezentate în Figura 5 [24].

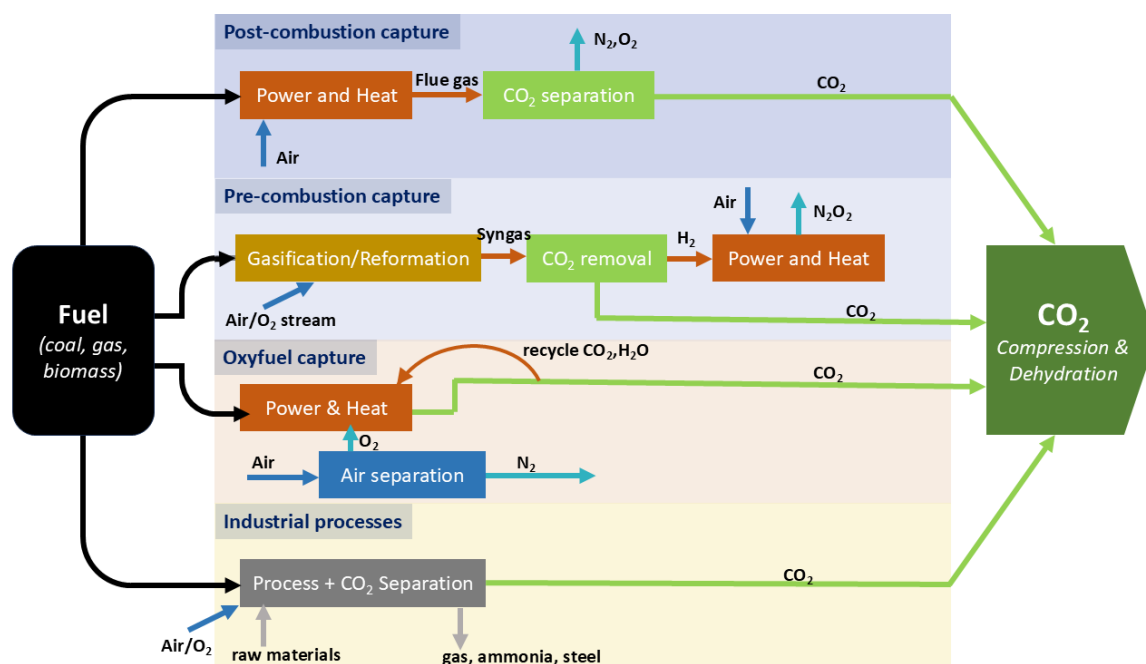


Figura 5. Prezentare generală a tehnologiilor de captare a dioxidului de carbon

În completarea metodelor convenționale, o serie de tehnologii emergente de captare a dioxidului de carbon urmăresc îmbunătățirea eficienței procesului și reducerea costurilor asociate [25]. Una dintre aceste inovații este combustia în buclă chimică (CLC), o tehnologie promițătoare care utilizează oxizi metalici pentru a furniza oxigenul necesar arderii, facilitând în același timp separarea directă a CO₂ [26].

Totodată, tehnologiile de captare directă din aer (DAC) atrag un interes tot mai mare, deoarece permit extragerea CO₂ direct din atmosferă, oferind o soluție viabilă pentru gestionarea emisiilor reziduale [27]. Pe lângă aceste tehnologii, progresele în dezvoltarea solvenților și posibilitatea utilizării reactoarelor cu membrane contribuie semnificativ la creșterea eficienței și fezabilității sistemelor moderne de captare a dioxidului de carbon [28].

Una dintre cele mai utilizate metode pentru captarea CO₂ post-combustie este absorbția gaz-lichid, bazată pe interacțiunea dintre dioxidul de carbon și solvenții lichizi. Soluțiile apoase de amine sunt cele mai frecvent utilizate solvenți în acest proces, datorită eficienței lor ridicate. Cu toate acestea, aceste soluții prezintă o serie de dezavantaje, cum ar fi degradarea chimică a solventului, potențialul de coroziune și necesarul energetic crescut pentru regenerare [29].

În vederea optimizării acestui proces, au fost explorate și alte tipuri de solvenți, cu scopul de a spori eficiența captării și de a reduce costurile operaționale. O prezentare comparativă a principalelor categorii de solvenți utilizați este inclusă în Tabelul 2 [30].

Tabelul 2. Prezentare generală a solvenților utilizați în captarea de CO₂

Tipul solventului	Exemple	Avantaje	Dezavantaje
Amine primare	MEA Monoetanolamina	· Reactivitate ridicată cu CO₂ · Maturitate tehnologică · Disponibilitatea solvenților	· Energie de regenerare ridicată · Degradarea solvenților · Probleme de coroziune
Amine secundare	DEA Dietanolamina	· Energie de regenerare mai mică · Mai puțin coroziv	· Cinetică de absorbție mai lentă
Amine terțiare	MDEA Metil - dietanolamina	· Energie de regenerare mai mică · Mai puțin coroziv	· Reacție lentă cu CO₂ · Absorbție lentă în absența unui activator
Amine împiedicate steric	AMP 2-amino-2-metil-1-propanol	· Capacitate mare de absorbție a CO₂ · Pierdere energetică redusă	· Cost ridicat al solventului · Rata de absorbție scăzută · Absorbție lentă în absența unui activator
Solvenți fizici	Selexol™, Rectisol®	· Eficientă la presiune ridicată · Fără reacție chimică	· Nu este eficient la presiuni parțiale scăzute de CO₂ · Pierdere mare de solvent
Amoniac în soluție apoasă	Soluție de NH ₃	· Energie redusă de regenerare · Capacitate ridicată de CO₂	· Volatilitatea amoniacului · Toxicitate · Impurificare (formare de sare)

Lichide ionice	Lichide ionice pe bază de imidazoliu	· Presiune de vapori neglijabilă · Proprietăți reglabile	· Costuri ridicate · Vâscozitate ridicată · Difuzivitate scăzută a CO₂
Solvenți cu schimbare de fază	CESAR1 Sisteme de amine mixte	· Energie redusă datorită comportamentului bifazic în timpul regenerării	· Proiectare complexă · Necesită strategii de control
Amestec de amine	MEA + MDEA AMP + PZ	· Performanță optimizată · Reactivitate ridicată · Pierdere energetică redusă	· Risc de instabilitate · Necesitatea unui raport de amestec optim
Soluții alcaline	Soluție apoasă de hidroxid de sodiu	· Capacitate mare de absorbție · Formează Na₂CO₃ sau NaHCO₃ stabile · Disponibil pe scară largă	· Regenerarea este posibilă numai cu o pierdere energetică foarte mare · Caracterul coroziv al hidroxidului · Nevoia gestionării precipitatelor

1.2 Metode de intensificare a proceselor

O abordare alternativă pentru reducerea limitărilor tehnologiilor convenționale de captare a dioxidului de carbon constă în implementarea unor metode inovatoare de punere în contact a fazelor implicate în proces, menite să îmbunătățească eficiența absorbției. Tehnicile moderne de intensificare a proceselor – precum coloanele cu umplutură structurată, reactoarele cu microcanale, reactoarele operate sub câmp gravitațional crescut și cele cu membrane – pot spori semnificativ transferul de masă între faza gazoasă și solvent, conducând la o captare mai eficientă a CO₂ [31,32].

De asemenea, integrarea coloanelor de absorbție cu strat fluidizat și a reactoarelor cu strat rotativ contribuie la extinderea suprafeței de contact gaz-lichid, ceea ce determină o creștere a vitezei de absorbție [33]. Aceste inovații tehnologice permit reducerea dimensiunii și a costurilor sistemelor de captare, scăderea consumului energetic și îmbunătățirea performanței

globale a procesului [34]. Tabelul 3 oferă o sinteză a avantajelor și limitărilor asociate tehnologiilor actuale de intensificare a proceselor.

Tabelul 3. *Prezentare generală a tehnologiilor de intensificare de proces*

Tehnologie	Viteza de transfer		Avantaje	Dezavantaje
	de masă	[mol/(m ² ·s)]		
Coloană cu umplutură	0.001 – 0.01		· Eficiență dovedită · Scalabil · Previzibil	· Structură voluminoasă · Cădere mare de presiune · Risc de înecare
Coloană cu pulverizare	~0.001		· Design simplu · Cădere de presiune redusă	· Eficiență scăzută · Coalescența picăturilor
Coloană cu barbotare	0.001 – 0.005		· Ușor de utilizat · Fără componente interne	· Producție redusă · Scurgere de gaz
Membrane	0.01 – 0.1		· Foarte compact · Fără înecare	· Umectare · Impurificare · Cost ridicat
Reactor rotativ cu umplutură	0.05 – 0.5		· Intensificare ridicată · Compact	· Complexitate · Vibrații · Scalare
Absorber cu contact turbulent	0.1 – 0.5+		· Absorbție rapidă · Foarte compact	· Experimental · Complexitatea strategiilor de control
Reactor cu microcanale	0.1 – 1.0		· Ultra-compact · Eficiență ridicată a transferului de căldură/masă	· Scumpe · Murdărire · Extindere dificilă

Absorber monolitic	~0.01 – 0.1	· Cădere de presiune redusă · Structură robustă	· Limitări ale umectării · Complexitatea fabricației
-----------------------	-------------	--	---

Coloanele de absorbție cu contact turbulent constituie o soluție tehnologică inovatoare pentru creșterea eficienței proceselor de absorbție gaz-lichid, fiind deosebit de relevante în contextul captării dioxidului de carbon. Aceste coloane sunt proiectate să genereze niveluri ridicate de turbulență, ceea ce favorizează amestecul intensiv al fazelor gazoasă și lichidă și conduce la o rată sporită de transfer de masă [35]. Utilajul corespunzător, funcționând ca o coloană de absorbție trifazică gaz–solid–lichid, este prezentat în detaliu în Capitolul 3 al acestei lucrări.

1.3 Strategii de control pentru procesele de captare a dioxidului de carbon

Procesul de captare post-combustie a dioxidului de carbon folosind amine, în special MEA, este recunoscut pe scară largă ca fiind una dintre tehnologiile de vârf pentru captarea CO₂. Această metodă presupune utilizarea atât a coloanelor de absorbție, cât și a celor de desorbție. În această configurație, CO₂ este inițial absorbit de un solvent pe baza de amine în coloana de absorbție și apoi eliberat ca un flux de CO₂ cu concentrație ridicată în partea superioară a coloanei de desorbție. În timpul acestui proces, solventul este regenerat în coloana de desorbție și apoi recirculat. Eficiența acestei tehnologii, atât în ceea ce privește eliminarea CO₂, cât și performanța economică, depinde de flexibilitatea operațională a instalației de captare. O astfel de flexibilitate poate fi obținută prin proiectarea atentă a instalației și prin implementarea unor sisteme de control [36].

Tabelul 4 arată o prezentare generală a strategiilor de control existente și o comparație între avantajele și dezavantajele acestora. Capitolul 4 din această teză prezintă diferite abordări de control și performanțele lor.

Tabelul 4. Prezentare generală a diferitelor strategii de control

Strategia de control	Avantaje	Dezavantaje	Aplicații
Control pe bază de feedback	· Structură simplă · Ușor de utilizat · Cost redus de implementare	· Timp de răspuns întârziat · Sensibilitate crescută la perturbații	Sisteme industriale de tip coloane cu umplutură

Control în cascadă	· Stabilitate îmbunătățită · O mai bună respingere a perturbațiilor	· Necesită modele și reglaje precise	Controlul energetic pe coloana de desorbție
Control de raport	· Stoichiometrie optimă · Răspuns rapid	· Necesită măsurători precise ale debitului · Flexibilitate limitată	Sisteme cu recirculare
Control de tip feedforward	· Corecție preventivă · Bun pentru perturbații cunoscute	· Necesită un model precis al procesului și senzori	Tratarea gazelor de ardere bogate în CO ₂
Control predictiv pe bază de model	· Acceptă constrângeri · Multivariabil · Predictiv	· Implementare complexă · Capacitate ridicate de calcul	Sisteme avansate la scară pilot și demonstrativă
Control inferențial	· Reduce nevoia de analizoare de gaz costisitoare	· Dependent de model · Sensibil la erori ale senzorului	Gestionarea în timp real a încărcăturii sărace/ bogate
Control adaptiv	· Se adaptează la schimbările de proces · Bun la sarcini variabile	· Complex · Potențiale probleme de stabilitate dacă nu este reglat corespunzător	Condiții variabile ale gazelor de ardere (de exemplu, ciment)
Control descentralizat	· Mai ușor de proiectat per unitate · Nu este necesară o coordonare centrală	· Poate duce la probleme de interacțiune · Mai puțin eficient	Unități mai mici sau sisteme tradiționale
Optimizare în timp real	· Optimizare holistică	· Capacități de calcul intensiv · Timp de răspuns lung	Funcționare inteligentă la nivelul întregii fabrici

2. Metodologia de evaluare utilizată

2.1 Modelare matematică și simulare

Modelarea și simularea proceselor de captare a dioxidului de carbon joacă un rol esențial în evaluarea eficienței, fezabilității și scalabilității tehnologiilor implicate. În contextul intensificării eforturilor globale de combatere a schimbărilor climatice, modelele riguroase ale acestor procese oferă informații valoroase pentru optimizarea sistemelor de captare, sprijinind luarea deciziilor informate la nivel industrial.

Instrumentele software utilizate în această lucrare pentru dezvoltarea, implementarea și simularea modelelor matematice complexe, precum și pentru modelarea fluxurilor de proces, au fost MATLAB/Simulink și ChemCAD.

MATLAB (Matrix Laboratory) este un mediu de programare de nivel înalt, utilizat pe scară largă pentru calcul numeric, analiză de date și simulări. Dezvoltat de compania MathWorks, MATLAB include multiple unelte dedicate rezolvării problemelor matematice avansate, ceea ce îl face extrem de valoros în inginerie, cercetare științifică și aplicații industriale. Simulink, extensia grafică a MATLAB pentru modelarea sistemelor dinamice, oferă o varietate de algoritmi de integrare a ecuațiilor diferențiale ordinare (ODE), esențiali pentru modelarea fenomenelor dependente de timp [37].

În această lucrare, MATLAB și Simulink au fost utilizate pentru simularea dinamică a următoarelor configurații tehnologice: coloane de absorbție cu umplutură, coloane cu strat fluidizat gaz–solid–lichid, o unitate de captare CO₂ bazată pe procese de absorbție–desorbție, precum și diverse strategii de control aferente.

CHEMCAD este un software de simulare a proceselor chimice, utilizat extensiv în ingineria chimică pentru proiectarea, analiza și optimizarea instalațiilor. Creat de Chemstations, acesta oferă o platformă versatilă pentru simulări în regim staționar și dinamic, fiind aplicat în industrii precum petrochimia, farmaceutica sau protecția mediului.

CHEMCAD pune la dispoziție o gamă extinsă de funcționalități care contribuie la o simulare precisă și detaliată a proceselor tehnologice, inclusiv biblioteci de componente chimice, modele termodinamice avansate, module de reacție chimică și analize economice integrate.:

- Simularea fluxului de proces – permite proiectarea și simularea fluxurilor complete ale proceselor chimice.
- Modelare termodinamică – suportă diverse pachete termodinamice pentru efectuarea unor calcule precise ale proprietăților termodinamice.

- Dimensionarea și evaluarea utilajelor – facilitează dimensionarea echipamentelor de proces, cum ar fi coloanele de absorbție, schimbătoarele de căldură și coloanele de distilare.
- Calcule de bilanț termic și de masă – asigură calcule riguroase ale balanțelor energetice și de materiale.
- Simulare dinamică – permite analiza evoluției procesului în funcție de timp.

În plus, CHEMCAD dispune de instrumente integrate pentru analiza economică, care ajută la evaluarea fezabilității financiare a proiectelor, prin estimarea costurilor de capital (CAPEX), a costurilor operaționale și a consumului de energie. Această facilitate este esențială pentru evaluarea viabilității economice a tehnologiilor de captare a dioxidului de carbon, unde costurile asociate utilajelor, utilităților și materialelor chimice reprezintă factori critici [38].

Estimarea costurilor utilajelor se bazează pe baze de date ce includ corelații specifice pentru calculul costurilor echipamentelor comune, cum ar fi coloanele de absorbție, schimbătoarele de căldură, compresoarele, pompele și coloanele de distilare. Utilizatorii pot introduce, de asemenea, specificații detaliate ale utilajelor (de exemplu, materialul de construcție, presiunea nominală, capacitatea) pentru a obține estimări precise ale cheltuielilor de capital.

În cadrul acestei teze, CHEMCAD a fost utilizat pentru realizarea bilanțului total de masă, bilanțului pe componente și bilanțului energetic al unei unități de captare a dioxidului de carbon. De asemenea, programul a fost folosit pentru simularea fluxului de proces și estimarea costurilor pentru fiecare utilaj implicat în proces.

2.2 Analiza de regresie

Analiza de regresie este o metodă statistică utilizată pentru a investiga relația dintre una sau mai multe variabile independente și o variabilă dependentă. Aceasta permite înțelegerea modului în care modificările valorilor variabilelor independente influențează variabila dependentă și reprezintă un instrument esențial în modelarea matematică și analiza datelor. Tehnica este aplicată pe scară largă în numeroase domenii, precum economia, finanțele, medicina și învățarea automată, fiind folosită pentru identificarea tendințelor, realizarea de previziuni și determinarea factorilor-cheie care influențează un anumit rezultat [39].

În cadrul acestei lucrări, analiza de regresie a fost folosită pentru dezvoltarea ecuațiilor și determinarea coeficienților corespunzători parametrilor procesului de captare a dioxidului de carbon, cum ar fi aria efectivă de transfer de masă, căderea de presiune și expansiunea stratului fluidizat. Detalii suplimentare privind această analiză sunt prezentate în Capitolul 3.

2.3 Designul experimental de tip Box-Behnken

Designul experimental Box-Behnken (BBD) reprezintă o metodologie din cadrul Metodei suprafeței de răspuns (Response Surface Methodology – RSM), utilizată pentru optimizarea proceselor care implică mai multe variabile independente. Această metodă a fost dezvoltată în anul 1960 de George E. P. Box și Donald Behnken ca o tehnică eficientă pentru explorarea suprafețelor de răspuns de ordin doi (pătratic), reducând totodată numărul de experimente necesare. BBD este utilizată pe scară largă în domenii precum ingineria, chimia și industria farmaceutică, unde optimizarea proceselor joacă un rol esențial [40].

Pentru un sistem cu trei variabile independente, designul Box-Behnken presupune alegerea a trei niveluri pentru fiecare variabilă: un nivel inferior (notat cu -1), un nivel mediu (0) și un nivel superior (1). Configurația experimentelor recomandate de această metodă este prezentată în Tabelul 5 [41]. Acest tip de design experimental a fost aplicat în Capitolul 4 al prezentei teze.

Tabelul 5. Cazurile considerate pentru un design experimental cu 3 variabile

Cazul	Variabila 1	Variabila 2	Variabila 3
1	-1	-1	0
2	1	-1	0
3	-1	1	0
4	1	1	0
5	-1	0	-1
6	1	0	-1
7	-1	0	1
8	1	0	1
9	0	-1	-1
10	0	1	-1
11	0	-1	1
12	0	1	1
13	0	0	0

2.4 Indici de performanță

Pentru a evalua și a compara performanța diferitelor sisteme de captare a dioxidului de carbon, au fost luați în considerare mai mulți indici de performanță. Acești indici ajută la

cuantificarea nu numai a randamentului de captare, ci și a viabilității și eficienței energetice proceselor studiate.

În acest studiu, rata de captare a dioxidului de carbon este calculată ca fiind cantitatea de CO₂ care părăsește coloana de desorbție raportată la cantitatea de CO₂ care intră în instalație:

$$CC = \frac{CO_2(\text{capturat})}{CO_2(\text{intrare absorber})} \cdot 100 \quad (E1)$$

Calculată astfel, rata de captare a dioxidului de carbon oferă o perspectivă asupra performanței generale a procesului. Acest lucru se datorează faptului că această măsură nu este conectată numai la unitatea de absorbție, ci și la cea de desorbție.

Rata de absorbție este definită ca raportul dintre cantitatea de CO₂ absorbită și cantitatea de CO₂ care intră în instalația de captare:

$$R_{abs} = \frac{CO_2(\text{intrare absorber}) - CO_2(\text{gaz} - \text{ieșire absorber})}{CO_2(\text{intrare absorber})} \cdot 100 \quad (E2)$$

Indicele de performanță energetică este definit ca fiind cantitatea de energie (în MJ) necesară pentru captarea unui kilogram de dioxid de carbon:

$$E_p = \frac{Q_r}{CO_2(\text{captured})} \quad (E3)$$

Principalii indici de performanță utilizați pentru aprecierea și evaluarea strategiilor de control detaliate în Capitolul 4 contribuie la cuantificarea atât a eficienței strategiilor propuse, cât și a performanței energetice a sistemului. Pe lângă indicii deja menționați, sunt utilizați și următorii:

- Încărcarea cu CO₂ a solventului, exprimată ca moli de CO₂ pe mol de solvent după etapa de regenerare [mol/mol];
- Rata de circulare a solventului, exprimată ca debit de solvent pe unitate de debit de gaz [l/s];
- Stabilitatea energiei de încălzire în rețea, exprimată ca abatere de la valoarea nominală [%];
- Eroarea de urmărire a valorii de referință ca măsură a apropiării procesului de valoarea de referință dată de bucla de control [%];
- Respingerea perturbațiilor, ca timp necesar pentru revenirea la starea de echilibru după perturbație [s];

Pentru analiza economică au fost luați în considerare mai mulți indici de performanță diferiți. O prezentare generală este prezentată în Tabelul 6 [42].

Tabelul 6. Prezentare generală a indicilor de performanță economică

Indice	Descriere	Unitate de măsură
Costul captării de CO ₂ (LCOC)	Costul total per tonă de CO ₂ capturat pe durata de viață a instalației	€/tonă CO ₂
Cheltuieli de capital (CAPEX)	Investiție inițială unică în utilaje, instalare și infrastructură	€
Cheltuieli operaționale (OPEX)	Costuri anuale: utilități (abur, electricitate), forță de muncă, întreținere, completare solvent	€/an or €/tonă CO ₂
Pierdere energetică	Scăderea eficienței centralei electrice din cauza procesului de captare a dioxidului de carbon	% scădere netă a eficienței
Sarcina energetică specifică a refierbătorului	Căldura consumată pentru regenerarea solventului necesar pentru a capta 1 kg CO ₂	MJ/kg CO ₂
Costuri asociate cu pierderea/degradarea solventului	Costuri datorate degradării solventului, emisiilor sau înlocuirii periodice	€/tonă CO ₂ or €/kg solvent/an
Durata de recuperare a investiției	Țimp necesar pentru recuperarea cheltuielilor de capital din economii sau credite de carbon	Ani
Valoarea prezentă a investiției (NPV)	Valoarea actualizată a fluxurilor de numerar viitoare minus costurile investiției	€ (pozitiv = profitabil)
Rata internă de rentabilitate (IRR)	Rata anualizată de rentabilitate a investiției	%
Disponibilitate operațională	Procent din timp în care sistemul de captare funcționează conform parametrilor	% timp de funcționare/an
Costul evitării emisiilor de CO ₂	Costul net pe tonă de CO ₂ evitat, ținând cont de emisiile de referință și penalizarea energetică	€/tonă CO ₂ evitat

Costul de producție a energiei electrice (LCOE)	Costul mediu per MWh produs pe durata de viață a centralei, incluzând toate cheltuielile (CAPEX, OPEX etc.)	€/MWh
---	---	-------

Împreună, acești indici formează baza unei analize tehnico-economice riguroase, care stă la baza deciziilor privind implementarea strategiilor de control.

Indicii de performanță de mediu sunt esențiali pentru evaluarea durabilității tehnologiilor de captare a dioxidului de carbon, extinzând analiza dincolo de aspectele pur tehnice și economice.

Indici precum potențialul de încălzire globală (*Global Warming Potential* – GWP), amprenta de apă și emisiile asociate solvenților contribuie la cuantificarea impactului ecologic mai amplu al acestor sisteme.

Potențialul de încălzire globală (GWP) exprimă emisiile totale de gaze cu efect de seră în echivalent CO₂ [43].

3. Absorbția în strat fluidizat trifazic gaz-solid-lichid

3.1 Prezentare generală și design experimental

Această secțiune a tezei este structurată în jurul procesului de absorbție în strat fluidizat trifazic gaz–solid–lichid pentru captarea CO₂, concentrându-se pe: i) evaluarea experimentală a acestui tip de proces, ii) modelarea și simularea matematică și iii) analiza tehnico-economică. Prin corelarea datelor experimentale cu modelele matematice dezvoltate, scopul lucrării este de a oferi o analiză a eficienței și fezabilității utilizării coloanelor de absorbție trifazice cu contact turbulent în sistemele de captare a dioxidului de carbon.

Coloanele de absorbție cu contact turbulent, cunoscute și sub denumirea de coloane cu strat fluidizat trifazic, introduc în sistemul gaz–lichid o a treia fază: particule solide inerte, cu densitate redusă. În această configurație, faza gazoasă este continuă, în timp ce faza lichidă este dispersată. Particulele solide sunt fluidizate de fluxul ascendent de gaz. Principalul avantaj al acestui tip de coloană constă în capacitatea sa de a intensifica transferul de masă prin creșterea semnificativă a suprafeței efective de transfer [44]. Modelul fizic al sistemului este ilustrat în Figura 6.

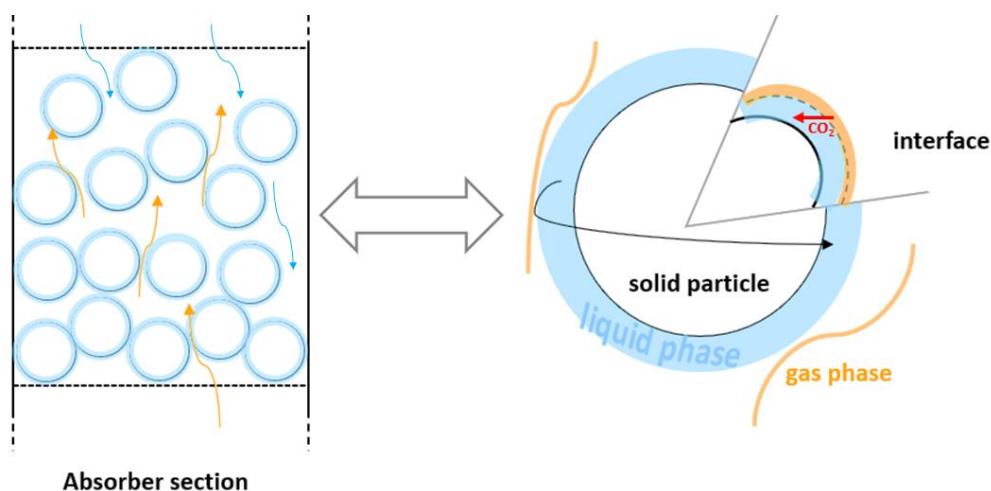


Figura 6. Modelul fizic pentru absorbția trifazică

În configurația experimentală, faza gazoasă a fost introdusă la baza coloanei, fiind transportată cu ajutorul unei suflante. Faza lichidă este alimentată din partea superioară a coloanei și acționează ca fază dispersată. Astfel, cele două faze circulă în contracurent în interiorul coloanei. Coloana de absorbție a fost umplută cu particule solide sferice. Odată ce lichidul pătrunde în coloană, acesta acoperă fiecare particulă solidă cu o peliculă subțire, în

interiorul căreia are loc transferul de masă. Configurația experimentală este ilustrată în Figura 7 [44].

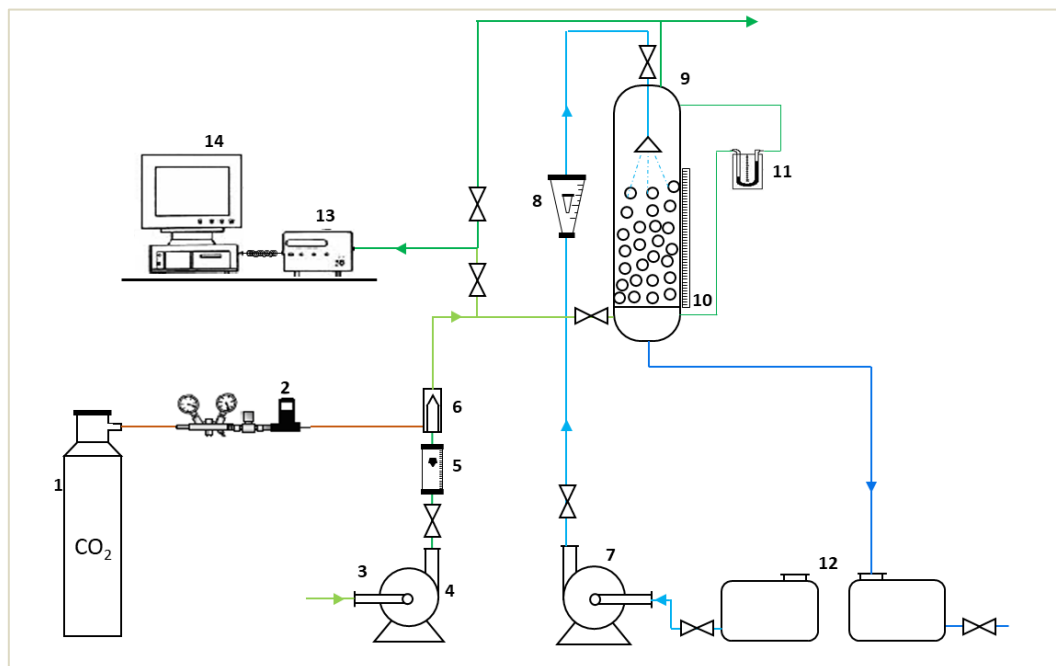


Figura 7. Configurație experimentală pentru absorbția în strat fluidizat
1-rezervor de dioxid de carbon, 2-debitmetru masic pentru CO₂, 3-regulator de temperatură,
4-suflantă, 5-debitmetru pentru gaz, 6-amestecător, 7-pompă, 8-debitmetru pentru lichid,
9-coloană de absorbție trifazică, 10-scală gradată, 11-manometru,
12-rezervoare, 13-analizor pentru gaz, 14-calculator.

3.2 Modelul matematic

Dezvoltarea unui model matematic detaliat este esențială pentru o înțelegere aprofundată și pentru îmbunătățirea performanței procesului de absorbție în strat fluidizat trifazic, utilizat pentru captarea CO₂. Modelul propus integrează atât fenomenele fizice, cât și cele chimice, incluzând hidrodinamica, transferul de masă și cinetica reacțiilor chimice.

În cadrul studiilor dedicate utilizării fluidizării trifazice pentru captarea dioxidului de carbon, au fost analizați trei solvenți diferiți: soluție apoasă de NaOH, amestec de soluție apoasă de NaOH și glicerol, precum și soluție apoasă de MEA. Pentru fiecare caz, cinetica reacțiilor chimice dintre speciile implicate a fost luată în considerare și integrată în model.

Modelul hidrodinamic a fost elaborat pe baza corelațiilor existente în literatura de specialitate. Acesta cuprinde ecuații pentru retenția de lichid, expansiunea stratului fluidizat și pierderea de sarcină (căderea de presiune). Aceste relații au fost ajustate prin calibrare, prin corelarea cu datele experimentale, pentru a reflecta cât mai fidel comportamentul sistemului.

$$\Delta P = \rho_l \cdot g \cdot H_0 \cdot \left(\frac{H_s}{H_0} \right)^{-1.6162} \cdot Re_g^{1.4694} \cdot Ga_l^{-0.5775} \cdot Re_l^{0.6338} \cdot We_l^{0.3598} \quad (E4)$$

$$\frac{H_{sf}}{H_0} = \left(\frac{D_c}{d_p}\right)^{1.1192} \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{-0.3938} \cdot \left(\frac{w_g}{w_{lmf}}\right)^{0.4462} \cdot \left(\frac{w_l}{w_{lmf}}\right)^{0.1714} \quad (E5)$$

În cazul coloanelor de absorbție cu umplutură, Billet și Schultes [45] au dezvoltat corelații pentru estimarea coeficienților parțiali de transfer de masă și a ariei efective de transfer. Aceste corelații pot fi aplicate cu ușurință la diverse tipuri de umpluturi, atât structurate, cât și nestructurate, prin utilizarea unor coeficienți de ajustare specifici.

Totuși, aceste corelații nu sunt direct aplicabile coloanelor de absorbție cu strat fluidizat trifazic gaz-solid-lichid. Prezența și mișcarea particulelor solide generează turbulențe suplimentare, influențând semnificativ comportamentul transferului de masă. Pentru a răspunde acestor provocări, a fost dezvoltată o nouă corelație pentru calcularea ariei efective de transfer de masă. Această corelație se bazează pe rezultate experimentale proprii și încorporează elemente din ecuațiile propuse de Billet și Schultes, precum și de Rocha et al. [45,46].

$$k_l = C_l \cdot \left(\frac{g}{g_l}\right)^{\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{D_{CO_2}^l}{S}\right)^{0.5} \cdot w_{le}^{0.5} \quad (E6)$$

$$k_g = C_g \cdot \left(\frac{1}{\varepsilon - h_l}\right)^{0.5} \cdot \left(\frac{a}{S}\right)^{0.5} \cdot D_{CO_2}^g \cdot \left(\frac{w_{ge}}{a \cdot \mu_g}\right)^m \cdot \left(\frac{\vartheta_g}{D_{CO_2}^g}\right)^n \quad (E7)$$

$$\frac{a_e}{a} = e^{11.89} \cdot Fr_l^{-0.0152} \cdot Fr_g^{-0.2466} \cdot Ga^{-0.7174} \quad (E8)$$

Pentru a dezvolta ecuațiile de bilanț masă și energie, procesul a fost simplificat și modelat ca un sistem cu parametri concentrați. Acesta este prezentat în Tabelul 7.

Tabelul 7. Ecuațiile de bilanț de masă și bilanț energetic

Bilanț de masă total	$F_j^e = F_j^0 \pm w_j \cdot \frac{N_{CO_2} \cdot M_{CO_2}}{\rho_j}$
Bilanț de masă pe componenți	$\frac{dC_i^j}{dt} = \frac{F_j^0}{w_j} \cdot C_i^{0j} - \frac{F_j^e}{w_j} \cdot C_i^j \pm N_i \pm N_R$
Bilanț termic	$\frac{dT_j}{dt} = \frac{F_j^0}{w_j} \cdot T_j^0 - \frac{F_j^e}{w_j} \cdot T_j - \frac{\Delta H_r \cdot v_r}{\rho_j \cdot cp_j} \mp \frac{h \cdot a_e \cdot (T_l - T_g)}{(\rho_j \cdot cp_j \cdot w_j)}$

Modelul demonstrează o corelație bună cu datele experimentale, după cum indică valorile obținute pentru coeficientul de corelație ($R > 0.9$).

3.3 Analiza tehnică

Vitezele fazelor lichidă și gazoasă au un impact semnificativ asupra comportamentului întregului sistem. În acest tip de configurație, faza lichidă, care acționează ca fază dispersată, joacă un rol esențial în determinarea caracteristicilor hidrodinamice și a eficienței transferului de masă între faze. Figura 8 ilustrează influența densității de stropire a lichidului asupra principalilor parametri hidrodinamici, inclusiv înălțimea stratului fluidizat, căderea de presiune, expansiunea stratului și retenția atât a fazei lichide, cât și a fazei solide.

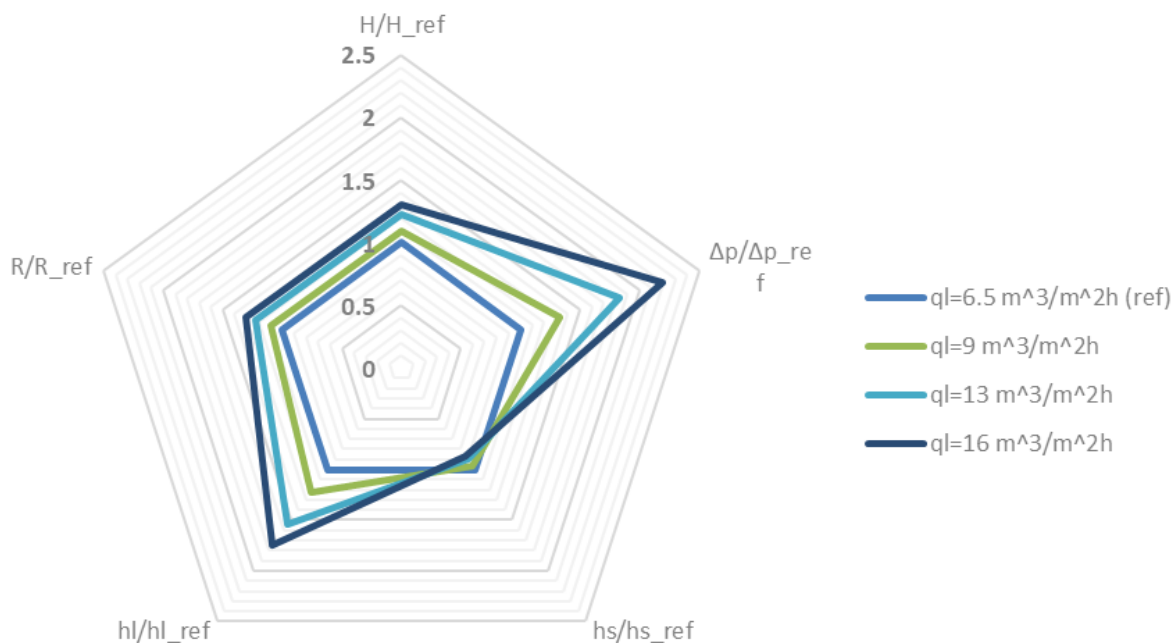


Figura 8. Influența densității de stropire asupra parametrilor hidrodinamici ai sistemului

O densitate mai mare de stropire a lichidului determină o creștere a căderii de presiune, ceea ce indică o rezistență sporită la curgerea gazului în interiorul coloanei. În același timp, expansiunea stratului fluidizat devine mai pronunțată, ceea ce conduce la o creștere corespunzătoare a înălțimii acestuia. Această expansiune are loc ca urmare a intensificării interacțiunilor dintre faza lichidă și cea gazoasă, care favorizează o dispersie mai amplă și o mișcare ascendentă a particulelor în stratul fluidizat.

Pe de altă parte, odată cu creșterea densității de stropire, retenția de solide în sistem scade. Acest efect se datorează perturbării comportamentului de împachetare și sedimentare al particulelor solide, ca urmare a prezenței sporite a fazei lichide, ceea ce duce la o reducere a concentrației solide în stratul fluidizat.

O analiză similară a fost realizată pentru variația vitezei fazei gazoase și este prezentată în Figura 9. În acest caz, parametrii hidrodinamici analizați sunt căderea de presiune și înălțimea stratului fluidizat. Studiul evidențiază, de asemenea, influența vitezei gazului asupra

transferului de masă, prin intermediul ariei efective de transfer de masă, și asupra eficienței procesului, prin rata de captare a dioxidului de carbon.

Rezultatele indică faptul că, pe măsură ce viteza gazului crește, se observă o creștere a înălțimii stratului fluidizat și a ratei de captare, ceea ce sugerează o interacțiune gaz-lichid intensificată și o eficiență de contact îmbunătățită în cadrul coloanei. În plus, căderea de presiune suferă doar o variație redusă, ceea ce indică faptul că, deși viteza gazului influențează alți parametri hidrodinamici, impactul asupra rezistenței la curgere rămâne moderat.

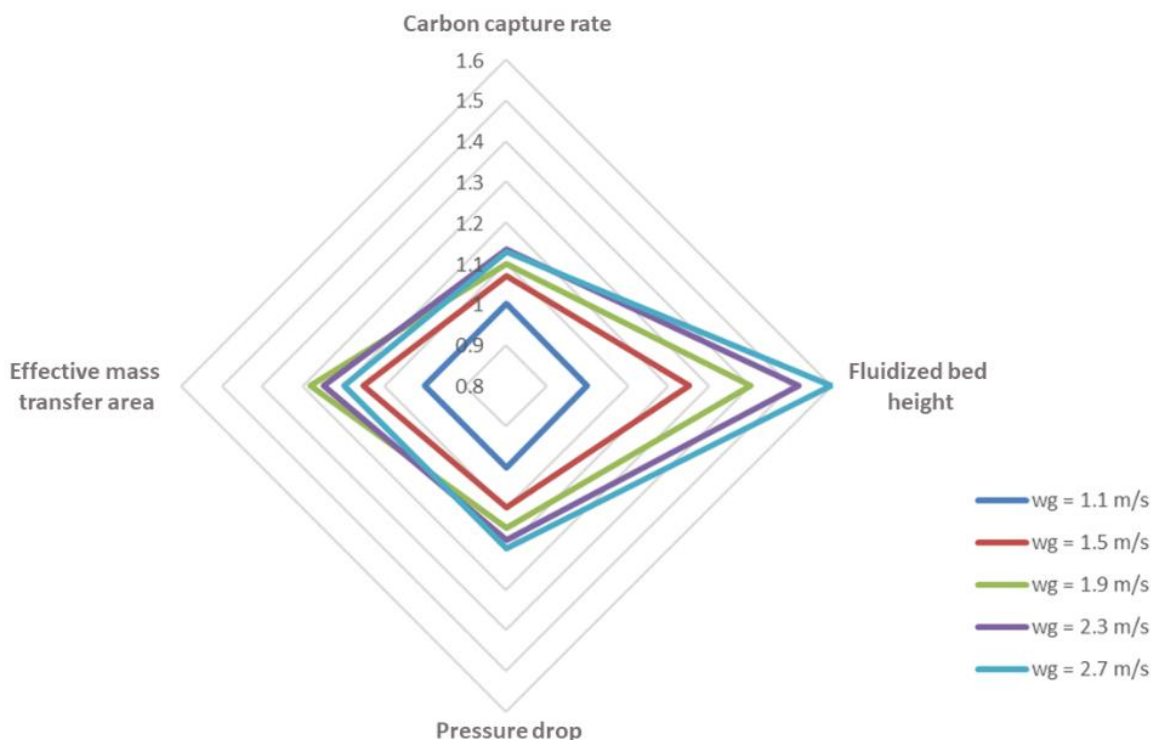


Figura 9. Influența vitezei gazului asupra parametrilor de proces

Aria efectivă de transfer de masă atinge o valoare maximă la o viteză intermediară a gazului, de aproximativ 1.9 m/s, după care începe să scadă. În consecință, rata de captare a CO₂ se stabilizează, atingând un platou la viteze mai mari ale gazului. Acest comportament indică faptul că o creștere suplimentară a debitului de gaz, dincolo de un anumit prag, nu conduce neapărat la îmbunătățiri proporționale ale eficienței procesului de absorbție.

Pentru a evalua performanțele sistemului propus în raport cu cele ale coloanelor de absorbție tradiționale cu umplutură, au fost analizați parametrii de transfer de masă specifici fiecărui sistem. Rezultatele comparative sunt prezentate în Tabelul 8.

Tabelul 8. Parametri de transfer de masă pentru diferite sisteme de captare

Model	Umplutură	k_l [m/s]	k_g [m/s]	a_e [m ² /m ³]	N_{CO_2} [kmol/s]
Strat fix	Mellapak 250Y	$1.79 \cdot 10^{-4}$	$8.48 \cdot 10^{-2}$	123.15	$4.9 \cdot 10^{-4}$
	Rasching 50 mm	$2.36 \cdot 10^{-4}$	$4.30 \cdot 10^{-2}$	55.40	$2.5 \cdot 10^{-4}$
	Sulzer BX	$3.38 \cdot 10^{-4}$	$6.23 \cdot 10^{-2}$	224.41	$7.5 \cdot 10^{-4}$
Strat fluidizat	Particule sferice	$1.9 \cdot 10^{-3}$	$1.59 \cdot 10^{-1}$	1985.3	$8.7 \cdot 10^{-3}$

Acest studiu evidențiază faptul că coeficienții parțiali de transfer de masă pentru faza lichidă (k_l) și pentru faza gazoasă (k_g), precum și aria efectivă de transfer de masă (a_e), sunt de 7 până la 8 ori mai mari într-un reactor cu strat fluidizat comparativ cu un reactor cu strat fix. Ca rezultat al acestui transfer de masă intensificat, debitul de CO₂ transferat de la faza gazoasă către faza lichidă în sistemele cu strat fluidizat poate fi de până la 10 ori mai mare.

3.4 Transpunere la scară industrială și integrarea în unitate

Redimensionarea coloanelor de absorbție joacă un rol esențial în tranziția de la cercetarea la scară de laborator la aplicarea la scară industrială. În timp ce experimentele la scară mică furnizează informații valoroase privind eficiența transferului de masă, hidrodinamica și stabilitatea operațională, provocarea constă în asigurarea faptului că aceste rezultate pot fi aplicate eficient în sisteme de dimensiuni mai mari, fără a compromite performanța.

Scenariul de referință pentru acest studiu este o coloană de absorbție cu un singur strat, având o înălțime fixă a stratului de 6 metri, denumită *Cazul a*. Pentru a analiza efectul introducerii unui număr mai mare de talere asupra performanței coloanei, au fost considerate următoarele configurații: *Cazul b*, cu două straturi având înălțimi egale ale stratului fix, de 3 metri fiecare; și *Cazul c*, tot cu două straturi, însă cu înălțimea stratului fix diminuându-se de la talerul inferior (4 m) către cel superior (2 m). O altă configurație cu trei talere este împărțită în două cazuri: *Cazul d*, în care înălțimea stratului fix este uniformă pe toate cele trei straturi (2 m fiecare), și *Cazul e*, în care înălțimea stratului descrește progresiv de la 3 m pe talerul inferior, la 2 m pe talerul intermediar și 1 m pe talerul superior.

Figurile 10 și 11 prezintă rezultatele obținute pentru înălțimea stratului fluidizat, căderea de presiune și rata de captare a dioxidului de carbon în funcție de aceste configurații.

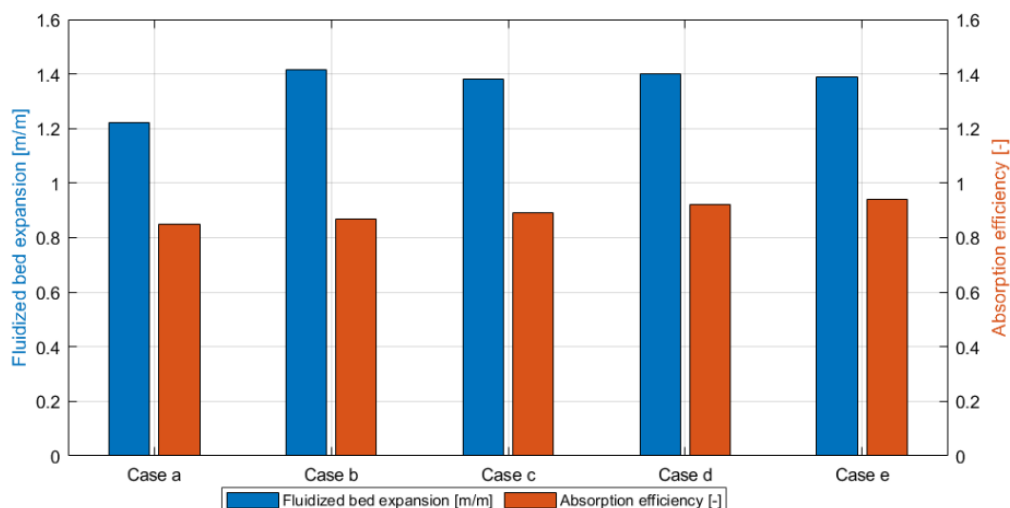


Figura 10. Rata de captare a dioxidului de carbon si expansiunea stratului fluidizat pentru fiecare caz

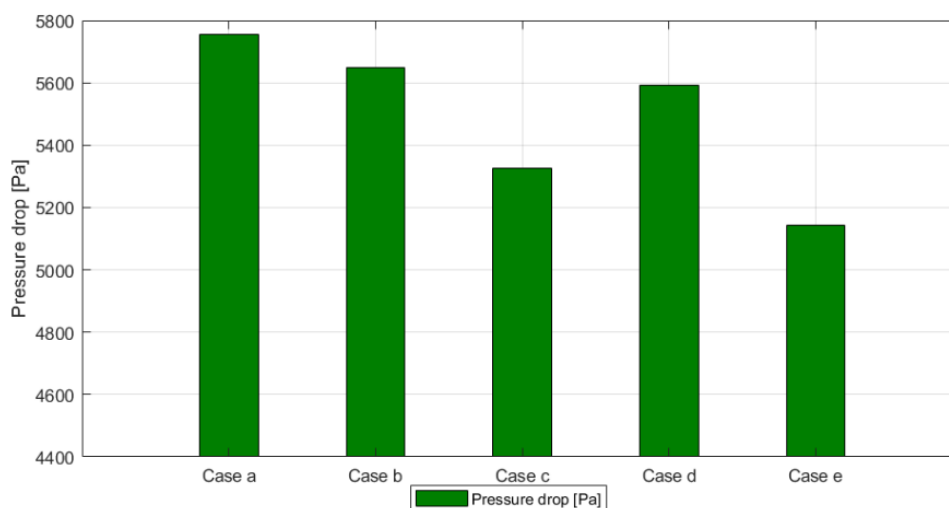


Figura 10. Căderea de presiune pentru fiecare caz

Cazul e prezintă cea mai mare rată de captare a dioxidului de carbon. În plus, această configurație se caracterizează printr-o expansiune redusă a stratului fluidizat, ceea ce indică faptul că nu este necesară o viteză ridicată a gazului pentru a îmbunătăți transferul de masă între fazele lichidă și gazoasă. O viteză a gazului ușor peste viteza minimă de fluidizare este suficientă pentru a genera turbulența necesară și pentru a facilita mișcarea particulelor solide.

De asemenea, această configurație conduce la cea mai mică cădere de presiune, aproximativ 5150 Pa, valoare semnificativ mai redusă comparativ cu celelalte configurații testate.

O coloană de absorbție cu această configurație a fost integrată într-o unitate completă de captare a dioxidului de carbon, care include un vas tampon, un desorber și un schimbător de căldură. Această integrare a fost realizată pentru a compara performanța sistemului propus cu cea a unui sistem tradițional cu strat fix. Rezultatele sunt prezentate în Figura 12.

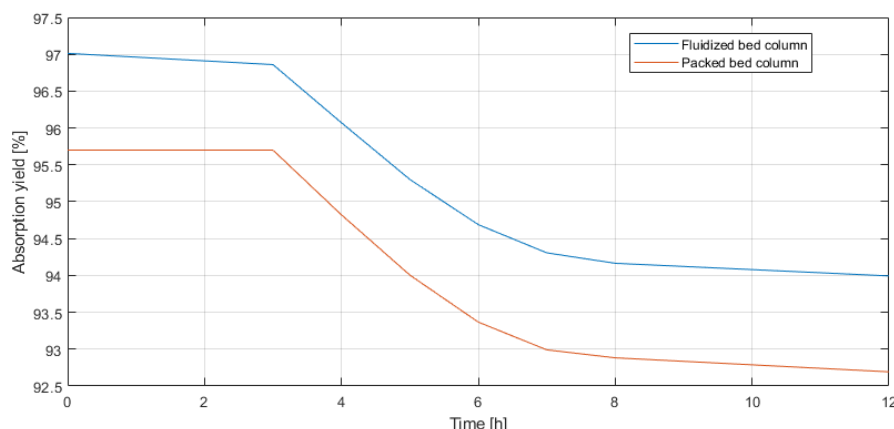


Figura 11. Eficiența procesului de absorbție într-un scenariu de perturbație asupra debitului de gaze de ardere

Graficul ilustrează impactul unei creșteri de 20% a debitului gazelor de ardere influente asupra eficienței procesului de absorbție. Atât coloana cu strat fluidizat, cât și cea cu strat fix înregistrează o scădere a performanței în timp, ceea ce indică faptul că creșterea debitului afectează negativ procesul de absorbție. Cu toate acestea, magnitudinea acestei scăderi diferă între cele două configurații, coloana cu strat fluidizat menținând în mod constant o eficiență superioară față de coloana cu strat fix. Acest lucru sugerează că tehnologia cu strat fluidizat este mai robustă și mai rezistentă la perturbările cauzate de variațiile debitului gazelor de ardere.

3.5 Analiza economică

Configurația propusă pentru unitatea de captare a dioxidului de carbon este ilustrată în Figura 13. Diagrama de flux este simulată utilizând ChemCAD, în timp ce modelul matematic pentru unitatea de absorbție este implementat și simulat utilizând MATLAB/Simulink.

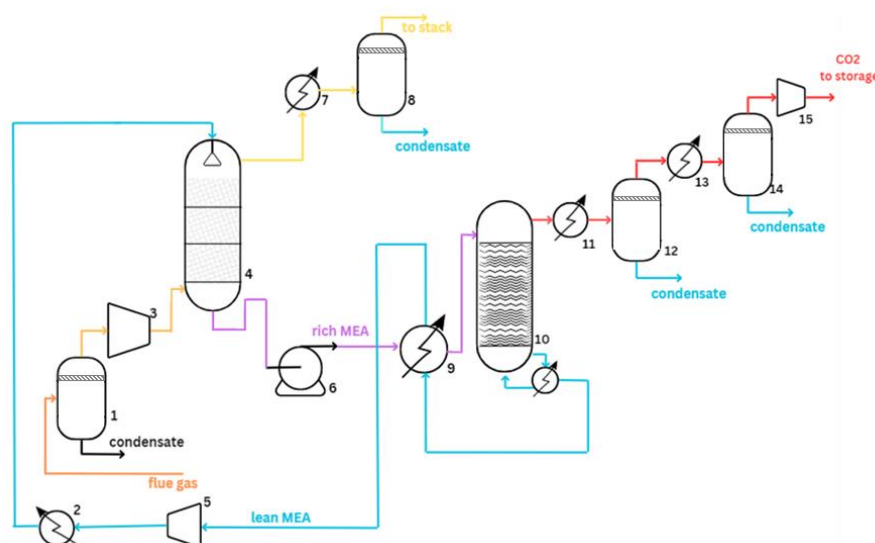


Figura 12. Schema de proiectare a unei instalații intensificate de captare a CO_2
(1, 8, 12, 14 – Separatoare gaz-lichid, 2, 7, 9, 11, 13 – Schimbătoare de căldură,
3, 5, 15 – Compresoare, 4 – Coloană de absorbție, 6 – Pompă, 10 – Coloană de desorbție)

Pentru evaluarea costului de capital al întregii unități de captare, costul fiecărui utilaj implicat în proces a fost calculat individual, ținând cont atât de caracteristicile fizice, cât și de cele de proiectare.

Estimările costurilor de capital obținute astfel includ și factorii de instalare specifici fiecărei unități de utilaj, asigurând astfel fiabilitatea și validitatea rezultatelor. Calculul costului utilajelor a fost realizat prin metode numerice, utilizând indicii CAPEX ajustați pentru a reflecta valorile corespunzătoare anului 2023. Această metodă garantează că evaluarea financiară este precisă și relevantă în contextul economic actual.

O defalcare detaliată a costurilor aferente fiecărui utilaj este prezentată în Tabelul 9..

Tabelul 9. Estimările de cost pentru fiecare utilaj

Utilaj	Cost
Coloană de absorbție – strat fluidizat	1.01 milioane €
Coloană de absorbție – strat fix	1.66 milioane €
Unitate de desorbție	1.52 milioane €
Schimbător de căldură	0.59 milioane €
Pompă	0.03 milioane €
Compresor	0.26 milioane €
Separator	0.29 milioane €
TOTAL	3.71 milioane € / 4.37 milioane €

Tabelul 9 evidențiază o reducere semnificativă a costului unității de absorbție, de aproximativ 40%. Aceasta conduce la o diminuare totală a costurilor unității de captare cu circa 15%, atunci când se adoptă tehnologia cu strat fluidizat.

Unitatea de captare analizată a fost integrată într-o unitate de producere a energiei electrice cu o putere netă de 1000 MW. Rezultatele analizei economice sunt prezentate în Tabelul 10.

Tabelul 10. Compararea performanțelor tehnico-economice ale centrale electrice cu unitate de captare cu strat fix (Cazul 1) și cu strat fluidizat (Cazul 2)

Parametru	Unitate	Cazul 1	Cazul 2
Putere electrică netă	MW _e	1000.00	1000.00
Randament electric net	%	33.74	33.74
Rata de captare a dioxidului de carbon	%	90.00	90.00
Emisii specifice de CO ₂	kg/MWh	94.03	94.03
Cost total de capital (CAPEX)	M€	2288.00	2169.00
Cost specific al investiției de capital	€/kW net	2288.00	2169.00
Costuri operaționale și de întreținere (OPEX)	€/MWh	37.65	37.52
Costul de producție al energiei electrice (LCOE)	€/MWh	97.94	95.85

Costul total de capital (CAPEX) pentru *Cazul 2* este mai mic, de 2169 de milioane de euro față de 2288 de milioane de euro pentru *Cazul 1*, reflectând o reducere de aproximativ 5.2%. Costul de producție al energiei electrice (LCOE) este cu mult mai scăzut pentru proiectul cu strat fluidizat, la 95.85 €/MWh față de 97.94 €/MWh în cazul sistemului cu strat compactat, reprezentând un avantaj de cost de 2.1%.

4. Strategii de control

4.1 Configurația procesului

Instalația de captare a dioxidului de carbon considerată este alcătuită din patru subsisteme interconectate: coloana de absorbție, coloana de desorbție, vasul tampon și schimbătorul de căldură (așa cum este ilustrat în Figura 14). Obiectivul principal al instalației este eliminarea CO_2 din fluxul de gaze de ardere printr-un proces de absorbție chimică, menținând în același timp eficiența operațională și rentabilitatea. Sistemul utilizează o soluție de MEA ca solvent, alegere bazată pe reactivitatea ridicată a acestuia față de CO_2 și capacitatea sa de regenerare pentru reutilizare.

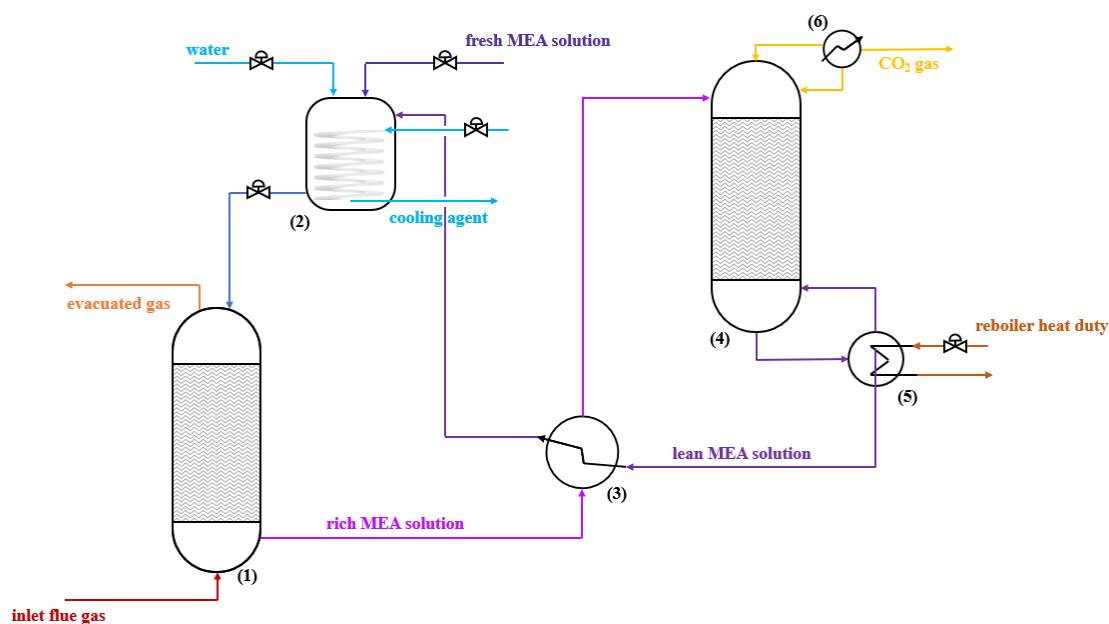


Figura 13. Diagrama de proces

Procesul de captare a CO_2 începe în coloana de absorbție, unde gazele de ardere sunt introduse la baza coloanei și intră în contact cu o soluție de MEA care curge de sus în jos. CO_2 din faza gazoasă reacționează cu MEA, formând o soluție bogată în CO_2 în dioxid de carbon care iese prin partea inferioară a coloanei, în timp ce gazul tratat iese prin partea superioară.

Înainte de a ajunge la coloana de desorbție, fluxul de MEA bogată în CO_2 este preîncălzit printr-un schimbător de căldură, folosind ca agent termic fluxul de MEA fierbinte recirculat, care revine de la desorber.

În desorber, căldura furnizată de un reîncălzitor eliberează CO_2 legat de MEA, care iese ca fază gazoasă prin partea superioară. Fluxul de MEA regenerat se colectează în partea inferioară, este răcit și apoi stocat într-un rezervor tampon înainte de recirculare. Rezervorul tampon stabilizează debitul, concentrația și temperatura fazei lichide la intrarea în coloana de absorbție.

Un debit suplimentar de MEA proaspătă și apă este adăugat după necesitate pentru a menține performanța sistemului. Această configurație permite captarea eficientă și continuă a CO_2 , reducând consumul de energie și costurile operaționale.

Modelul matematic dezvoltat pentru acest studiu include un set complet de ecuații care descriu comportamentul celor patru subsisteme interconectate. Aceste ecuații iau în considerare bilanțurile de masă și energie, termodinamica, cinetica chimică, precum și fenomenele de transport și transfer, asigurând o reprezentare exactă a procesului la scară industrială.

Prin încorporarea acestor principii fundamentale, modelul simulează eficient interacțiunile dinamice dintre diferitele unități, permițând optimizarea performanței. Acest model a fost apoi utilizat pentru implementarea strategiilor de control propuse în prezentul studiu.

4.2 Strategii de control descentralizat cu ajutorul reguletoarelor de tip PI

Baza acestei strategii de control este o schemă descentralizată destinată vasului tampon, utilizată pentru menținerea stabilității întregului sistem. Aceasta cuprinde trei bucle principale de control: temperatura, nivelul și concentrația.

În această lucrare, proiectarea sistemului de control descentralizat cu bucle multiple are ca scop principal respingerea eficientă a perturbațiilor. În urma unor studii detaliate, a fost aleasă o structură de control în cascadă datorită capacității sale de a respinge rapid perturbațiile. Această abordare permite timpi de răspuns mai scurți și o precizie crescută a controlului, prin utilizarea unei bucle secundare care stabilizează variabilele cheie înainte ca perturbațiile să afecteze bucla primară. Prin implementarea acestei strategii, sistemul propus îmbunătățește semnificativ capacitatea instalației de a-și menține performanța în regim staționar. Schema de control este ilustrată în Figura 15.

Sistemul de control se bazează pe o strategie în cascadă pentru a asigura o funcționare stabilă și eficientă a procesului de captare a dioxidului de carbon. Regulatorul principal are responsabilitatea menținerii ratei de captare a CO_2 (CC) la valoarea de referință dorită, ajustând dinamic condițiile procesului pentru a contracara perturbațiile.

Bucula secundară lucrează în coordonare cu regulatorul principal, reglând raportul dintre debitul molar de MEA slab și CO_2 la intrarea în proces. Aceasta contribuie la stabilizarea procesului de absorbție și la optimizarea eficienței captării CO_2 .

Concentrația de MEA este menținută prin reglarea debitului de MEA proaspăt, iar nivelul din rezervorul tampon este controlat prin ajustarea debitului de apă. Totodată, temperatura lichidului din vasul tampon este gestionată prin manipularea debitului agentului de răcire, în timp ce temperatura lichidului din reîncălzitor este reglată prin ajustări ale debitului de abur.

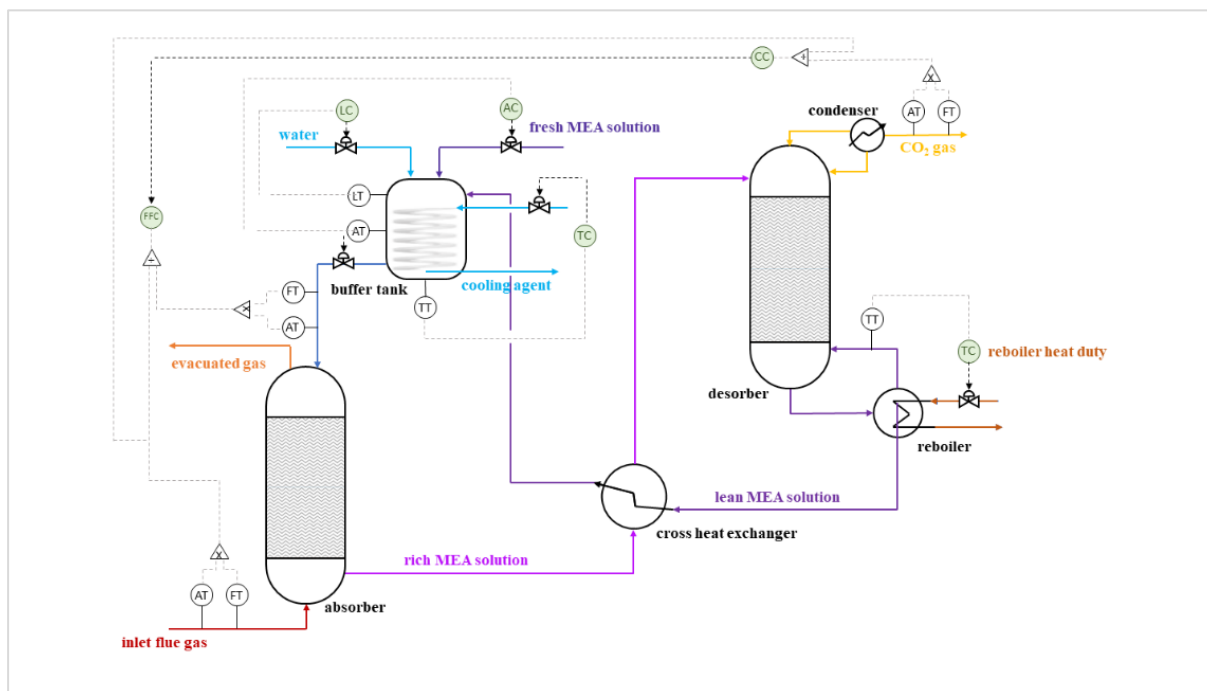


Figura 14. Diagrama de flux a procesului de control descentralizat în cascadă

Valorile de referință pentru buclele de control au fost optimizate printr-o combinație între metode iterative și designul de experiment Box-Behnken. Comparativ cu valorile nominale inițiale, valorile optimizate au condus la îmbunătățiri semnificative ale performanței sistemului. Mai exact, eroarea medie absolută (MAE) a regulatorului ratei de captare a CO₂ a scăzut cu 43%, reflectând o precizie mai mare în menținerea eficienței procesului. În plus, indicele de performanță energetică a fost redus cu 8,3%, ceea ce indică o eficiență energetică sporită. O consecință pozitivă a acestor ajustări este o ușoară creștere a ratei de absorbție a dioxidului de carbon.

Aceste rezultate demonstrează că optimizarea punctelor de referință contribuie în mod substanțial atât la performanța de control, cât și la eficiența operațională globală a instalației.

Pentru a evalua robustețea sistemului de control, acesta a fost testat într-un scenariu de perturbație dinamică care simulează variații temporale ale debitului gazelor de ardere. Mai precis, debitul a fost programat să crească și apoi să scadă, imitând fluctuațiile zilnice tipice ale cererii de energie electrică, așa cum se întâmplă în mod obișnuit în exploatarea centralelor electrice, unde emisiile de CO₂ variază în funcție de nivelul de producție. Amplitudinea perturbației a fost de 20%, conform ilustrat în Figura 16, oferind astfel un test realist al capacității sistemului de a menține stabilitatea și performanța în condiții operaționale variabile.

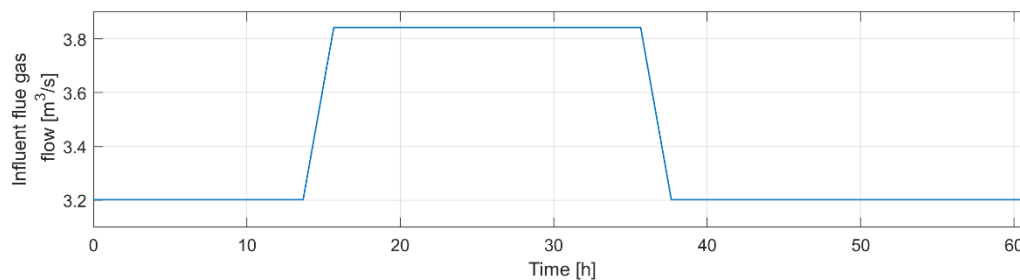


Figura 15. Scenariu de perturbații asupra debitului gazelor de ardere

Eficiența strategiei de control propuse a fost evaluată pe baza capacității sale de a readuce variabilele controlate la valorile lor de referință dorite cât mai rapid și mai eficient posibil, în ciuda influenței perturbației. Rezultatele sunt prezentate în figurile de mai jos.

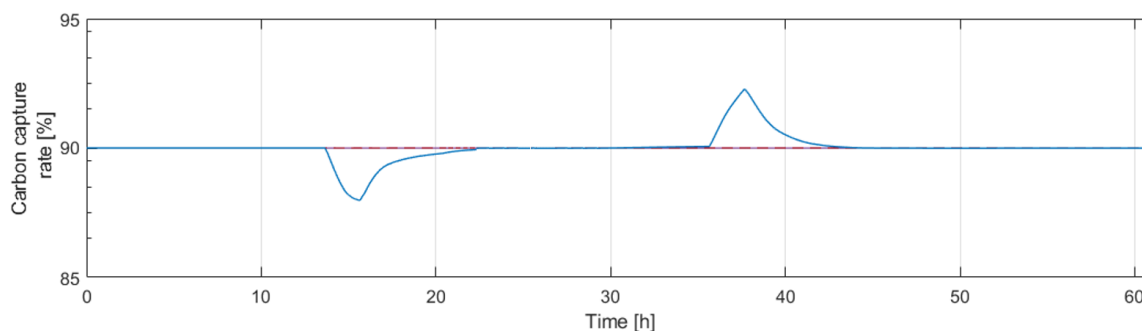


Figura 16. Performanța regulatorului ratei de captare a CO_2 (regulator principal)

Sistemul de control în cascadă, format din regulatoare principale și secundare, a fost testat pentru capacitatea sa de urmărire a punctului de referință și de respingere a perturbațiilor. Acesta a reușit să mențină eficient rata de captare a dioxidului de carbon în intervalul 85-95%, regulatorul principal corectând rapid deviațiile și readucând variabila controlată la valoarea țintă de 90%, prin ajustarea dinamică a referinței regulatorului secundar.

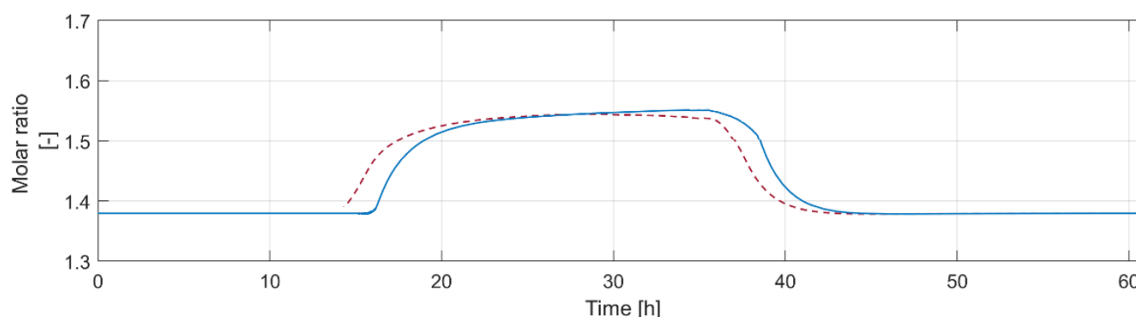


Figura 17. Performanța regulatorului raportului molar (regulator secundar)

Spre deosebire de regulatorul principal, care menține valoarea de referință fixă la 90%, Figura 17 ilustrează modul în care referința regulatorului pentru raportul molar (linia roșie) variază în timp, fiind ajustată continuu de regulatorul principal. Între modificările acestei

referințe și răspunsul regulatorului secundar se observă un decalaj de timp evident, reflectând întârzierea inerentă sistemelor de control în cascadă.

Performanța strategiei de control a vasului tampon este detaliată în Figurile 18-20.

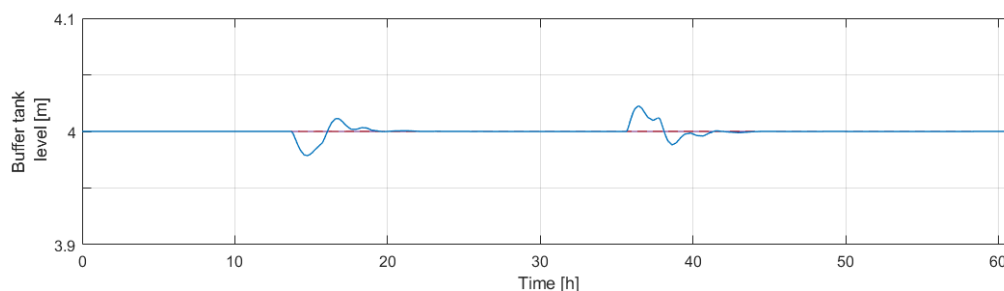


Figura 18. Performanța regulatorului de nivel pentru vasul tampon

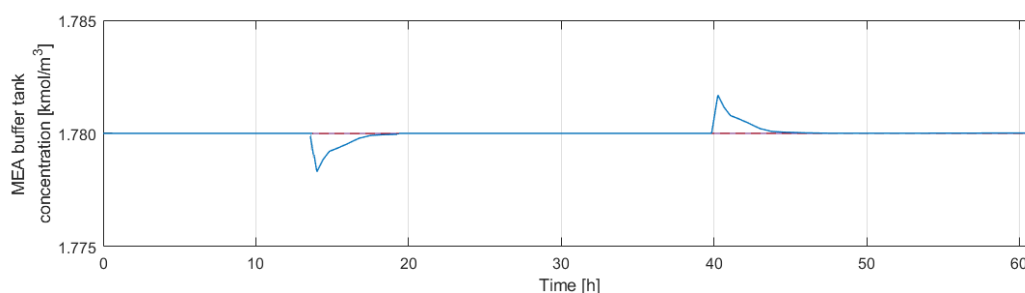


Figura 19. Performanța regulatorului de concentrație pentru vasul tampon

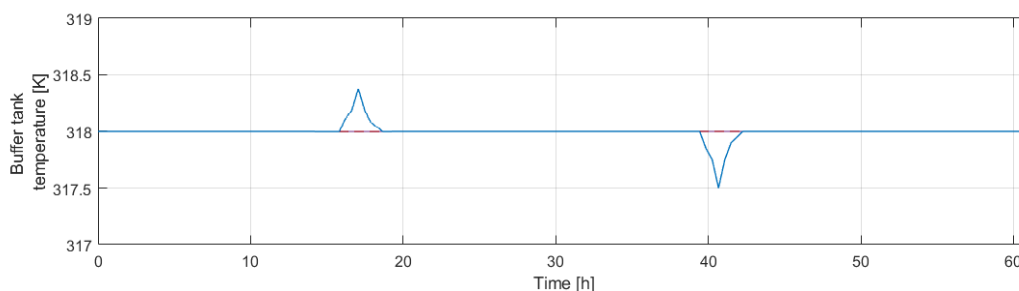


Figura 20. Performanța regulatorului de temperatură pentru vasul tampon

Performanța sistemului de control al celor trei bucle aferente vasului tampon este foarte eficientă, nivelul, concentrația de MEA și temperatura rezervorului revenind rapid la valorile de referință, însoțite de oscilații de mică amplitudine.

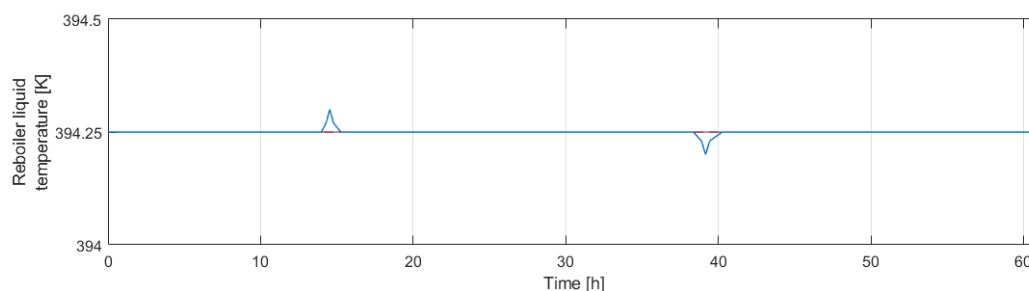


Figura 21. Performanța buclei de control a temperaturii lichidului din rețierbător

Obiectivul principal al buclei de control a temperaturii lichidului din rețierbător este menținerea eficienței energetice a instalației într-un interval optim, prin ajustarea sarcinii termice a rețierbătorului. Diferența foarte mică față de valoarea de referință, evidențiată în Figura 21, reflectă precizia ridicată a regulatorului. Această precizie contribuie semnificativ la optimizarea eficienței energetice a întregului sistem.

4.3 Strategia de control hibridă PI și MPC

Sistemul de control hibrid MPC-PI propus este conceput special pentru a regla eficient rata de captare a CO₂. Spre deosebire de multe alte strategii de control pentru instalațiile de captare a dioxidului de carbon, această abordare determină rata de captare luând în considerare eficiența și dinamica combinată a coloanelor de absorbție și desorbție. Tabelul 12 oferă o prezentare generală a variabilelor reglate, a tipului de regulator și a variabilelor manipulate.

Tabelul 11. Variabile reglate și manipulate pentru strategia de control hibrid

Variabile reglate	Regulator	Variabile manipulate
Concentrația de MEA din vasul tampon	PI	Debitul de solvent proaspăt
Temperatura în vasul tampon	PI	Debitul de agent termic
Nivelul în vasul tampon	PI	Debitul de apă
Rata de captare a CO ₂	MPC	Referința regulatorului de raport
Raportul molar MEA la CO ₂	PI	Debitul de lichid la intrarea în absorber
Temperatura lichidului în rețierbător	MPC	Sarcina termică din rețierbător

Principalul avantaj al utilizării reguletoarelor de tip MPC este posibilitatea de a implementa constrângeri. În acest caz, a fost impusă o constrângere minimă de 86% asupra ratei de captare a dioxidului de carbon, împreună cu o limită superioară a indicelui de performanță energetică de 3.2.

Evaluarea a fost efectuată prin simularea unei perturbații tipice a debitului gazelor de ardere la intrare, după cum se arată în Figura 22. Această perturbație a implicat o creștere de 15 % și o scădere de aceeași magnitudine.

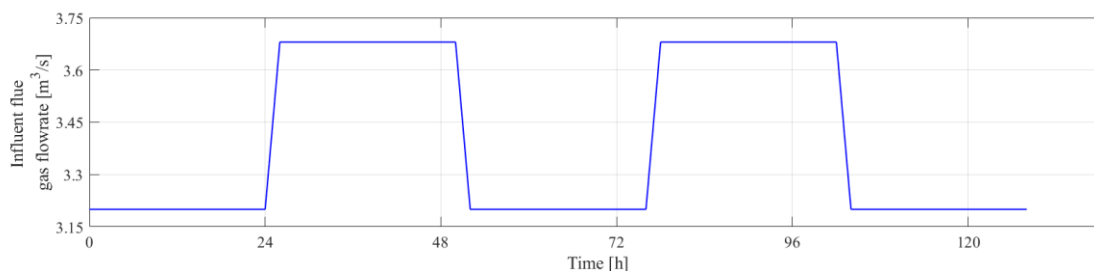


Figura 22. Scenariu de perturbații asupra debitului gazelor de ardere

Rezultatele obținute sunt prezentate mai jos.

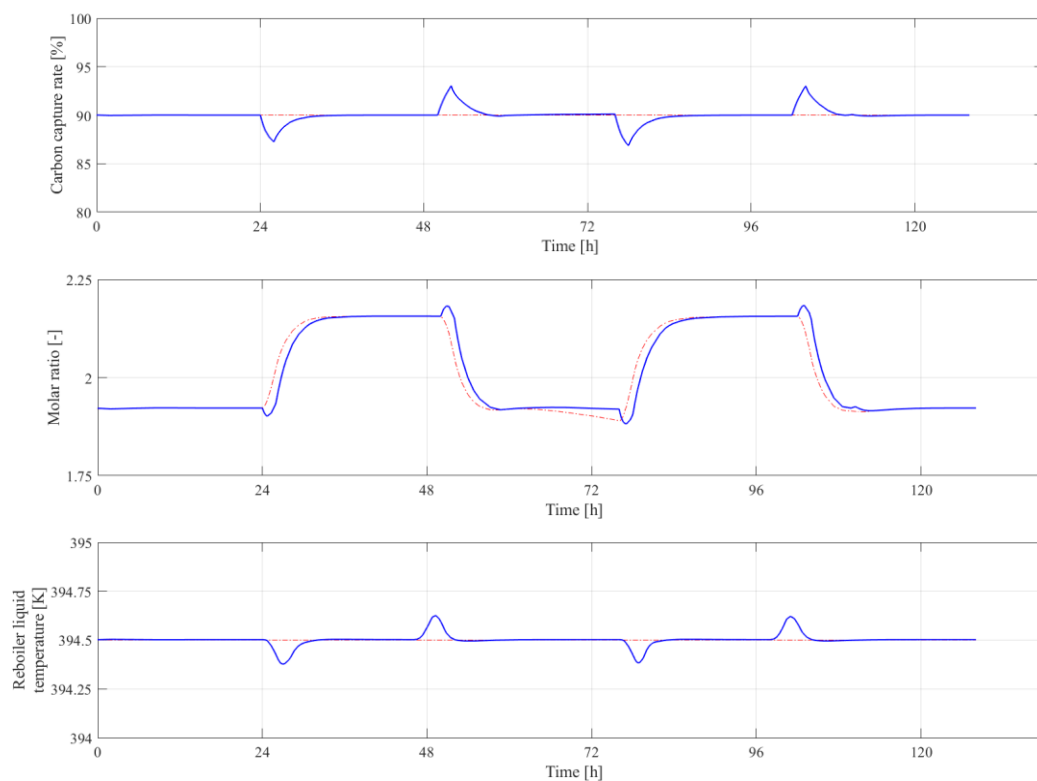


Figura 23. Performanța regulatorului de tip MPC

Abaterea față de valoarea ed referință observată în Figura 23 este minimă, cu o valoare mai mică de 3,5% în ambele direcții, iar timpul de stabilizare este scurt. Comparând aceste rezultate cu rezultatele obținute în cazul fără constrângeri, este evident că, constrângerea ratei de captare a CO₂ și a indicelui de performanță energetică aplicată în cadrul regulatorului MPC îmbunătățește eficiența globală a instalației de captare.

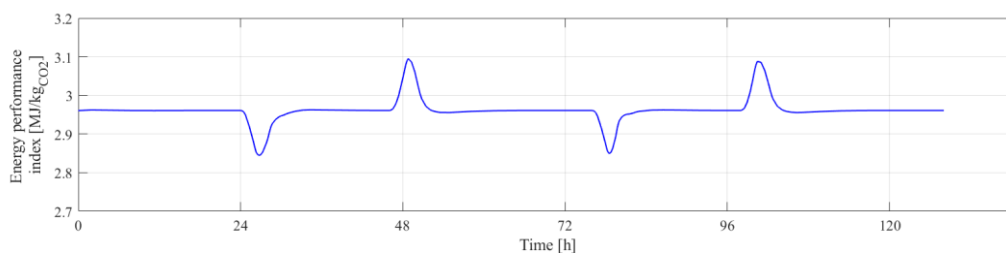


Figura 24. Indicele de performanță energetică

După cum se arată în Figura 24, indicele de performanță energetică rămâne tot timpul sub 3,1 MJ/kgCO₂, chiar și în prezența perturbației. Acest lucru evidențiază eficiența regulatorului MPC și capacitatea acestuia de a îndeplini cu succes constrângerile operaționale.

5. Concluzii

Această teză a avut ca scop prezentarea și analiza a două direcții menite să îmbunătățească performanța generală a instalațiilor de captare a dioxidului de carbon: i) intensificarea procesului și ii) implementarea unui sistem de control. Prima direcție vizează o tehnologie nouă de captare, bazată pe fluidizarea trifazică în coloana de absorbție. A doua urmărește integrarea unor bucle de control în instalațiile existente, pentru a maximiza eficiența captării și a minimiza consumul de energie.

Scopul tezei este: i) analiza, evaluarea și compararea performanțelor tehnologiilor existente de captare a CO_2 cu o abordare inovatoare, bazată pe fluidizarea trifazică, prin utilizarea modelelor matematice și ii) dezvoltarea și simularea strategiilor de control aplicabile proceselor de captare.

Capitolul 1 oferă o analiză detaliată a literaturii de specialitate privind tehnologiile actuale de captare (principii de funcționare, solvenți utilizați, metode de contact), precum și strategiile de control disponibile și aplicabilitatea acestora în procesele de captare.

Primul obiectiv al tezei este abordat în Capitolul 3. Analiza experimentală prezentată aici evidențiază comportamentul sistemelor gaz-solid-lichid în două scenarii: apă-aer și soluție apoasă de NaOH -aer/ CO_2 . Primul servește la studiul hidrodinamicii, iar al doilea analizează intensificarea transferului de masă între fazele gazoasă și lichidă. Rezultatele indică două concluzii esențiale: i) coloana de absorbție cu strat fluidizat prezintă o cădere de presiune mai mică decât cea cu umplutură fixă, deci o rezistență mai redusă la curgere, și ii) aria efectivă și coeficienții de transfer de masă sunt de 5–6 ori mai mari.

Modelul matematic dezvoltat pentru coloana de absorbție cu strat fluidizat trifazic integrează toate fenomenele relevante: transfer de masă, hidrodinamică, cinetică chimică și principiile conservării masei și energiei. Validarea cu date experimentale a arătat o corelație bună ($R > 0,9$) pentru toți parametrii: expansiunea stratului, căderea de presiune, aria de transfer de masă și rata de captare a CO_2 .

Compararea cu coloanele tradiționale cu strat fix a evidențiat diferențe semnificative: de 5–8 ori mai mare aria de transfer de masă și de 8–10 ori mai mari coeficienții de transfer de masă, ceea ce implică un debit de CO_2 transferat substanțial superior. În plus, pentru coloanele cu strat fluidizat, viteza gazului trebuie să fie doar ușor peste viteza minimă de fluidizare pentru a asigura turbulența necesară – ceea ce poate duce la o capacitate mai mare de tratare a gazelor.

Pentru scalarea la nivel industrial, s-au analizat mai multe configurații ale instalației. Acestea au vizat determinarea înălțimii optime a stratului static, densitatea și diametrul particulelor, precum și distribuția acestora pe talere. Rezultatele sugerează că o configurație cu

trei talere, cu înălțime descrescătoare a stratului de jos în sus, este cea mai eficientă. De asemenea, reducerea dimensiunii particulelor solide poate fi benefică, atâta timp cât se evită fenomenul de pistonare.

Analiza economică, prezentată în Secțiunea 3.7, arată că utilizarea coloanei cu strat fluidizat poate reduce cu 40% costul de capital al absorbantului, cu 15% costul unității de captare și cu 2,1% costul producției de energie electrică.

Al doilea obiectiv este tratat în Capitolul 4, care analizează mai multe strategii de control: i) control descentralizat PI, ii) control în cascadă și iii) control hibrid PI-MPC. Rezultatele evidențiază beneficiile fiecărei strategii în asigurarea unei funcționări stabile și flexibile, în funcție de cerințele sistemului.

A fost propusă o strategie hibridă de control care gestionează eficient variabilele-cheie: rata de captare a CO₂ și temperatura fazei lichide din rețierbător, precum și reglarea variabilelor din vasul tampon. Strategia utilizează bucle de control PI pentru vasul tampon și un regulator MPC pentru rata de captare și temperatura din rețierbător.

Optimizarea valorilor de referință s-a realizat prin metoda Box-Behnken. Valorile obținute au condus la o reducere cu 24% a erorii medii absolute pentru rata de captare, o îmbunătățire cu 3% a indicelui de performanță energetică și menținerea unei rate de absorbție de peste 92%.

Studiul a demonstrat eficiența sistemului cu strat fluidizat și a conturat direcții de îmbunătățire a performanței și stabilității prin optimizări mecanice și operaționale. Din perspectivă mecanică, integrarea agitatoarelor în fiecare zonă a coloanei poate asigura o fluidizare uniformă și preveni distribuția neuniformă a fluxului sau efectul de pistonare. Aceste agitatoare consumă energie redusă și au impact minim asupra hidrodinamicii, fiind o soluție practică pentru îmbunătățirea transferului de masă.

Din punct de vedere operațional, dezvoltarea unor strategii de control centrate pe variabile-cheie – precum înălțimea stratului și pierderea de presiune – poate asigura o funcționare stabilă în condiții dinamice, prin reglarea debitului și vitezei gazelor de ardere. Aceste măsuri vizează prevenirea defluidizării, asigurarea unei absorbții constante și menținerea unui control fiabil, reprezentând o bază solidă pentru cercetări și optimizări viitoare.

Referințe bibliografice

1. Jeffry L, Ong MY, Nomanbhay S, Mofijur M, Mubashir M, Show PL. Greenhouse gases utilization: A review. *Fuel* 2021;301:121017. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.121017>.
2. Dumitran GE, Vuta LI, Negrusa E, Birdici AC. Reducing greenhouse gas emissions in Romanian agriculture using renewable energy sources. *J Clean Prod* 2024;467:142918. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2024.142918>.
3. Duro JA. Inter-country inequality on greenhouse gas emissions and world levels: An integrated analysis through general distributive sustainability indexes. *Ecol Indic* 2016;66:173–179. <https://doi.org/10.1016/j.ecolind.2016.01.026>.
4. Erdogan S, Strata UK, Solarin SA, Okumus I. On the persistence of shocks to global CO₂ emissions: A historical data perspective (0 to 2014). *Environ Sci Pollut Res* 2022;29(51):77311–77320. <https://doi.org/10.1007/s11356-022-21278-8>.
5. Bala A, Raugei M, Benveniste G, Gazulla C, Fullana-i-Palmer P. Simplified tools for global warming potential evaluation: when ‘good enough’ is best. *Int J Life Cycle Assess* 2010;15:489–498. <https://doi.org/10.1007/s11367-010-0153-x>.
6. Intergovernmental Panel on Climate Change. 2006 IPCC guidelines for national greenhouse gas inventories. IGES; 2006. <https://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/>.
7. Reiter G, Lindorfer J. Evaluating CO₂ sources for power-to-gas applications—A case study for Austria. *J CO₂ Util* 2015;10:40–49. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2015.03.003>.
8. Friedlingstein P, O’Sullivan M, Jones MW, Andrew RM, Bakker DCE, Hauck J, et al. Global carbon budget 2024. *Earth Syst Sci Data* 2025;17(2):965–1042. <https://doi.org/10.5194/essd-17-965-2025>.
9. Intergovernmental Panel on Climate Change. Sixth Assessment Report (AR6); 2021. <https://www.ipcc.ch/report/sixth-assessment-report-cycle/> (accessed January 25, 2025).
10. Carbon Brief. Analysis: Global CO₂ emissions will reach new high in 2024 despite slower growth. *Carbon Brief*; 2024. <https://www.carbonbrief.org/analysis-global-co2-emissions-will-reach-new-high-in-2024-despite-slower-growth/> (accessed January 25, 2025).
11. Liu Z, Ciais P, Deng Z, Lei R, Davis SJ, Feng S, et al. Near-real-time monitoring of global CO₂ emissions reveals the effects of the COVID-19 pandemic. *Nat Commun* 2020;11:5172. <https://doi.org/10.1038/s41467-020-18922-7>.

12. Wu Q, Chen Y, Huang C, Zhang L, He C. Carbon emission peaks in countries worldwide and their national drivers. *Carbon Res* 2025;4(1):28. <https://doi.org/10.1007/s44246-025-00195-8>.
13. Astanakulov O, Asatullaev K, Saidaxmedova N, Batirova N. The energy efficiency of the national economy assessment in terms of investment in green energy. *Econ Ann XXI* 2021;189. <https://doi.org/10.21003/ea.V189-03>.
14. Baptista LB, Schaeffer R, van Soest HL, Fragkos P, Rochedo PR, van Vuuren D, et al. Good practice policies to bridge the emissions gap in key countries. *Glob Environ Change* 2022;73:102472. <https://doi.org/10.1016/j.gloenvcha.2022.102472>.
15. United Nations Environment Programme. Emissions Gap Report 2024: No more hot air... please! UNEP; 2024. <https://www.unep.org/resources/emissions-gap-report-2024>. (accessed January 25, 2025)
16. Stechemesser A, Koch N, Mark E, Dilger E, Klösel P, Menicacci L, et al. Climate policies that achieved major emission reductions: Global evidence from two decades. *Science* 2024;385(6711):884–892. <https://doi.org/10.1126/science.adl6547>.
17. Dey S, Sreenivasulu A, Veerendra GTN, Rao KV, Babu PA. Renewable energy present status and future potentials in India: An overview. *Innov Green Dev* 2022;1(1):100006. <https://doi.org/10.1016/j.igd.2022.100006>.
18. Hassan Q, Viktor P, Al-Musawi TJ, Ali BM, Algburi S, Alzoubi HM, et al. The renewable energy role in the global energy transformations. *Renew Energy Focus* 2024;48:100545. <https://doi.org/10.1016/j.ref.2024.100545>.
19. Yolcan OO. World energy outlook and state of renewable energy: 10-Year evaluation. *Innov Green Dev* 2023;2(4):100070. <https://doi.org/10.1016/j.igd.2023.100070>.
20. Maradin D. Advantages and disadvantages of renewable energy sources utilization. *Int J Energy Econ Policy* 2021;11(3):176–183.
21. Chen S, Liu J, Zhang Q, Teng F, McLellan BC. A critical review on deployment planning and risk analysis of carbon capture, utilization, and storage (CCUS) toward carbon neutrality. *Renew Sustain Energy Rev* 2022;167:112537. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112537>.
22. Popielak P, Majchrzak-Kucęba I, Wawrzyńczak D. Climate change mitigation with CCUS—A case study with benchmarking for selected countries in adapting the European Union's Green Deal. *Int J Greenh Gas Control* 2024;132:104057. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2023.104057>.

23. Dávila JG, Sacchi R, Pizzol M. Preconditions for achieving carbon neutrality in cement production through CCUS. *J Clean Prod* 2023;425:138935. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.138935>.
24. Dubey A, Arora A. Advancements in carbon capture technologies: A review. *J Clean Prod* 2022;373:133932. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.133932>.
25. Li J, Zhang H, Gao Z, Fu J, Ao W, Dai J. CO₂ capture with chemical looping combustion of gaseous fuels: an overview. *Energy Fuels* 2017;31(4):3475–3524. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.6b03204>.
26. Chisalita DA, Cormos CC. Techno-economic assessment of hydrogen production processes based on various natural gas chemical looping systems with carbon capture. *Energy* 2019;181:331–344. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.05.179>.
27. Sabatino F, Grimm A, Gallucci F, van Sint Annaland M, Kramer GJ, Gazzani M. A comparative energy and costs assessment and optimization for direct air capture technologies. *Joule* 2021;5(8):2047–2076. <https://doi.org/10.1016/j.joule.2021.05.023>.
28. McQueen N, Gomes KV, McCormick C, Blumanthal K, Pisciotto M, Wilcox J. A review of direct air capture (DAC): scaling up commercial technologies and innovating for the future. *Prog Energy* 2021;3(3):032001. <https://doi.org/10.1088/2516-1083/abf1ce>.
29. Li K, Leigh W, Feron P, Yu H, Tade M. Systematic study of aqueous monoethanolamine (MEA)-based CO₂ capture process: Techno-economic assessment of the MEA process and its improvements. *Appl Energy* 2016;165:648–659. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.12.109>.
30. Hamdy LB, Goel C, Rudd JA, Barron AR, Andreoli E. The application of amine-based materials for carbon capture and utilisation: an overarching view. *Mater Adv* 2021;2(18):5843–5880. <https://doi.org/10.1039/d1ma00360g>.
31. Zhao S, Feron PH, Cao C, Wardhaugh L, Yan S, Gray S. Membrane evaporation of amine solution for energy saving in post-combustion carbon capture: wetting and condensation. *Sep Purif Technol* 2015;146:60–67. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2015.03.015>.
32. Keil FJ. Process intensification. *Rev Chem Eng* 2018;34(2):135–200. <https://doi.org/10.1515/revce-2017-0085>.
33. Dragan S. Calculation of the effective mass transfer area in turbulent contact absorber. *Studia UBB Chemia* 2016;61(3, Tom I):227–238.

34. Pahija E, Golshan S, Blais B, Boffito DC. Perspectives on the process intensification of CO₂ capture and utilization. *Chem Eng Process Process Intensif* 2022;176:108958. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2022.108958>.
35. Ullah A, Amanat A, Imran M, Gillani SSJ, Kilic M, Khan A. Effect of turbulence modeling on hydrodynamics of a turbulent contact absorber. *Chem Eng Process Process Intensif* 2020;156:108101. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.108101>.
36. Wu X, Wang M, Liao P, Shen J, Li Y. Solvent-based post-combustion CO₂ capture for power plants: A critical review and perspective on dynamic modelling, system identification, process control and flexible operation. *Appl Energy* 2020;257:113941. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.113941>.
37. MathWorks. MATLAB Documentation. 2021.
38. Chemstations. CHEMCAD Physical properties: User's Guide. 2004.
39. Montgomery DC, Peck EA, Vining GG. *Introduction to Linear Regression Analysis*. John Wiley & Sons; 2021.
40. Jankovic A, Chaudhary G, Goia F. Designing the design of experiments (DOE)—An investigation on the influence of different factorial designs on the characterization of complex systems. *Energy and Buildings* 2021;250:111298. <https://doi.org/10.1016/j.enbuild.2021.111298>.
41. Thokchom B, Radhapyari K, Dutta S. Occurrence of trihalomethanes in drinking water of Indian states: A critical review. In: Prasad MNV, editor. *Disinfection By-products in Drinking Water* (pp. 83–107). Butterworth-Heinemann; 2020. <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-08-102977-0.00004-4>.
42. Cormos, C.-C., Dinca, C., Techno-economic and environmental implications of decarbonization process applied for Romanian fossil-based power generation sector, *Energy*, 220, 119734, 2021. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119734>.
43. Hassini, E., Surti, C., & Ehsani, M. (2012). A review of environmental performance indices. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 9(3), 493-506.
44. Dragan S. Calculation of the effective mass transfer area in turbulent contact absorber. *Studia UBB Chemia* 2016;61(3):227–238.
45. Billet, R., Schultes, M., "Predicting mass transfer in packed columns," *Chem. Eng. Technol.*, 16(1), 1–9, 1993. <https://doi.org/10.1002/ceat.270160102>
46. Rocha JA, Bravo JL, Fair JR. Distillation columns containing structured packings: A comprehensive model for their performance. 1. Hydraulic models. *Ind Eng Chem Res* 1993;32(4):641–651. <https://doi.org/10.1021/ie00016a010>.