



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Electrónica Industrial y Automática

Modelado y Control Predictivo de una Planta de Captura de CO₂

Autor:

Fernández López, Daniel

Tutor:

Vega Maza, David

**Departamento de Ingeniería
Energética y Fluidomecánica**

Valladolid, julio 2024.



Resumen

La captura de carbono mediante absorción química con disoluciones acuosas de aminas es una tecnología viable para mitigar las emisiones de CO₂ y combatir el cambio climático. Sin embargo, presenta retos de optimización para minimizar sus costes energéticos y operativos.

Este proyecto ha modelado y simulado el comportamiento de una planta de captura de carbono post-combustión que utiliza monoetanolamina (MEA) al 30% como solvente para diversas estrategias de control utilizando MATLAB Simulink. Se ha comparado el control predictivo basado en modelo (MPC) frente al tradicional control PID. También se ha optimizado el intercambiador de calor del proceso. Se ha realizado un análisis de la viabilidad técnica, económica y la sostenibilidad ambiental de las soluciones propuestas, buscando optimizar el proceso de captura de carbono y destacar el enfoque más eficiente y efectivo para su implementación. El control predictivo (MPC) ha demostrado una capacidad superior en escenarios dinámicos multivariable.

Palabras clave

Captura de CO₂, absorción química, modelos de control predictivo, optimización energética, mitigación del cambio climático.

Abstract

Carbon capture by chemical absorption with aqueous amine solutions is a viable technology to tackle CO₂ emissions and mitigate climate change. However, it presents optimisation challenges to minimise its energy and operational costs. This project has modelled and simulated the behaviour of a post-combustion carbon capture plant using 30% monoethanolamine (MEA) in water as a solvent for various control strategies using MATLAB Simulink. Model-based predictive control (MPC) has been compared with traditional PID control. The process heat exchanger has also been optimised. An analysis of the technical feasibility, economic viability and environmental sustainability of the proposed solutions has been carried out, seeking to optimise the carbon capture process and to highlight the most efficient and effective approach for its implementation. Predictive control (MPC) has demonstrated superior capability in multivariable dynamic scenarios.

Keywords

CO₂ capture, chemical absorption, predictive control models, energy optimisation, climate change mitigation.



Agradecimientos

Quisiera expresar mi más profundo agradecimiento a todas aquellas personas que han hecho posible que haya podido llegar hasta aquí. En primer lugar, agradezco a mis padres el haberme dado una educación y haberme permitido el privilegio de cursar unos estudios universitarios, así como de haberme ofrecido un entorno de trabajo con un clima tranquilo y de apoyo constante.

Extiendo mi gratitud a mi hermano, a mis amigos y compañeros, con los que, durante esta etapa, he compartido diversas emociones y nos hemos ayudado a seguir adelante.

Dar las gracias también a mi tutor de este Trabajo de Fin de Grado por su invaluable orientación, motivación constante y sus valiosos consejos tanto dentro como fuera del ámbito de las aulas.

Finalmente, quiero dedicar este esfuerzo a mi abuela Nina, quien dejó en mi alma la indeleble enseñanza de “sigue luchando”.



Índice de contenidos

Capítulo 1. Introducción y Objetivos	1
1.1. El cambio climático y su impacto	1
1.2. El papel del CO ₂ en el cambio climático	2
1.3. Situación actual de la captura y almacenamiento de carbono	4
1.4. Objetivos	6
1.4.1. Objetivo general	6
1.4.2. Objetivos específicos	6
1.4.3. Objetivo de impacto	7
1.4.4. Objetivos de desarrollo sostenible	8
1.5. Competencias aplicadas	10
1.6. Descripción del documento	12
Capítulo 2. Revisión de Literatura	13
2.1. Cambio climático: estado del arte	13
2.2. Tecnologías de captura de CO ₂	19
2.2.1. Sistemas de captura post-combustión	20
2.2.2. Sistemas de captura pre-combustión	22
2.2.3. Oxidación	24
2.2.4. Captura Directa del Aire (DAC)	25
2.3. Control de procesos en la captura del CO ₂	28
2.3.1. Sistemas de control y su importancia	28
2.3.2. Elementos de un lazo de control	29
2.3.3. Tipos de controladores	30
2.3.4. Análisis de los controladores en la captura de CO ₂	34
2.3.5. Conclusión	40
Capítulo 3. Caso de Estudio	41
3.1. Justificación de la planta y sistema de control a estudiar	41
3.1.1. Importancia de las plantas de post-combustión	41
3.1.2. Ventajas del uso de MEA en agua al 30% en peso	42
3.1.3. Ventajas del uso del Control Predictivo basado en Modelos (MPC)	43
3.2. Especificación del proceso de captura	44
Capítulo 4. Modelado y Control	49
4.1. Modelado de la planta	50
4.1.1. Absorbedor	50



4.1.2. Cálculo del flujo másico m_2	56
4.1.3. Cálculo del flujo másico m_5	56
4.1.4. Cálculo de fracciones molares de n_4	56
4.1.5. Cálculo de fracciones másicas de n_4	57
4.1.6. Cálculo del flujo másico m_4	58
4.1.7. Cálculo del calor del reboiler para el stripper	59
4.1.8. Intercambiador de calor	61
4.2. Realización de simulaciones.....	63
4.2.1. Escenario 1: control PID	64
4.2.2. Escenario 1: control MPC	73
4.2.3. Escenario 2: control MPC para planta con intercambiador	83
Capítulo 5. Discusión y Conclusiones	97
5.1. Análisis de los resultados obtenidos	97
5.2. Estudio económico	99
5.3. Análisis de impacto medioambiental	102
5.4. Futuras líneas de mejora.....	104
5.4.1. Líneas de mejora referentes al modelado y simulación de procesos	104
5.4.2. Mejoras referentes a la optimización y el control avanzado	105
5.4.3. Mejoras gracias a la evaluación y comparación de tecnologías	106
5.4.4. Mejoras en el análisis y resiliencia del sistema.....	106
5.5.5. Mejoras gracias a la integración con otros sistemas y mejoras en la sostenibilidad	107
5.5. Conclusiones del trabajo	108
Bibliografía	109
Anexo	117



Índice de Abreviaturas

2DOF	2 Degrees Of Freedom. 2 grados de libertad
ASU	Air Separation Unit. Unidad de separación de aire
BECCS	Bioenergy with Carbon Capture and Storage. Bioenergía con Captura y almacenamiento de carbono
CAPEX	Capital Expenditure. Gastos de capital
CCS	Carbon Capture and Storage. Captura y almacenamiento de carbono
CCU	Carbon Capture and Utilisation. Captura y utilización de carbono
CFDL	Complete Full Dynamic Linearization. Linealización dinámica completa
CFPP	Coal-Fired Power Plant. Centrales de carbón pulverizado
CLC	Chemical Looping Combustion. Combustión por ciclo químico
CMPC	Classical Model Predictive Control. Control predictivo basado en modelos clásico
CO ₂	Dióxido de carbono
CO	Monóxido de carbono
DAC	Direct Air Capture. Captura directa del aire
DMC	Dynamic Matrix Control. Control matricial dinámico
DAC	Direct Air Capture. Captura directa del aire
DEA	Dietanolamina
EE. UU.	Estados Unidos
EMPC	Economic Model Predictive Control. Control predictivo de modelos económicos
FMPC	Fast Model Predictive Control. Modelo de control predictivo rápido
GEI	Gases de Efecto Invernadero
H ⁺	Ion hidrógeno



H ₂	Hidrógeno
H ₂ CO ₃	Ácido carbónico
H ₂ O	Agua
HCO ₃ ⁻	Ion bicarbonato
IA	Inteligencia Artificial
IPOPT	Interior Point OPTimizer. Punto interior optimizado
IFC-DMPC	Input-to-State Feedback Control with Distributed Model Predictive Control. Control de retroalimentación de entrada al estado con control predictivo distribuido
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle. Ciclo combinado con gasificación integrada
J	Tasa de captura de dióxido de carbono
L-NMPC	Linearized-Nonlinear Model Predictive Control. Control predictivo de modelos linealizados no lineales
LCA	Life Cycle Assessment. Evaluación de ciclo de vida
MEACOO ⁻	Ion de monoetilamina ácido carboxílico
MINLP	Mixed-Integer Nonlinear Programming. Programación no lineal de enteros mixtos
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
MFAC	Model-Free Adaptive Control. Control adaptativo sin modelo
MO	Modified Output. Variable manipulada
MOF	Metal-Organic Framework. Estructura organometálica
MPC	Model Predictive Control. Control predictivo de modelos
MV	Measured Variable. Variable medida
N ₂	Nitrógeno
NLMPC	Nonlinear Model Predictive Control. Control predictivo de modelos no lineales
NO _x	Óxidos de nitrógeno



OH ⁻	Ion hidroxilo
OPEX	Operational Expenditure. Gastos operacionales
P&ID	Piping and Instrumentation Diagram. Diagrama de tuberías e instrumentación
PZ	Piperazina
PFDL	Partial Full Dynamic Linearization. Linealización de la dinámica completa de forma parcial
PI	Proporcional-Integral
PID	Proporcional-Integral-Derivativo
ppm	Partes por millón
PSA	Pressure Swing Adsorption. Adsorción por cambio de presión
QP	Quadratic Programming. Programación cuadrática
SCPC	Supercritical Pulverized Coal. Carbón pulverizado supercrítico
SQP	Sequential Quadratic Programming. Programación cuadrática secuencial
SISO	Single Input, Single Output. Entrada única-Salida única
SO _x	Óxidos de azufre
TCM	Technology Centre of Mongstad. Centro Tecnológico de Mongstad
TRL	Technology Readiness Level. Nivel de madurez tecnológica
t	Temperatura en Celsius
T	Temperatura en Kelvin
TRL	Technology Readiness Levels. Niveles de madurez tecnológica
TSA	Temperature Swing Adsorption. Adsorción por cambio de temperatura
VSA	Vacuum Swing Adsorption. Adsorción por cambio de vacío
WGS	Water-Gas Shift. Reacción de desplazamiento del gas-agua



Índice de Figuras

Figura 1. Incremento de la temperatura superficial global desde 1850 hasta 2020 [1].	1
Figura 2. Aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) debido a actividades humanas desde 1850 hasta 2019 [1].	2
Figura 3. Incremento de la concentración de los principales gases de efecto invernadero desde 1850 hasta 2019 [1].	3
Figura 4. Sistema integral de captura, transporte y almacenamiento de CO ₂ [10].	4
Figura 5. Mapa mundial de plantas de captura de carbono y su situación actual [7].	5
Figura 6. Los 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) establecidos por la Organización de las Naciones Unidas (ONU) [8].	8
Figura 7. Emisiones netas antropogénicas globales de GEI por región desde 1990 hasta 2019 [1].	13
Figura 8. Emisiones globales de CO ₂ derivadas del uso de combustibles fósiles por fuente desde 1970 hasta 2010 [21].	14
Figura 9. Distribución porcentual de las emisiones globales de CO ₂ por tipo de combustible fósil en el año 2023 [77].	14
Figura 10. Emisiones de CO ₂ por región y país desde 1990 hasta 2008 [21].	15
Figura 11. Porcentaje de las emisiones globales de dióxido de carbono (CO ₂) atribuible a los principales países emisores en el año 2022 [78].	16
Figura 12. Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) per cápita por región en relación con la población mundial [10].	16
Figura 13. Mapa mundial de tecnologías de captura de carbono [7].	19
Figura 14. Componentes principales de un lazo de control en un sistema de retroalimentación. Elaboración propia con Diagrams.net [34].	29
Figura 15. Diagrama de bloques de un lazo de control PID. Elaboración propia con Diagrams.net [34].	31
Figura 16. Diagrama de bloques de un control en cascada. Elaboración propia con Diagrams.net [34].	32



Figura 17. Diagrama P&ID de la planta a modelar. Elaboración propia con Diagrams.net [34].	44
Figura 18. Relación entre la capacidad calorífica específica C_p en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ (eje y) y la temperatura T en Kelvin (eje x). Elaboración propia con Microsoft Excel [65].	60
Figura 19. Fracción másica de CO_2 a la entrada del absorbedor para el escenario 1, simulando la concentración fluctuante de CO_2 proveniente de la combustión, frente el tiempo en segundos en el eje de las x. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	63
Figura 20. Modelo para el escenario 1: control PID de la planta de captura de CO_2 en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO_2 , la columna de absorción, la columna de desorción (stripper) y el PID 2DOF. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	64
Figura 21. Respuesta del sistema a una entrada escalón, comparando la respuesta ajustada (línea sólida) con la respuesta por defecto del bloque (línea punteada). El eje horizontal (x) representa el tiempo en segundos, mientras que el eje vertical (y) muestra la amplitud de la respuesta. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	66
Figura 22. Esfuerzo del controlador ante una entrada escalón, comparando la respuesta ajustada (línea sólida) con la respuesta por defecto del bloque (línea punteada). El eje horizontal (x) representa el tiempo en segundos, mientras que el eje vertical (y) muestra la amplitud del esfuerzo del controlador. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	67
Figura 23. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado para el escenario 1 y el sistema de control PID 2DOF. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	70
Figura 24. Vista ampliada de la figura 23 en la que se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	70
Figura 25. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF que muestra el flujo 2 (en color verde) y el flujo 4 (en color azul). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	71



Figura 26. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en $\text{KJ} \cdot \text{s}^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]..... 72

Figura 27. Modelo de la planta de captura de CO_2 en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO_2 , la columna de absorción, la columna de desorción (stripper) y el controlador MPC. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 73

Figura 28. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado para el escenario 1 y el control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 77

Figura 29. Vista ampliada en la que se muestra el cambio de consigna para el escenario 1 y el sistema de control MPC. Se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 77

Figura 30. Comparación entre el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales reales de CO_2 capturado con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra la diferencia en porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 78

Figura 31. Gráfico que compara el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales del flujo 2 con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 79

Figura 32. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control MPC que muestra el flujo 2 (en color verde) y el flujo 4 (en color azul). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]. 80



Figura 33. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en $\text{KJ} \cdot \text{s}^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].81

Figura 34. Gráfico que compara el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales del flujo del calor del reboiler con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].82

Figura 35. Vista ampliada de la figura 34. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].82

Figura 36. Fracción másica de CO_2 a la entrada del absorbedor para el escenario 2, simulando la concentración fluctuante de CO_2 proveniente de la combustión, frente el tiempo en segundos en el eje de las x. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].83

Figura 37. Modelo de la planta de captura de CO_2 en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO_2 , la columna de absorción, la columna de desorción (stripper), el intercambiador de calor y el controlador MPC. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].84

Figura 38. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado para el escenario 2 y el control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].88

Figura 39. Vista ampliada en la que se muestra el cambio de consigna para el escenario 2 y el control MPC. Se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO_2 capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]......88

Figura 40. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 2 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].89

Figura 41. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 4 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].90



Figura 42. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC que muestra el flujo 2 (en color azul) y el flujo 4 (en color verde). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en mol · s-1. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	91
Figura 43. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 5 en mol · s-1. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	92
Figura 44. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en KJ · s-1 (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]......	93
Figura 45. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo del enfriador en KJ · s-1 (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]......	94
Figura 46. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color morado) y la señal real (en color verde) de la temperatura de entrada del flujo 2 al absorbedor para el escenario 2 y el sistema de control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra la temperatura en Celsius. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].	95
Figura 47. Comparación del flujo de calor, expresado en KJ · s-1 (eje y) frente al tiempo en segundos (eje x) del reboiler entre el modelo que considera intercambiador de calor, respecto del que no, para una tasa de captura del 90%. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69]......	98



Índice de Tablas

Tabla 1. Datos experimentales de la capacidad calorífica isobárica C_p de una disolución de $\text{MEA}_{\text{(aq)}}$ al 30% w/w con una carga de CO_2 de $0.6 \text{ mol CO}_2 \cdot (\text{mol MEA})^{-1}$. Elaboración propia con Microsoft Excel [65].	60
Tabla 2. Gastos de capital (CAPEX) del sistema de control de la planta de captura de CO_2 . Elaboración propia con Microsoft Excel [65].....	99
Tabla 3. Gastos operativos (OPEX) del sistema de control de la planta de captura de CO_2 . Elaboración propia con Microsoft Excel [65].	100



Capítulo 1. Introducción y Objetivos

1.1. El cambio climático y su impacto

El cambio climático representa uno de los desafíos más significativos y urgentes a los que se enfrenta la humanidad en el siglo XXI. Este fenómeno, caracterizado por el aumento de las temperaturas globales, cambios en los patrones de precipitación, y fenómenos meteorológicos extremos más frecuentes, es impulsado principalmente por las actividades humanas, en especial, la quema de combustibles fósiles que liberan gases de efecto invernadero a la atmósfera.

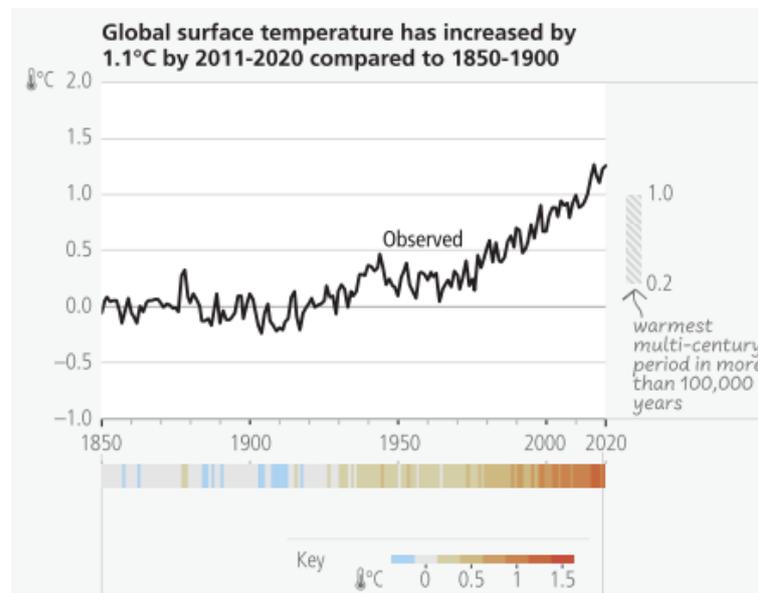


Figura 1. Incremento de la temperatura superficial global desde 1850 hasta 2020 [1].

La importancia del cambio climático radica en sus profundas y variadas implicaciones para el medio ambiente, la economía, y la sociedad en su conjunto. Los ecosistemas están siendo alterados, la biodiversidad se ve amenazada, y los recursos naturales, sobre los cuales dependen millones de personas para su subsistencia, están bajo presión. Además, el cambio climático actúa como un multiplicador de riesgos, exacerbando problemas existentes como la pobreza, las desigualdades, y la inseguridad alimentaria [1].



Desde un punto de vista económico, los impactos del cambio climático ya se están haciendo sentir, afectando sectores clave como la agricultura, la pesca, y el turismo. Los daños a la infraestructura debido a eventos climáticos extremos, como huracanes, inundaciones, y olas de calor, requieren inversiones significativas para la reconstrucción y adaptación, poniendo a prueba la resiliencia de las economías, especialmente en las comunidades más vulnerables.

La lucha contra el cambio climático ha cobrado un impulso sin precedentes a nivel global, con acuerdos internacionales como el Acuerdo de París [2], que busca limitar el aumento de la temperatura global a menos de 2 °C por encima de los niveles preindustriales [3]. Este esfuerzo global subraya la necesidad de una transición energética hacia fuentes más limpias y sostenibles, la promoción de prácticas agrícolas y forestales sostenibles [4], y el desarrollo de políticas que fomenten la adaptación y mitigación del cambio climático [5].

1.2. El papel del CO₂ en el cambio climático

El dióxido de carbono (CO₂) se sitúa en el centro del debate sobre el cambio climático debido a su papel predominante como gas de efecto invernadero emitido por actividades humanas. La quema de combustibles fósiles para energía, junto con procesos industriales y cambios en el uso del suelo, como la deforestación, son las principales fuentes antropogénicas de CO₂ [1].

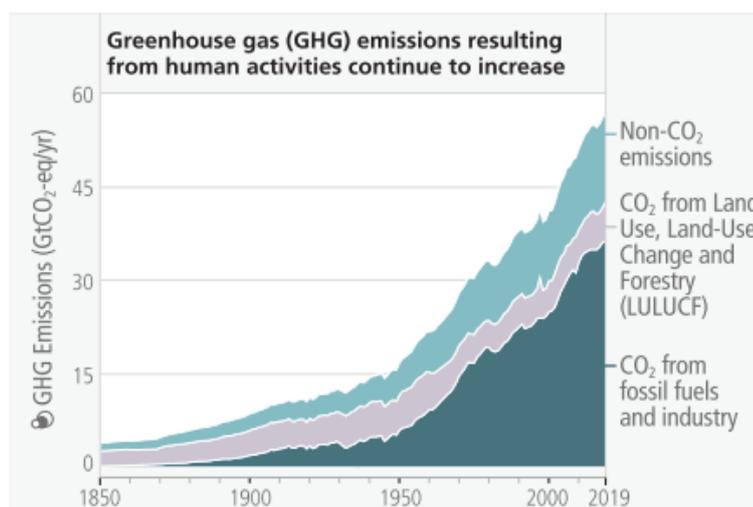


Figura 2. Aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) debido a actividades humanas desde 1850 hasta 2019 [1].



Este gas tiene la capacidad de atrapar el calor en la atmósfera, lo que resulta en el calentamiento global y cambios climáticos significativos. A pesar de ser solo uno de los más importantes gases de efecto invernadero con impacto neto, además del metano, óxido nitroso, ozono y clorofluorocarburos [6], su abundancia y duración prolongada en la atmósfera lo convierten en el principal contribuyente al calentamiento observado desde la era preindustrial.

Las emisiones globales de CO₂ han mostrado una alarmante tendencia ascendente en las últimas décadas, impulsadas por el crecimiento económico y el aumento de la demanda de energía.

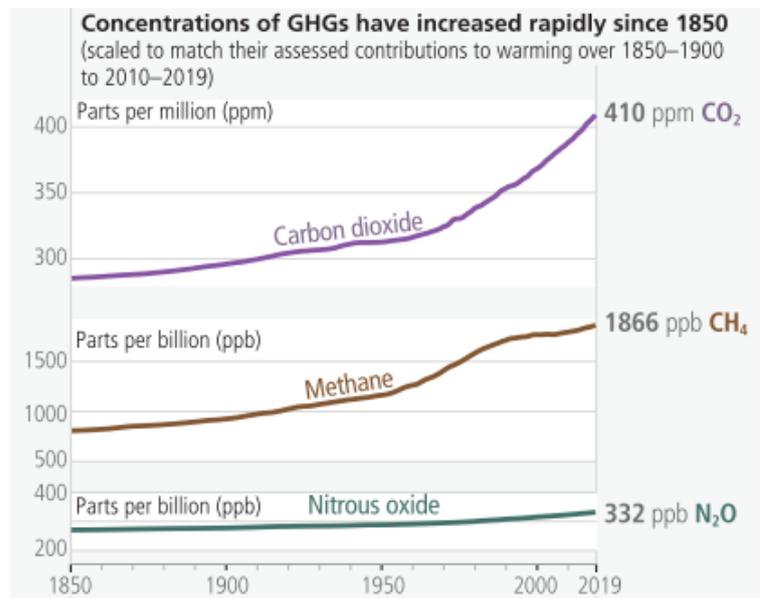


Figura 3. Incremento de la concentración de los principales gases de efecto invernadero desde 1850 hasta 2019 [1].

Este incremento en las concentraciones de CO₂ atmosférico ha sido correlacionado con un aumento en la temperatura media global, la acidificación de los océanos, y eventos climáticos extremos, lo que subraya la urgencia de abordar las emisiones de CO₂ como parte de la estrategia global para mitigar el cambio climático.

La captura y almacenamiento de carbono (CCS) y la utilización de carbono (CCU) emergen como tecnologías clave para reducir las emisiones de CO₂ de fuentes puntuales y atmosféricas. Estas tecnologías no solo apuntan a la mitigación del CO₂ emitido por las plantas de energía y procesos industriales, sino también a la transformación del CO₂ en productos útiles, cerrando el ciclo del carbono y promoviendo una economía baja en emisiones de este gas de efecto invernadero.



1.3. Situación actual de la captura y almacenamiento de carbono

La captura y almacenamiento de carbono implica la captura de CO₂ de fuentes puntuales, como plantas de energía y procesos industriales, seguida de su transporte a un lugar de almacenamiento donde se puede inyectar en formaciones geológicas subterráneas para su almacenamiento a largo plazo. El objetivo es prevenir la emisión de CO₂ a la atmósfera y, por lo tanto, reducir el impacto de las actividades humanas en el calentamiento global y el cambio climático.

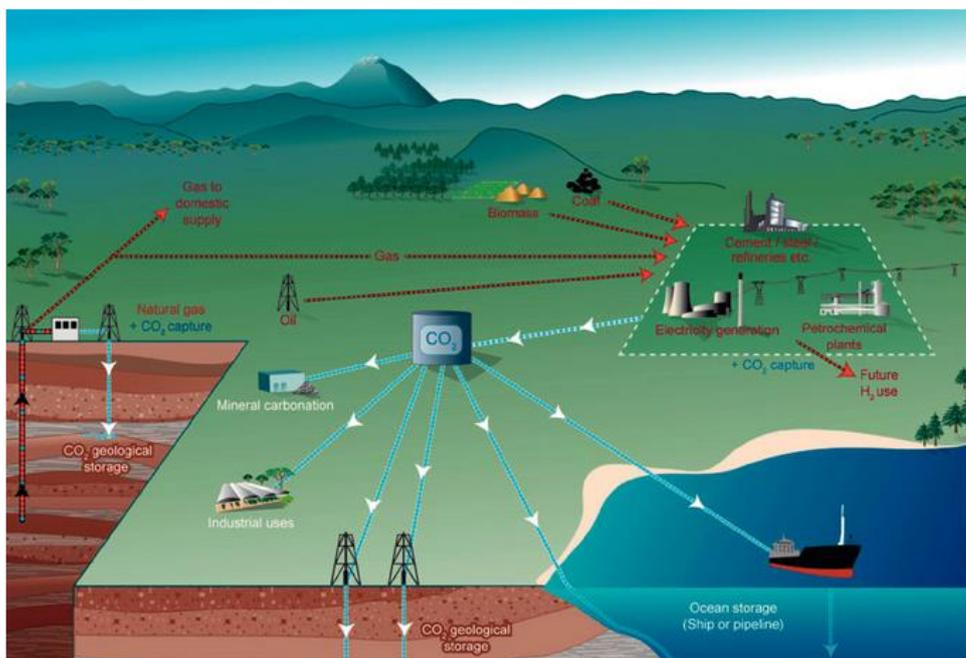


Figura 4. Sistema integral de captura, transporte y almacenamiento de CO₂ [10].

La situación actual de la CCS se caracteriza por un creciente reconocimiento de su importancia y un número incremental de proyectos en todo el mundo. Sin embargo, a pesar de su potencial, la implementación de la CCS enfrenta desafíos significativos, incluyendo altos costos, la necesidad de marcos regulatorios sólidos, y la aceptación pública. Además, la infraestructura para el transporte y almacenamiento seguro del CO₂ requiere desarrollos tecnológicos y logísticos considerables. A pesar de estos retos, el interés en la CCS está aumentando, ya que se reconoce cada vez más como una herramienta vital en el portafolio de soluciones para alcanzar los objetivos de reducción de emisiones y combatir el cambio climático [1].

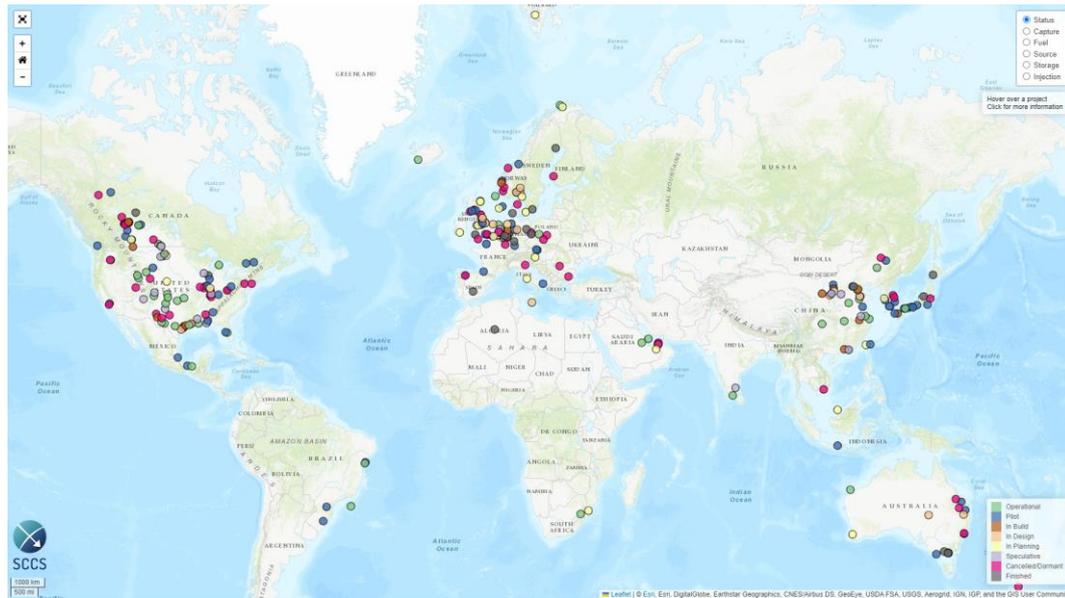


Figura 5. Mapa mundial de plantas de captura de carbono y su situación actual [7].

La investigación y el desarrollo en el campo de la CCS no solo se centran en mejorar la eficiencia y la viabilidad económica de las propias tecnologías de captura y almacenamiento mediante nuevas ingenierías de materiales y procesos, sino también en el desarrollo de sistemas de control avanzados para optimizar los procesos en las plantas de captura de carbono. Estos sistemas de control son cruciales para garantizar que las operaciones de captura sean seguras, confiables y económicamente viables. Al monitorear y ajustar continuamente el proceso de captura, los sistemas de control pueden maximizar la cantidad de CO₂ capturado mientras minimizan el consumo de energía y los costos operativos. Además, un sistema de control efectivo puede ayudar a prevenir posibles fallas en el proceso, asegurando la integridad del sistema y protegiendo el medio ambiente. Por lo tanto, la inversión en la investigación para desarrollar estos sistemas no solo mejorará la eficiencia de la CCS, sino que también contribuirá significativamente a su implementación exitosa como una estrategia clave de mitigación del cambio climático.



1.4. Objetivos

1.4.1. Objetivo general

El objetivo central es diseñar, implementar y comparar distintas estrategias de control de una planta de captura de dióxido de carbono seleccionada, enfocándose en la eficiencia operativa, la estabilidad del sistema, y la efectividad en la reducción de emisiones de CO₂. MATLAB/Simulink será la herramienta principal de modelado y simulación.

Este análisis detallado buscará optimizar el proceso de captura de carbono, evaluando no solo la funcionalidad, sino también la viabilidad técnica, económica y la sostenibilidad ambiental de cada solución de control propuesta, con el fin último de identificar el enfoque más eficiente y efectivo para la captura de carbono.

1.4.2. Objetivos específicos

- Revisión y clasificación de tecnologías de captura de carbono: realizar una revisión exhaustiva de las tecnologías de captura de carbono disponibles, clasificándolas según su principio de operación, eficiencia, y aplicabilidad en diferentes industrias.
- Selección de una planta de captura de carbono para estudio: seleccionar una planta de captura de carbono específica para un análisis detallado, basándose en criterios como relevancia, disponibilidad de datos, y potencial impacto.
- Desarrollo de un esquema de planta y análisis de procesos: diseñar un esquema detallado de la planta seleccionada, identificando y describiendo los procesos clave que rigen su funcionamiento.
- Modelado matemático de procesos: determinar las ecuaciones matemáticas que describen los procesos identificados, preparando la base para su posterior modelado en MATLAB/Simulink.



- Implementación de modelos en MATLAB/Simulink: implementar los modelos matemáticos en MATLAB/Simulink, desarrollando un modelo que refleje el comportamiento de la planta.
- Desarrollo de un sistema de control completo: diseñar y simular un sistema de control completo para la planta, utilizando estrategias de control como el control PID y estrategias de control avanzadas como el control predictivo basado en modelo (MPC).
- Comparación de los métodos de control: evaluar y comparar los diferentes métodos de control realizados (PID Vs MPC).
- Profundizar en el control predictivo basado en modelo (MPC): desarrollar e implementar un controlador predictivo basado en modelo (MPC) que gestione múltiples variables. Este enfoque permitirá la inclusión y optimización de un intercambiador de calor en el sistema. El objetivo es realizar un análisis exhaustivo de la capacidad del MPC para coordinar y controlar eficientemente las interacciones entre las variables del proceso, mejorando la eficiencia térmica y la estabilidad operativa de la planta.
- Evaluación de la viabilidad y sostenibilidad mediante un análisis tecnoeconómico: analizar la viabilidad técnica y económica de implementar los sistemas de control estudiados en el contexto de las operaciones de captura de carbono a escala industrial, considerando también aspectos de sostenibilidad e impacto ambiental.

1.4.3. Objetivo de impacto

Contribuir al avance del conocimiento en el campo de la captura de carbono, proponiendo soluciones de control eficaces y viables económicamente que puedan ser implementadas para mejorar la eficiencia y sostenibilidad de las plantas de captura de carbono.



1.4.4. Objetivos de desarrollo sostenible

Este trabajo de fin de grado se alinea con varios de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) [8] establecidos por la Organización de las Naciones Unidas (ONU) [9], abordando problemáticas críticas relacionadas con la energía, la industria, las ciudades, el consumo responsable y la acción climática. A continuación, se detallan los objetivos específicos del proyecto en relación con los ODS, destacando cómo el estudio realizado puede contribuir al logro de un futuro más sostenible y equitativo.



Figura 6. Los 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) establecidos por la Organización de las Naciones Unidas (ONU) [8].

ODS 7: energía asequible y no contaminante. Meta 7.3: mejorar la eficiencia energética.

Diseñar e implementar sistemas de control que optimicen el uso de energía en la planta de captura de carbono, reduciendo el consumo energético y mejorando la eficiencia operativa.

ODS 9: industria, innovación e infraestructura. Meta 9.4: modernizar la infraestructura y reconvertir las industrias para que sean sostenibles.

Integrar plantas de captura de CO₂ en instalaciones industriales existentes para reducir sus emisiones, contribuyendo así a una energía más limpia y sostenible.



ODS 11: ciudades y comunidades sostenibles Meta 11.6: reducir el impacto ambiental negativo per cápita de las ciudades.

Construir plantas de captura de CO₂ para minimizar las emisiones de las plantas industriales, contribuyendo a la reducción del impacto ambiental urbano.

ODS 12: producción y consumo responsables. Meta 12.2: lograr la gestión sostenible y el uso eficiente de los recursos naturales.

Evaluar la viabilidad técnica y económica de las estrategias planteadas para asegurar que los recursos utilizados en la captura de carbono sean gestionados de manera eficiente y sostenible.

ODS 13: acción por el clima. Meta 13.2: integrar medidas relativas al cambio climático en las políticas, estrategias y planes nacionales.

Investigar y desarrollar tipos de plantas de captura, así como soluciones de control efectivas en la reducción de emisiones de CO₂, proporcionando un modelo que pueda ser replicado en políticas y estrategias nacionales para combatir el cambio climático.

ODS 17: alianzas para lograr los objetivos. Meta 17.6: mejorar el acceso a la ciencia, la tecnología y la innovación.

Facilitar la colaboración entre industrias, centros de investigación y universidades para compartir conocimientos y avances en tecnologías de control de captura de carbono, fomentando alianzas estratégicas para el desarrollo sostenible.



1.5. Competencias aplicadas

Para el desarrollo de este trabajo se han puesto en práctica una serie de competencias y conocimientos adquiridos durante la formación académica. Entre ellas caben destacar las siguientes:

Competencias genéricas

- Capacidad de análisis y síntesis, puestas en práctica en particular al explorar disciplinas relativamente nuevas como son la captura de CO₂, los balances de materia y energía con reacciones químicas, y la cinética en equilibrio.
- Capacidad de organización y planificación del tiempo. Esta se ha probado crucial al trabajar en paralelo con la solución del problema de ingeniería y la escritura del manuscrito.
- Capacidad de expresión oral. Importante en las reuniones semanales con el supervisor.
- Capacidad de expresión escrita. Puesta en práctica en la escritura de este manuscrito.
- Capacidad para aprender y trabajar de forma autónoma. Esta ha sido una tarea planteada en base a la superación de hitos basados en gran medida al desempeño autónomo del candidato.
- Capacidad de resolución de problemas. Aplicada en la consecución de los objetivos técnicos del proyecto.
- Capacidad de razonamiento crítico/análisis lógico. Importante a la hora de valorar cuál de las estrategias de control era la más apropiada.
- Capacidad para aplicar los conocimientos a la práctica. Todos los conocimientos de automática adquiridos durante el grado han sido de gran utilidad.
- Capacidad para actuar éticamente y con compromiso social. Un objetivo claro del proyecto es colaborar en el desarrollo de tecnologías que mitigan el cambio climático. Los objetivos de desarrollo sostenible también han sido considerados en este proyecto.
- Capacidad para el manejo de especificaciones técnicas y para elaboración de informes técnicos. Este proyecto ha trabajado sobre una planta de captura real. Su entendimiento y el manejo de datos reales han partido de informes técnicos.



Competencias específicas

- Capacidad para la resolución de los problemas matemáticos que puedan plantearse en la ingeniería. El objetivo central del proyecto ha sido la resolución de un sistema dinámico multivariable que ha requerido de la solución de su modelo matemático.
- Conocimientos de termodinámica aplicada y transmisión de calor. Principios básicos y su aplicación a la resolución de problemas de ingeniería. El balance de energía de la planta y el control y optimización del intercambiador de calor han requerido de estos conocimientos.
- Conocimientos sobre los fundamentos de automatismos y métodos de control. Puestos en práctica tanto en el estado del arte, como en las estrategias planteadas y la resolución del problema de control central.
- Conocimientos básicos y aplicación de tecnologías medioambientales y sostenibilidad. El proyecto ha aplicado conocimientos básicos sobre cambio climático desde su comienzo.
- Conocimiento y capacidad para el modelado y simulación de sistemas. Se ha desarrollado y ampliado el conocimiento que se tenía del uso de MATLAB/Simulink durante el proyecto.
- Conocimientos de regulación automática y técnicas de control y su aplicación a la automatización industrial. Se han implementado sistemas de control PID y MPC durante el proyecto.
- Capacidad para diseñar sistemas de control y automatización industrial. Se ha diseñado desde el principio un sistema de control a una planta de captura de CO₂ industrial.



1.6. Descripción del documento

A continuación, se describe el contenido en el que se encuentra distribuido este trabajo:

Capítulo 1. Introducción y Objetivos

En este apartado se ha tratado el contexto en que se enmarca el estudio y se planteó los objetivos que se han alcanzado con la realización de este trabajo.

Capítulo 2: Revisión de Literatura

En este capítulo, se llevará a cabo una revisión de la literatura en la que se expondrán los problemas del cambio climático y sus causantes. Se estudiarán los distintos sistemas de captura de CO₂, los sistemas de control existentes, así como un análisis de los distintos estudios realizados por otros autores. Esta revisión literaria permitirá encauzar el estudio que se llevará a cabo en este trabajo.

Capítulo 3: Caso de Estudio

En esta sección, se discutirá el sistema de captura que se controlará y el sistema de control que se implementará. Se llevará a cabo una especificación del funcionamiento de la planta seleccionada.

Capítulo 4: Modelado y Control

Se expondrán los escenarios a modelar y simular en MATLAB/Simulink. Se definirán y caracterizarán las ecuaciones que permitirán llevar a cabo el modelado de la planta. Además, se comentará el proceso de sintonización de los controladores implementados y se analizarán los resultados obtenidos y la eficiencia del proceso.

Capítulo 5: Discusión y Conclusiones

Se realizará un análisis de todos los resultados obtenidos en su conjunto. También se presentará un estudio económico que permitirá conocer una aproximación de los gastos de capital y los gastos operacionales de la planta. Se hará un análisis del impacto medioambiental en el que se recogerán las problemáticas que afronta el estudio realizado. Se concluirá planteando unas futuras líneas de mejora que permitirán la optimización del proceso en todos sus aspectos y se expondrán las conclusiones más importantes de este trabajo.



Capítulo 2. Revisión de Literatura

2.1. Cambio climático: estado del arte

El dióxido de carbono (CO_2) es un gas incoloro e inodoro producto de, entre otros procesos, la quema de combustibles fósiles como el carbón, el petróleo y el gas natural. A lo largo de la historia moderna, y especialmente desde la Revolución Industrial, las concentraciones de CO_2 en la atmósfera han aumentado de manera drástica debido a la quema masiva de estos combustibles para satisfacer las crecientes demandas energéticas globales. Adicionalmente, otras actividades humanas como la deforestación y ciertos procesos industriales contribuyen al aumento de la concentración atmosférica de CO_2 , el cual incide al aumento de la temperatura global, un fenómeno conocido como calentamiento global [10,11].

Actualmente, las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) alcanzan aproximadamente 59 gigatoneladas de CO_2 equivalente ($\text{GtCO}_2\text{-eq}$) por año a nivel mundial, un nivel insostenible por su contribución al calentamiento global y al cambio climático [1].

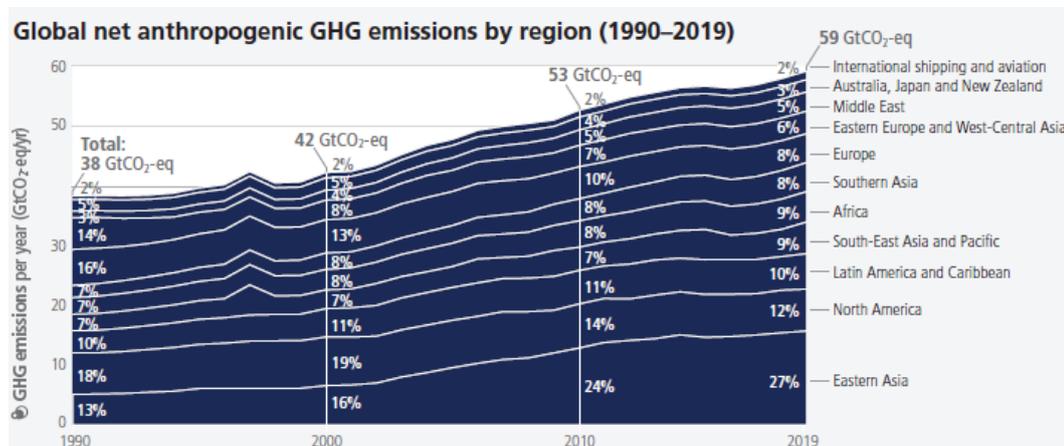


Figura 7. Emisiones netas antropogénicas globales de GEI por región desde 1990 hasta 2019 [1].



La figura 8 muestra el desglose de las emisiones de CO₂ por tipo de combustible. La quema de carbón sigue siendo la mayor fuente de emisiones, superando a las emisiones procedentes del petróleo alrededor de 2004 [10] y manteniendo esta tendencia hasta la fecha [1]. Ver figura 9.

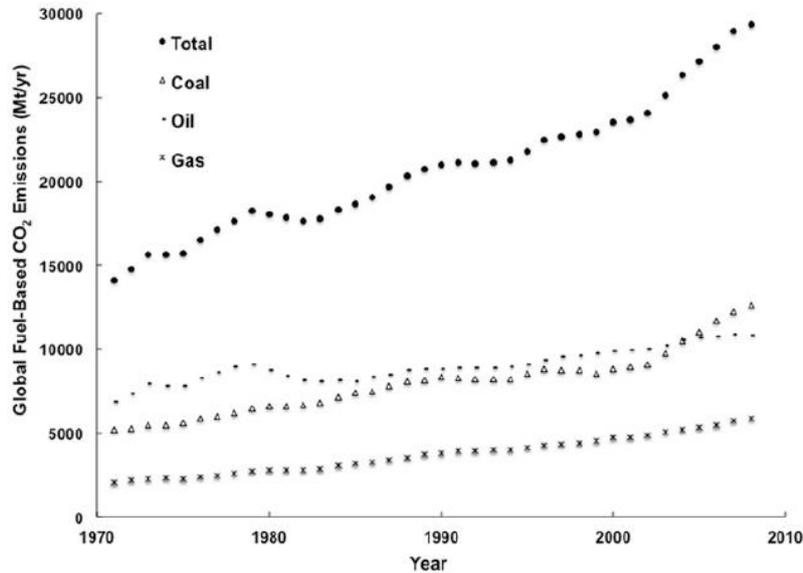


Figura 8. Emisiones globales de CO₂ derivadas del uso de combustibles fósiles por fuente desde 1970 hasta 2010 [21].

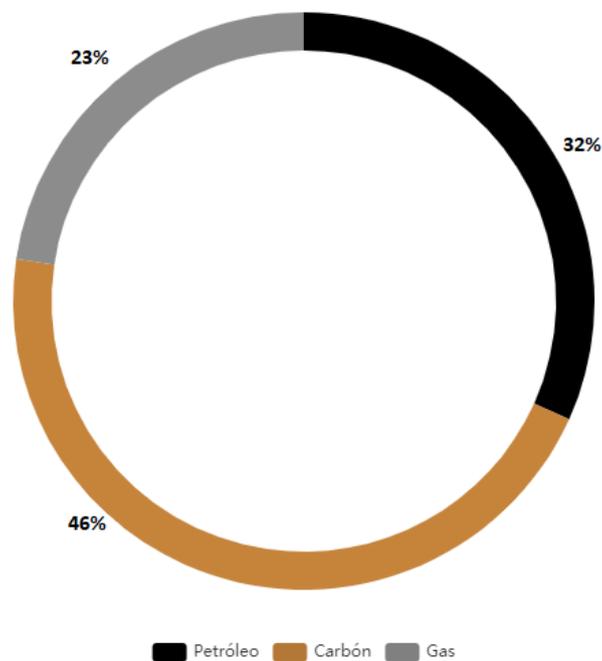


Figura 9. Distribución porcentual de las emisiones globales de CO₂ por tipo de combustible fósil en el año 2023 [77].



El sector energético es el mayor contribuyente, con las plantas de carbón siendo las mayores emisoras individuales. China y Estados Unidos son los principales generadores de CO₂ a nivel mundial, seguidos por la Unión Europea, Rusia e India, pues la rápida industrialización y urbanización en países en desarrollo ha contribuido significativamente al aumento de las emisiones globales actuales. Sin embargo, son las emisiones acumuladas las que deben tenerse en cuenta para entender el efecto invernadero y su impacto en el clima.

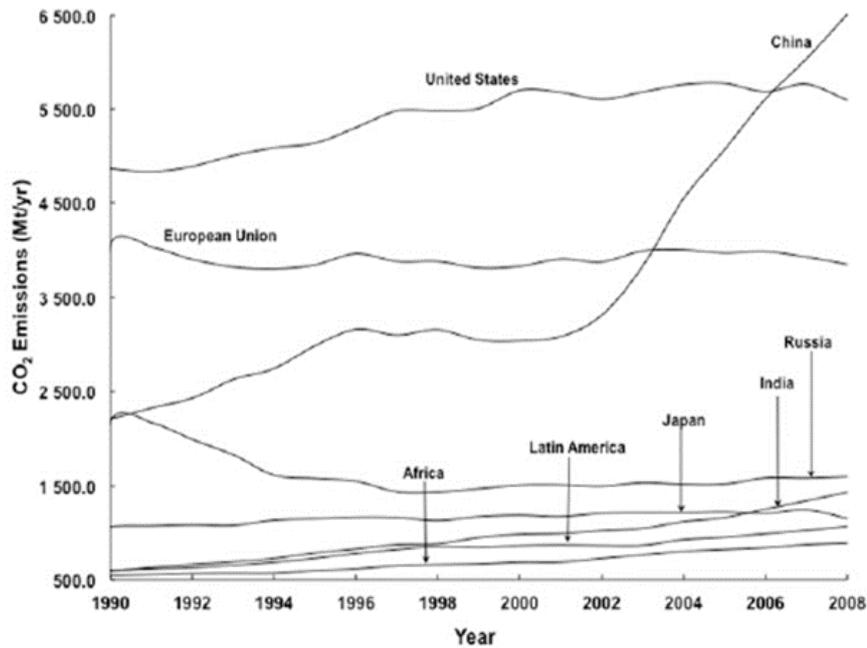


Figura 10. Emisiones de CO₂ por región y país desde 1990 hasta 2008 [21].

La figura 11 muestra las emisiones de CO₂ por país en 2022. China es el mayor emisor de CO₂, representando el 30.2% de las emisiones globales. Le sigue Estados Unidos con un 13.5% de las emisiones globales. Esta distribución de emisiones refleja tanto el tamaño de las economías como su dependencia de combustibles fósiles.

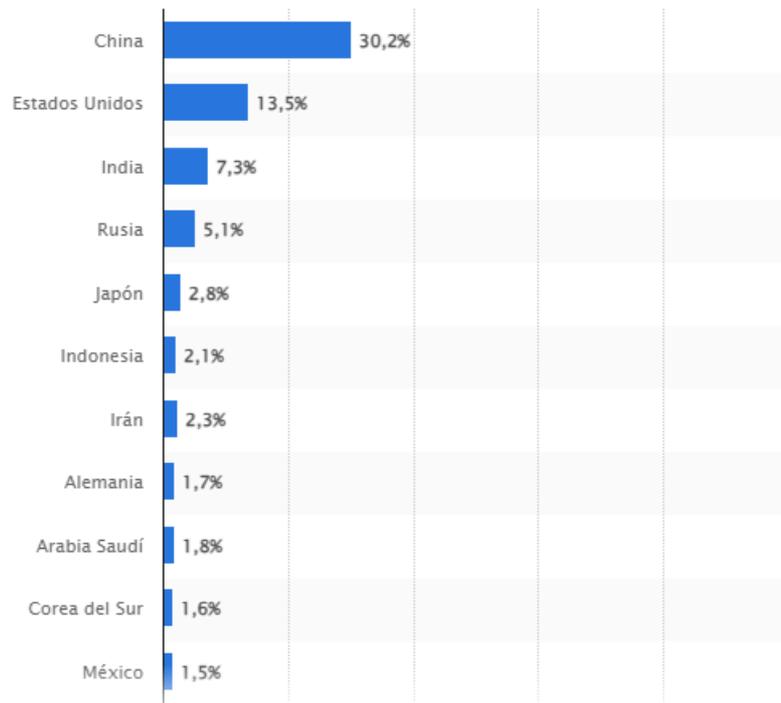


Figura 11. Porcentaje de las emisiones globales de dióxido de carbono (CO₂) atribuible a los principales países emisores en el año 2022 [78].

A pesar de que China es el mayor emisor total de GEI, a nivel per cápita, las emisiones en Norteamérica, lideradas por Estados Unidos, son significativamente mayores (ver figura 10). En contraste, regiones como África y Asia meridional tienen las emisiones per cápita más bajas, lo que refleja un menor nivel de desarrollo económico y diferentes políticas energéticas.

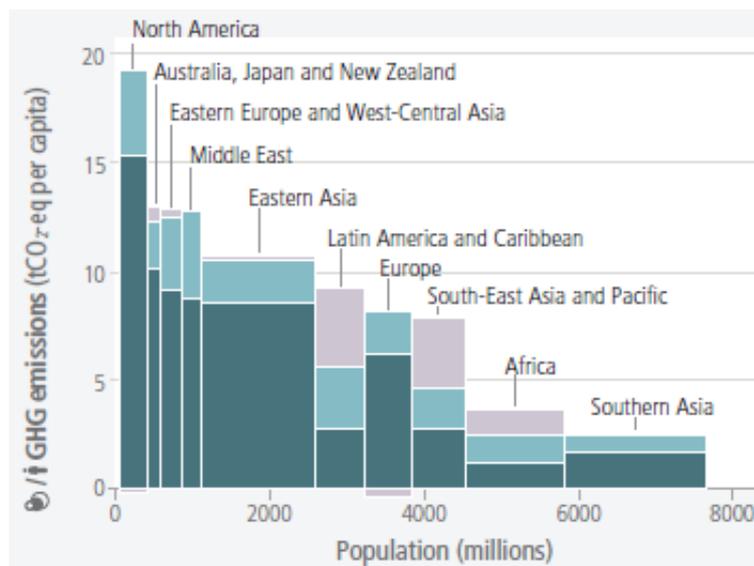


Figura 12. Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) per cápita por región en relación con la población mundial [10].



La relación entre el CO₂ y el cambio climático está bien documentada y ampliamente aceptada en la comunidad científica [2,10]. El CO₂ actúa como un gas de efecto invernadero, atrapando el calor en la atmósfera terrestre y provocando un aumento de las temperaturas globales. Este calentamiento causado por el aumento de las emisiones mundiales de CO₂ tiene consecuencias sustanciales para el clima global, los ecosistemas y la salud humana.

El incremento de CO₂ atmosférico afecta directamente a los océanos, conduciendo a su acidificación. Este fenómeno se produce cuando el CO₂ se disuelve en agua de mar, formando ácido carbónico, lo que reduce el pH del océano y altera su química básica. La acidificación del océano tiene efectos perjudiciales en los organismos marinos, especialmente en aquellos que dependen del carbonato de calcio para formar sus conchas y esqueletos, como corales, moluscos y ciertos tipos de fitoplancton. En consecuencia, la reducción de la calcificación puede disminuir la capacidad de estos organismos para sobrevivir y reproducirse, lo que a su vez impacta negativamente en las cadenas alimentarias marinas y en la biodiversidad oceánica.

Además, el aumento de CO₂ puede provocar cambios en la estructura de los ecosistemas marinos, pues estudios han demostrado que algunas especies pueden adaptarse y prosperar bajo condiciones elevadas de CO₂, mientras que otras no. Esto puede resultar en un desplazamiento de la composición de especies, favoreciendo a aquellas que son menos sensibles a los cambios químicos en el agua [10].

En tierra, el calentamiento global ha acelerado el deshielo de los glaciares y el permafrost, lo que no solo contribuye al aumento del nivel del mar, sino que también libera gases de efecto invernadero adicionales, como el metano, exacerbando aún más el problema.

El cambio climático inducido por el CO₂ tiene implicaciones profundas para las sociedades humanas, ya que los eventos climáticos extremos (olas de calor, precipitaciones intensas y sequías prolongadas) causados por el calentamiento global afectan la seguridad alimentaria, el acceso al agua y la salud humana. Las regiones vulnerables, especialmente aquellas con menos recursos para adaptarse a estos cambios, enfrentan riesgos desproporcionadamente altos [1].



Además, los impactos económicos se manifiestan a través de daños en infraestructuras, pérdidas agrícolas y costos crecientes para la adaptación y mitigación de los efectos del cambio climático. Es necesaria entonces una combinación de estrategias de mitigación y adaptación, nunca excluyentes, ya que ambas actúan en diferentes escalas temporales y dependen de factores regionales, estableciendo sinergias en la reducción del coste económico de nuestras respuestas al cambio climático [12].

La acumulación de dióxido de carbono en la atmósfera ha provocado un calentamiento global significativo. Con niveles de CO₂ atmosférico superiores a 427 ppm [13], la Agencia Internacional de Energía [14] ha informado que las actividades antropogénicas han causado un calentamiento global de más de 1°C respecto a los niveles preindustriales (1850-1900), de los cuales más de 0.3 °C se deben a la quema de carbón [11,15]. En 2015 se firmó el Acuerdo de París, que tiene como objetivo limitar el calentamiento global a 2°C para 2100, intentando así restringir el aumento a 1.5°C [16].

La reducción de las emisiones de CO₂ es esencial para limitar el calentamiento global y sus efectos adversos. Esto incluye la transición a fuentes de energía renovable, la mejora de la eficiencia energética, nuevas prácticas en el uso de la tierra, cambios individuales, y la adopción de tecnologías de captura y almacenamiento de carbono. Se estima que el costo de reducir las emisiones de CO₂ aumentará dramáticamente en un 140% si no se consideran las tecnologías de captura y almacenamiento de carbono entre las diferentes soluciones planteadas [12]. Simultáneamente, es crucial implementar medidas de adaptación para proteger a las comunidades y los ecosistemas más vulnerables, mejorando su resiliencia frente a los impactos del cambio climático.

En este contexto, investigar las tecnologías de captura de carbono es de gran importancia, ya que se consideran la única solución para mitigar las emisiones de CO₂ de aquellas fuentes de emisiones en la industria que exijan la emisión de este gas cuyos procesos no puedan ser sustituidos por otros más sostenibles, así como las plantas de generación de energía todavía necesarias transitoriamente, y aquellas tecnologías de emisiones netas negativas como la Captura Directa del Aire (DAC en sus siglas en inglés) o la bioenergía acoplada a la captura y almacenamiento de CO₂ (BECCS en sus siglas en inglés) [11,17,18].

2.2. Tecnologías de captura de CO₂

La tecnología de captura y almacenamiento de carbono (CCS, por sus siglas en inglés) implica capturar el CO₂ producido por actividades industriales (como la producción de cemento, acero y productos químicos) y de generación de energía, o bien otras fuentes de CO₂ y posteriormente transportarlo y almacenarlo en formaciones geológicas subterráneas, como acuíferos salinos y yacimientos de petróleo y gas agotados, o bien ser reutilizado en aplicaciones industriales (CCU captura y utilización por sus siglas en inglés), contribuyendo así a un ciclo de carbono más sostenible (ver figura 4 en capítulo 1). Esta tecnología no es nueva, pues su variante más comercialmente madura, purificación con aminas, ya ha sido utilizada durante más de 70 años en la industria del gas natural para la separación del CO₂ y H₂S [10,19]. Sin embargo, su aplicación a gran escala para mitigar el cambio climático es relativamente reciente y está sujeta a intensa investigación y desarrollo.

Las tecnologías de captura de CO₂ no solo ayudan a mitigar las emisiones actuales, sino que también proporcionan una solución temporal hasta que las fuentes de energía renovable puedan satisfacer de manera más completa las necesidades energéticas globales. En este sentido, CCS es vista como una tecnología de puente, esencial para reducir las emisiones de CO₂ en sectores difíciles de descarbonizar [10].

Las tecnologías de captura de CO₂ se pueden clasificar en tres categorías principales: post-combustión, pre-combustión y oxidación.

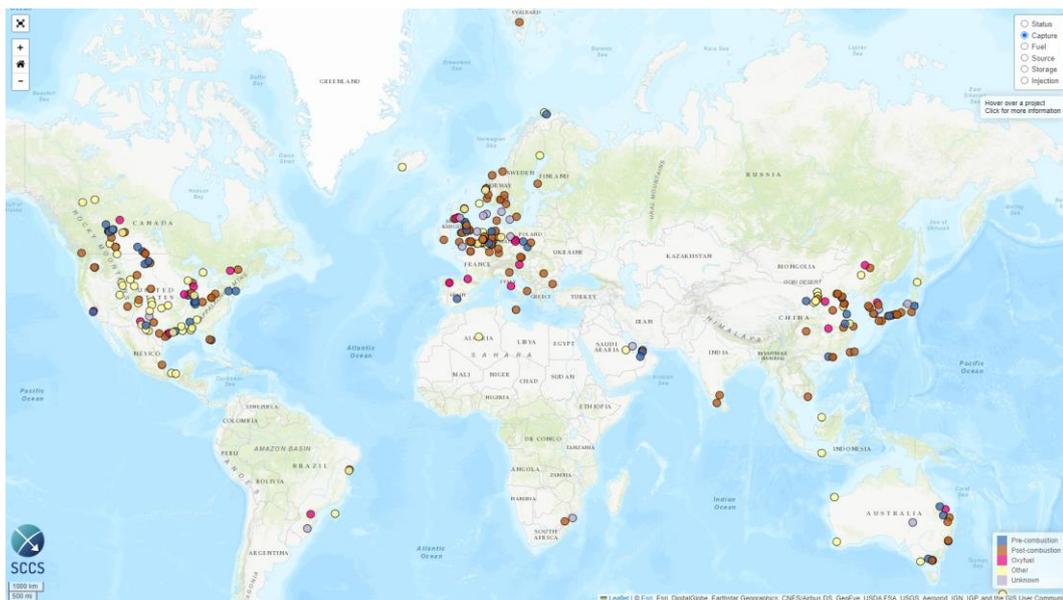


Figura 13. Mapa mundial de tecnologías de captura de carbono [7].



2.2.1. Sistemas de captura post-combustión

La captura de dióxido de carbono post-combustión es una de las tecnologías más investigadas y aplicadas para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero provenientes de plantas de energía y procesos industriales. Este método implica la separación del CO₂ del gas de combustión emitido por la quema de combustibles fósiles. Este proceso opera a presiones atmosféricas y bajas temperaturas (por debajo de 200°C), con concentraciones de CO₂ que varían del 5% al 20% dependiendo de la fuente de carbono [20].

El proceso de captura se centra en la remoción de CO₂ de una corriente de gases que contiene principalmente nitrógeno (N₂), vapor de agua (H₂O), y pequeñas cantidades de otros gases como óxidos de azufre (SO_x) y óxidos de nitrógeno (NO_x) [21].

Existen varios métodos para la captura de CO₂ en el contexto post-combustión, entre los que se incluyen:

Absorción química

La absorción química es la técnica más desarrollada y utilizada comercialmente para la captura de CO₂. El proceso típicamente utiliza soluciones acuosas de aminas, como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y metildietanolamina (MDEA) que reaccionan químicamente con el CO₂ para formar compuestos solubles o compuestos carbamato [21]. Este método ha sido implementado en instalaciones a gran escala, como Boundary Dam (Estevan, Saskatchewan, Canadá) y Petra Nova (Thompsons, Texas, EE. UU.), demostrando su viabilidad y eficacia en la captura de CO₂ [18].

El proceso involucra dos etapas principales: absorción y desorción. Durante la absorción, el gas de combustión se pasa a través de una columna de absorción donde el CO₂ es absorbido por el solvente. Posteriormente, la solución rica en CO₂ es calentada en una columna de desorción para liberar el CO₂ puro y regenerar el solvente [1].

En especial, la tecnología de absorción química con MEA se caracteriza por ser altamente eficiente, capturando hasta virtualmente un 99% del CO₂ en los gases de combustión [18,22], aunque presenta desafíos significativos en términos de consumo energético y degradación del solvente. Investigaciones recientes se han centrado en desarrollar nuevos solventes y optimizar las condiciones operativas para reducir el consumo energético del regenerador y mejorar la estabilidad del solvente [18].



Absorción física

En casos donde las concentraciones de CO_2 son relativamente altas, la absorción física puede ser una alternativa viable. Los solventes físicos, como el dimetiléter de polietilenglicol (Selexol) y el propileno carbonato, absorben CO_2 sin reacción química, lo que puede simplificar el proceso de regeneración y reducir los costos energéticos [21].

Sin embargo, estos solventes son menos efectivos a bajas presiones de CO_2 , pues requieren de altas presiones y bajas temperaturas, lo que limita su aplicación en la captura post-combustión de gases de combustión típicos de plantas de energía [22].

Adsorción

La adsorción en sólidos es una alternativa prometedora a la absorción química y que resulta especialmente útil para corrientes de gas a alta temperatura y presión. Las tecnologías de adsorción como la adsorción por cambio de presión (PSA), adsorción por cambio de temperatura (TSA) y adsorción por vacío (VSA) utilizan materiales como zeolitas, carbón activado y marcos organometálicos (MOFs) donde el CO_2 es atrapado en los poros del material [20].

Estos materiales tienen grandes áreas superficiales y propiedades específicas que les permiten adsorber el CO_2 a ciertas presiones y temperaturas. El CO_2 adsorbido se libera luego mediante un cambio en las condiciones de presión o temperatura, en un proceso conocido como desorción [1].

Este método es altamente versátil y puede ser optimizado para diversas condiciones operativas, aunque enfrentan desafíos como la necesidad de pre-secado del gas de combustión. Por otra parte, la regeneración del adsorbente y la eficiencia a gran escala siguen siendo áreas de investigación activa [20].

Membranas

La separación de CO_2 utilizando membranas es una tecnología emergente que ha alcanzado niveles de demostración a escala piloto y ofrece ventajas significativas en términos de compactidad y simplicidad operativa. Las membranas pueden ser poliméricas, cerámicas o metálicas, y funcionan debido a las diferentes velocidades de permeación de CO_2 y otros componentes del gas de combustión. Aunque las membranas ofrecen la ventaja de una operación continua y modular, su aplicación a gran escala en plantas de energía todavía requiere mejoras en la selectividad y la durabilidad bajo condiciones operativas adversas [18].



Uno de los mayores desafíos en la captura post-combustión es el costo asociado con la implementación y operación de estas tecnologías, pues la regeneración de los absorbentes y adsorbentes consume una cantidad significativa de energía, lo que incrementa los costos operativos. Por ejemplo, la energía consumida en la regeneración de disolventes de aminas puede exceder los 4 GJ por tonelada de CO₂ capturado, lo que puede reducir significativamente la eficiencia neta de las plantas de energía. Además, la gestión de solventes degradados y el tratamiento de subproductos también representan desafíos técnicos y económicos [20].

Para superar estos desafíos, la investigación se está centrando en el desarrollo de nuevos solventes con menores requisitos energéticos de regeneración, membranas con mayor selectividad y durabilidad, y materiales adsorbentes más eficientes, así como en la optimización de procesos híbridos que combinan varias tecnologías para maximizar la eficiencia de captura y minimizar los costos operativos [21].

Un enfoque prometedor es la integración de procesos de adsorción y membranas con tecnologías criogénicas para la captura y purificación de CO₂. Este enfoque híbrido puede ofrecer ventajas significativas en términos de eficiencia energética y costo [18,22].

2.2.2. Sistemas de captura pre-combustión

La captura de CO₂ pre-combustión se basa en la modificación del combustible antes de la combustión, convirtiendo los hidrocarburos en una mezcla de hidrógeno (H₂) y CO₂. Este proceso se realiza principalmente en plantas de gasificación integrada en ciclo combinado (IGCC) y generalmente implica la gasificación del carbón o la reformación del gas natural para producir un gas de síntesis (syngas) que contiene principalmente H₂, monóxido de carbono (CO), CO₂ y otros compuestos menores. El CO se convierte posteriormente en CO₂ y H₂ a través de una reacción de cambio de gas de agua (WGS, por sus siglas en inglés: Water-Gas Shift), permitiendo la separación del CO₂ de la corriente de gas rica en hidrógeno [11,21,23–25].

El desarrollo de tecnologías de captura de CO₂ pre-combustión ha avanzado considerablemente en las últimas décadas. Los sistemas actuales de captura emplean métodos similares a los comentados para las tecnologías de captura post-combustión, sin embargo, como metodologías específicas o de mejora, cabe mencionar las siguientes:



- **Membranas y adsorción:**

Las tecnologías de membranas están siendo desarrolladas para la separación de H_2 y CO_2 , ofreciendo la ventaja de operar a presiones elevadas y reducir los costos energéticos. Además, los procesos de adsorción, como la adsorción por oscilación de presión (PSA), se utilizan para separar y capturar el CO_2 de las corrientes de gas [11].

- **Mejoras en la reacción WGS:**

Los avances en la catálisis para la reacción de cambio de gas de agua han mejorado la eficiencia de la conversión de CO a CO_2 , permitiendo una mayor pureza en la corriente de hidrógeno y una captura más efectiva del CO_2 . Estos avances incluyen el desarrollo de nuevos catalizadores y mejoras en el diseño del reactor [11].

- **Gasificación Química en Bucle (CLC):**

En la gasificación química en bucle, se utiliza un transportador sólido de oxígeno para oxidar el combustible, produciendo una corriente de CO_2 concentrado que puede ser capturada directamente. Este método elimina la necesidad de unidades costosas de separación de aire [25].

La captura pre-combustión presenta varias ventajas. Primero, la concentración de CO_2 en la corriente de gas es relativamente alta, lo que facilita su separación y captura. Segundo, el hidrógeno producido puede utilizarse como un combustible limpio, emitiendo solo vapor de agua al quemarse.

Sin embargo, existen desafíos significativos, incluyendo los altos costos iniciales de inversión asociados con la instalación, la complejidad técnica de los procesos de gasificación, reformado y el manejo de materiales a altas presiones y temperaturas [10,18,22].



2.2.3. Oxidación

La oxidación es un proceso en el cual los combustibles fósiles se queman en un ambiente de oxígeno puro o enriquecido en oxígeno, en lugar de aire. En la combustión convencional, el aire, que contiene aproximadamente un 21% de oxígeno y un 78% de nitrógeno, se utiliza para quemar el combustible. En contraste, la oxidación reduce o elimina el nitrógeno del proceso, resultando en una corriente de gases de combustión compuesta principalmente de CO_2 y vapor de agua, siendo este último fácilmente condensable [1].

La implementación de la oxidación en sistemas de combustión convencionales, como calderas y turbinas de gas, requiere ciertas modificaciones, siendo un componente esencial la Unidad de Separación de Aire (ASU), que separa el oxígeno del aire mediante destilación criogénica [26].

Una vez que se ha obtenido el oxígeno, este se mezcla con el combustible en la cámara de combustión. La alta concentración de oxígeno mejora la eficiencia de la combustión y reduce la formación de contaminantes. Sin embargo, la temperatura de combustión en un ambiente de oxígeno puro es más alta que en la combustión con aire, lo que requiere el uso de materiales resistentes al calor, sistemas de enfriamiento adecuados o reciclaje de los gases de escape para mantener temperaturas de combustión adecuadas, evitando así daños en los equipos y reduciendo así la necesidad de oxígeno puro y mejorando la economía del proceso gracias a la recirculación.

Después de la combustión, los gases de escape se enfrían y el vapor de agua se condensa. La corriente resultante, rica en CO_2 , puede contener pequeñas cantidades de contaminantes como SO_x y NO_x , que deben ser removidos para cumplir con las especificaciones de pureza del CO_2 para su almacenamiento o utilización. Los métodos de purificación incluyen la adsorción por oscilación de presión (PSA), la adsorción por oscilación de temperatura (TSA) y tecnologías de membranas [1,18,21,26].

El CO_2 resultante de este proceso puede ser comprimido y purificado para su almacenamiento o uso en aplicaciones industriales. La alta concentración de CO_2 en los gases de escape de la oxidación simplifica esta etapa en comparación con los métodos de captura post-combustión convencionales [1].



El proceso de la oxidación enfrenta varios desafíos significativos. La producción de oxígeno puro mediante la separación del aire es un proceso intensivo en energía, lo que puede reducir la eficiencia neta de la planta. Además, la recirculación de gases de escape puede requerir la desulfurización de estos gases para prevenir la corrosión y otros problemas operativos.

A pesar de los desafíos técnicos y económicos, los avances continuos en la tecnología de separación de aire y la integración de procesos de combustión innovadores pueden hacer que la oxidación sea una opción viable para las plantas del futuro [26].

2.2.4. Captura Directa del Aire (DAC)

La captura directa del aire (DAC, por sus siglas en inglés) es una tecnología emergente y prometedora en el ámbito de la mitigación del cambio climático. A diferencia de otras técnicas de captura de carbono que se enfocan en emisiones puntuales de grandes fuentes industriales o plantas de energía, DAC se centra en la captura del CO₂ directamente de la atmósfera. Esta capacidad única de eliminar el CO₂ ya presente en el aire ambiente ofrece una solución potencial para reducir las concentraciones de gases de efecto invernadero, complementando otras estrategias de reducción de emisiones [1,18].

La motivación principal detrás de DAC radica en su capacidad para abordar las emisiones de CO₂ provenientes tanto de fuentes distribuidas (alrededor de la mitad de las emisiones anuales se originan en estas fuentes) como de fuentes puntuales, lo que hace necesario un enfoque que pueda capturar CO₂ de manera eficiente a nivel global. Además, los procesos DAC no son específicos de una ubicación, lo que significa que las instalaciones de captura pueden establecerse en cualquier parte del mundo [27].

La tecnología DAC se basa en procesos químicos y físicos que permiten extraer CO₂ de la atmósfera a bajas concentraciones, típicamente alrededor de 400 partes por millón (ppm). El aire ambiente se aspira a través de un sistema de ventiladores hacia los reactores donde se encuentran los absorbentes o adsorbentes. Esta etapa requiere un flujo constante y controlado de aire para maximizar la eficiencia de captura [1,28].



Dentro del reactor, el CO_2 presente en el aire se une químicamente con el absorbente líquido o se adhiere físicamente al material adsorbente sólido. Este proceso puede ser continuo o en lotes, dependiendo del diseño del sistema y del tipo de material utilizado [18,21].

Adsorbentes sólidos: Los sistemas DAC que utilizan adsorbentes sólidos suelen emplear materiales como hidróxidos, óxidos metálicos y estructuras organometálicas (MOFs). Estos materiales tienen una alta afinidad por el CO_2 y pueden adsorber el gas a medida que el aire pasa a través de ellos [18,21].

Absorbentes líquidos: Los sistemas que emplean absorbentes líquidos utilizan soluciones alcalinas, como hidróxido de sodio o aminas, que reaccionan químicamente con el CO_2 para formar compuestos solubles [18,21].

Una vez que el absorbente o adsorbente está saturado de CO_2 , se inicia el proceso de desorción. En el caso de absorbentes líquidos, esto generalmente implica el calentamiento de la solución para liberar el CO_2 . Para adsorbentes sólidos, el proceso puede involucrar calentamiento o reducción de presión. El CO_2 liberado se recoge en una forma concentrada. El dióxido de carbono recuperado a menudo contiene pequeñas cantidades de impurezas que deben ser eliminadas. Después de la purificación, el CO_2 se comprime para su transporte y almacenamiento, o para su uso en aplicaciones industriales [1].

En cuanto a los avances recientes y el desarrollo futuro, en los últimos años se han logrado avances significativos en la tecnología DAC, pues se han desarrollado nuevos materiales adsorbentes con mayor capacidad de captura y eficiencia de regeneración. Además, la integración de tecnologías renovables para suministrar la energía necesaria para los procesos de captura y regeneración también ha sido un área de investigación activa, mejorando la sostenibilidad de los sistemas DAC.

Un ejemplo destacado es la planta de DAC operada por Climeworks en Hinwil, Suiza, que captura CO_2 del aire y lo suministra a un invernadero cercano para mejorar el crecimiento de las plantas. Este proyecto demuestra la viabilidad comercial de la tecnología DAC y su potencial para aplicaciones agrícolas e industriales [18]. También, Climeworks ha puesto en funcionamiento en mayo de 2014 la mayor planta de DAC en Islandia, con una capacidad de captura de 36000 t de CO_2 anuales [29].



De este modo, se puede concluir que DAC representa una tecnología prometedora para la mitigación del cambio climático, ofreciendo una solución potencial para reducir las concentraciones de CO₂ en la atmósfera a través de la captura directa del aire, compensando así las inevitables emisiones futuras de CO₂ con una tasa negativa necesaria para conseguir los objetivos de emisiones netas cero [30,31].

Sin embargo, aunque se han realizado avances significativos en el desarrollo de materiales y procesos para DAC, aún queda mucho por investigar y mejorar. La optimización de sorbentes y la reducción de los costos energéticos (actualmente abarcando la amplia horquilla de 30\$ hasta 1000\$ por tonelada de CO₂ capturado) son áreas clave que determinarán la viabilidad a largo plazo de esta tecnología para su despliegue a gran escala [27].



2.3. Control de procesos en la captura del CO₂

2.3.1. Sistemas de control y su importancia

El campo de los sistemas de control ha desempeñado un papel crucial en el avance de la ingeniería y la ciencia. Desde la regulación de procesos industriales hasta la gestión de sistemas complejos como los vehículos espaciales y los sistemas biológicos, los sistemas de control tienen beneficios tales como: [32]

- **Eficiencia operacional:** permiten la automatización de procesos complejos, aumentando la precisión y reduciendo el tiempo de respuesta a cambios y perturbaciones en el entorno productivo.
- **Seguridad:** los sistemas de control pueden detectar y responder rápidamente a condiciones anómalas, minimizando riesgos y protegiendo tanto al personal como a las instalaciones industriales.
- **Calidad del producto:** mantienen las variables del proceso dentro de rangos óptimos, asegurando la consistencia y calidad del producto final.
- **Reducción de costos:** al optimizar el uso de recursos y minimizar desperdicios, contribuyen a una operación más rentable y sostenible.

El desarrollo de la teoría de control comenzó con el regulador centrífugo de velocidad de James Watt en el siglo XVIII, que permitió el control de la velocidad en máquinas de vapor. Posteriormente, figuras como Minorsky, Hazen y Nyquist contribuyeron significativamente al avance de esta teoría. En particular, Nyquist desarrolló un procedimiento sencillo para determinar la estabilidad de sistemas en lazo cerrado basándose en la respuesta en lazo abierto.

Durante la década de 1940, los métodos de respuesta en frecuencia permitieron a los ingenieros diseñar sistemas de control lineales en lazo cerrado que cumplieran con requisitos específicos de rendimiento. A partir de los años 50 y 60, con la disponibilidad de computadoras digitales, se desarrolló la teoría de control moderno, enfocada en el análisis y síntesis en el dominio del tiempo utilizando variables de estado, lo que permitió manejar la creciente complejidad de los sistemas industriales y militares.

Los sistemas de control se clasifican generalmente en sistemas de lazo abierto y sistemas de lazo cerrado. En un sistema de lazo cerrado, la salida del sistema se compara continuamente con la entrada de referencia, y cualquier desviación se corrige automáticamente. Este tipo de sistema es particularmente útil en entornos donde las perturbaciones externas e internas son impredecibles. Por otro lado, los sistemas de lazo abierto no utilizan retroalimentación para corregir la salida, lo que los hace adecuados solo para situaciones donde las condiciones son estables y predecibles.

En la actualidad, los sistemas de control se aplican en una amplia variedad de campos más allá de la ingeniería tradicional, incluyendo sistemas biológicos, biomédicos, económicos y socioeconómicos. La integración de computadoras digitales ha permitido avances significativos en la precisión y capacidad de estos sistemas, facilitando el desarrollo de tecnologías avanzadas y eficientes [33].

2.3.2. Elementos de un lazo de control

Un sistema de control en lazo cerrado se compone de varios elementos clave que trabajan juntos para regular la salida de un sistema dinámico, garantizando que siga una referencia deseada a pesar de las perturbaciones externas e internas. A continuación, se describen los principales componentes de un lazo de control: [33]

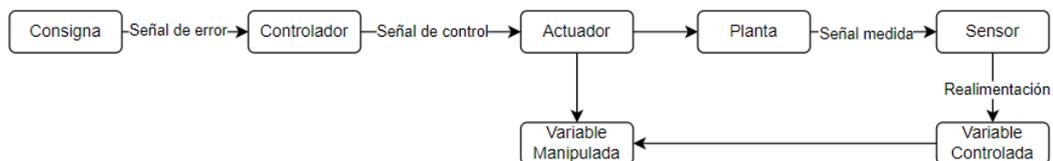


Figura 14. Componentes principales de un lazo de control en un sistema de retroalimentación. Elaboración propia con Diagrams.net [34].

- **Variable manipulada:** es la cantidad o condición del sistema que el controlador ajusta directamente para influir en la variable controlada. Por ejemplo, en un sistema de control de temperatura, la variable manipulada podría ser la cantidad de energía suministrada a un calefactor.
- **Variable controlada:** es la variable del proceso que se desea regular. Esta es la salida del sistema que se mide y se compara con la referencia. En el mismo ejemplo de control de temperatura, la variable controlada sería la temperatura del entorno.



- **Consigna (Setpoint):** es el valor deseado de la variable controlada. Es el objetivo que el sistema de control intenta alcanzar. En el caso de un termostato, la consigna sería la temperatura que el usuario desea mantener en una habitación.
- **Sensor:** dispositivo que mide la variable controlada y la convierte en una señal que puede ser usada por el controlador. Esta señal de medición se compara con la consigna para determinar la señal de error. Por ejemplo, un termómetro puede servir como sensor en un sistema de control de temperatura.
- **Controlador:** recibe la señal de error, que es la diferencia entre la consigna y la variable controlada medida. Utiliza esta señal para generar una señal de control que ajusta la variable manipulada con el objetivo de minimizar el error. Los controladores pueden ser de varios tipos. (Estos serán comentados en el siguiente apartado).
- **Actuador:** dispositivo que recibe la señal de control del controlador y actúa sobre la variable manipulada. Es un elemento crucial que convierte la señal de control en acción en el sistema. En el caso de un sistema de calefacción, el actuador podría ser una válvula que regula el flujo de combustible hacia el calefactor.
- **Planta:** sistema físico que se controla. Puede ser cualquier cosa desde un motor hasta un proceso químico o una sala de operaciones industriales. Es el objeto cuya salida debe ser controlada para que coincida con la referencia establecida por la consigna.

2.3.3. Tipos de controladores

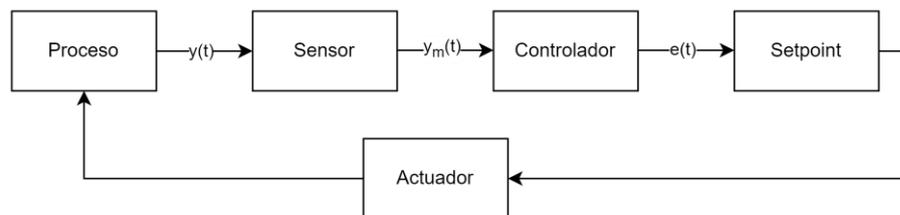
En la ingeniería de control, existen varios tipos de controladores que se utilizan para mantener el comportamiento deseado de un sistema dinámico. A continuación, se describen algunos de los más comunes y utilizados: [32,33,35]

- **Controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo):** el controlador PID es uno de los controladores más ampliamente utilizados debido a su simplicidad y efectividad. Combina tres acciones de control:
 - **Proporcional (P):** la acción proporcional produce una salida que es proporcional al error actual. Por ejemplo, si el error es grande, la salida también será grande.

- Integral (I): la acción integral acumula el error a lo largo del tiempo y ajusta la salida para eliminar el error acumulado. Esto ayuda a eliminar el error en estado estacionario.
- Derivativo (D): la acción derivativa responde a la velocidad de cambio del error, proporcionando una corrección anticipada que ayuda a prevenir la sobreoscilación (fenómeno que ocurre en los sistemas de control cuando la salida del sistema excede el valor deseado o de referencia antes de estabilizarse en el setpoint. Este comportamiento es común en sistemas de segundo orden y superiores).

La combinación de estas tres acciones permite al controlador PID ajustar la salida de manera precisa y rápida para mantener la variable controlada en el setpoint deseado.

El diagrama de bloques para un control PID tiene la siguiente forma:



$y(t)$: Salida del proceso en el tiempo t
 $y_m(t)$: Salida medida en el tiempo t
 $e(t)$: Señal de error en el tiempo t

Figura 15. Diagrama de bloques de un lazo de control PID.
Elaboración propia con Diagrams.net [34].

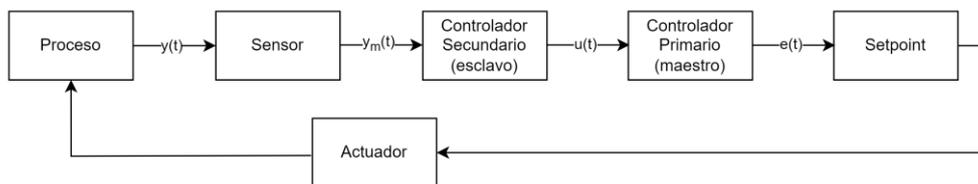
- **Controlador MPC (Control Predictivo Basado en Modelos):** el controlador MPC utiliza un modelo del sistema para predecir el comportamiento futuro de la variable controlada y optimizar la acción de control. Funciona en base a los siguientes principios:
 - Predicción: utiliza un modelo matemático del sistema para predecir la respuesta futura.
 - Optimización: calcula la secuencia óptima de acciones de control que minimizan una función de costo durante un horizonte de tiempo.
 - Restricciones: tiene en cuenta las restricciones físicas y operativas del sistema.



El MPC es especialmente útil en sistemas multivariables y complejos donde las interacciones entre variables son significativas y es necesario manejar múltiples restricciones simultáneamente.

- **Control en cascada:** el control en cascada utiliza dos o más lazos de control anidados donde la salida de un controlador sirve como la consigna para otro. Este tipo de control es útil en sistemas donde una variable interna puede ser controlada más rápidamente que la variable principal. Por ejemplo, en el control de temperatura de un reactor químico, se puede usar un lazo interno para controlar la temperatura del refrigerante y un lazo externo para controlar la temperatura del reactor.

El diagrama de bloques para un control en cascada es de la forma:



$y(t)$: Salida del proceso en el tiempo t
 $y_m(t)$: Salida medida en el tiempo t
 $u(t)$: Es la salida del controlador secundario, que actúa como la señal de control aplicada al proceso
 $e(t)$: Señal de error en el tiempo t

Figura 16. Diagrama de bloques de un control en cascada.
Elaboración propia con Diagrams.net [34].

El control en cascada mejora el rendimiento al proporcionar una respuesta más rápida y precisa a las perturbaciones internas antes de que afecten la variable controlada principal.

- **Control adaptativo:** el control adaptativo ajusta automáticamente los parámetros del controlador en respuesta a cambios en las características del sistema o el entorno. Es útil en sistemas donde las dinámicas cambian con el tiempo o bajo diferentes condiciones operativas. Hay varias estrategias de control adaptativo, incluyendo:
 - Control Adaptativo en Línea: Ajusta los parámetros del controlador continuamente en tiempo real.
 - Control Adaptativo por Modelado: Ajusta los parámetros del controlador basado en un modelo actualizado del sistema.

Este tipo de control es esencial en aplicaciones donde los parámetros del sistema no son constantes y se requiere una adaptación continua.



- **Control robusto:** el control robusto se diseña para garantizar el rendimiento del sistema bajo incertidumbres y variaciones en los parámetros del modelo. Este tipo de control es útil en sistemas donde hay variaciones significativas y no modeladas en las dinámicas del sistema. Las técnicas comunes de control robusto incluyen el control H_∞ (técnica avanzada en teoría de control que se utiliza para diseñar controladores que aseguren la estabilidad y el rendimiento de un sistema en presencia de incertidumbres y perturbaciones) y el diseño basado en la teoría de estabilidad robusta.

El objetivo del control robusto es mantener el rendimiento del sistema dentro de límites aceptables incluso en presencia de perturbaciones y modelado imperfecto.

En el campo de la ingeniería de control, la combinación de diferentes enfoques puede conducir al desarrollo de sistemas más robustos y eficientes. En particular, los controladores predictivos se benefician notablemente al incorporar elementos de control adaptativo y robusto. Esta integración permite la creación de sistemas de control que no solo son más flexibles y precisos, sino también más resistentes a perturbaciones y variaciones en las condiciones operativas. La sinergia lograda al combinar controladores predictivos con características adaptativas y robustas es esencial para gestionar eficazmente sistemas complejos y dinámicos en entornos industriales modernos, garantizando así un control estable y óptimo en una amplia gama de situaciones.



2.3.4. Análisis de los controladores en la captura de CO₂

Los sistemas de control de las plantas de captura de dióxido de carbono juegan un papel fundamental, ya que permiten gestionar y regular de manera precisa las variables críticas del sistema, garantizando un rendimiento óptimo y estable. Esto permite la optimización y eficiencia de las plantas de captura, con su impacto en reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y mitigación del cambio.

En esta sección, se comentarán y analizarán diversos sistemas de control implementados por diferentes autores en plantas de captura de CO₂. El objetivo es examinar los enfoques y metodologías utilizadas, así como evaluar los méritos y desafíos de cada sistema. Este análisis comparativo permitirá identificar cuál de estos controladores podría resultar más interesante y efectiva para estudiar en detalle en este trabajo.

Controladores PID

Los controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo) son ampliamente utilizados en la industria debido a su simplicidad y efectividad en mantener los procesos dentro de los parámetros deseados.

Mechleri et al [36] controlan un sistema clásico con dos secciones principales: la columna de absorción y la columna de regeneración del solvente. El estudio concluye que la implementación de estrategias de control, basadas principalmente en controladores PID bien afinados, puede mantener parámetros críticos del proceso dentro de los puntos de ajuste deseados, mejorando tanto la eficiencia operativa como la rentabilidad económica de las plantas de captura de CO₂. Las estrategias de control basadas en el flujo de solvente demostraron ser más efectivas y rentables, especialmente para plantas de carbón, mientras que las estrategias para plantas de gas natural mostraron menor variabilidad en su rendimiento económico debido a la menor concentración de CO₂ en los gases de combustión.



En un sistema de captura similar, también con absorción química con monoetanolamina (MEA) acuosa, se investiga una estructura de control descentralizada utilizando controladores de retroalimentación PID. Estos controladores son los más convencionales y confiables para asegurar una operación correcta del proceso y están diseñados en base a bucles SISO (Single Input, Single Output). La implementación del control en la planta fue evaluada mediante simulaciones que consideraron variaciones en la tasa de flujo de los gases de combustión y cambios en el nivel de captura de CO₂. Los resultados demostraron que los controladores PI convencionales pueden mantener el proceso operando en el punto deseado con pequeñas desviaciones durante transiciones de operación [37].

Controladores en cascada

Ilea et al [38] proponen un sistema de control descentralizado de una planta de captura post-combustión que emplea técnicas de absorción con aminas. La planta consta de cuatro subsistemas principales: un absorbedor, un desorbedor, un tanque de amortiguamiento y un intercambiador de calor. El intercambiador de calor recupera energía del proceso de desorción, mejorando así la eficiencia energética del sistema. El tanque de amortiguamiento estabiliza las fluctuaciones en el flujo y la concentración de componentes, contribuyendo a la operabilidad y eficiencia global del sistema. El sistema de control descentralizado optimiza los puntos de ajuste de varios bucles de control independientes, integrando un diseño de control en cascada para regular la tasa de captura de carbono. Este enfoque permite estrategias de control locales adaptadas a los requisitos específicos de las diferentes subunidades del sistema, mejorando el rendimiento y la estabilidad comparados con los enfoques centralizados.

El sistema de control descentralizado incluye seis bucles de control diseñados para mantener la operación estable y eficiente de la planta de captura de carbono frente a perturbaciones, como los cambios en el flujo de gas de combustión influente. Los controladores emplean la ley de control Proporcional-Integral y fueron sintonizados mediante el método de "prueba y error". Los resultados mostraron que el sistema de control descentralizado con configuración en cascada mejoró la eficiencia operativa de la planta de captura de carbono. La planta fue capaz de mantener una alta tasa de captura de carbono y operó de manera eficiente energéticamente a pesar de las perturbaciones en el flujo de gas de combustión influente. Además, la integración de bucles de control adicionales para la temperatura, concentración y nivel del tanque de amortiguamiento contribuyeron a la estabilidad del proceso y al rechazo efectivo de perturbaciones [38].



Controladores predictivos

Un Control Predictivo Distribuido con Alimentación Adelantada Inteligente (IFC-DMPC) es implementado para estudiar otra planta convencional de captura postcombustión basada en solventes, específicamente utilizando monoetanolamina (MEA) al 30% en peso. La desorción del CO₂ ocurre en una columna de regeneración calentada por vapor proveniente de la turbina de vapor de la planta de carbón pulverizado (CFPP), de la que se realiza la captura de carbono de sus gases de escape [39]. Este sistema de control se diseñó para coordinar la operación entre la planta de energía y el sistema de captura de CO₂, abordando las dinámicas diferentes y las fuertes interacciones entre ambos sistemas.

Las simulaciones demostraron que el IFC-DMPC mejoró el rendimiento del seguimiento de potencia en escenarios operativos básicos y futuros, con solo degradaciones marginales en el rendimiento de captura de carbono [39].

Dos esquemas de control predictivo basado en modelos (MPC): el MPC Clásico (CMPC) y el MPC Rápido (FMPC) fueron analizados en una planta de captura de absorción con aminas con el objetivo principal de ambos sistemas de control de mantener las variables de control en sus puntos de referencia definidos mientras se rechazan las perturbaciones. La implementación del FMPC busca resolver el algoritmo de control mediante la explotación de la programación cuadrática (QP), ofreciendo una solución más rápida y eficiente en comparación con el CMPC. En conclusión, se obtuvo que el enfoque de control FMPC propuesto se presenta como una alternativa eficaz para sistemas dinámicos complejos a gran escala como las plantas de captura de CO₂ basadas en sistemas de absorción/stripping, ofreciendo ventajas significativas en términos de tiempo de respuesta rápido y valores de error mínimos [40].

Li et al [41] también estudian el control de una planta de captura de CO₂ basada en la tecnología de absorción post-combustión con monoetanolamina (MEA). El sistema de control implementado es un MPC, cuyos resultados demostraron que el controlador ofrecía un rendimiento significativamente mejor en comparación con los sistemas tradicionales de control PID. Los beneficios observados incluyen un mejor seguimiento del punto de referencia (capacidad superior para seguir las trayectorias deseadas de captura de CO₂); robustez y estabilidad, mejorando la flexibilidad operativa de la planta; una menor o nula sobresaturación en comparación con el control PID, lo que es crucial para mantener la eficiencia y la seguridad del proceso de captura de CO₂ [41].



Cuando se controla exclusivamente el absorbedor-stripper en el que se emplea una solución de MEA, Chan & Chen proponen en dos estudios publicados un Control Predictivo de Modelo Económico (EMPC). Este enfoque combina la optimización económica en tiempo real con el control de retroalimentación, permitiendo ajustes dinámicos que responden a las condiciones del mercado y a las variaciones en la planta, en lugar de basarse únicamente en optimizaciones en estado estacionario. El EMPC utiliza funciones de costo económico generalizadas en lugar de las funciones cuadráticas convencionales del Control Predictivo de Modelo (MPC), facilitando una mejor gestión de la operación del proceso en términos económicos. [42,43]

Es también posible un sistema de control avanzado de control predictivo basado en modelos (MPC) implementado en la planta de captura de CO₂ que además considera las restricciones energéticas y ambientales, abordando la controlabilidad de un proceso de captura de CO₂ post-combustión de una planta de energía a base de carbón con un control centralizado multivariable [44]. En este estudio, se demuestra que el MPC supera significativamente a un esquema de control descentralizado basado en bucles múltiples con controladores proporcionales-integrales (PI). Los resultados indican tiempos de asentamiento más cortos en bucle cerrado, menores errores integrales cuadrados y cumplimiento de las restricciones operativas y ambientales. En comparación con el control descentralizado, el MPC es más eficaz para mantener la operabilidad dinámica de la planta en presencia de variaciones en las condiciones operativas y perturbaciones [44].

En un modelo dinámico basado en principios fundamentales de un proceso de captura de carbono post-combustión utilizando MEA, los investigadores desarrollaron un enfoque basado en tasas para considerar tanto las propiedades químicas como físicas de las reacciones de captura de CO₂. Se propuso un protocolo de control adaptativo sin modelo (MFAC). Este enfoque utiliza datos medidos de entrada y salida para ajustar dinámicamente el modelo de control, lo que permite adaptarse a las variaciones en el punto de operación del proceso. Comparado con el control proporcional-integral (PI) y el control predictivo basado en modelos (MPC), el MFAC ofrece una robustez superior frente a las incertidumbres del modelo y no requiere pruebas repetitivas fuera de línea para la sintonización del controlador. El protocolo MFAC se basa en la linealización dinámica en forma compacta (CFDL) o parcial (PFDL), adaptando el modelo del proceso en tiempo real y garantizando la estabilidad mediante un parámetro de estabilización. Esta capacidad de ajuste en línea elimina la necesidad de parámetros de modelo subyacentes previamente identificados, simplificando significativamente la implementación y ajuste del controlador [45].



En el caso de la captura de CO₂ en plantas de energía de carbón pulverizado supercríticas (SCPC) mediante tecnologías de absorción post-combustión He et al. [46] estudian la mejora de la eficiencia y la estabilidad operativa implementando diversas estrategias avanzadas de control predictivo (MPC):

- Control Predictivo Lineal (DMC): basado en un modelo de respuesta escalonada lineal obtenido alrededor de un punto de operación nominal. Calcula los movimientos óptimos de entrada mediante la resolución de un problema de mínimos cuadrados.
- Control Predictivo No Lineal (NLMPC): utiliza un modelo totalmente no lineal para predecir las respuestas futuras del sistema. Convierten el sistema de ecuaciones diferenciales algebraicas en un problema de programación no lineal a gran escala, solucionado mediante algoritmos de optimización interior como IPOPT (Interior Point OPTimizer, es una biblioteca de software para la optimización no lineal a gran escala de sistemas continuos).
- Algoritmo de Control Predictivo No Lineal de Referencia (L-NMPC): basado en la formulación de la Programación Secuencial Cuadrática (SQP), optimiza un modelo cuadrático del objetivo sujeto a una linealización de las restricciones [46].

En otra planta de carbón de 660 MW con captura por aminas, el control de la planta de captura se lleva a cabo mediante un esquema de control en múltiples capas que combina el Control Predictivo Basado en Modelos (MPC) y la Programación Entera Mixta No Lineal (MINLP). Este sistema de control es esencial para optimizar la operación de la planta integrada de energía y captura de CO₂, maximizando los ingresos operativos netos bajo diferentes condiciones de precios de electricidad y carbono [47].



Una comparación entre varias arquitecturas de control, incluyendo el control predictivo centralizado, descentralizado y distribuido, se llevó a cabo en una planta de endulzamiento de gas mediante aminas, que consta de una red de absorción y regeneración en dos etapas. Los gases ácidos son removidos del gas natural al ser absorbidos en columnas empaquetadas con una solución acuosa de MEA. El control predictivo basado en modelos distribuidos (DMPC) se ha implementado mediante controladores locales separados, cada uno manejando una parte más pequeña del proceso de gran escala, permitiendo distintos grados de interacción y comunicación y su uso ofrece una solución efectiva y computacionalmente eficiente para el control de la planta y el cumplimiento de especificaciones del gas tratado. Como resultados, se obtuvo que, para plantas de endulzamiento de gas mediante aminas, la implementación de DMPC basado en descomposición óptima ofrece una solución práctica y eficiente, superando las limitaciones del control centralizado y descentralizado, y representando una prometedora dirección para el diseño de controladores basados en modelos para plantas de procesos integrados a gran escala [48].

Hauger et al se centran en la implementación de tecnologías de captura de CO₂ post-combustión en dos plantas piloto de gran escala: la planta piloto de Tiller y el Centro Tecnológico de Mongstad (TCM) en Noruega. La planta de Tiller maneja un flujo de gases de combustión de 250 metros cúbicos estándar por hora (Sm³/h), mientras que TCM tiene una capacidad significativamente mayor de 47.000 Sm³/h. El sistema de control empleado es un Control Predictivo No Lineal (NMPC). Este sistema se basa en modelos no lineales del proceso, desarrollados a partir de leyes de conservación y relaciones fenomenológicas, que permiten predecir el comportamiento futuro del proceso y optimizar las variables de control para minimizar el uso energético y maximizar la captura de CO₂ y la estabilidad del sistema. Los resultados sugieren que, a gran escala, este tipo de control podría reducir significativamente los costos operativos y energéticos asociados a la captura de CO₂ [49].



Otras tecnologías de control

En un sistema de Captura Directa de Aire (DAC) basado en un arreglo de módulos de membrana de tres etapas, se usó un marco de análisis de operabilidad que permite asegurar que el sistema puede adaptarse a variaciones en la calidad del aire de entrada, asegurando así una captura efectiva de CO₂ bajo diferentes condiciones operativas [50].

Con tecnología de captura de CO₂ post-combustión con aminas, con un absorbedor interenfriado y un stripper de flash avanzado, en el que se utiliza piperazina acuosa (PZ) como solvente, debido a su capacidad para ser regenerada a alta temperatura y presión, su alta tasa de reacción, y su resistencia a la degradación y corrosión, se implementó un sistema de control de modelo dinámico de bajo orden. Se demostró ser efectivo en la predicción del comportamiento del sistema tanto en estado estacionario como en condiciones dinámicas [51].

2.3.5. Conclusión

Tras esta revisión y análisis de los distintos estudios realizados por otros autores, se puede concluir que el caso de estudio más investigado es una planta de post-combustión que emplea el método de absorción química, utilizando como solvente la monoetanolamina (MEA) a una concentración másica del 30%. Este enfoque ha sido ampliamente explorado debido a madurez, su efectividad en la captura de CO₂, su viabilidad económica en plantas industriales, y su condición de tecnología estándar para ser comparada con otras tecnologías de captura [18].

En cuanto a los sistemas de control, el control predictivo basado en modelos (MPC) emerge como la opción más apropiada e interesante para futuras investigaciones. Los estudios revisados demuestran que el MPC ofrece ventajas significativas en términos de seguimiento de referencia, robustez frente a perturbaciones y estabilidad operativa. Estos sistemas permiten optimizar el rendimiento de las plantas de captura de CO₂ mediante la anticipación de cambios en las condiciones operativas y la aplicación de ajustes en tiempo real, lo que resulta en una operación más eficiente y confiable. La implementación de MPC ha mostrado mejoras notables en la eficiencia energética, reducción de emisiones y estabilidad del proceso, lo que lo convierte en una solución prometedora para enfrentar los desafíos asociados con la captura de carbono a gran escala.



Capítulo 3. Caso de Estudio

En base al análisis realizado durante la revisión de literatura, se ha decidido centrar el presente trabajo en una planta de post-combustión que emplea monoetanolamina (MEA) acuosa al 30% en peso como solvente para la captura de CO₂. Este enfoque se ha elegido debido a su prevalencia en la literatura, sus demostradas ventajas en términos de eficiencia y viabilidad económica, así como su máximo nivel de madurez tecnológica (TRL en sus siglas en inglés), y su capacidad para servir como sistema de referencia para ser comparado con otras soluciones tecnológicas [18].

El análisis de la literatura ha demostrado que un sistema de control predictivo basado en modelos (MPC) en dicha planta ofrece mejoras significativas frente a otros esquemas de control, como el clásico controlador PID. Este trabajo implementa, por lo tanto, un control MPC en el caso de estudio elegido, y además, con la finalidad de observar como el MPC ofrece un mejor rendimiento y mayor sostenibilidad del proceso, se realizará un estudio comparativo con un controlador PID.

3.1. Justificación de la planta y sistema de control a estudiar

Como recapitulación de la revisión de la literatura realizada, a continuación, se recogen los puntos principales por los que se ha seleccionado una planta de post-combustión que emplea MEA acuosa al 30% en peso, y se ha decidido implementar un controlador MPC [10,18,39,41,52,53].

3.1.1. Importancia de las plantas de post-combustión

- Adaptabilidad a plantas existentes: las tecnologías de captura de CO₂ post-combustión pueden ser integradas en plantas de energía existentes sin requerir modificaciones significativas en el diseño de la planta. Esto es crucial porque permite actualizar plantas ya operativas para cumplir con regulaciones ambientales más estrictas y reducir sus emisiones de CO₂ sin la necesidad de construir nuevas instalaciones desde cero.



- **Eficiencia y control dinámico:** la absorción de CO₂ utilizando solventes de aminas, como la MEA, permite una captura efectiva del carbono emitido por las plantas de energía. Estudios han demostrado que la tecnología de captura post-combustión es altamente eficiente y, cuando se implementan estrategias avanzadas de control predictivo, se puede mejorar significativamente la estabilidad y flexibilidad del sistema bajo diferentes condiciones operativas.
- **Viabilidad comercial:** la tecnología post-combustión con MEA es actualmente una opción en operación comercial completa o TRL 9. Esta tecnología ha sido probada y refinada en diversas instalaciones piloto y comerciales, demostrando su viabilidad técnica y económica para la captura de CO₂ a gran escala.

3.1.2. Ventajas del uso de MEA en agua al 30% en peso

- **Alta eficiencia de captura:** la MEA es reconocida por su alta capacidad de absorción de CO₂. Esto la hace particularmente adecuada para aplicaciones de captura de carbono donde se requiere una alta eficiencia de separación.
- **Estabilidad y facilidad de regeneración:** una solución de MEA al 30% equilibra adecuadamente la eficiencia de captura y la facilidad de regeneración del solvente. Estudios indican que esta concentración permite una operación eficaz del proceso de absorción y desorción, minimizando la degradación del solvente y facilitando su reutilización.
- **Base de investigación y desarrollo:** el uso de MEA al 30% es ampliamente respaldado por la literatura y la investigación académica, proporcionando una base sólida de datos y modelos para optimizar y mejorar continuamente el proceso de captura de CO₂. Esto incluye estudios dinámicos y de simulación que permiten ajustar los parámetros operativos para maximizar la eficiencia y minimizar los costos.



3.1.3. Ventajas del uso del Control Predictivo basado en Modelos (MPC)

El control predictivo basado en modelos (MPC) es una estrategia avanzada de control que se adapta especialmente bien para la gestión de sistemas dinámicos complejos como una planta de captura de CO₂ post-combustión utilizando una solución de monoetanolamina (MEA) al 30%. A continuación, se explican en detalle las razones por las cuales esta técnica es particularmente interesante para este tipo de aplicaciones:

- **Capacidad de manejar dinámicas complejas y no lineales:** las plantas de captura de CO₂ mediante MEA son sistemas dinámicos altamente no lineales, influenciados por múltiples variables operacionales como el flujo de gas de combustión y las condiciones de carga. El MPC puede manejar estas complejidades mejor que los controladores tradicionales como el PID, ya que utiliza un modelo del proceso para predecir el comportamiento futuro del sistema y optimizar la acción de control.
- **Optimización en tiempo real:** una de las mayores ventajas del MPC es su capacidad para realizar optimizaciones en tiempo real. Esto es crucial en plantas de captura de CO₂ donde las condiciones pueden cambiar rápidamente debido a variaciones en la carga de trabajo y otras perturbaciones externas. El MPC ajusta continuamente las variables de control para minimizar el error de seguimiento y cumplir con las restricciones del sistema.
- **Mejora en la eficiencia y estabilidad del proceso:** el uso de MPC en la captura de CO₂ post-combustión ha demostrado mejorar significativamente la estabilidad del sistema y la eficiencia de captura. Los estudios han mostrado que el MPC puede mantener una alta tasa de captura de CO₂ incluso en presencia de perturbaciones, reduciendo los tiempos de respuesta (mejor rendimiento en términos de seguimiento de setpoints) y minimizando el sobreimpulso comparado con controladores PID.
- **Reducción de costos operacionales:** al optimizar las condiciones de operación en tiempo real, el MPC puede ayudar a reducir los costos operacionales. Por ejemplo, puede ajustar el flujo de solvente regenerado y el calor en la torre de regeneración para maximizar la eficiencia de captura de CO₂ sin gastar energía innecesaria, lo que resulta en una operación más económica y sostenible.

3.2. Especificación del proceso de captura

La captura de CO₂ post-combustión implica la separación del CO₂ del gas de combustión emitido por la quema de combustibles fósiles. Este proceso opera a presiones atmosféricas y bajas temperaturas, con concentraciones de CO₂ que varían del 5% al 20% dependiendo de la fuente de carbono [20].

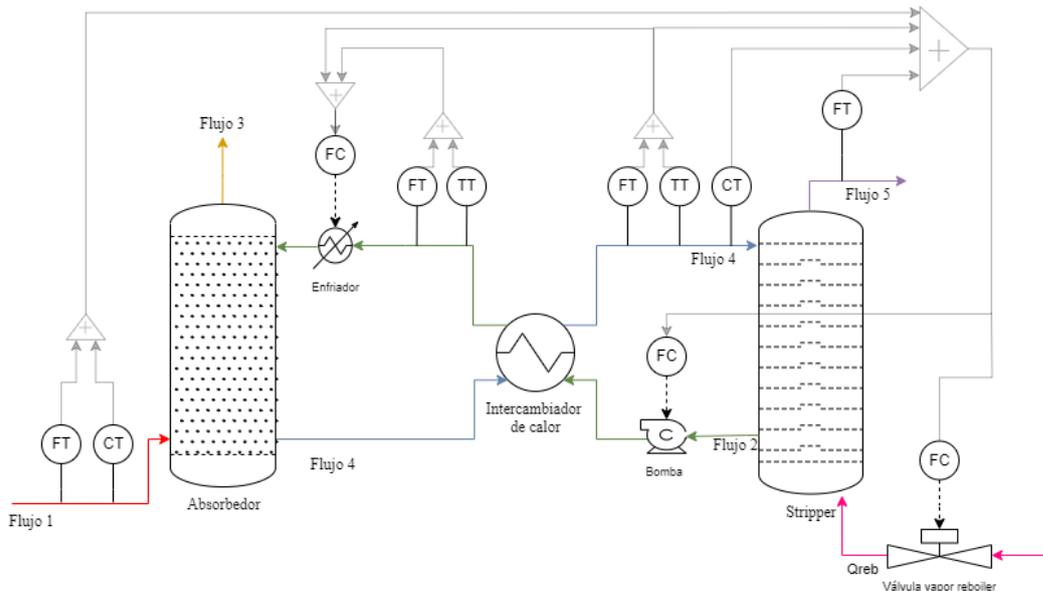


Figura 17. Diagrama P&ID de la planta a modelar. Elaboración propia con Diagrams.net [34].

El sistema de captura de CO₂ basado en MEA (ver figura 17) consta de dos unidades principales: el absorbedor y el desorbedor, regenerador o stripper. El proceso se lleva a cabo en varias etapas, donde el gas de combustión interactúa con la solución de MEA acuosa para capturar el CO₂ y luego liberar este CO₂ capturado mientras se regenera el solvente.

El absorbedor, es la unidad donde se realiza la absorción de CO₂ del gas de combustión. La temperatura de operación del absorbedor y la temperatura de entrada de los fluidos al mismo será de 40°C, mientras que la presión de trabajo será de 1atm [54].



Este proceso implica las siguientes etapas y componentes:

1. El gas de combustión entra al absorbedor después de haber sido desulfurado y enfriado. Este gas contiene el CO_2 que debe ser capturado.

Este gas hace referencia al **flujo 1** (\dot{n}_1 en unidades de $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ o \dot{m}_1 en unidades de $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$) de la planta que se modelará a continuación. Para este trabajo se considerará un flujo molar constante de $50 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$ [55] conformado por dióxido de carbono (CO_2) y nitrógeno (N_2). Las concentraciones máscas oscilarán a lo largo del tiempo con valores comprendidos en el rango 0,10 y 0,15 para el CO_2 , correspondientes a fracciones en volumen entre 0.066 y 0.101 por lo que, la fracción restante se corresponderá al N_2 .

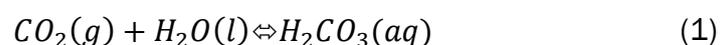
2. La solución de MEA (solvente pobre o *lean solvent*), correspondiente al **flujo 2** (\dot{n}_2 en unidades de $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ o \dot{m}_2 en unidades de $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$) a la salida del regenerador, se introduce en la parte superior del absorbedor y fluye hacia abajo, entrando en contacto con el gas de combustión (flujo 1) que fluye hacia arriba. (Este flujo contracorriente maximiza el contacto entre el gas y el líquido, aumentando la eficiencia de absorción).

Como se ha comentado al comienzo de este capítulo, se tomará una solución acuosa formada por monoetanolamina ($\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$), abreviado como MEA., la cual se trata de un compuesto químico orgánico que es tanto una amina primaria, como un alcohol primario y, como en el caso de otras aminas, actúa como una base débil.

Se fijará una concentración máscica del 30%, restando así un 70% de concentración máscica de agua (H_2O).

La MEA en la solución acuosa reacciona químicamente con el CO_2 presente en el gas de combustión, permitiendo que el CO_2 se transfiera del gas a la solución líquida. Las principales reacciones químicas que ocurren son: [41,56]

- Formación de ácido carbónico:



El dióxido de carbono se disuelve en agua para formar ácido carbónico.



- Disociación del ácido carbónico:



El dióxido de carbono se disuelve en agua para formar ácido carbónico.

- Reacción de MEA con CO₂:



La MEA reacciona directamente con el CO₂ para formar carbamato de MEA e iones hidrógeno.

- Reacción de MEA con bicarbonato:



La MEA reacciona con el bicarbonato para formar carbamato de MEA y agua.

3. La solución de MEA que ha absorbido CO₂ (solución rica o *rich solvent*) se recoge en la parte inferior del absorbedor y se dirige al desorbedor para la siguiente etapa del proceso. Este caudal se refiere al **flujo 4** (\dot{n}_4 en unidades de mol · s⁻¹ o \dot{m}_4 en unidades de kg · s⁻¹) del modelo.
4. El gas de combustión tratado, ahora con una menor concentración de CO₂, sale del absorbedor y es liberado a la atmósfera o dirigido a otros procesos de tratamiento.

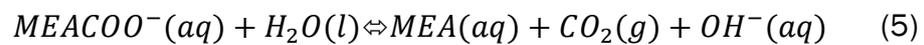
Este flujo, que se relaciona con el **flujo 3** (\dot{n}_3 en unidades de mol · s⁻¹ o \dot{m}_3 en unidades de kg · s⁻¹) del modelo, estará constituido por N₂ y por el CO₂ que no se haya logrado capturar durante el proceso de absorción de CO₂ por parte de la MEA.



El desorbedor, también conocido como regenerador o stripper, es una unidad clave en el proceso de captura de CO₂ donde se lleva a cabo la desorción del CO₂ absorbido en la solución de MEA (monoetanolamina). La temperatura de operación para esta etapa será de 130°C [54].

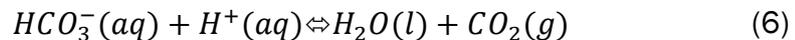
5. En el reboiler, la solución rica en CO₂ se calienta, lo que provoca la descomposición de los compuestos de carbamato formados durante la absorción en el absorbedor. Este calentamiento rompe los enlaces químicos entre el CO₂ y la MEA, liberando CO₂ gaseoso y regenerando la MEA para su reutilización en el absorbedor. Las reacciones principales en el reboiler son: [41]

- Reacción de descomposición del carbamato de MEA:



En esta reacción, el carbamato de MEA se descompone en monoetanolamina (MEA), dióxido de carbono (CO₂) e iones hidroxilo (OH⁻).

- Reacción de descomposición del bicarbonato:



En esta reacción, el ion bicarbonato se combina con un ion hidrógeno para formar agua (H₂O) y liberar dióxido de carbono (CO₂).

6. El CO₂ liberado asciende a través del desorbedor y es recolectado en la parte superior de la columna. Este caudal de CO₂ se relaciona con el **flujo 5** (\dot{n}_5 en unidades de mol · s⁻¹ o \dot{m}_5 en unidades de kg · s⁻¹) del modelo.
7. La solución de MEA, ahora con una baja concentración de CO₂ (solución pobre o *lean solvent*), es enfriada en el intercambiador de calor, donde también se calienta el flujo 4, y reciclada de vuelta al absorbedor para reiniciar el ciclo de absorción. Esta corriente se equipará al flujo 2.
8. El CO₂ liberado es purificado y comprimido para su almacenamiento o utilización en otros procesos industriales.





Capítulo 4. Modelado y Control

En el presente trabajo se llevarán a cabo dos escenarios de control sobre una planta basada en un absorbedor-stripper, con el fin de evaluar y optimizar el desempeño del proceso. Los escenarios se detallan a continuación:

Escenario 1: Comparación entre un controlador PID y un controlador MPC:

En este primer escenario, se llevará a cabo una comparación entre un controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) y un controlador Predictivo basado en Modelo (MPC) aplicado a la planta de absorbedor-stripper. El objetivo principal es analizar las diferencias en el rendimiento de ambos controladores en términos de estabilidad, tiempo de respuesta, precisión y robustez ante cambios de consigna en la tasa deseada de captura de CO₂.

La literatura revisada permite esperar que el controlador MPC, debido a su capacidad de anticipar y corregir futuros errores basándose en un modelo matemático del proceso, ofrezca una mejora en el control del sistema en comparación con el tradicional controlador PID.

Escenario 2: Optimización energética del proceso mediante intercambiador de calor y controlador MPC:

En el segundo escenario, se incorporará un intercambiador de calor a la planta de absorbedor-stripper y se implementará un controlador MPC para manejar este nuevo componente. La inclusión del intercambiador de calor permitirá una optimización energética del proceso, ya que se permitirá un trasvase de energía entre el flujo frío (salida del absorbedor) y el flujo caliente (salida del stripper).

El controlador MPC se encargará de gestionar tanto la operación del intercambiador de calor como el flujo de solvente necesario para tener la tasa de captura deseada, asegurando una integración eficiente y un rendimiento óptimo del sistema completo.

Este escenario buscará demostrar cómo el uso del MPC, con su capacidad de gestionar múltiples variables y restricciones, puede optimizar el uso de energía en el proceso, mejorando la sostenibilidad y reduciendo los costos operativos.



4.1. Modelado de la planta

Habiendo definido los escenarios que se llevarán a cabo en este estudio, es esencial profundizar en la comprensión de los modelos matemáticos que subyacen a la planta, por lo que el siguiente paso es presentar las ecuaciones que permitirán modelar la planta de captura de CO₂ en MATLAB Simulink.

4.1.1 Absorbedor

La ecuación de cinética de captura de CO₂ por la amina en el absorbedor puede ser modelada como:

$$r_{CO_2, MEA} = k \cdot [MEA] \cdot [CO_2] \quad (7)$$

, donde [57]:

- $r_{CO_2, MEA}$ ($\text{mol} \cdot \text{l}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$), es la tasa de concentración. Es decir, describe la velocidad a la cual el dióxido de carbono está siendo consumido en una reacción química en la solución con monoetanolamina, indicando cuántos moles de CO₂ se están eliminando de cada litro de solución por segundo.
- k ($\text{l} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$), representa la constante de velocidad de la reacción específica para el sistema CO₂-MEA. Representa una reacción de segundo orden respecto a cada reactivo.
- $[MEA]$ ($\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}$), refleja la concentración de monoetanolamina en la mezcla.
- $[CO_2]$ ($\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}$), refleja la concentración de dióxido de carbono en la mezcla que reacciona con la MEA, es decir, la tasa de CO₂ capturado, pero en disolución acuosa.

En una misma unidad de tiempo en un reactor sin dimensión espacial como aproximación estacionaria ideal entrarán n_5 moles de CO₂ que intervienen en esta reacción en el volumen del absorbedor. Esta cantidad de moles de CO₂ está referida al flujo 5 o salida de CO₂ puro de stripper porque es la cantidad de CO₂ que ha reaccionado con la amina, es decir, capturado. También entra una cantidad de agua de \dot{n}_2 menos la cantidad de agua de \dot{n}_4 (que resultan ser equivalentes).



Por lo tanto, el volumen de agua (y que interviene en el denominador de la concentración de $[CO_2]$ ($\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}$)) es el volumen del reactor V_R . Si esa unidad de tiempo es 1 segundo, n_5 coincide con \dot{n}_5 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$ y n_5 será dependiente de J , la tasa de captura con respecto al total de moles de CO_2 que entran:

$$\dot{n}_2 = \dot{n}_4 - \dot{n}_5 \quad (8)$$

$$\dot{n}_5 = \frac{J}{100} \cdot X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1 \quad (9)$$

La ecuación (7) también se puede expresar como:

$$r_{CO_2, MEA} = k \cdot \left(X_{MEA,2} \cdot \bar{\rho}_{m \text{ liquido},2} \cdot \frac{\dot{n}_5}{V_R} \right) \quad (10)$$

En donde $\bar{\rho}_{m \text{ liquido},2}$ es la densidad molar del flujo 2 asumiendo, amina acuosa regenerada sin CO_2 . El objetivo de esta expresión es poder reflejar $r_{CO_2, MEA}$ en \dot{n}_4 .

Para ello, se precisa un balance de materia con reacción química en estado continuo estacionario y con densidades de las fases líquidas aproximadamente iguales [58].

Suponiendo una concentración inicial del producto de la reacción $[CO_2 + MEA]$ que fluye en \dot{n}_4 igual a cero (en cuanto reaccionan \dot{n}_1 y \dot{n}_2 , se van por \dot{n}_4), la concentración en $\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}$ del producto de la reacción en estacionario c_j es igual a:

$$c_j = R_j \cdot \frac{V_r}{\dot{V}_j} \quad (11)$$

Siendo R_j la tasa de reacción, es decir $r_{CO_2, MEA}$ para el caso de estudio; V_r es el volumen del reactor, y \dot{V}_j el flujo volumétrico en $\text{l} \cdot \text{s}^{-1}$, en nuestro caso, $\frac{\dot{m}_4}{\rho_4}$, siendo ρ_4 la densidad del flujo 4.



Del producto del flujo volumétrico en $\text{l} \cdot \text{s}^{-1}$ por la concentración en $\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}$, se obtiene el flujo molar en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Es decir:

$$c_j \cdot \dot{V}_j = \dot{n}_j = R_j \cdot V_R \quad (12)$$

Por lo tanto, de las expresiones anteriores (10) y (12) se obtiene:

$$\dot{n}_4 = R_j \cdot V_R = r \cdot V_R = k \cdot \left(X_{MEA,2} \cdot \bar{\rho}_{m \text{ liquido},2} \cdot \frac{n_5}{V_R} \right) \cdot V_R \quad (13)$$

$$\dot{n}_4 = k \cdot [MEA] \cdot \dot{n}_5 \quad (14)$$

El volumen del reactor se cancela, pudiendo evaluar el resto de los términos. Y \dot{n}_5 depende de J , la tasa de captura (ecuación (9)).

Tomando las ecuaciones (8), (9) y (14) se puede despejar la tasa de captura J de la siguiente manera:

$$\dot{n}_2 + \dot{n}_5 = k \cdot [MEA] \cdot \dot{n}_5 \quad (15)$$

$$\dot{n}_2 = \left(k \cdot [MEA] \cdot \frac{J}{100} \cdot X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1 \right) - \frac{J}{100} \cdot X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1 \quad (16)$$

$$J = \frac{100 \cdot \dot{n}_2}{k \cdot [MEA] \cdot X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1 - X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1} \quad (17)$$

Esta expresión permitirá que el controlador establezca el valor necesario de solvente (flujo \dot{n}_2) en función de la tasa de captura J que se asigne como consigna y del flujo de CO_2 ($X_{CO_2,1} \cdot \dot{n}_1$) que se tenga en la corriente 1 ($\dot{n}_1 = 50 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$).



El cálculo proporcionado por el controlador tendrá un retardo de 2.5 segundos [59], simulando de esta manera el tiempo de respuesta de la bomba que regulará el flujo 2.

- El valor de la constante de velocidad de la reacción se calcula atendiendo a la expresión [57,60,61]:

$$k = 10.99 - \frac{2152}{T} \quad (18)$$

Con T en Kelvin. La temperatura del absorbedor se establecerá en 40°C, por lo que se tiene:

$$T = 40 + 273.15 = 313.15 \text{ K} \quad (19)$$

$$k = 10.99 - \frac{2152}{313.15} \quad (20)$$

- Sabiendo que las razones en masa para el flujo 2 son $W_{MEA,2} = 0.3$ y $X_{H_2O,2} = 0.7$ y que las masas molares de cada componente son $Mm_{MEA} = 61.083 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$ [62] y $Mm_{H_2O} = 18.015 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$ [62], la concentración de monoetanolamina en la mezcla ([MEA]) se obtiene de la forma:

$$N^{\circ}moles \text{ MEA}, 2 \text{ (mol)} = \frac{0.3}{61.083} \quad (21)$$

$$N^{\circ}moles \text{ H}_2\text{O}, 2 \text{ (mol)} = \frac{0.7}{18.015} \quad (22)$$



$$N^{\circ}\text{moles Total}, 2 = N^{\circ}\text{moles MEA}, 2 + N^{\circ}\text{moles H}_2\text{O}, 2 \quad (23)$$

(en un gramo y considerando que no hay CO₂ en \dot{n}_2)

$$X_{MEA,2} = \frac{N^{\circ}\text{moles MEA}, 2}{N^{\circ}\text{moles Total}, 2} \quad (24)$$

$$Mm \text{ Promedio} = \frac{1}{N^{\circ}\text{moles Total}} \quad (25)$$

$$\bar{\rho}_{m \text{ liquido},2} (\text{mol} \cdot \text{l}^{-1}) = \frac{984.58 (\text{g} \cdot \text{l}^{-1})}{Mm \text{ Promedio} (\text{g} \cdot \text{mol}^{-1})} \quad (26)$$

Finalmente, se obtiene:

$$[MEA] = X_{MEA,2} \cdot \bar{\rho}_{m \text{ liquido},2} \quad (27)$$



- Sabiendo que la concentración másica de CO_2 se encuentra en el rango:

$$W_{\text{CO}_2,1} = [0.1, 0.15]$$

Y que en consecuencia la concentración másica de N_2 vendrá dada por:

$$W_{\text{N}_2,1} = 1 - W_{\text{CO}_2,1}$$

Y que las masas molares de cada componente son $Mm \text{CO}_2 = 44.01 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$ [62] y $Mm \text{N}_2 = 28.013 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$ [62], se tiene:

$$N^{\circ}_{\text{moles CO}_2,1} (\text{en un gramo total}) = \frac{W_{\text{CO}_2,1}}{44.01} \quad (28)$$

$$N^{\circ}_{\text{moles N}_2,1} (\text{en un gramo total}) = \frac{W_{\text{N}_2,1}}{28.013} \quad (29)$$

$$N^{\circ}_{\text{moles Total},1} (\text{mol}) = N^{\circ}_{\text{moles CO}_2,1} + N^{\circ}_{\text{moles N}_2,1} \quad (30)$$

Se obtienen las fracciones molares de cada componente:

$$X_{\text{N}_2,1} = \frac{N^{\circ}_{\text{moles N}_2,1}}{N^{\circ}_{\text{moles Total},1}} \quad (31)$$

$$X_{\text{CO}_2,1} = \frac{N^{\circ}_{\text{moles CO}_2,1}}{N^{\circ}_{\text{moles Total},1}} \quad (32)$$



4.1.2. Cálculo del flujo másico \dot{m}_2

$$\dot{m}_2 (kg \cdot s^{-1}) = \frac{\dot{n}_2 \cdot X_{MEA,2} \cdot Mm_{MEA}}{1000} + \frac{\dot{n}_2 \cdot X_{CO_2,2} \cdot Mm_{CO_2}}{1000} \quad (33)$$

4.1.3. Cálculo del flujo másico \dot{m}_5

$$\dot{m}_5 (kg \cdot s^{-1}) = \frac{\dot{n}_5 \cdot Mm_{CO_2}}{1000} \quad (34)$$

4.1.4. Cálculo de fracciones molares de \dot{n}_4

Para la obtención de las fracciones molares del flujo \dot{n}_4 es preciso plantear las ecuaciones del balance de materia correspondiente al stripper [58].

$$\dot{n}_2 = \dot{n}_4 - \dot{n}_5 \quad (35)$$

Realizando un balance de materia al solvente, formado por MEA y H₂O:

$$\dot{n}_2 * X_{MEA,2} = \dot{n}_4 * X_{MEA,4} \rightarrow X_{MEA,4} = \frac{\dot{n}_2 * X_{MEA,2}}{\dot{n}_4} \quad (36)$$

$$\dot{n}_2 * X_{H_2O,2} = \dot{n}_4 * X_{H_2O,4} \rightarrow X_{H_2O,4} = \frac{\dot{n}_2 * X_{H_2O,2}}{\dot{n}_4} \quad (37)$$

Sustituyendo (8) en las expresiones (36) y (37) se obtiene:

$$X_{MEA,4} = \frac{(\dot{n}_4 - \dot{n}_5) * X_{MEA,2}}{\dot{n}_4} \quad (38)$$

$$X_{H_2O,4} = \frac{(\dot{n}_4 - \dot{n}_5) * X_{H_2O,2}}{\dot{n}_4} \quad (39)$$

La fracción molar de CO₂, 4 viene dada por:

$$X_{CO_2,4} = 1 - (X_{MEA,4} + X_{H_2O,4}) \quad (40)$$



4.1.5. Cálculo de fracciones másicas de \dot{n}_4

En este caso, sólo resulta de interés realizar el cálculo para la fracción másica del H_2O , pues es el único valor que se empleará en próximas ecuaciones.

Partiendo de las fracciones molares y conocidas las masas molares de cada uno de los componentes del flujo \dot{n}_4 , se obtiene la masa molar total de la mezcla por mol:

$$Mm_{total,4} = X_{MEA,4} \cdot Mm_{MEA} + X_{H_2O,4} \cdot Mm_{H_2O} + X_{CO_2,4} \cdot Mm_{CO_2} \quad (41)$$

$$m_{total,4} = \dot{n}_4 \cdot Mm_{total,4} \quad (42)$$

En segundo lugar, se calcula la masa correspondiente al agua en la mezcla:

$$m_{H_2O,4} = X_{H_2O,4} \cdot \dot{n}_4 \cdot Mm_{H_2O} \quad (43)$$

Estas dos expresiones permiten obtener la fracción másica del H_2O :

$$W_{H_2O,4} = \frac{m_{H_2O,4}}{m_{total,4}} \quad (44)$$



4.1.6. Cálculo del flujo másico \dot{m}_4

Una vez conocido el flujo molar \dot{n}_4 y las fracciones molares de cada componente, se puede proceder a la obtención del cálculo del flujo másico \dot{m}_4 , el cual vendrá dado por el sumatorio de los flujos másicos de cada uno de los compuestos de la corriente \dot{n}_4 .

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_{4, CO_2} + \dot{m}_{4, H_2O} + \dot{m}_{4, MEA} \quad (45)$$

$$\dot{m}_{4, CO_2} = \frac{\dot{n}_4 \cdot X_{CO_2,4} \cdot 44.01}{1000} \quad (46)$$

$$\dot{m}_{4, H_2O} = \frac{\dot{n}_4 \cdot X_{H_2O,4} \cdot 18.015}{1000} \quad (47)$$

$$\dot{m}_{4, MEA} = \frac{\dot{n}_4 \cdot X_{MEA,4} \cdot 61.083}{1000} \quad (48)$$



4.1.7. Cálculo del calor del reboiler para el stripper

$$Q_{reboiler} = n_{CO_2} \cdot \Delta H_{CO_2} + m_{solvent} \cdot Cp \cdot (T_{out} - T_{in}) + m_{vap,H_2O} \cdot H_{vap,H_2O} \quad (49)$$

, donde:

- $Q_{reboiler}$ ($\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1}$), se trata del calor que precisa el reboiler para que la tarea de separación del CO_2 del solvente se pueda llevar a cabo. En otros términos, este calor se transfiere al líquido en el fondo del stripper, aumentando su temperatura y causando la vaporización de los componentes.
- n_{CO_2} ($\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1}$), es el flujo másico de CO_2 que se ha capturado. Para el caso estudiado, este hace referencia al flujo \dot{n}_5 .
- ΔH_{CO_2} ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$), corresponde al calor de desorción del CO_2 . Se ha tomado un valor de $4000 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ CO}_2$ [63].
- $m_{solvent}$ ($\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1}$), hace referencia al flujo másico de solvente que fluye a través del stripper. Este hace referencia al flujo \dot{m}_4 para el caso estudiado.
- Cp ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$), se asocia con la capacidad calorífica a presión constante y evalúa el calor sensible. En este caso, del flujo \dot{m}_4 (sistemas $\text{CO}_2 + \text{MEA} + \text{H}_2\text{O}$). Se distinguen 2 casos para los escenarios que se estudiarán.
 - Caso sin intercambiador de calor: Cp , que depende de la temperatura, se evalúa en una temperatura media entre las del absorbedor y del stripper.

$$T_{media} = \frac{T_{absorbedor} + T_{stripper}}{2} = \frac{313.15 \text{ K} + 403.15 \text{ K}}{2} = 358.15 \text{ K} \quad (50)$$



- Caso con intercambiador de calor: En esta ocasión, el calentamiento sensible ya ha ocurrido en el intercambiador de calor por lo que este término en realidad va a ser muy pequeño, siendo solo la diferencia de temperaturas ($130^{\circ}\text{C} - t_{in}$), siendo t_{in} ahora la temperatura en Celsius de la salida del intercambiador para el flujo 4. C_p estará relacionado con un valor cercano a 130°C . Destacar que este término se anulará pues gracias al intercambiador, T_{in} es 130°C , por lo que la diferencia de temperaturas valdrá 0. Para obtener estos valores, se ha recurrido a una serie de datos experimentales de los que se conoce lo siguiente: [64]

Tabla 1. Datos experimentales de la capacidad calorífica isobárica C_p de una disolución de MEA_{aq} al 30% w/w con una carga de CO_2 de $0.6 \text{ mol CO}_2 \cdot (\text{mol MEA})^{-1}$. Elaboración propia con Microsoft Excel [65].

T (K)	C_p ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$)
293.15	3.29
313.15	3.33
333.15	3.45

Representando gráficamente los datos experimentales y realizando un ajuste polinómico de grado 2, se obtiene la ecuación que relaciona C_p con la temperatura.

- Sustituyendo la temperatura de 85°C (358.15K) en la ecuación, se obtiene, $C_p = 3.72$ ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$).
- Sustituyendo la temperatura de 130°C (403.15K) en la ecuación, se obtiene, $C_p = 4.51$ ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$).

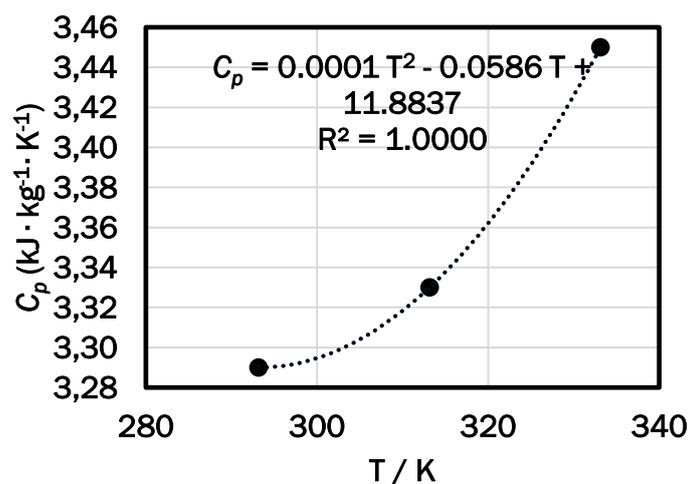


Figura 18. Relación entre la capacidad calorífica específica C_p en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ (eje y) y la temperatura T en Kelvin (eje x). Elaboración propia con Microsoft Excel [65].



- $T_{out} - T_{in}$ (K), representa la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida del stripper para la corriente \dot{m}_4 .
- m_{vap,H_2O} ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$), equivale al flujo másico de H_2O en \dot{m}_4 , es decir $\dot{m}_4 \cdot W_{H_2O,4}$.
- H_{vap,H_2O} ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$), denota el calor latente de vaporización del agua. Este valor se obtiene las propiedades del agua saturada (líquido-vapor) para una presión de $1\text{atm} = 1.01325\text{ bar}$ y corresponde a $2256.44\text{ (kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$ [62].

4.1.8. Intercambiador de calor

Para caracterizar el intercambiador de calor, se comenzará calculado la cantidad de calor que cede el flujo \dot{n}_4 , el cual se definirá como Q_{heat} y la cantidad de calor que necesita el flujo \dot{n}_2 , al cual se hará referencia mediante el nombre Q_{cool} . Ambos calores tendrán unidades de $\text{KJ} \cdot \text{s}^{-1}$.

$$Q_{heat} = \dot{m}_4 \cdot C_p \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad (51)$$

, donde:

- \dot{m}_4 ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$): Es la masa del flujo 4.
- C_p ($\text{KJ} \cdot \text{Kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$): Para la obtención de este valor, se tomará un C_p para el compuesto $\text{MEA} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$, para un valor intermedio de temperatura, es decir, $\frac{130+40}{2} \text{ } ^\circ\text{C} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Este valor es el obtenido a partir de los datos experimentales trabajados en la sección 4.1.7, y se corresponde a:

$$C_p = 3.72\text{ (KJ} \cdot \text{Kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})$$

- $T_{out} - T_{in}$ (K): La diferencia de temperatura entre la temperatura de salida del fluido del stripper (403.15 K) y la temperatura de entrada al absorbedor (313.15 K).



Análogamente, Q_{cool} vendrá dado por la expresión:

$$Q_{cool} = \dot{m}_2 \cdot C_p \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad (52)$$

- \dot{m}_2 ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$): Es la masa del flujo 2.
- C_p ($\text{KJ} \cdot \text{Kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$): Para la obtención de este valor, se tomará un C_p para el compuesto MEA+H₂O, para un valor intermedio de temperatura, es decir, $\frac{130+40}{2} \text{ } ^\circ\text{C} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$.
Este valor se corresponde a: [66,67]

$$C_p = 4.07 \text{ (KJ} \cdot \text{Kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}\text{)}$$

- $T_{out} - T_{in}$ (K): La diferencia de temperatura entre la temperatura de salida del fluido del stripper (403.15 K) y la temperatura de entrada al absorbedor (313.15 K).

Atendiendo a los flujos másicos del estudio, se cumplirá que $Q_{cool} > Q_{heat}$, por lo que el flujo \dot{m}_2 no se enfriará al completo. Será necesario entonces extraer algo más de calor del flujo \dot{m}_2 , para que este entre al absorbedor a la temperatura deseada de 40°C. Para ello, se plantean las siguientes ecuaciones, que regirán un segundo lazo de control:

Sustituyendo de la expresión (51):

$$Q_{heat} = \dot{m}_4 \cdot 3.724 \cdot 90 \text{ W}$$

La temperatura de salida del intercambiador para el flujo \dot{m}_2 vendrá dado por:

$$T_{out, \dot{m}_2} = 130 - \frac{Q_{heat}}{\dot{m}_2 \cdot 4.07} \text{ K} \quad (53)$$

El controlador recibirá este valor y se fijará como valor de referencia los 40°C deseados, permitiendo llevar a cabo la siguiente expresión para el lazo de control:

$$T_{out, \dot{m}_2} = 130 - \frac{Q_{heat} + Q_{ExtraCool}}{\dot{m}_2 \cdot 4.07} \text{ K} \quad (54)$$

De esta manera, el controlador calculará la cantidad de calor necesario a extraer adicionalmente del flujo \dot{m}_2 . El valor proporcionado por el controlador incluirá un retardo de 300 segundos [68], simulando de esta manera el tiempo de respuesta del intercambiador de calor.

4.2. Realización de simulaciones

Para llevar a cabo las simulaciones correspondientes al escenario 1 en el que se comparará un controlador PID con un controlador MPC, se generará una señal aleatoria suavizada ajustada en el rango de 0.1 a 0.15 para la concentración másica de CO_2 en el flujo 1 ($W_{\text{CO}_2,1}$), utilizando MATLAB. La simulación dura 1800 segundos (30 minutos) con intervalos de 30 segundos, creando un vector de tiempo adecuado.

Se definen parámetros clave como la amplitud del ruido para la variabilidad de la señal y el factor de suavizado para obtener una señal suave. Dos vectores se inicializan para la señal aleatoria y la señal final.

En un bucle, se añade ruido blanco a la señal y se suaviza con un filtro exponencial. Luego, la señal se centra en cero y se escala para mantener los valores dentro de un rango específico deseado de 0.1 a 0.15. La señal final se obtiene sumando un valor fijo a la señal ajustada, asegurando que permanezca dentro de los límites deseados. Finalmente, se combina con el vector de tiempo en una matriz de dos columnas, lista para ser utilizada en Simulink. (El código con sus correspondientes comentarios puede ser consultado en el anexo).

La señal resultante que se empleará como entrada al modelo resulta de la forma:

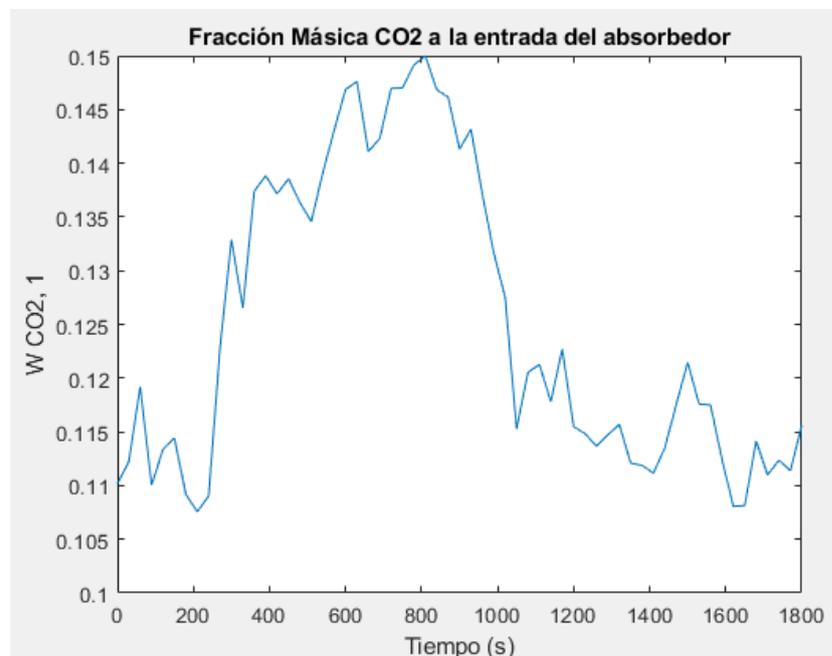


Figura 19. Fracción másica de CO_2 a la entrada del absorbedor para el escenario 1, simulando la concentración fluctuante de CO_2 proveniente de la combustión, frente al tiempo en segundos en el eje de las x. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

4.2.1. Escenario 1: control PID

El modelo de la planta realizado en MATLAB/Simulink [69] tiene la distribución que se representa en la figura 20. El modelo en detalle puede ser consultado en el anexo.

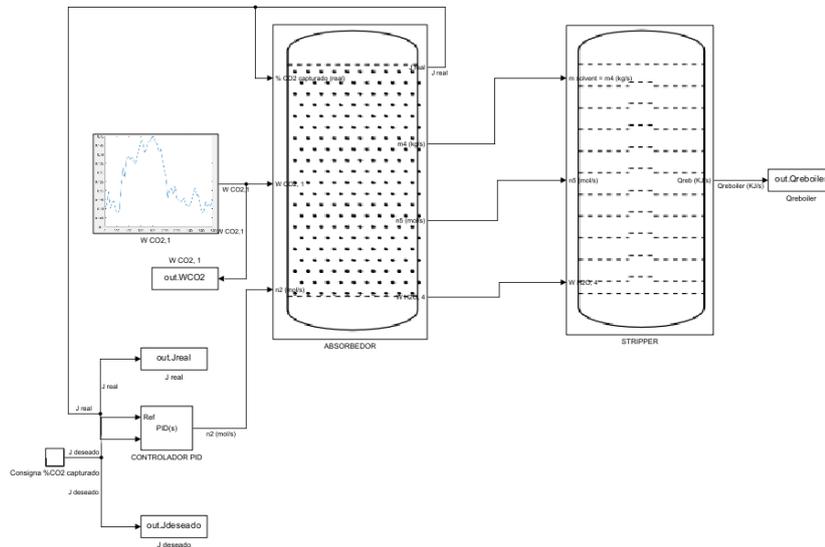


Figura 20. Modelo para el escenario 1: control PID de la planta de captura de CO_2 en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO_2 , la columna de absorción, la columna de desorción (stripper) y el PID 2DOF. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Para realizar el control PID, este se ha llevado a cabo con un PID con 2 grados de libertad (2DOF), el cual introduce dos parámetros adicionales que ponderan la referencia para los términos proporcional y derivativo por separado. La fórmula general para este controlador es: [70]

$$P \cdot (b \cdot r - y) + I \cdot \frac{1}{s} \cdot (r - y) + D \cdot \frac{N}{1 + N \cdot \frac{1}{s}} \cdot (c \cdot r - y) \quad (55)$$

, donde: [71]

- P : Término proporcional.
- I : Término integral.
- D : Término derivativo.
- b : Peso del punto de consigna para el término proporcional.
- c : Peso del punto de consigna para el término derivativo.
- N : Coeficiente del filtro del término derivativo.
- r : Señal de referencia (setpoint).
- y : Señal de salida del sistema.
- s : Variable de Laplace, que representa la frecuencia.



El objetivo de control es del 90% para la tasa de captura de CO₂. Sin embargo, en el estudio realizado, se incluirán saltos en escalón (85 y 95%) con el objetivo de analizar la respuesta dinámica del sistema. Para ello, la señal de referencia o setpoint se ha realizado mediante un generador de impulsos en escalón con amplitudes en el porcentaje deseado de CO₂ capturado de [90,85,95] en los intervalos temporales [0, 800,1200], expresado en segundos.

Sintonización del controlador

La sintonización del controlador PID 2DOF se ha llevado a cabo empleando la *PID Tuner App* de MATLAB, la cual es una aplicación interactiva dentro de MATLAB y Simulink [69] que permite ajustar automáticamente los parámetros de un controlador PID utilizando métodos avanzados de sintonización, ofreciendo las siguientes ventajas:

- Rapidez y eficiencia, pues automatiza gran parte del proceso de sintonización, reduciendo significativamente el tiempo requerido en comparación con métodos manuales.
- Interactividad, al ofrecer la capacidad de ajustar y visualizar en tiempo real, permitiendo así una comprensión más profunda del impacto de cada parámetro.
- Optimización avanzada: los algoritmos de optimización aseguran que se alcanzan los mejores parámetros posibles según los objetivos de control definidos.
- Reducción de errores humanos en el proceso de sintonización, lo cual es común en métodos manuales.

Para iniciar la sintonización, se comienza identificando el modelo del sistema. Esto se hace ya sea utilizando un modelo de Simulink existente o derivando una función de transferencia (representación matemática de la relación entre la entrada y la salida de un sistema en el dominio de la frecuencia) basada en datos experimentales del sistema. En este trabajo, se parte del modelo que se ha realizado a partir de las ecuaciones expuestas en este capítulo.

La sintonización prosigue con el ajuste de los controles para el tiempo de respuesta y para el comportamiento en transitorio, a la vez que se trata de tener un seguimiento de la referencia y unos esfuerzos de control acordes al modelo.



- El control del tiempo de respuesta permite ajustar la rapidez con la que el sistema responde a un cambio en el setpoint. Un tiempo de respuesta más rápido puede mejorar la agilidad del sistema, pero también puede aumentar el riesgo de sobreimpulso y oscilaciones. Para el caso de estudio, el valor que ofrece mejor rendimiento ha resultado ser de 3.534 segundos.
- El control del comportamiento en transitorio permite ajustar cómo se comporta el sistema al pasar de un estado a otro. Un funcionamiento robusto (valores cercanos a 1) tendrá una menor sensibilidad a perturbaciones y menos oscilaciones, pero un comportamiento transitorio más lento. Mientras que un funcionamiento agresivo (valores cercanos a 0) hará que el sistema responda más rápidamente a cambios, pero puede resultar en un comportamiento más oscilatorio y menos estable. Para este trabajo, el valor que ofrece mejor rendimiento, en equilibrio con el tiempo de respuesta, ha resultado ser de 0.600, lo que se traduce en un comportamiento ligeramente robusto, permitiendo una reducción en el sobreimpulso y las oscilaciones en comparación con un ajuste más agresivo.
- En cuanto al seguimiento de referencia, la respuesta ajustada muestra una transición suave hacia el valor final sin oscilaciones significativas, indicando un buen comportamiento transitorio. (Véase figura 21). Concretamente, la respuesta ajustada muestra que el sistema alcanza aproximadamente el 98% del valor final en alrededor de 7 segundos, siendo este el tiempo que tarda el sistema en responder a un cambio en el setpoint.

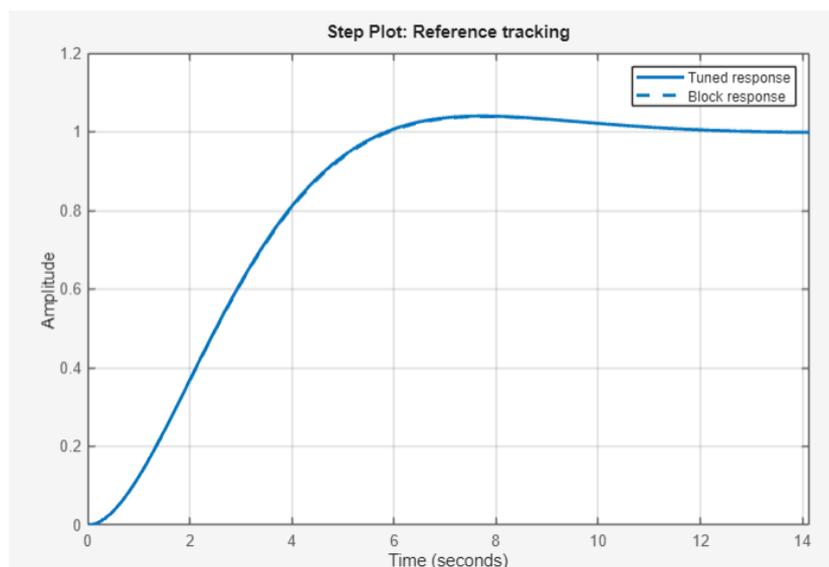


Figura 21. Respuesta del sistema a una entrada escalón, comparando la respuesta ajustada (línea sólida) con la respuesta por defecto del bloque (línea punteada). El eje horizontal (x) representa el tiempo en segundos, mientras que el eje vertical (y) muestra la amplitud de la respuesta. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

- Por último, el esfuerzo del controlador muestra un pico inicial alrededor de 1.2 en amplitud, alcanzado aproximadamente a los 3.5 segundos. En control, un pico inicial es común y esperado cuando el controlador responde a un cambio en el *setpoint*. Lo importante es que este pico no sea demasiado elevado, ya que valores extremadamente altos pueden indicar un esfuerzo excesivo del controlador, lo cual podría llevar a desgaste prematuro de actuadores o a problemas de estabilidad. Se verifica como este pico es moderado y no excesivamente alto, pues su valor es próximo al de estabilización, siendo esto indicativo de un correcto ajuste del control del tiempo de respuesta y de la agresividad elegida para el controlador PID 2DOF. Véase figura 22.

Después del pico inicial, el esfuerzo del controlador disminuye y se estabiliza cerca de la unidad en amplitud. La estabilización rápida del esfuerzo de control indica que el controlador no está aplicando esfuerzos continuos y grandes para mantener el sistema en el *setpoint*. Esto es una señal de que el sistema es eficiente y estable.

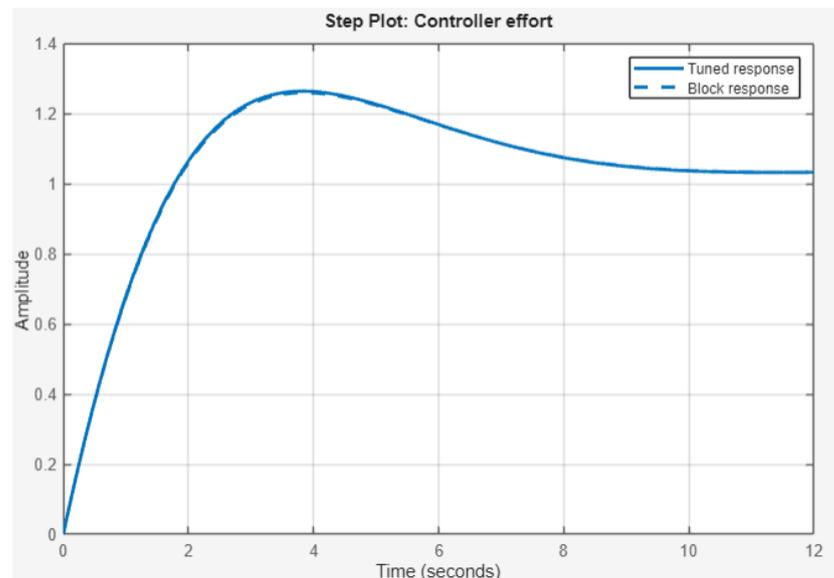


Figura 22. Esfuerzo del controlador ante una entrada escalón, comparando la respuesta ajustada (línea sólida) con la respuesta por defecto del bloque (línea punteada). El eje horizontal (x) representa el tiempo en segundos, mientras que el eje vertical (y) muestra la amplitud del esfuerzo del controlador. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Una vez realizado el ajuste de los controles sobre el tiempo de respuesta y el comportamiento en transitorio atendiendo al seguimiento de la referencia y a los esfuerzos de control, la herramienta de sintonización nos dará a conocer los parámetros del controlador, que resultan ser los expuestos a continuación:

- **Proporcional (P):** Valor de 1.036.
Lo cual significa que, por cada unidad de error, el controlador aplicará una acción proporcional de aproximadamente 1.036 unidades. Este valor moderado indica que el controlador responderá de manera significativa pero no excesiva al error presente.
- **Integral (I):** Valor de 0.827.
El término integral se encarga de la acumulación del error a lo largo del tiempo. Un valor de 0.827 significa que el controlador tiene una memoria del error pasado y aplicará una acción correctiva acumulativa. Esto ayuda a eliminar el error de estado estacionario, asegurando que el sistema alcance y mantenga el setpoint.
- **Derivativo (D):** Valor de -0.120.
El término derivativo responde a la tasa de cambio del error. Un valor negativo de -0.120 sugiere que el controlador aplicará una acción correctiva basada en la tendencia del error para prever futuros cambios, ayudando a reducir las oscilaciones y mejorar la estabilidad.
- **Coefficiente del filtro (N):** Valor de 0.673.
El filtro derivativo reduce el ruido en la señal derivativa. Un valor de 0.673 ajusta la frecuencia de corte del filtro, equilibrando entre la sensibilidad del término derivativo y la reducción del ruido.
- **Peso del setpoint (b):** Valor de 0.013.
Este parámetro pondera la influencia del setpoint en el término proporcional. Un valor muy bajo de 0.013 sugiere que el setpoint tiene una influencia mínima en la acción proporcional, lo que puede ayudar a suavizar la respuesta del controlador a cambios abruptos en el setpoint.
- **Peso del setpoint (c):** Valor de 0.170.
Similar al parámetro 'b', pero para el término derivativo. Un valor de 0.170 indica una influencia moderada del setpoint en la acción derivativa, ayudando a controlar el comportamiento transitorio y reducir oscilaciones.

En adición a estos parámetros, se ha habilitado la detección de cruce por cero, permitiendo que el controlador maneje mejor los puntos donde la señal de error cruza cero. Esto mejorará la precisión y estabilidad del control ante las fluctuaciones del sistema.



Resultados obtenidos

Una vez sintonizado el controlador, se puede proceder a la simulación del modelo. El objetivo es analizar cómo se realiza el seguimiento de referencia de la tasa de captura deseada en tanto por ciento, gracias a la gestión de flujo de solvente (flujo \dot{n}_2 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$). Este control permitirá obtener una serie de parámetros relevantes y de interés, como el calor del reboiler, el flujo 5 (flujo \dot{n}_5 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de CO_2 puro y el flujo 4 (flujo \dot{n}_4 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de solvente rico que se está obteniendo en la planta.

Cabe señalar, que los valores iniciales obtenidos son una señal del modelo que no se ajustaría a una planta real, ya que se asume que el control se realiza en modo de operación estándar, es decir, no arranca en parada. En consecuencia, estos valores permitirán estudiar el comportamiento del sistema, pero no tendrán relevancia en el mismo.

Análisis del % CO_2 capturado

Se observa un pico inicial en J_{real} que rápidamente se estabiliza cerca de $J_{deseado}$. Este sobrepico, que se identificó durante la sintonización del controlador al estudiar los esfuerzos de control, ahora se ve cuantificado. (Ver figuras 23 y 24).

Acto seguido, J_{real} se estabiliza muy cerca de $J_{deseado}$, alrededor del 90% de CO_2 capturado que se busca obtener. Esto indica que el sistema de control está correctamente ajustado y está funcionando bien para mantener la tasa de captura de CO_2 deseada.

Durante este período, se observan pequeñas variaciones (± 0.5) en la variable controlada (J_{real}), provocadas por cambios en la concentración másica de CO_2 a la entrada del absorbedor. Estas perturbaciones son gestionadas y controladas eficazmente por el sistema de control.

Cuando se produce un cambio de consigna, J_{real} sigue este cambio con un ligero retraso. Este tiempo de retraso, definido como el tiempo transcurrido entre que se produce el cambio de referencia y la variable controlada alcanza el 98% del nuevo valor deseado, es de aproximadamente 5.3 segundos. Además, se observa un ligero sobrepico antes de que J_{real} se estabilice cerca del nuevo setpoint. (Ver figura 24).

De este modo, se puede decir que el controlador PID 2DOF implementado demuestra una buena capacidad de respuesta y adaptabilidad, ajustando rápidamente la tasa de captura al nuevo setpoint y manteniendo la estabilidad deseada.



Figura 23. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado para el escenario 1 y el sistema de control PID 2DOF. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

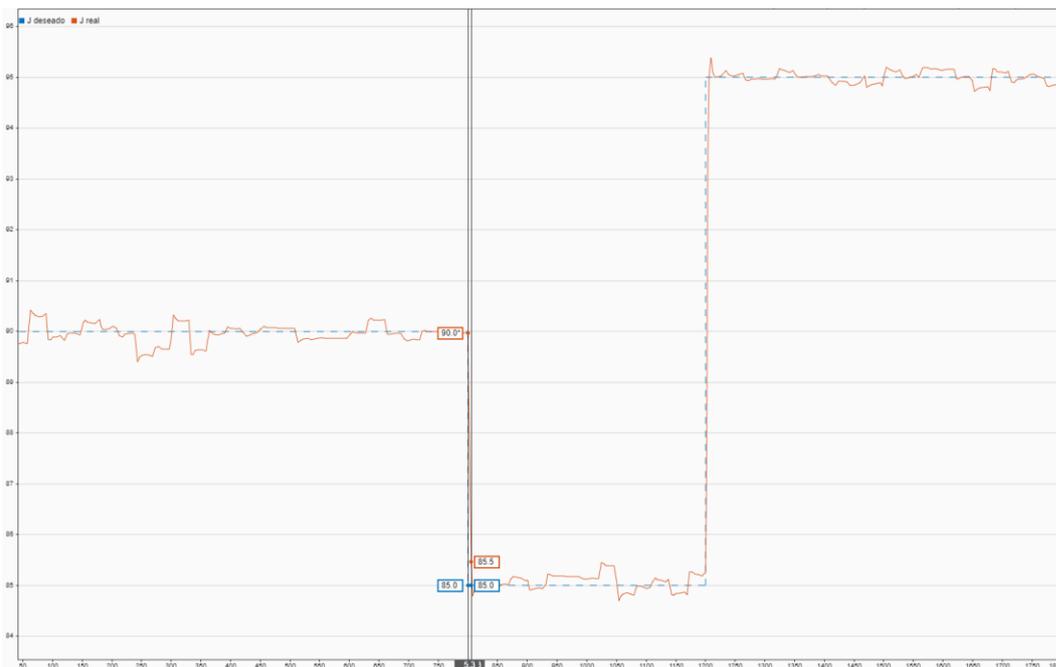


Figura 24. Vista ampliada de la figura 23 en la que se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis de los flujos \dot{n}_2 y \dot{n}_4

Como se ha venido estudiando, \dot{n}_2 es el flujo del absorbente (solvente pobre) que se ajusta para controlar la tasa de captura de CO_2 (J_{real}).

El flujo \dot{n}_2 varía a lo largo del tiempo para mantener la tasa de captura de CO_2 deseada. Se observa un ajuste continuo en el flujo, respondiendo a los cambios en la concentración másica de CO_2 a la entrada del absorbedor y a los cambios en el setpoint.

La figura 25 muestra que existe una correlación directa entre \dot{n}_2 (solvente pobre) y \dot{n}_4 (solvente rico que contiene el CO_2 capturado), consecuencia del balance de materia conservado en el sistema.

En otras palabras, queda demostrado que el controlador PID 2DOF ajusta eficazmente el flujo \dot{n}_2 para mantener la tasa de captura de CO_2 (J_{real}) cerca del valor deseado, mientras que los ajustes en \dot{n}_2 resultan en cambios correspondientes en \dot{n}_4 , reflejando la cantidad de CO_2 capturado. (Ver figura 25).



Figura 25. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF que muestra el flujo 2 (en color verde) y el flujo 4 (en color azul). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis del calor del reboiler ($Q_{reboiler}$)

En la figura 26 se muestra la cantidad de calor aportado por el reboiler al stripper en función del tiempo. El objetivo del reboiler es suministrar el calor necesario para separar el CO_2 de la amina, permitiendo obtener CO_2 puro (flujo \dot{n}_5) y regenerando la amina (el solvente o flujo \dot{n}_2).

Ajustar el calor del reboiler de manera adecuada permite optimizar el proceso de captura y regeneración, mejorando la eficiencia energética del sistema.

En la imagen se observa cómo tras el pico inicial debido a la puesta en marcha del sistema, el calor aportado fluctúa en el rango de los 5000 a 7000 KW.

Estas variaciones en la cantidad de flujo de calor aportado reflejan los ajustes realizados por el sistema de control para mantener la eficiencia del proceso de separación en respuesta a las fluctuaciones en la entrada de CO_2 y cambios en el setpoint de captura.

Además, atendiendo nuevamente a la figura 26, se comprueba como el flujo \dot{n}_4 y la cantidad de calor del reboiler están directamente relacionados, pues si \dot{n}_4 aumenta, se requerirá de más calor para separar el CO_2 capturado de la amina y regenerar el solvente.



Figura 26. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en $KJ \cdot s^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

4.2.2. Escenario 1: control MPC

En la sección venidera se tomará el mismo modelo que en el caso recién estudiado con el controlador PID 2DOF, pero en esta ocasión se implementará un controlador predictivo basado en modelos (MPC). Esta nueva simulación permitirá realizar una comparación entre el control realizado por el PID 2DOF y el MPC.

El modelo de la planta realizado en MATLAB/Simulink [69] tiene la distribución que se representa en la figura 27. El modelo en detalle puede ser consultado en el anexo.

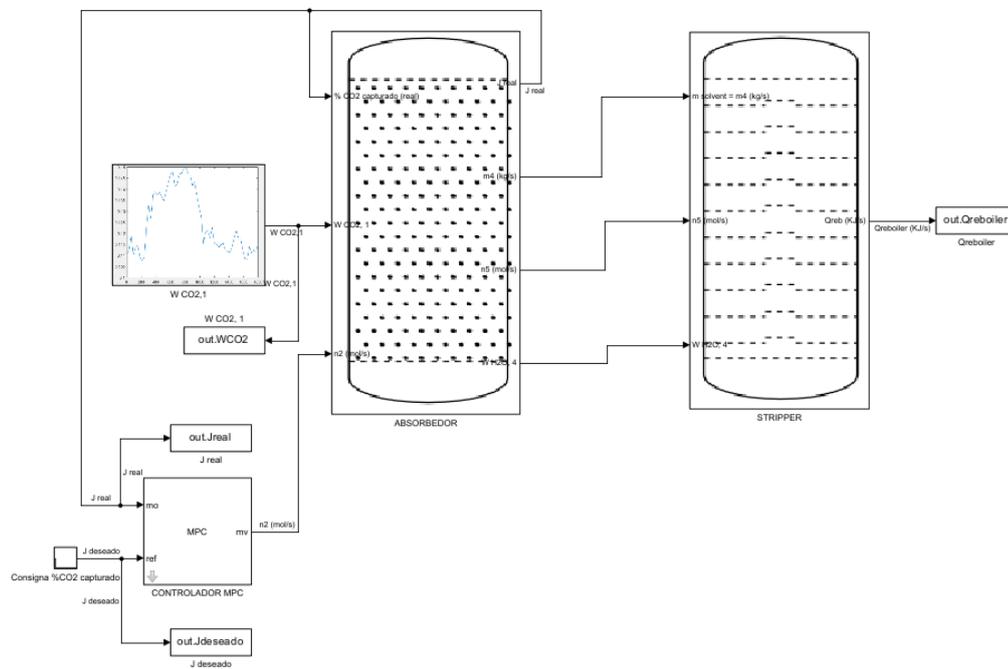


Figura 27. Modelo de la planta de captura de CO₂ en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO₂, la columna de absorción, la columna de desorción (stripper) y el controlador MPC. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Igual que en el caso del PID 2DOF, la señal de referencia o setpoint se ha realizado mediante un generador de impulsos en escalón con amplitudes en el tanto por ciento deseado de CO₂ capturado de [90,85,95] en los intervalos temporales [0, 800,1200], expresado en segundos.



Sintonización del controlador

Para llevar a cabo la sintonización de este nuevo controlador se ha empleado el *MPC Designer* de Simulink [72], el cual es una herramienta avanzada utilizada para el diseño, el análisis y la sintonización de controladores predictivos.

El uso de este entorno ofrece una serie de ventajas sobre otras formas de sintonización:

- Permite visualizar gráficamente las respuestas de la planta y del controlador, lo que simplifica la comprensión del comportamiento del sistema.
- Permite realizar simulaciones en tiempo real del sistema controlado, lo que ayuda a evaluar y ajustar el rendimiento del controlador de manera inmediata.
- Permite llevar a cabo un análisis avanzado de estabilidad y robustez del sistema, pudiendo evaluar cómo el controlador responde a distintas perturbaciones y cambios en el modelo de planta.
- Su integración con Simulink y MATLAB, permite una fácil incorporación de modelos de planta complejos y la utilización de scripts personalizados para el análisis y ajuste del controlador.

Para comenzar con la sintonización, se partirá del modelo realizado de la planta, el cual será necesario linealizar. Para ello:

Se ha realizado un '*Trim Model*', el cual proporciona un estado estacionario alrededor del cual se puede linealizar el sistema no lineal, facilitando así el diseño y la sintonización del controlador.

Se ha empleado el método de optimización de mínimos cuadrados no lineales con proyección, que permite ajustar el modelo no lineal de manera precisa, asegurando que las soluciones se mantengan dentro de un espacio factible definido por las proyecciones (restricciones que se imponen sobre las variables de decisión, asegurando que las soluciones sean físicamente realizables y prácticas en el contexto del problema tratado).

Se ha usado el algoritmo *Trust-Region-Reflective*, el cual es una técnica de optimización iterativa que ajusta los parámetros dentro de una región de confianza y es conocido por su robustez y eficiencia en la resolución de problemas de optimización no lineal.



Una vez obtenido el modelo linealizado de la planta, se procederá a ajustar, mediante el método de ensayo-error, parámetros tales como el tiempo de muestreo, el horizonte de predicción, el horizonte de control, el desempeño en lazo cerrado, la estimación de estados y las restricciones y pesos de las variables de entrada y salida del controlador.

- **Tiempo de muestreo: valor de 1 segundo.**
Este valor indica que el controlador toma muestras del sistema cada segundo. Esta elección equilibra la precisión del control con la carga computacional, es decir, es un intervalo lo suficientemente corto como para captar la dinámica del sistema de manera efectiva sin sobrecargar el procesador.
- **Horizonte de predicción: valor de 40.**
Este valor establece que el controlador considera 40 pasos futuros al predecir el comportamiento del sistema. Un valor de 40 significa que el controlador analiza el comportamiento del sistema durante los próximos 40 segundos, pues $t = n^{\circ}_{pasos} \cdot t_{muestreo}$. Esto permite al controlador tener un rango lo suficientemente amplio de futuros estados posibles, lo que mejora la precisión del control predictivo.
- **Horizonte de control: valor de 30.**
Este valor determina que el controlador puede ajustar las entradas de control durante los próximos 30 pasos. Este valor ofrece una buena flexibilidad para tomar decisiones de control, permitiendo al controlador adaptarse progresivamente a las condiciones futuras del sistema.
- **Desempeño en lazo cerrado: se ha configurado cerca del extremo más agresivo.** Este ajuste indica que el controlador está diseñado para proporcionar una respuesta rápida y precisa del sistema. Una configuración agresiva permite al controlador reaccionar de manera más inmediata y efectiva a las perturbaciones y cambios en el sistema, mejorando la precisión y el control dinámico.
- **Estimación de estados: la estimación de estados se ha configurado para proporcionar la respuesta más rápida posible.** Esta configuración permite al controlador reaccionar de manera oportuna a los cambios en el sistema, mejorando significativamente la capacidad de respuesta del controlador. A pesar de esta alta velocidad de estimación, se ha asegurado que no se introduzca ruido en las estimaciones, manteniendo así la precisión y la fiabilidad de la información utilizada por el controlador.



- La configuración del controlador MPC no ha requerido la adición de restricciones específicas ni el ajuste de los pesos para las variables de entrada y salida. Esta decisión simplifica el diseño del controlador y permite un control más flexible y adaptativo.

Resultados obtenidos y comparación entre PID y MPC

Una vez sintonizado el controlador, se puede proceder a la simulación del modelo. De forma análoga al caso anterior, el objetivo es analizar cómo se realiza el seguimiento de referencia de la tasa de captura deseada en tanto por ciento, gracias a la gestión de flujo de solvente (flujo \dot{n}_2 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$). Este control permitirá obtener una serie de parámetros relevantes y de interés, como el calor del reboiler, el flujo 5 (flujo \dot{n}_5 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de CO_2 puro y el flujo 4 (flujo \dot{n}_4 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de solvente rico que se está obteniendo en la planta.

Análisis del % CO_2 capturado

Atendiendo a la figura 28, se observa que, con la implementación de un controlador MPC, no se produce un sobrepico inicial ni durante los cambios de consigna. Además, el seguimiento de la referencia durante los cambios de consigna es notablemente más rápido, con una mejora de aproximadamente el 40% en comparación con el controlador PID. Específicamente, el retardo se reduce a unos 3 segundos, frente a los 5.3 segundos observados en el escenario anterior con el PID. Ver figuras 24 y 29.

La tasa de captura (J_{real}) se estabiliza de forma casi perfecta sobre la referencia, y durante el periodo de simulación, se observan variaciones más atenuadas, del orden de ± 0.3 , en comparación con el PID. También se aprecia una menor oscilación, una proximidad más cercana y durante un mayor periodo a la señal de referencia, lo que indica que el MPC gestiona de manera más eficiente los cambios en la concentración másica de CO_2 a la entrada del absorbedor.



Figura 28. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado para el escenario 1 y el control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

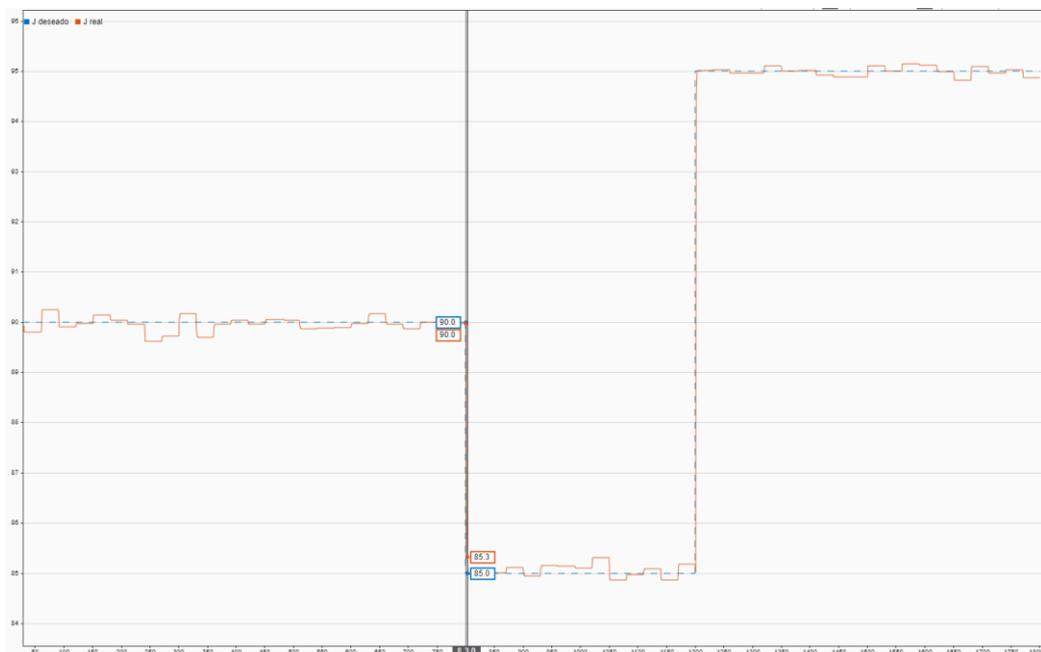


Figura 29. Vista ampliada en la que se muestra el cambio de consigna para el escenario 1 y el sistema de control MPC. Se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Se comprueba así, como el controlador MPC ofrece un rendimiento superior al controlador PID en términos de rapidez, estabilidad y precisión en el control de la tasa de captura de CO_2 . La capacidad del MPC para gestionar mejor las perturbaciones y los cambios en el setpoint lo convierte en una opción más adecuada para aplicaciones que requieren un control preciso y dinámico. Aunque las mejoras no son extremadamente notorias (ver figura 30), a la hora de escalar el problema o manejar más variables, el PID aumentará su error y oscilaciones, e incluso en algunas situaciones, su aplicación podría resultar insuficiente.

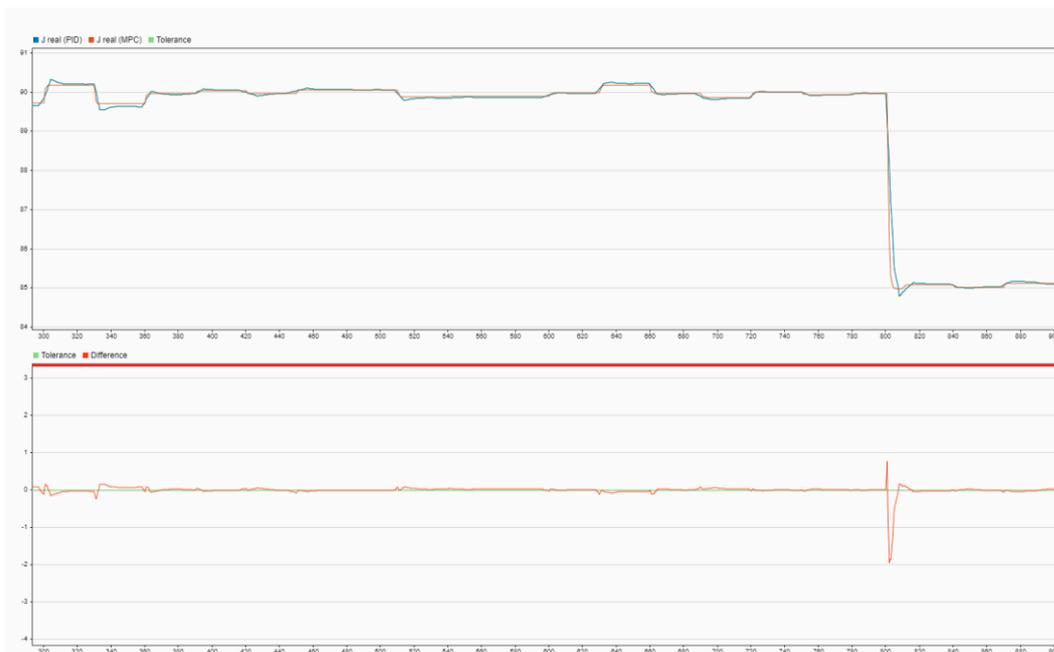


Figura 30. Comparación entre el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales reales de CO_2 capturado con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO_2 capturado. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra la diferencia en porcentaje de CO_2 capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis de los flujos \dot{n}_2 y \dot{n}_4

Esta ocasión, el resultado es muy similar (variaciones de $\pm 0.05 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$) al obtenido para el caso del PID (ver figura 31).



Figura 31. Gráfico que compara el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales del flujo 2 con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Como se comentó para el caso anterior, existe una correlación directa entre \dot{n}_2 y \dot{n}_4 , ya que se conserva el balance de materia de la planta.



La única diferencia observada respecto al control PID es que en esta ocasión se obtienen unos cambios bruscos cuando se produce un salto en la señal de referencia. Sin embargo, estos picos no resultan de mayor interés, pues la dinámica de la bomba que regula el flujo \dot{n}_2 tiene un tiempo superior al tiempo de mantenimiento de la señal pico. Esto significa que la bomba es capaz de manejar estos picos sin afectar significativamente la estabilidad del sistema. Ver figura 32.

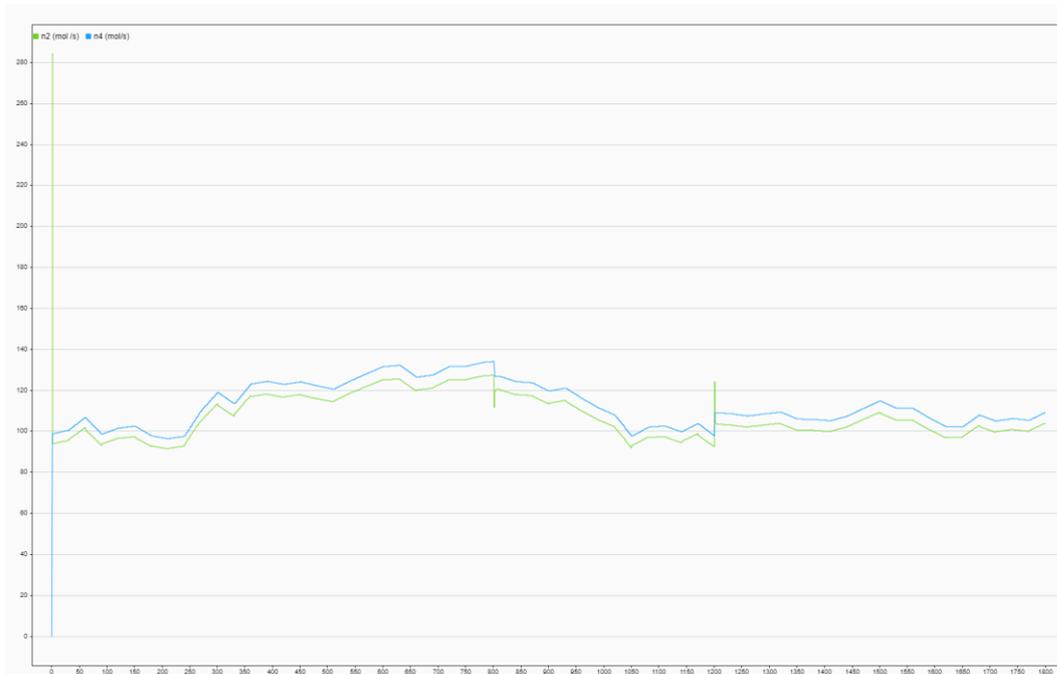


Figura 32. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control MPC que muestra el flujo 2 (en color verde) y el flujo 4 (en color azul). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en $mol \cdot s^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis del calor del reboiler (*Qreboiler*)

Al igual que se ha comentado para los flujos \dot{n}_2 y \dot{n}_4 , la cantidad de calor aportado por el reboiler al stripper en función del tiempo guarda una correlación con el flujo \dot{n}_4 (ver figuras 32 y 33), cumpliendo el balance de energía, por lo que los valores obtenidos para este parámetro son prácticamente idénticos a los obtenidos en el caso del PID.



Figura 33. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 1 y el control PID 2DOF en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en $KJ \cdot s^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Comparativamente, se observa un sobrepico al comienzo de la simulación (ver figura 34) para el caso del PID, mientras que el MPC no lo sufre. Los valores presentan una gran similitud en ambos controladores, con pequeñas fluctuaciones de aproximadamente $\pm 5 \text{ KJ} \cdot \text{s}^{-1}$ (véase figura 34).



Figura 34. Gráfico que compara el rendimiento de los dos controladores analizados en el escenario 1 (PID 2DOF y MPC). El panel superior muestra las señales del flujo del calor del reboiler con el controlador PID 2DOF (en azul) y el controlador MPC (en naranja). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. El panel inferior muestra la diferencia entre las señales de los dos controladores, con la diferencia marcada en rojo. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el flujo 2 expresado en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Figura 35. Vista ampliada de la figura 34. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

4.2.3. Escenario 2: control MPC para planta con intercambiador

Para llevar a cabo esta nueva simulación correspondiente al segundo escenario en el que se analizará la influencia y el comportamiento de la planta al incluir un intercambiador de calor, se generará una señal aleatoria suavizada ajustada en el rango de 0.1 a 0.15 para la concentración másica de CO_2 en el flujo 1, utilizando MATLAB. La simulación dura 172800 segundos (48 horas), tiempo mayor que el empleado en el escenario 1 debido a la superior complejidad del modelo y cantidad de dinámicas a controlar. El cambio de concentración másica se mantiene en intervalos de 30 segundos.

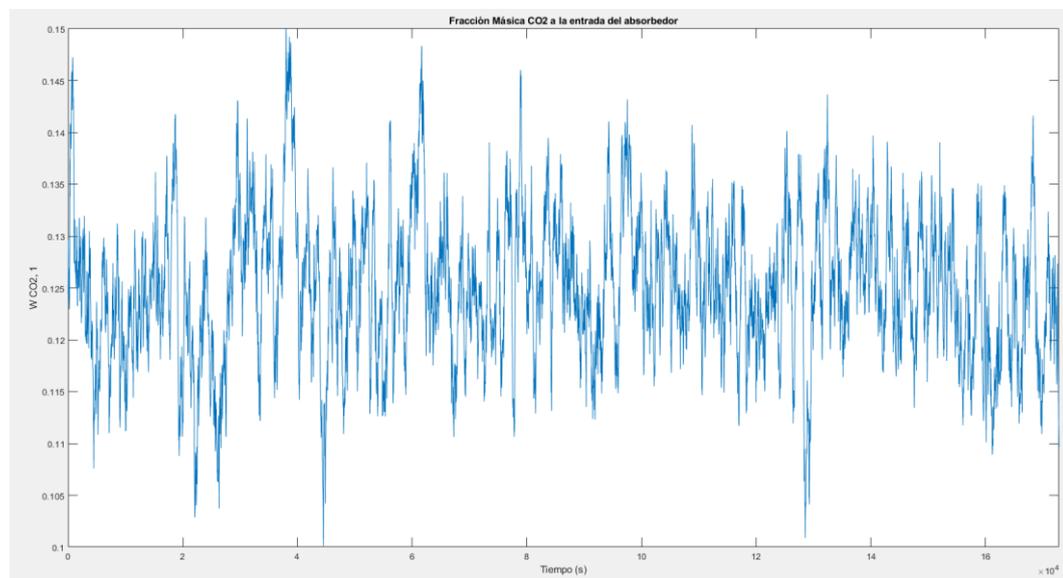


Figura 36. Fracción másica de CO_2 a la entrada del absorbedor para el escenario 2, simulando la concentración fluctuante de CO_2 proveniente de la combustión, frente el tiempo en segundos en el eje de las x. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



El modelo de la planta realizado en MATLAB/Simulink [69] tiene la distribución que se representa en la figura 37. El modelo en detalle puede ser consultado en el anexo.

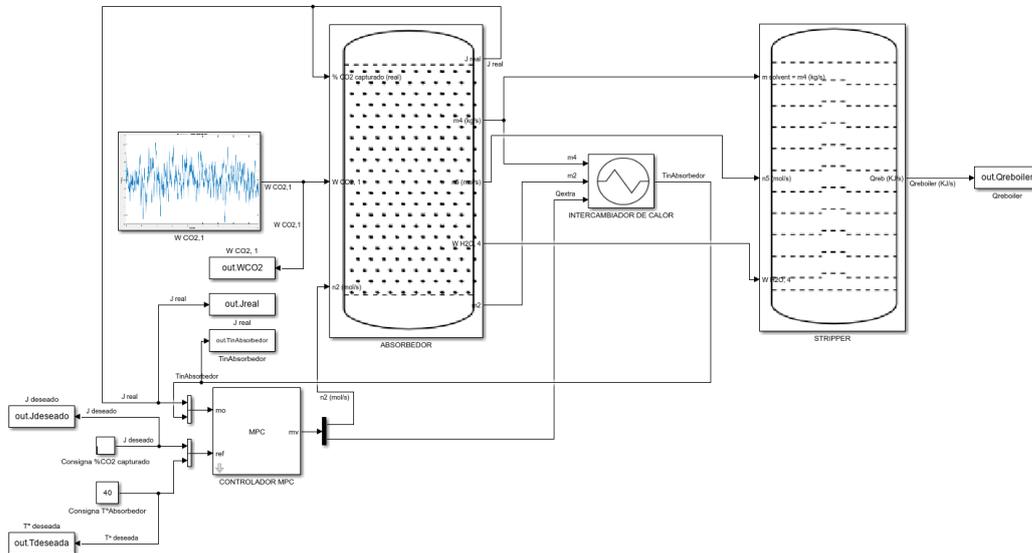


Figura 37. Modelo de la planta de captura de CO₂ en la que se muestra la señal de la fracción másica de CO₂, la columna de absorción, la columna de desorción (stripper), el intercambiador de calor y el controlador MPC. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Como se trabajará con un MPC que gestionará dos variables, será necesario definir dos referencias:

- %CO₂ capturado deseado (*J deseado*): Mediante un generador de impulsos en escalón con amplitudes en el tanto por ciento deseado de CO₂ capturado de [90,85,95] en los intervalos temporales [0, 80000,120000] expresado en segundos.
- Temperatura deseada para el flujo \dot{n}_2 a la entrada del absorbedor: 40°C.

Trabajar con múltiples variables supone un trabajo previo de tratamiento de señales para que el controlador predictivo sea capaz de interpretarlas y manejarlas adecuadamente. Para ello, se ha realizado una concatenación de vectores.



La concatenación de vectores implica combinar varias señales individuales en un único vector multidimensional. Este proceso es necesario ya que el bloque del controlador MPC en Simulink solo acepta la entrada de las variables en forma vectorial para que el controlador pueda procesarlas [73,74].

Existen además otras razones relevantes por las que trabajar con vectores:

- El MPC utiliza un modelo del sistema que considera la interacción entre múltiples variables de entrada y salida. Al concatenar los vectores, el controlador puede analizar y predecir el comportamiento del sistema de manera conjunta, en lugar de tratar cada variable de forma aislada.
- Al combinar las señales en vectores, se facilita el manejo y procesamiento de grandes cantidades de datos. Esto es crucial para el MPC, que requiere un análisis rápido y eficiente de múltiples variables en tiempo real para hacer predicciones precisas.
- La concatenación permite al MPC utilizar algoritmos de optimización para ajustar las variables de control de manera que se minimicen los errores y se cumplan las restricciones del sistema. Esto mejora la eficiencia y efectividad del control.

Para separar las variables manipuladas (mv) del vector concatenado, se ha empleado un demultiplexor, el cual descompone el vector en sus componentes individuales, permitiendo acceder a cada variable por separado [75].



Sintonización del controlador

Para llevar a cabo la sintonización de este nuevo controlador se ha empleado nuevamente el *MPC Designer* de Simulink y obtenido el modelo linealizado de la planta atendiendo al mismo procedimiento, método y algoritmo que en el caso previamente estudiado, permitiendo pasar a ajustar, mediante el método de ensayo-error, los diferentes parámetros del controlador predictivo basado en modelos.

- Tiempo de muestreo: valor de 1 segundo.
Este tiempo de muestreo permite un equilibrio entre la actividad del controlador y la carga computacional.
- Horizonte de predicción: valor de 10.
El horizonte de predicción es el número de pasos futuros que el controlador considera al predecir el comportamiento del sistema y que le permite ajustar las acciones de control de manera proactiva.
Un valor de 10 significa que el controlador analiza el comportamiento del sistema durante los próximos 10 segundos, pues $t = n^{\circ}_{pasos} \cdot t_{muestreo}$
Este valor se ha reducido respecto a un horizonte de 40 pasos, usado en una configuración con respecto al MPC que manejaba una única variable, con el objetivo de reducir la carga computacional sin prácticamente afectar a los resultados.
- Horizonte de control: valor de 2.
El horizonte de control es el número de pasos futuros durante los cuales el controlador puede ajustar las entradas de control. Un valor de 2 permite al controlador realizar ajustes inmediatos y de corto plazo, lo cual es adecuado para adaptarse rápidamente a las condiciones del sistema. Este valor ha sido reducido de 30 pasos para disminuir la carga computacional, manteniendo una efectividad comparable en los resultados obtenidos.
- Desempeño en lazo cerrado: se ha configurado en el extremo más agresivo, lo cual significa que el controlador está ajustado para reaccionar rápidamente a los errores y cambios en el sistema, resultando en una mayor rapidez y precisión en la corrección de desviaciones.



- Estimación de estados: la estimación de estados se ha configurado para proporcionar la respuesta más rápida posible permitiendo al controlador obtener información precisa y actualizada sobre el estado del sistema, mejorando la precisión de las predicciones y las acciones de control.
- Configuración de restricciones y pesos: no se han añadido restricciones específicas ni ajustado los pesos para las variables de entrada y salida, lo cual resulta beneficioso para el sistema, pues las condiciones operativas varían significativamente y se requiere una respuesta adaptativa del controlador.

Resultados obtenidos

Una vez sintonizado el controlador, se puede proceder a la simulación del modelo. De forma análoga al escenario previamente estudiado, el objetivo es analizar cómo se realiza el seguimiento de referencia de la tasa de captura deseada en tanto por ciento, gracias a la gestión de flujo de solvente (flujo \dot{n}_2 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$). Este control permitirá obtener una serie de parámetros relevantes y de interés, como el calor del reboiler, el flujo 5 (flujo \dot{n}_5 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de CO_2 puro y el flujo 4 (flujo \dot{n}_4 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$) de solvente rico que se está obteniendo en la planta.

En adición, el intercambiador de calor permitirá una optimización energética, pues como se comentará, se requerirá de una cantidad de calor menor a ser aportada al stripper por parte del reboiler debido a la presencia de un intercambiador de calor intermedio entre el absorbedor y el stripper.

Esto permitirá estudiar la transferencia de calor entre el solvente rico (flujo 4) y el solvente pobre (flujo 2) y el requerimiento de inclusión de un proceso de enfriamiento adicional para la corriente 2.

Análisis del % CO_2 capturado

El sistema alcanza rápidamente el valor deseado y se mantiene muy próximo a su valor de referencia (figura 38), lo que resulta en un control óptimo, incluso ante cambios en la concentración de CO_2 a la entrada del absorbedor. Las pequeñas oscilaciones en el valor real con respecto al deseado ($\pm 0.1\%$) pueden atribuirse a la precisión inherente del sistema de control. Además, los cambios de consigna se realizan de forma satisfactoria (ver figura 39), ya que la señal se adapta rápidamente (aproximadamente en 2 segundos) sin sufrir sobrepicos u oscilaciones, quedando así demostrada la capacidad del sistema para ajustarse rápidamente a nuevas condiciones sin comprometer la estabilidad ni la precisión.



Figura 38. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado para el escenario 2 y el control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

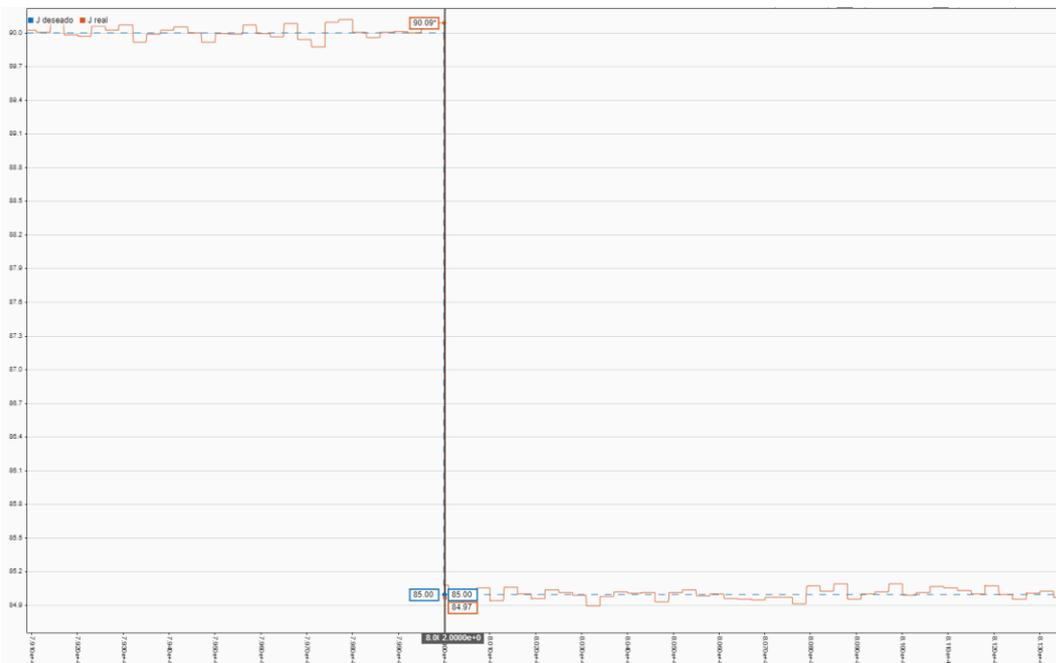


Figura 39. Vista ampliada en la que se muestra el cambio de consigna para el escenario 2 y el control MPC. Se muestra la señal de referencia (en color azul) y la señal real (en color naranja) del tanto por ciento de CO₂ capturado. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el porcentaje de CO₂ capturado. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis de los flujos \dot{n}_2 , \dot{n}_4 y \dot{n}_5

La figura 40 muestra la evolución temporal de la variable \dot{n}_2 , la cual es regulada por el controlador para mantener la tasa de captura de CO_2 en los niveles deseados, a medida que se producen variaciones en la concentración másica de CO_2 a la entrada del absorbedor.

Al inicio de la gráfica, se observa un valor muy alto de \dot{n}_2 , alrededor de $320 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$, que rápidamente desciende a un nivel mucho más bajo. Esto es causado por el ajuste o calibración inicial del sistema.

Después del ajuste inicial, la variable \dot{n}_2 se estabiliza y fluctúa en un rango que va aproximadamente desde $85 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$ hasta $130 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Las fluctuaciones dentro de este rango son indicativas de los ajustes realizados por el controlador para asegurar la eficiencia del proceso de captura de CO_2 .

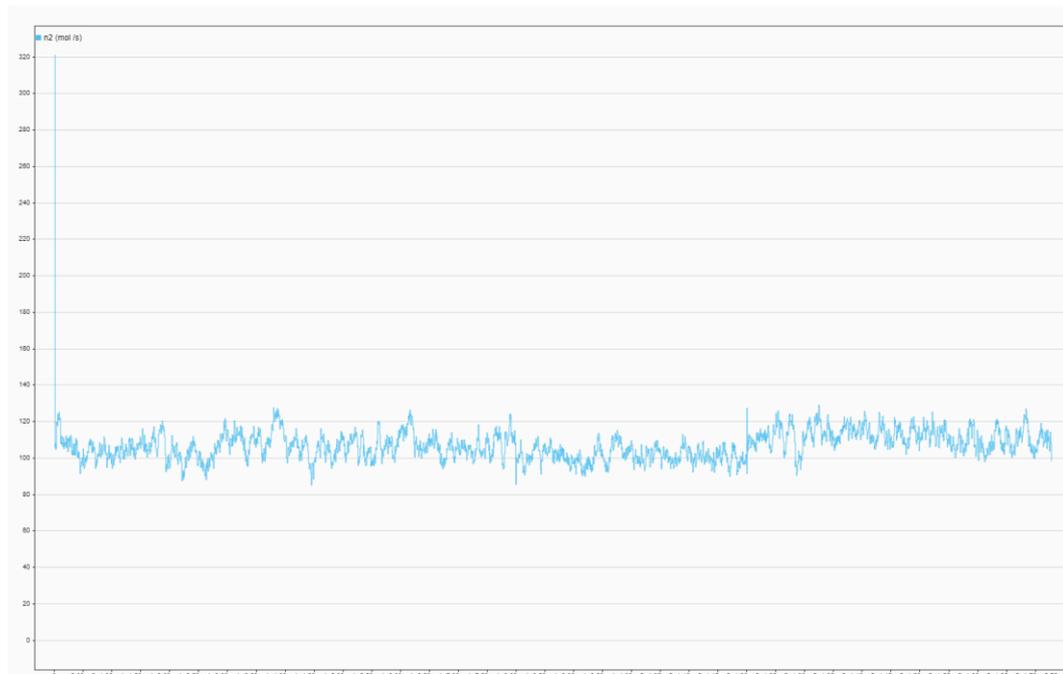


Figura 40. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 2 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



El análisis de las gráficas (figura 41 y 42), muestra que la variable \dot{n}_4 , que incluye el CO₂ capturado por la amina más el solvente, opera en un rango de $90 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$ a $135 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$, con fluctuaciones constantes que reflejan el proceso continuo de captura.

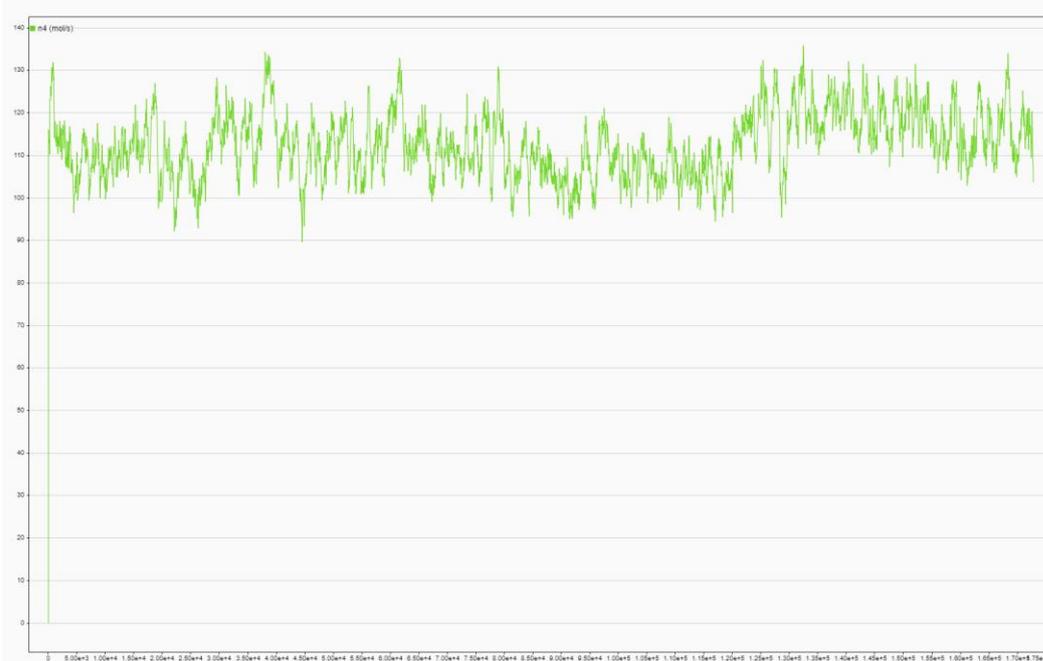


Figura 41. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 4 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Al igual que se ha venido comentando para el primer escenario de simulación, las fluctuaciones en las variables \dot{n}_2 y \dot{n}_4 son similares, indicando que los ajustes en la tasa de captura de CO_2 mediante la regulación del flujo 2 afectan directamente al flujo combinado \dot{n}_4 (balance de materia). Este comportamiento sincronizado demuestra la eficiencia del sistema de captura.

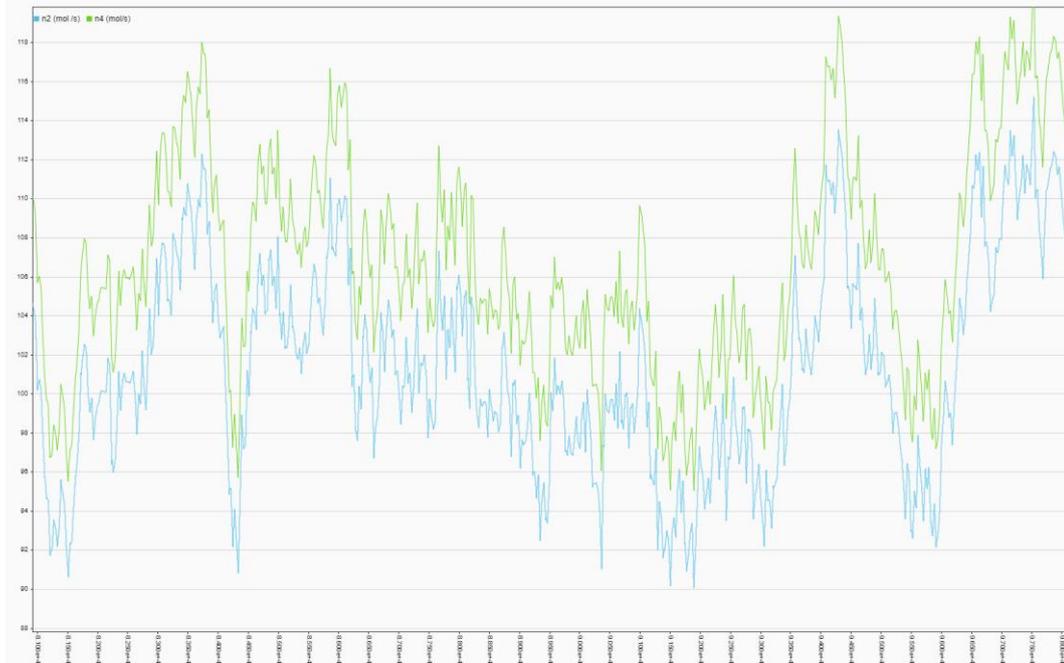


Figura 42. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC que muestra el flujo 2 (en color azul) y el flujo 4 (en color verde). El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



El flujo \dot{n}_5 , CO₂ puro, se obtiene tras hacer pasar el flujo \dot{n}_4 por el stripper realizando un proceso de regeneración del solvente (flujo \dot{n}_2) del flujo \dot{n}_4 . La corriente \dot{n}_5 opera en un rango de $4.5 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$ a $6.75 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Este flujo es el posteriormente será comprimido y transportado para su almacenamiento geológico o uso en otros procesos.

Se comprueba que la relación $\dot{n}_5 = \dot{n}_4 - \dot{n}_2$ se mantiene consistente con las observaciones previas de \dot{n}_2 y \dot{n}_4 , es decir, las fluctuaciones en \dot{n}_5 reflejan las variaciones analizadas en \dot{n}_4 y \dot{n}_2 .

Este análisis confirma la eficiencia del sistema en separar y capturar CO₂ puro, manteniendo la estabilidad operativa y ajustándose a las variaciones de entrada de manera efectiva.

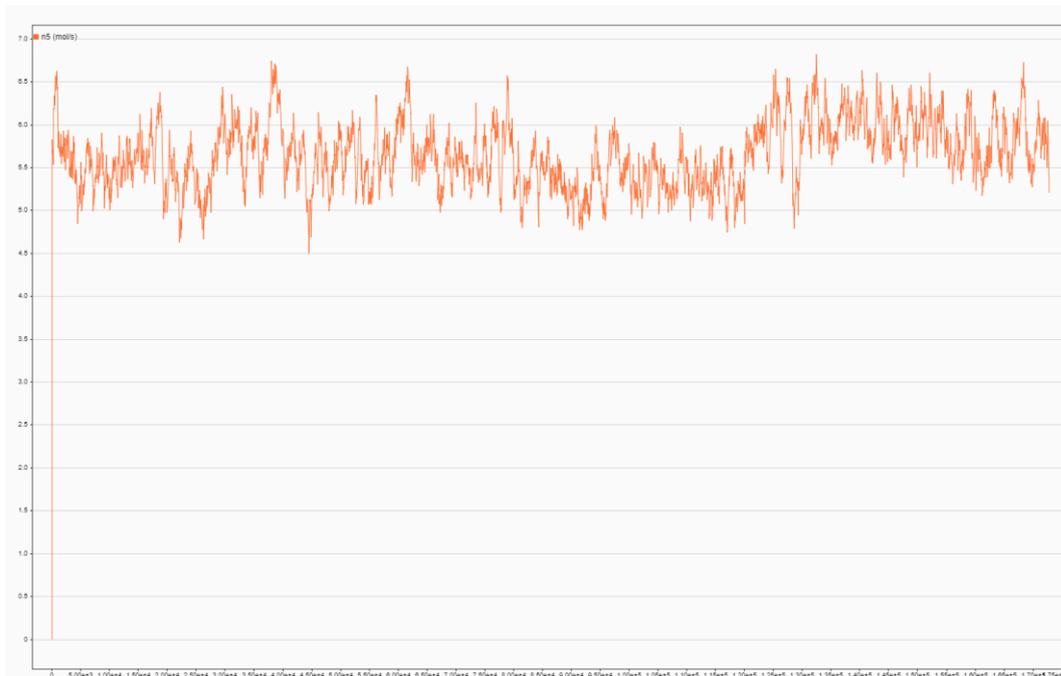


Figura 43. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo 5 en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Análisis del calor del reboiler ($Q_{reboiler}$)

La figura 44 muestra la evolución temporal del calor necesario en el reboiler para separar el CO_2 de la amina en el stripper. El calor del reboiler es esencial para descomponer el enlace químico entre el CO_2 y la amina, permitiendo que el CO_2 puro sea separado. La provisión de calor asegura que el proceso de separación sea eficiente y que la cantidad de CO_2 capturado sea óptima.

Se observa como el calor del reboiler fluctúa en un rango que va aproximadamente desde $4000 \text{ KJ} \cdot \text{s}^{-1}$ hasta $6000 \text{ KJ} \cdot \text{s}^{-1}$. Estas fluctuaciones constantes en el calor del reboiler indican que el sistema está ajustando continuamente el suministro de calor para mantener la eficiencia en el proceso de separación para tasas J de captura entre (85 y 95) %.

El análisis de esta gráfica, junto con las gráficas anteriores de \dot{n}_2 , \dot{n}_4 y \dot{n}_5 (figuras 40, 41 y 43, respectivamente), confirma que el sistema de captura de CO_2 está operando de manera estable y eficiente, ajustándose continuamente para mantener la tasa de captura de CO_2 deseada y optimizando el proceso de separación mediante el control del calor del reboiler.



Figura 44. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo de calor del reboiler en $\text{KJ} \cdot \text{s}^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].



Análisis del intercambiador de calor

Como se mencionó durante el planteamiento de los cálculos necesarios para realizar el modelo de la planta, debido a la naturaleza de los flujos másicos, se cumple que $Q_{cool} > Q_{heat}$, lo que implica que el flujo \dot{m}_2 no se enfría completamente y requerirá de un enfriamiento adicional para alcanzar la temperatura deseada de 40°C al entrar al absorbedor. Por otra parte, el flujo \dot{m}_4 que se dirige al stripper, alcanzará sin inconvenientes su valor deseado de temperatura (130°C).

Este enfriamiento adicional se mide como $Q_{coolExtra}$ y su señal de control es mostrada en la figura 45.

Se visualiza como, a diferencia del control realizado sobre \dot{n}_2 , existe un tiempo de crecimiento significativamente mayor, el cual se atribuye a la gestión de cómputo que realiza Simulink, y no supone inconveniente alguno para el control del proceso.

El control se realiza de forma satisfactoria, siendo el MPC es capaz de adaptarse a los cambios de consigna.



Figura 45. Gráfico para el modelo correspondiente al escenario 2 y el control MPC en el que el eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra el valor del flujo del enfriador en $KJ \cdot s^{-1}$ (KW). Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

Atendiendo a la temperatura a la que entra el flujo 2 al absorbedor una vez que este ha pasado por el proceso de enfriamiento adicional, se verifica que este es el deseado, pues una vez que el sistema alcanza el equilibrio, el error máximo atribuido a esta temperatura es de 0.09°C , siendo este un valor admisible y que no afectará al proceso. Véase figura 46.

De este modo, queda asegurado que el proceso de enfriamiento adicional se maneja de manera eficiente, permitiendo un control preciso y estable de la temperatura del flujo \dot{n}_2 al entrar al absorbedor.

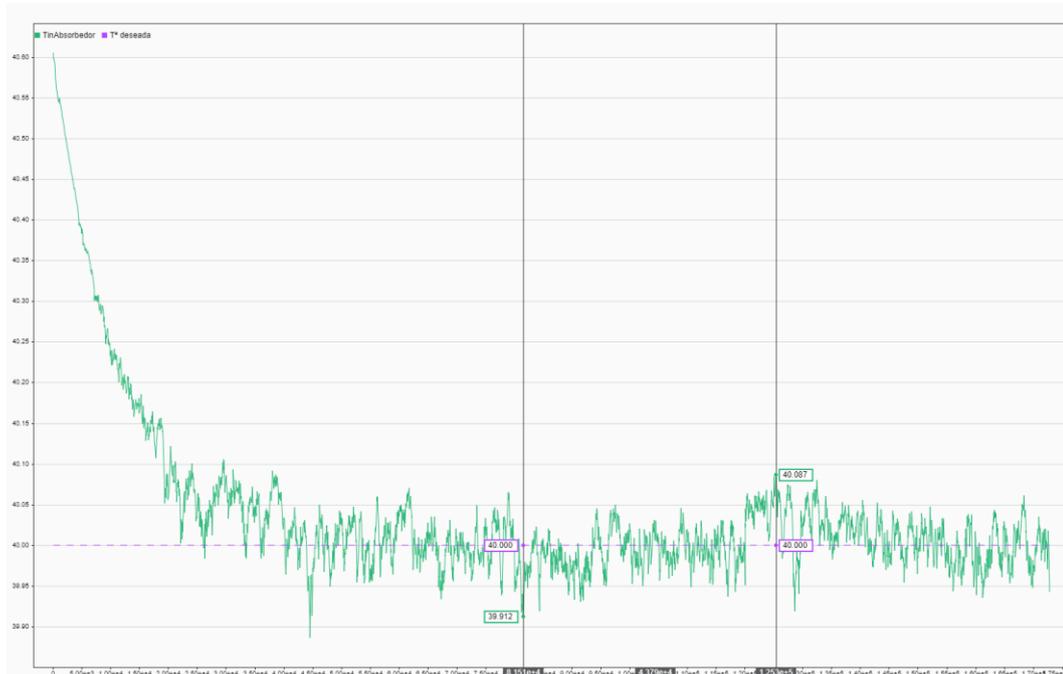


Figura 46. Gráfico que muestra la señal de referencia (en color morado) y la señal real (en color verde) de la temperatura de entrada del flujo 2 al absorbedor para el escenario 2 y el sistema de control MPC. El eje x indica el tiempo en segundos, y el eje y muestra la temperatura en Celsius. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].





Capítulo 5. Discusión y Conclusiones

5.1. Análisis de los resultados obtenidos

En este trabajo se ha desarrollado y evaluado un modelo y un control para una planta de captura de CO₂ utilizando MATLAB/Simulink.

La investigación ha permitido comparar el desempeño del control predictivo con el de un control PID tradicional y analiza el impacto de la inclusión de un intercambiador de calor adicional en el sistema.

En primera instancia, la comparación entre PID y MPC ha arrojado las siguientes conclusiones:

- El control predictivo (MPC) ha demostrado un mejor seguimiento de la referencia para la tasa de captura de CO₂ deseada en comparación con el control PID. Esto se traduce en menores errores cuando se introducen más variables o parámetros a considerar o controlar en la planta.
- A nivel teórico, conocer la capacidad del MPC para manejar múltiples variables de proceso simultáneamente, ha sido crucial para continuar la investigación con este método de control, pues esta ventaja es particularmente importante en un entorno industrial donde las condiciones pueden cambiar rápidamente y se necesita un control adaptable y eficiente.

En segundo lugar, el modelado de una planta que adicionalmente incluyera un intercambiador de calor y un controlador predictivo ha permitido obtener las siguientes conclusiones:

- La inclusión de un intercambiador de calor adicional en el sistema controlado por MPC resulta en un ahorro energético considerable. La figura 47 denota una amplia diferencia en el calor requerido (del orden de 1000 KJ · s⁻¹) entre el modelo que considera intercambiador de calor, respecto del que no, indicando así una mejora en términos de eficiencia energética.



- Aunque la implementación de un intercambiador de calor y un enfriador adicional (que los resultados observados han llevado a incluir en el modelado de la planta) implica un costo inicial más alto, la reducción en la demanda energética del calor requerido por el reboiler compensa esta inversión, es decir, a largo plazo, los ahorros en costos operativos superan el gasto inicial, haciendo de esta inversión una decisión económicamente viable.

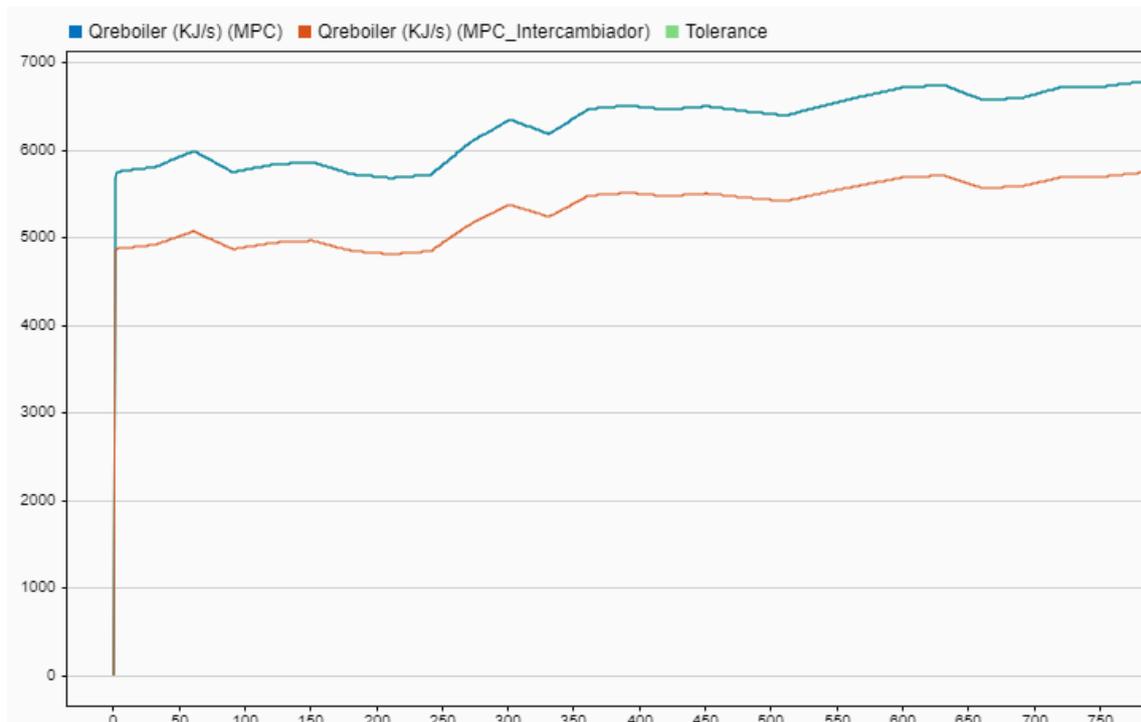


Figura 47. Comparación del flujo de calor, expresado en $KJ \cdot s^{-1}$ (eje y) frente al tiempo en segundos (eje x) del reboiler entre el modelo que considera intercambiador de calor, respecto del que no, para una tasa de captura del 90%. Elaboración propia con MATLAB/Simulink [69].

En conclusión, los resultados obtenidos en este estudio demuestran que el control predictivo (MPC) es una herramienta altamente eficiente y rentable para la optimización de plantas de captura de CO_2 . La comparación con el control PID tradicional resalta la capacidad superior del MPC para seguir las referencias de control y manejar múltiples variables de proceso. Además, la inversión en tecnologías adicionales como un intercambiador de calor y un enfriador se justifica por los ahorros energéticos logrados, haciendo del MPC una opción económicamente viable y sostenible para los desafíos del control de procesos industriales.



5.2. Estudio económico

El análisis económico es una parte crucial en la planificación y ejecución de proyectos de ingeniería, ya que permite evaluar la viabilidad financiera y económica de las inversiones realizadas. En el contexto de una planta de captura de CO₂, la implementación de nuevas tecnologías y métodos, como el control predictivo modelado e implementado en MATLAB/Simulink, requiere una comprensión profunda de los costes asociados tanto a la instalación como a la operación continua del sistema. Este punto tiene como objetivo detallar y analizar estos costes, proporcionando una visión clara de los desembolsos iniciales y costes recurrentes que permitirán evaluar la rentabilidad y sostenibilidad del proyecto a largo plazo.

Por una parte, los gastos de capital (CAPEX) son inversiones realizadas en bienes de equipo y activos físicos que serán utilizados durante la vida útil del proyecto. Estos costes incluyen la adquisición de equipos, instalación, infraestructura y otros gastos necesarios para poner en funcionamiento la planta. Los componentes del CAPEX se incluyen en la tabla 2.

Tabla 2. Gastos de capital (CAPEX) del sistema de control de la planta de captura de CO₂. Elaboración propia con Microsoft Excel [65].

Elemento	Descripción	Coste (€)
Infraestructura física	Construcción y adecuación del espacio	30.000,00 €
Equipos de captura de CO ₂	Sensores, actuadores, bombas, válvulas, intercambiador de calor, enfriador...	600.000,00 €
Instalación y montaje	Costes asociados a la instalación	50.000,00 €
Licencias de software (MATLAB/Simulink)	Software para modelado y control	10.000,00 €
Autómata y su instalación (MPC)	Coste del autómata y su instalación	25.000,00 €
Costes de ingeniería y diseño	Estudios previos y diseño de la planta	20.000,00 €
Horas de ingeniería dedicadas al proyecto (1000 horas a 50€/hora)	Mano de obra especializada	50.000,00 €
Contingencias	Reservas para imprevistos	15.000,00 €
Total CAPEX		800.000,00 €

El total del CAPEX asciende a OCHOCIENTOS MIL EUROS (800.000€).



Por otro lado, los gastos operativos (OPEX) son los costes recurrentes asociados a la operación y mantenimiento de la planta. Estos incluyen el consumo de energía, salarios del personal, mantenimiento de equipos, insumos necesarios para la operación diaria y otros costes relacionados con el funcionamiento continuo de la planta. Los componentes del OPEX se incluyen en la tabla 3.

Tabla 3. Gastos operativos (OPEX) del sistema de control de la planta de captura de CO₂. Elaboración propia con Microsoft Excel [65].

Elemento	Descripción	Coste Anual (€)
Mantenimiento de equipos	Costes de mantenimiento y reparaciones	20.000,00 €
Consumo energético general	Coste de energía para la operación	12.000,00 €
Coste de personal	Sueldos y beneficios del personal operativo	30.000,00 €
Insumos y materiales	Materiales necesarios para la operación	10.000,00 €
Licencias de software (actualizaciones)	Renovación y actualización de licencias	2.000,00 €
Coste del calor del reboiler y del enfriador (6000KJ/s a 0,02€/MJ)	Energía para calentar el stripper y energía para el enfriador	4.226,00 €
Total OPEX		78.226,00 €

El total del COPEX asciende a SETENTA Y OCHO MIL DOSCIENTOS VEINTISÉIS EUROS (78.226€).

Para el análisis económico de la planta, es importante considerar también los ahorros que supone la implementación de esta planta, pues capturar CO₂ puede evitar costos de hasta 100 € por tonelada de CO₂ emitida, dependiendo de las regulaciones y el sector industrial. Esto puede representar un ahorro significativo, contribuyendo a compensar los costes operativos y mejorando la rentabilidad del proyecto a largo plazo.



Cabe destacar también la importancia del análisis económico el cual permite no solo identificar los costes y beneficios directos de la inversión, sino también evaluar su impacto a largo plazo. Al emplear herramientas de análisis económico, es posible realizar un análisis de sensibilidad que evalúe cómo las variaciones en variables clave, como los costes de energía y los precios de mercado, pueden afectar la viabilidad del proyecto. Este enfoque integral proporciona una base sólida para la toma de decisiones informadas, garantizando que todos los aspectos financieros del proyecto sean considerados.

Además, el análisis económico ayuda a identificar posibles riesgos y oportunidades, permitiendo a los responsables del proyecto desarrollar estrategias para mitigar los riesgos y maximizar los beneficios. Esto es especialmente relevante en proyectos de alta tecnología y gran escala, como es el caso estudiado, donde los costes iniciales son significativos y las condiciones operativas pueden variar considerablemente a lo largo del tiempo.

En breve síntesis, el análisis económico detallado es fundamental para la planificación y ejecución exitosa de proyectos de ingeniería. En el caso de estudio analizado en este trabajo, un análisis exhaustivo de los costes de capital y operativos, junto con la evaluación de los ahorros potenciales, es esencial. La implementación de herramientas de análisis económico permite realizar evaluaciones precisas y detalladas, asegurando que las inversiones realizadas sean rentables y sostenibles a largo plazo. Este enfoque no solo mejora la toma de decisiones, sino que también contribuye significativamente a la reducción de emisiones de CO₂, apoyando los objetivos de sostenibilidad y eficiencia económica en el sector industrial.



5.3. Análisis de impacto medioambiental

Como se ha venido estudiando, la captura de CO₂ mediante el uso de aminas es una tecnología que ha ganado considerable atención en la lucha contra el cambio climático, particularmente en la descarbonización de procesos industriales y plantas de energía. Esta tecnología se basa en la capacidad de las aminas, como la monoetanolamina (MEA) y otras aminas avanzadas, para absorber CO₂ de los gases de combustión y liberarlo posteriormente en un proceso de regeneración del solvente. Sin embargo, aunque efectiva, esta tecnología enfrenta varios desafíos medioambientales y operativos que requieren una gestión cuidadosa para su implementación viable.

Uno de los principales retos es la alta demanda energética del proceso de regeneración de las aminas. La regeneración del solvente es intensiva en energía, necesitando una cantidad significativa de energía térmica, típicamente obtenida del vapor de la planta. Esto resulta en una reducción de la eficiencia global de la planta de energía, con un aumento estimado en el consumo de energía de entre el 24% y el 42% en comparación con plantas sin captura de CO₂ [10]. Además, la degradación térmica y oxidativa de las aminas durante el ciclo de captura y regeneración disminuye su eficiencia y aumenta los costos operativos, ya que es necesario reponer el solvente degradado.

Además de los retos energéticos, las aminas presentan problemas de toxicidad, pues la degradación de MEA y otras aminas puede generar productos tóxicos como amoníaco y sales estables al calor, que pueden liberarse en el medio ambiente a través de efluentes líquidos y emisiones gaseosas, afectando la calidad del aire y del agua [10,76]. En adición, la volatilidad y biodegradabilidad de las aminas también influyen en su comportamiento y persistencia en el medio ambiente, lo que exige un manejo riguroso para minimizar los impactos adversos.

El proceso de captura de CO₂ también puede absorber otros contaminantes presentes en los gases de combustión, como óxidos de azufre (SO_x) y óxidos de nitrógeno (NO_x), reduciendo sus emisiones a la atmósfera. Sin embargo, esto incrementa la carga sobre el sistema de tratamiento de residuos y puede generar subproductos como yeso, que también deben ser gestionados adecuadamente. Por lo que, aunque esta tecnología reduce las emisiones directas de CO₂, estos contaminantes pueden afectar la calidad del aire, haciendo que resulte crucial implementar sistemas de control para minimizar estas emisiones y cumplir con las normativas ambientales vigentes [10].



Otro problema que se presenta es el uso intensivo de agua en el proceso de enfriamiento y en las soluciones de aminas, el cual puede afectar los recursos hídricos locales. Además, la posible fuga de aminas y sus productos de descomposición en el suelo y cuerpos de agua puede tener impactos negativos en los ecosistemas acuáticos y terrestres. Por lo tanto, las plantas deben implementar sistemas de filtración y tratamiento de aguas residuales para cumplir con las normativas ambientales y evitar la contaminación del suelo y los cuerpos de agua [76]. Como se ha venido mencionando, la eliminación segura de los residuos sólidos generados durante la regeneración también es un aspecto crítico que requiere atención.

Para mejorar la eficiencia y reducir los impactos ambientales, se están desarrollando nuevos solventes y procesos de captura. Los absorbentes de nueva generación, como las mezclas de aminas heterocíclicas y los líquidos iónicos funcionalizados con aminas, están mostrando resultados prometedores en términos de capacidad de captura y estabilidad térmica. Estos avances podrían permitir una captura más efectiva de CO₂ con menores costos energéticos y riesgos ambientales reducidos [18].

Finalmente, los estudios de evaluación del ciclo de vida (LCA) son esenciales para comprender el impacto ambiental total de la tecnología de captura de CO₂ con aminas. Estos estudios deben considerar no solo las emisiones directas de la planta, sino también las emisiones y el impacto ambiental asociados con la producción y transporte de aminas, así como la gestión de residuos y la regeneración del solvente [18].

En definitiva, la captura de CO₂ con aminas ofrece una solución viable para la descarbonización de procesos industriales y de generación de energía. No obstante, su implementación requiere una gestión cuidadosa de los impactos medioambientales. Aspectos críticos como la toxicidad de las aminas, la eficiencia del proceso de regeneración, la degradación del solvente y el manejo adecuado de los efluentes deben ser abordados para minimizar los riesgos y maximizar los beneficios. Con la investigación continua y la adopción de tecnologías avanzadas, es posible mejorar la sostenibilidad y efectividad de esta tecnología crucial para mitigar el cambio climático.



5.4. Futuras líneas de mejora

En el marco de este estudio, se han identificado diversas líneas de mejora que abarcan múltiples campos de estudio, desde el modelado y simulación de procesos hasta la optimización y control avanzados, así como la evaluación y comparación de tecnologías, el análisis y resiliencia del sistema, y la integración con energías renovables. A continuación, se detallan estas líneas de mejora propuestas, que ofrecen un enfoque integral y multidisciplinar para avanzar en la captura eficiente y sostenible de carbono.

5.4.1. Líneas de mejora referentes al modelado y simulación de procesos

1. Implementación de ecuaciones de las reacciones químicas: incluir las ecuaciones detalladas de las reacciones químicas involucradas en el proceso de captura de carbono permitirá una representación más precisa y realista de la planta. Esto incluye tanto las reacciones de absorción de CO_2 en solventes como las reacciones de regeneración del solvente. Incorporar estas ecuaciones mejorará la precisión del modelo y permitirá optimizar las condiciones de operación.
2. Implantación de dinámicas de proceso, sensores y actuadores de la planta al completo: integrar las dinámicas completas del proceso, así como los sensores y actuadores utilizados en la planta, mejorará la capacidad de simulación y control. Esto incluirá la modelización detallada de válvulas, bombas, compresores y otros equipos, así como la implementación de sensores de temperatura, presión y concentración de CO_2 , permitiendo un control más fino y preciso del sistema.
3. Gemelo digital para modelado de la planta: desarrollar un gemelo digital de la planta de captura de carbono permitirá una simulación en tiempo real y la optimización continua del proceso. Este enfoque digital replicará todos los aspectos físicos y operativos de la planta, facilitando la identificación de problemas potenciales y la implementación de mejoras en el rendimiento y la eficiencia.
4. Introducir la magnitud espacial y no solo la temporal en el modelado de la columna de absorción y desorción: incorporar la dimensión espacial en el modelado de las columnas de absorción y desorción permitirá una representación más detallada y precisa del proceso. Esto incluirá la variación de concentraciones y temperaturas a lo largo de la altura de las columnas, mejorando la precisión del modelo y la eficiencia del control.



5.4.2. Mejoras referentes a la optimización y el control avanzado

5. Optimización basada en inteligencia artificial (IA): implementar técnicas de inteligencia artificial, como redes neuronales y algoritmos de aprendizaje automático, para optimizar el control y la operación de la planta. La IA puede ayudar a identificar patrones complejos y ajustar los parámetros de control en tiempo real para mejorar la eficiencia y reducir los costos operativos.
6. Controlador predictivo con optimización económica: implementar un controlador predictivo basado en modelo (MPC) que no solo se centre en la eficiencia técnica, sino que también considere las fluctuaciones en los costes operativos y energéticos. Este enfoque integrará un modelo de costos en tiempo real, permitiendo al controlador ajustar las operaciones de la planta de captura de carbono para minimizar los costos mientras se mantiene la eficiencia en la captura de CO₂.
7. Implementación de técnicas avanzadas de optimización de procesos: utilizar técnicas avanzadas de optimización de procesos, como la programación estocástica o la optimización basada en simulaciones, para mejorar la eficiencia y la estabilidad del proceso de captura de carbono. Estas técnicas pueden ayudar a identificar las mejores estrategias operativas bajo incertidumbre y variabilidad.
8. Aplicar filtros de suavizado a la salida del controlador: implementar filtros de suavizado en la salida del controlador ayudará a reducir las fluctuaciones y ruidos indeseados en las señales de control. Esto mejorará la estabilidad del sistema y la respuesta del controlador, proporcionando un control más suave y preciso del proceso de captura de carbono.



5.4.3. Mejoras gracias a la evaluación y comparación de tecnologías

9. Realizar estudios comparativos con otros solventes en fases experimentales: comparar el rendimiento y la viabilidad de diferentes solventes alternativos al monoetanolamina (MEA) en condiciones experimentales permitirá identificar solventes más eficientes y sostenibles. Este análisis incluirá la evaluación de la capacidad de captura de CO₂, la estabilidad química, los costos operativos y el impacto ambiental de cada solvente.
10. Estudio para otras técnicas de captura con otro tipo de plantas: investigar y desarrollar sistemas de control para otras técnicas de captura de carbono ampliará el alcance y la aplicabilidad del proyecto. Esto incluirá la adaptación de modelos y estrategias de control a diferentes procesos y condiciones operativas.

5.4.4. Mejoras en el análisis y resiliencia del sistema

11. Análisis de sensibilidad y robustez del sistema de control: realizar un análisis de sensibilidad para entender cómo las variaciones en los parámetros del proceso afectan el rendimiento del sistema de control. Además, estudiar la robustez del sistema frente a perturbaciones y fallos de componentes, asegurando que el sistema pueda mantener un rendimiento óptimo bajo condiciones adversas, así como desarrollar simulaciones de escenarios de fallo y recuperación para evaluar la capacidad del sistema de control de gestionar emergencias y recuperar la estabilidad rápidamente.
12. Desarrollo de un sistema de monitoreo y diagnóstico en tiempo que permitirá detectar y diagnosticar problemas operativos de manera proactiva. Utilizar técnicas de análisis de datos y mantenimiento predictivo para anticipar fallos y minimizar tiempos de inactividad.



5.5.5. Mejoras gracias a la integración con otros sistemas y mejoras en la sostenibilidad

13. Integración con sistemas de energía renovable: estudiar la integración de la planta de captura de carbono con fuentes de energía renovable, como solar o eólica, para reducir aún más la huella de carbono del proceso. Evaluar cómo las fluctuaciones en la producción de energía renovable afectan el funcionamiento y la eficiencia de la planta.
14. Optimización multiobjetivo: implementar técnicas de optimización multiobjetivo para equilibrar diferentes criterios de rendimiento, como la eficiencia de captura de CO₂, el costo operativo y el impacto ambiental. Utilizar métodos como algoritmos genéticos o programación evolutiva para encontrar soluciones óptimas que consideren múltiples objetivos simultáneamente.



5.5. Conclusiones del trabajo

El desarrollo de este proyecto ha permitido una comprensión profunda y detallada de las tecnologías de captura de carbono y las estrategias de control avanzadas aplicables a estos sistemas. Mediante la implementación de diferentes métodos de control, como el PID y el MPC, y su comparación, se ha podido determinar la efectividad y eficiencia de cada enfoque en la optimización de los procesos de captura de carbono.

Además, la integración de técnicas de modelado y simulación ha demostrado ser crucial para el diseño y evaluación de sistemas de control robustos y eficientes. El uso de MATLAB/Simulink ha facilitado la creación de modelos precisos y la simulación de diversas condiciones operativas, proporcionando valiosas observaciones para la mejora continua de estos sistemas.

El control predictivo (MPC) ha demostrado ser una herramienta superior al control clásico PID en estos escenarios dinámicos multivariantes analizados. El sistema de control MPC implementado ha demostrado con amplio margen su capacidad de control de la planta de estudio. Además, ha permitido su optimización energética con un control fiable y preciso del intercambiador de calor entre el absorbedor y el regenerador o stripper.

En el futuro, la implementación de mejoras adicionales, como las recién mencionadas, permitirán un control más holístico y eficiente de este tipo de plantas, pues no solo optimizarán la eficiencia técnica y económica del proceso, sino que también contribuirán a la sostenibilidad y viabilidad a largo plazo de la tecnología CCS.



Bibliografía

- [1] K. Calvin, D. Dasgupta, G. Krinner, A. Mukherji, P.W. Thorne, C. Trisos, J. Romero, P. Aldunce, K. Barrett, G. Blanco, W.W.L. Cheung, S. Connors, F. Denton, A. Diongue-Niang, D. Dodman, M. Garschagen, O. Geden, B. Hayward, C. Jones, F. Jotzo, T. Krug, R. Lasco, Y.-Y. Lee, V. Masson-Delmotte, M. Meinshausen, K. Mintenbeck, A. Mokssit, F.E.L. Otto, M. Pathak, A. Pirani, E. Poloczanska, H.-O. Pörtner, A. Revi, D.C. Roberts, J. Roy, A.C. Ruane, J. Skea, P.R. Shukla, R. Slade, A. Slangen, Y. Sokona, A.A. Sörensson, M. Tignor, D. van Vuuren, Y.-M. Wei, H. Winkler, P. Zhai, Z. Zommers, J.-C. Hourcade, F.X. Johnson, S. Pachauri, N.P. Simpson, C. Singh, A. Thomas, E. Totin, A. Alegría, K. Armour, B. Bednar-Friedl, K. Blok, G. Cissé, F. Dentener, S. Eriksen, E. Fischer, G. Garner, C. Guivarch, M. Haasnoot, G. Hansen, M. Hauser, E. Hawkins, T. Hermans, R. Kopp, N. Leprince-Ringuet, J. Lewis, D. Ley, C. Ludden, L. Niamir, Z. Nicholls, S. Some, S. Szopa, B. Trewin, K.-I. van der Wijst, G. Winter, M. Witting, A. Birt, M. Ha, IPCC, 2023: Climate Change 2023: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, H. Lee and J. Romero (eds.)]. IPCC, Geneva, Switzerland., 2023. <https://doi.org/10.59327/IPCC/AR6-9789291691647>.
- [2] <https://www.cop21paris.org/>, (2015).
- [3] UNFCCC, Paris Agreement, 2015.
- [4] <https://openknowledge.fao.org/items/bab32e71-690d-4c07-ab9a-37f1703a9f59>, (2024).
- [5] <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/development-agenda/>, (2023).
- [6] P. Ciais, C. Sabine, Carbon and other biogeochemical cycles, in: Climate Change 2013 the Physical Science Basis: Working Group I Contribution to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press, 2013: pp. 465–570. <https://doi.org/10.1017/CB09781107415324.015>.
- [7] SCCS, Global CCS Map, (2024). <https://www.sccs.org.uk/resources/global-ccs-map> (accessed May 26, 2024).
- [8] <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/objetivos-de-desarrollo-sostenible/>, (2015).



- [9] <https://www.un.org/es/>, (2024).
- [10] B. Metz, O. Davidson, H. de Coninck, M. Loos, L. Meyer, eds, IPCC Special Report, Carbon Capture and Storage, 2005.
- [11] X. Wei, V. Manovic, D.P. Hanak, Techno-economic assessment of coal- or biomass-fired oxy-combustion power plants with supercritical carbon dioxide cycle, *Energy Convers Manag* 221 (2020). <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113143>.
- [12] Global CCS Institute, The Global Status of CCS: 2017, (2017).
- [13] <https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide/?intent=121>, (2024).
- [14] International Energy Agency, Global Energy & CO2 Status Report, 2018. www.iea.org/t&c/.
- [15] A.I. Osman, M. Hefny, M.I.A. Abdel Maksoud, A.M. Elgarahy, D.W. Rooney, Recent advances in carbon capture storage and utilisation technologies: a review, *Environ Chem Lett* 19 (2021) 797–849. <https://doi.org/10.1007/s10311-020-01133-3>.
- [16] S. Fawzy, A.I. Osman, J. Doran, D.W. Rooney, Strategies for mitigation of climate change: a review, *Environ Chem Lett* 18 (2020) 2069–2094. <https://doi.org/10.1007/s10311-020-01059-w>.
- [17] P. Wienchol, A. Szlęk, M. Ditaranto, Waste-to-energy technology integrated with carbon capture – Challenges and opportunities, *Energy* 198 (2020). <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117352>.
- [18] M. Bui, C.S. Adjiman, A. Bardow, E.J. Anthony, A. Boston, S. Brown, P.S. Fennell, S. Fuss, A. Galindo, L.A. Hackett, J.P. Hallett, H.J. Herzog, G. Jackson, J. Kemper, S. Krevor, G.C. Maitland, M. Matuszewski, I.S. Metcalfe, C. Petit, G. Puxty, J. Reimer, D.M. Reiner, E.S. Rubin, S.A. Scott, N. Shah, B. Smit, J.P.M. Trusler, P. Webley, J. Wilcox, N. Mac Dowell, Carbon capture and storage (CCS): the way forward, *Energy Environ Sci* 11 (2018) 1062–1176. <https://doi.org/10.1039/C7EE02342A>.
- [19] Bottoms, R.R.G.C. (1930) “Separating acid gases.” United States., 1930.
- [20] W. Gao, S. Liang, R. Wang, Q. Jiang, Y. Zhang, Q. Zheng, B. Xie, C.Y. Toe, X. Zhu, J. Wang, L. Huang, Y. Gao, Z. Wang, C. Jo, Q. Wang, L. Wang, Y. Liu, B. Louis, J. Scott, A.C. Roger, R. Amal, H. He, S.E. Park, Industrial carbon dioxide capture and utilization: State of the art and future challenges, *Chem Soc Rev* 49 (2020) 8584–8686. <https://doi.org/10.1039/d0cs00025f>.



- [21] J. Wilcox, Carbon capture, Springer New York, 2012. <https://doi.org/10.1007/978-1-4614-2215-0>.
- [22] S.D. Kenarsari, D. Yang, G. Jiang, S. Zhang, J. Wang, A.G. Russell, Q. Wei, M. Fan, Review of recent advances in carbon dioxide separation and capture, RSC Adv 3 (2013) 22739–22773. <https://doi.org/10.1039/c3ra43965h>.
- [23] W.L. Theo, J.S. Lim, H. Hashim, A.A. Mustaffa, W.S. Ho, Review of pre-combustion capture and ionic liquid in carbon capture and storage, Appl Energy 183 (2016) 1633–1663. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.09.103>.
- [24] P. Madejski, K. Chmiel, N. Subramanian, T. Kuś, Methods and Techniques for CO₂ Capture: Review of Potential Solutions and Applications in Modern Energy Technologies, Energies (Basel) 15 (2022). <https://doi.org/10.3390/en15030887>.
- [25] J.D. Figueroa, T. Fout, S. Plasynski, H. Mcllvried, R.D. Srivastava, Advances in CO₂ capture technology-The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program, International Journal of Greenhouse Gas Control 2 (2008) 9–20. [https://doi.org/10.1016/S1750-5836\(07\)00094-1](https://doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00094-1).
- [26] M.A. Nemitallah, M.A. Habib, H.M. Badr, S.A. Said, A. Jamal, R. Ben-Mansour, E.M.A. Mokheimer, K. Mezghani, Oxy-fuel combustion technology: current status, applications, and trends, Int J Energy Res 41 (2017) 1670–1708. <https://doi.org/10.1002/er.3722>.
- [27] E.S. Sanz-Pérez, C.R. Murdock, S.A. Didas, C.W. Jones, Direct Capture of CO₂ from Ambient Air, Chem Rev 116 (2016) 11840–11876. <https://doi.org/10.1021/acs.chemrev.6b00173>.
- [28] D. Panda, V. Kulkarni, S.K. Singh, Evaluation of amine-based solid adsorbents for direct air capture: a critical review, React Chem Eng 8 (2022) 10–40. <https://doi.org/10.1039/d2re00211f>.
- [29] <https://www.gasworld.com/story/worlds-largest-direct-air-capture-plant-launches-in-iceland/2138549.article/>, (2024).
- [30] <https://climateactiontracker.org/methodology/net-zero-targets/>, (n.d.).
- [31] https://climate.ec.europa.eu/eu-action/climate-strategies-targets/2050-long-term-strategy_en, (n.d.).
- [32] Babatunde A. Ogunnaike, W. Harmon Ray, Process Dynamics, Modeling, and Control, 1994.



- [33] Katsuhiko Ogata, MODERN CONTROL ENGINEERING, 3a. Ed, 1990.
- [34] <https://app.diagrams.net/>, (2024).
- [35] N.S. Nise, Control systems engineering, 2014.
- [36] E. Mechleri, A. Lawal, A. Ramos, J. Davison, N. Mac Dowell, Process control strategies for flexible operation of post-combustion CO₂ capture plants, *International Journal of Greenhouse Gas Control* 57 (2017) 14–25. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2016.12.017>.
- [37] X. Wu, M. Wang, P. Liao, J. Shen, Y. Li, 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* 257 (2020). <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.113941>.
- [38] F.-M. Ilea, A.-M. Cormos, V.-M. Cristea, C.-C. Cormos, Enhancing the post-combustion carbon dioxide carbon capture plant performance by setpoints optimization of the decentralized multi-loop and cascade control system, *Energy* 275 (2023) 127490. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.127490>.
- [39] Z. Tang, X. Wu, Distributed predictive control guided by intelligent reboiler steam feedforward for the coordinated operation of power plant-carbon capture system, *Energy* 267 (2023). <https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.126568>.
- [40] T. Sultan, H. Zabiri, M. Shahbaz, A.S. Maulud, Performance evaluation of the fast model predictive control scheme on a CO₂ capture plant through absorption/stripping system, *Process Safety and Environmental Protection* 157 (2022) 218–236. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2021.11.018>.
- [41] Q. Li, W. Zhang, Y. Qin, A. An, Model predictive control for the process of mea absorption of co₂ based on the data identification model, *Processes* 9 (2021) 1–16. <https://doi.org/10.3390/pr9010183>.
- [42] L.L. Teck Chan, J. Chen, Economic model predictive control of an absorber-stripper CO₂ capture process for improving energy cost, in: Elsevier B.V., 2018: pp. 109–114. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2018.09.284>.



- [43] L.L.T. Chan, J. Chen, Improving the energy cost of an absorber-stripper CO₂ capture process through economic model predictive control, *International Journal of Greenhouse Gas Control* 76 (2018) 158–166. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.05.018>.
- [44] M. Hossein Sahraei, L.A. Ricardez-Sandoval, Controllability and optimal scheduling of a CO₂ capture plant using model predictive control, *International Journal of Greenhouse Gas Control* 30 (2014) 58–71. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2014.08.017>.
- [45] Z. Li, Z. Ding, M. Wang, E. Oko, Model-free adaptive control for MEA-based post-combustion carbon capture processes, *Fuel* 224 (2018) 637–643. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.03.096>.
- [46] X. He, Y. Wang, D. Bhattacharyya, F. V. Lima, R. Turton, Dynamic modeling and advanced control of post-combustion CO₂ capture plants, *Chemical Engineering Research and Design* 131 (2018) 430–439. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.12.020>.
- [47] N.A. Manaf, A. Qadir, A. Abbas, Agile control of CO₂ capture technology for maximum net operating revenue, in: *IFAC-PapersOnLine*, Elsevier B.V., 2016: pp. 332–335. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2016.07.316>.
- [48] M. Moharir, D.B. Pourkargar, A. Almansoori, P. Daoutidis, Distributed Model Predictive Control of an Amine Gas Sweetening Plant, *Ind Eng Chem Res* 57 (2018) 13103–13115. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b01291>.
- [49] S.O. Hauger, N.E. Flø, H. Kvamsdal, F. Gjertsen, T. Mejdell, M. Hillestad, Demonstration of non-linear model predictive control of post-combustion CO₂ capture processes, *Comput Chem Eng* 123 (2019) 184–195. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2018.12.018>.
- [50] V. V. Gama, S. Dinh, V. Alves, B.N.A. Dantas, B.A. Bishop, F. V. Lima, Modeling and Process Operability Analysis of a Direct Air Capture System, in: *IFAC-PapersOnLine*, Elsevier B.V., 2022: pp. 316–321. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2022.07.463>.
- [51] M.S. Walters, Y.J. Lin, D.J. Sachde, T.F. Edgar, G.T. Rochelle, Control Relevant Model of Amine Scrubbing for CO₂ Capture from Power Plants, *Ind Eng Chem Res* 55 (2016) 1690–1700. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b04379>.



- [52] M. Wang, A.S. Joel, C. Ramshaw, D. Eimer, N.M. Musa, Process intensification for post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A critical review, *Appl Energy* 158 (2015) 275–291. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.083>.
- [53] J.C.M. Pires, F.G. Martins, M.C.M. Alvim-Ferraz, M. Simões, Recent developments on carbon capture and storage: An overview, *Chemical Engineering Research and Design* 89 (2011) 1446–1460. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.01.028>.
- [54] G. Ferrara, A. Lanzini, P. Leone, M.T. Ho, D.E. Wiley, Exergetic and exergoeconomic analysis of post-combustion CO₂ capture using MEA-solvent chemical absorption, *Energy* 130 (2017) 113–128. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.04.096>.
- [55] S.D. Peu, A. Das, M.S. Hossain, M.A.M. Akanda, M.M.H. Akanda, M. Rahman, M.N. Miah, B.K. Das, A.R.M.T. Islam, M.M. Salah, A Comprehensive Review on Recent Advancements in Absorption-Based Post Combustion Carbon Capture Technologies to Obtain a Sustainable Energy Sector with Clean Environment, *Sustainability (Switzerland)* 15 (2023). <https://doi.org/10.3390/su15075827>.
- [56] D. Tong, J.P.M. Trusler, G.C. Maitland, J. Gibbins, P.S. Fennell, Solubility of carbon dioxide in aqueous solution of monoethanolamine or 2-amino-2-methyl-1-propanol: Experimental measurements and modelling, *International Journal of Greenhouse Gas Control* 6 (2012) 37–47. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.11.005>.
- [57] J.D. Arroyave, F. Chejne, J.M. Mejía, J.C. Maya, Evaluation of CO₂ production for enhanced oil recovery from four power plants, *Energy* 206 (2020). <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118161>.
- [58] Richard M. Felder, Ronald W. Rousseau, *ELEMENTARY PRINCIPLES OF CHEMICAL PROCESSES*, 2005.
- [59] <https://fluidairedynamics.com/pages/cfm-calculator-for-compressed-air>, (2024).
- [60] H. Hikita, S. Asai, H. Ishikawa, M. Honda, *The Kinetics of Reactions of Carbon Dioxide with Monoethanolamine, Diethanolamine and Triethanolamine by a Rapid Mixing Method*, 1977.
- [61] S. Moioli, A. Giuffrida, M.C. Romano, L.A. Pellegrini, G. Lozza, Assessment of MDEA absorption process for sequential H₂S removal and CO₂ capture in air-blown IGCC plants, *Appl Energy* 183 (2016) 1452–1470. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.08.155>.



- [62] 15E.W. Lemmon I.H. Bell M.L. Huber M.O. McLinden NIST Standard Reference Database 23: Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties-REFPROP, Version 10.0, 2018, National Institute of Standards and Technology, Standard Reference Data Program Gaithersburg 10.18434/T4/1502528, (2018).
- [63] K. Li, W. Leigh, P. Feron, H. Yu, M. Tade, Systematic study of aqueous monoethanolamine (MEA)-based CO₂ capture process: Techno-economic assessment of the MEA process and its improvements, *Appl Energy* 165 (2016) 648–659. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.12.109>.
- [64] Yisel Pérez-Milian, Yisel Pérez-Milian. TermoCal UVa. Comunicación interna. Publicación en preparación., (2024).
- [65] Microsoft Excel, (2024).
- [66] D. Damiani, J.T. Litynski, H.G. McIlvried, D.M. Vikara, R.D. Srivastava, The US Department of Energy's R&D program to reduce greenhouse gas emissions through beneficial uses of carbon dioxide, *Greenhouse Gases: Science and Technology* 2 (2012) 9–16. <https://doi.org/10.1002/ghg>.
- [67] E.I. Concepción, A. Moreau, D. Vega-Maza, X. Paredes, M.C. Martín, Heat capacities of different amine aqueous solutions at pressures up to 25 MPa for CO₂ capture, *J Mol Liq* 377 (2023). <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2023.121575>.
- [68] K. Bartecki, An approximate transfer function model for a double-pipe counter-flow heat exchanger, *Energies (Basel)* 14 (2021). <https://doi.org/10.3390/en14144174>.
- [69] MathWorks. (2023). MATLAB and Simulink (R2023b) [Software]. The MathWorks, Inc. , (2023).
- [70] Mathworks, https://es.mathworks.com/help/control/ref/pidtuner-app.html?s_tid=srchtitle_site_search_1_PID%20Tune%20App, (2024).
- [71] Mathworks, https://es.mathworks.com/help/simulink/slref/pidcontroller2dof.html?s_tid=doc_ta, (2024).
- [72] Mathworks, https://es.mathworks.com/help/mpc/ref/mpcdesigner-app.html?searchHighlight=mpc%20designer&s_tid=srchtitle_support_results_1_mpc%2520designer, (2024).



- [73] Mathworks,
https://es.mathworks.com/help/simulink/slref/vectorconcatenate.html?s_tid=doc_ta, (2024).
- [74] Mathworks,
https://es.mathworks.com/help/mpc/ref/mpccontroller.html?s_tid=src_htitle_site_search_2_MPC, (2024).
- [75] Mathworks,
https://es.mathworks.com/help/simulink/slref/demux.html?s_tid=doc_ta, (2024).
- [76] N. Thonemann, M. Pizzol, Consequential life cycle assessment of carbon capture and utilization technologies within the chemical industry, *Energy Environ Sci* 12 (2019) 2253–2263.
<https://doi.org/10.1039/c9ee00914k>.
- [77] <https://datos.enerdata.net/co2/emisiones-CO2-procedentes-quema-combustible.html>, (2022). (Accessed June 20, 2024).
- [78] <https://es.statista.com/estadisticas/711610/ranking-mundial-de-los-principales-paises-emisores-de-gases-de-efecto-invernadero/#:~:text=China%20acapar%C3%B3%20por%20s%C3%AD%20sola,de%20gases%20de%20efecto%20invernadero.>, (2022). (Accessed June 20, 2024).



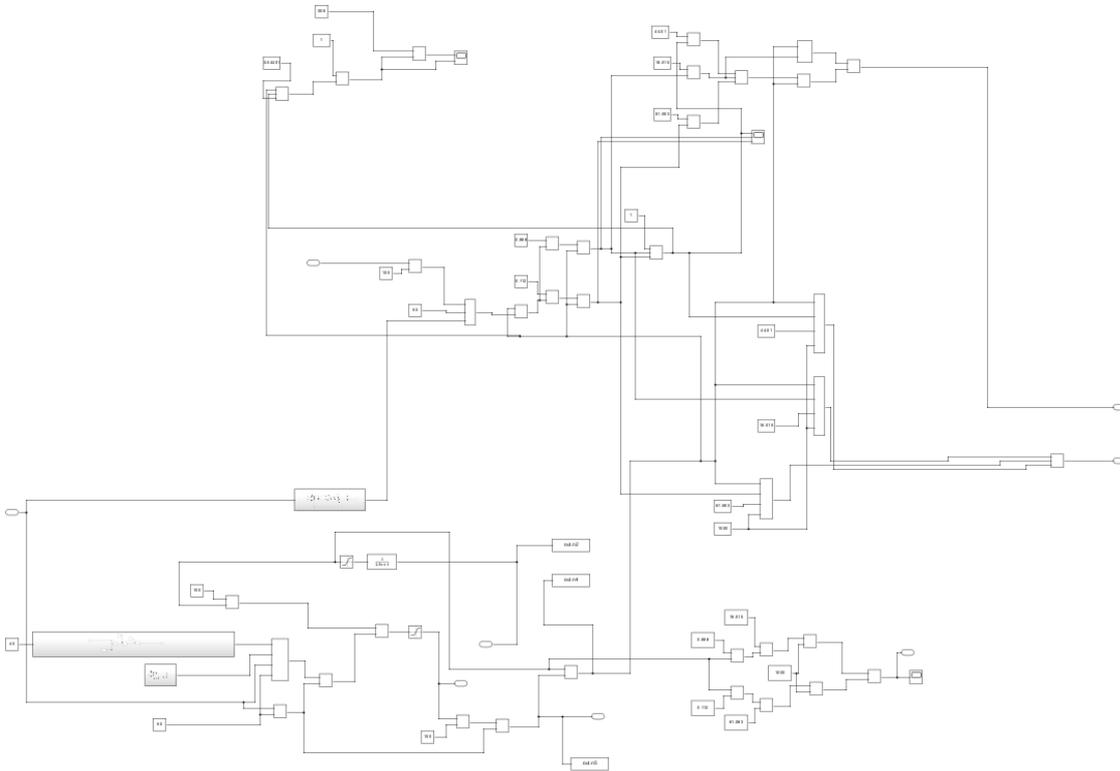
Anexo

1. Código realizado en Matlab que permite generar una señal aleatoria comprendida en el rango [0.1, 0.15], representando así la concentración másica de CO₂ a la entra del absorbedor.

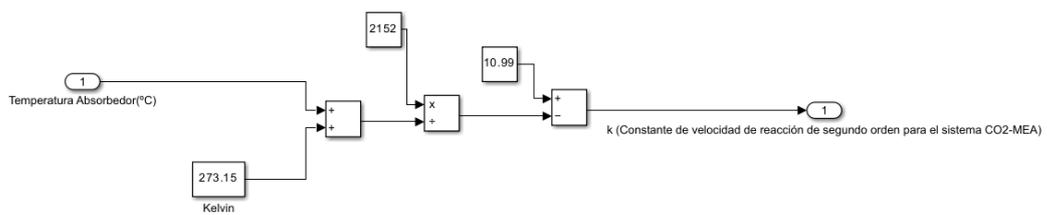
```
1 % Define el tiempo total y el paso de tiempo de la simulación
2 t_final = 172800; % Duración de la simulación en segundos
3 dt = 30; % Paso de tiempo de la simulación
4
5 % Crea un vector de tiempo desde 0 hasta t_final con incrementos de dt
6 t = 0:dt:t_final;
7
8 % Parámetros para la señal aleatoria
9 noise_amplitude = 0.002; % Amplitud del ruido, (Ajustar este valor para más variabilidad)
10 filter_alpha = 0.05; % Factor de suavizado para el filtro, para una onda más suave
11
12 % Inicializa la señal aleatoria y la señal final
13 random_signal = zeros(1, length(t));
14 final_signal = zeros(1, length(t));
15
16 % Genera la señal
17 for i = 2:length(t)
18 % Añade ruido blanco
19 noise = noise_amplitude * randn();
20
21 % Integra el ruido suavemente
22 random_signal(i) = (1 - filter_alpha) * random_signal(i-1) + filter_alpha * noise;
23 end
24
25 % Limita la señal aleatoria para mantenerla dentro de los rangos deseados
26 random_signal = random_signal - mean(random_signal); % Centra la señal en 0
27 random_signal = random_signal * (0.025 / max(abs(random_signal))); % Escala la señal al rango deseado
28
29 % Crea la señal final sumando la señal aleatoria al offset dentro del rango deseado
30 final_signal = 0.125 + random_signal;
31
32 % Asegura que la señal final se mantenga dentro del rango 0.1 a 0.15
33 final_signal = min(max(final_signal, 0.1), 0.15);
34
35 % Prepara la señal para llevarla a Simulink
36 simulink_signal = [t' final_signal'];
37 % Se obtiene una matriz de tipo double con 61 filas y 2 columnas.
38 % Este tipo de dato es utilizado para almacenar números reales con doble precisión en MATLAB.
39 % Cada elemento de la matriz puede contener un número real y ocupa 8 bytes de memoria.
40
41 % Muestra la señal
42 figure;
43 plot(t, final_signal);
44 xlabel('Tiempo (s)');
45 ylabel('W CO2, 1');
46 title('Fracción Másica CO2 a la entrada del absorbedor');
47 axis([0 t_final 0.1 0.15]); % Ajusta los ejes para enfocar en el rango deseado
48
49
```



2. Vista general del diagrama de bloques correspondiente al absorbedor

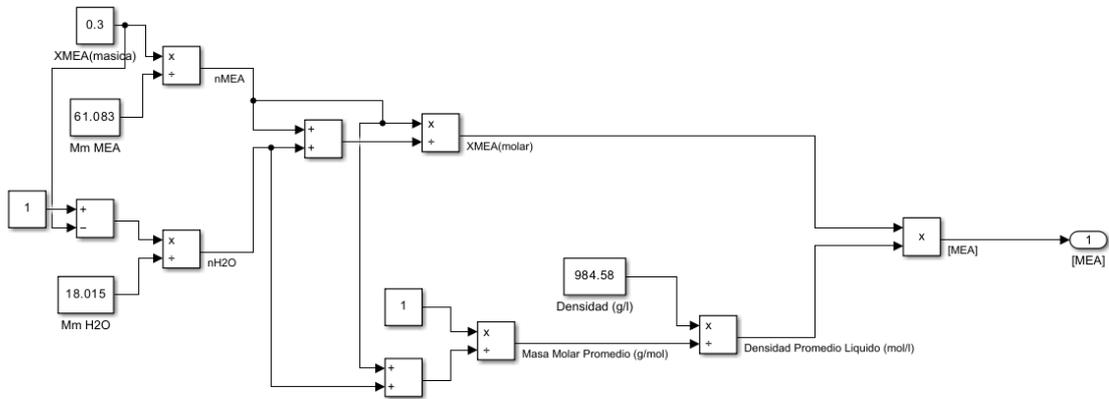


3. Cálculo de la constante de la velocidad de la reacción (k). (Absorbedor).

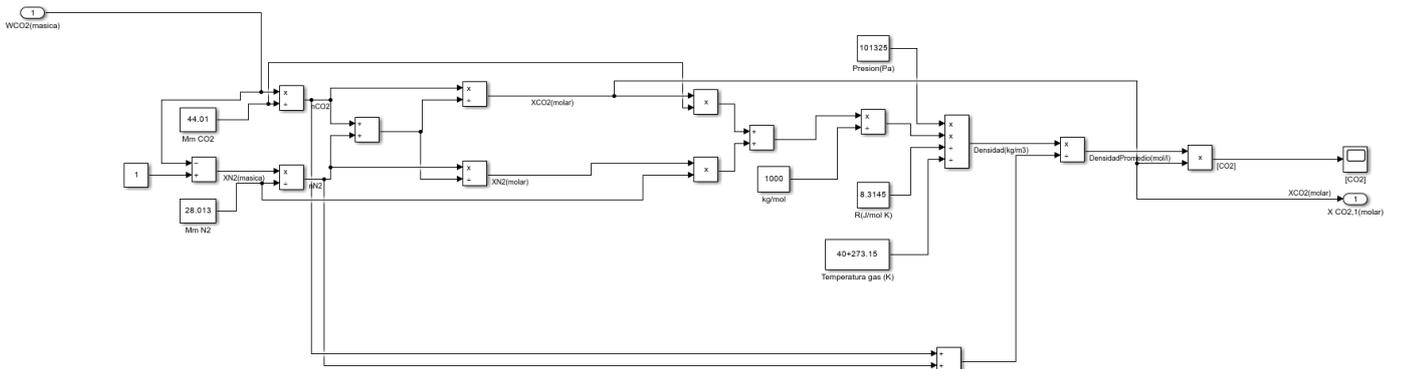




4. Cálculo de [MEA]. (Absorbedor).

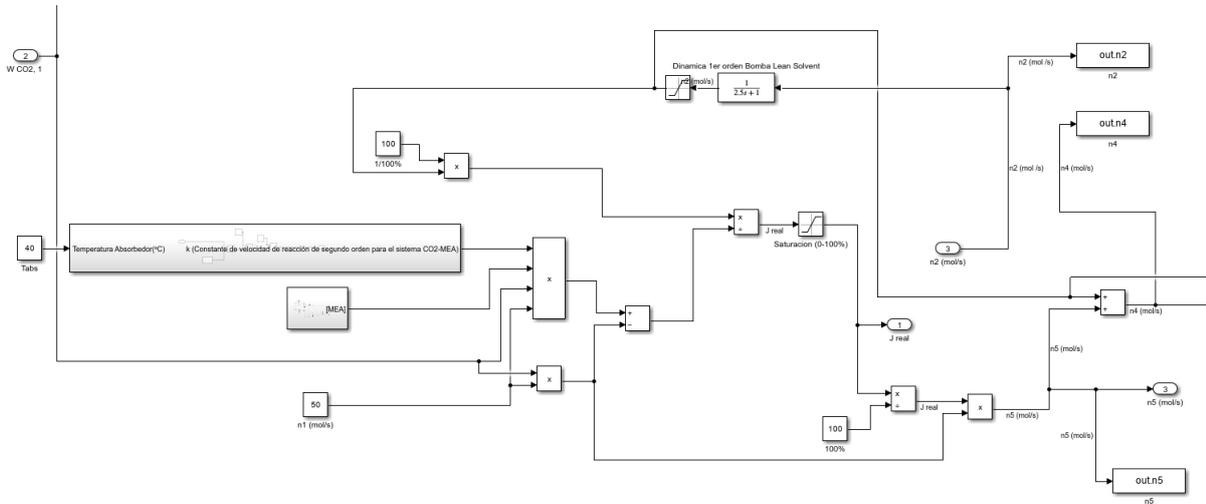


5. Cálculo de la fracción molar de CO₂ en la corriente 1. (Absorbedor).

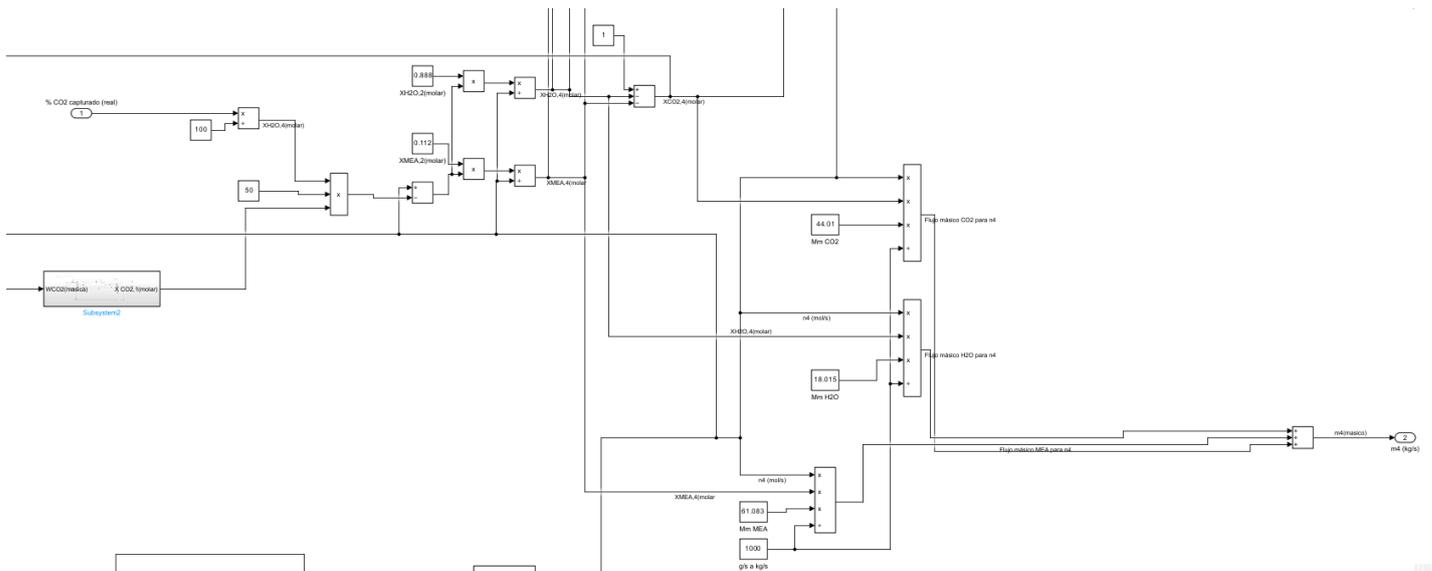




6. Cálculo del flujo 2 (molar). (Absorbedor).

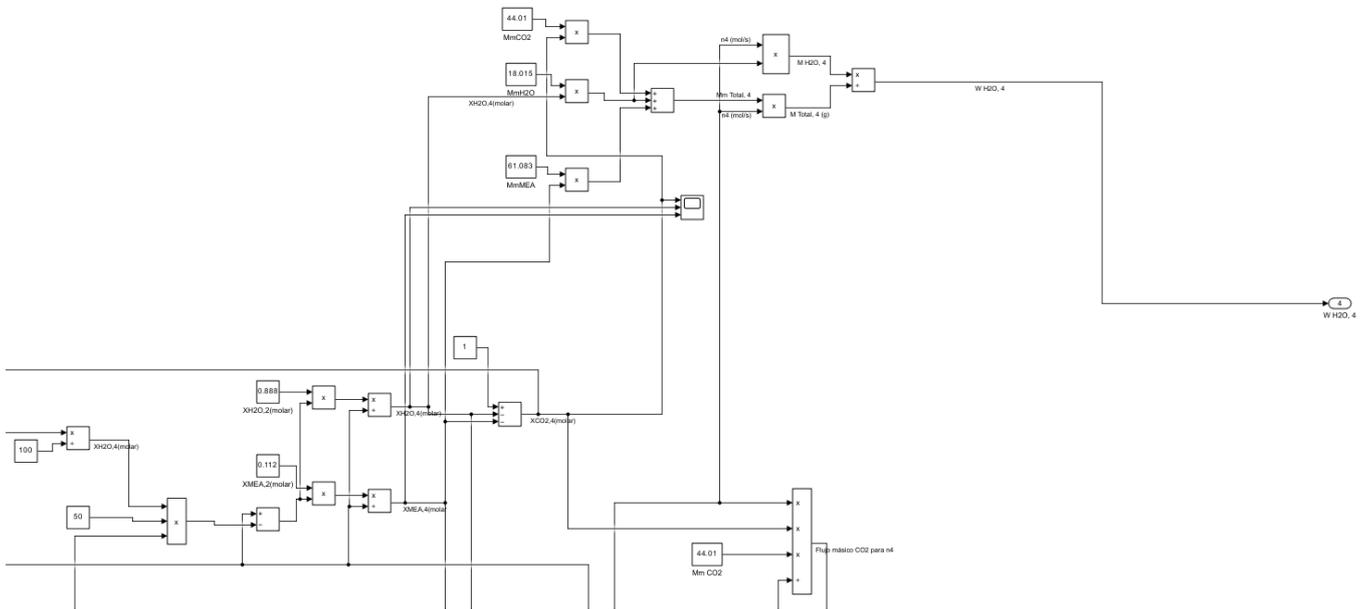


7. Cálculo del flujo 4 (másico). (Absorbedor).

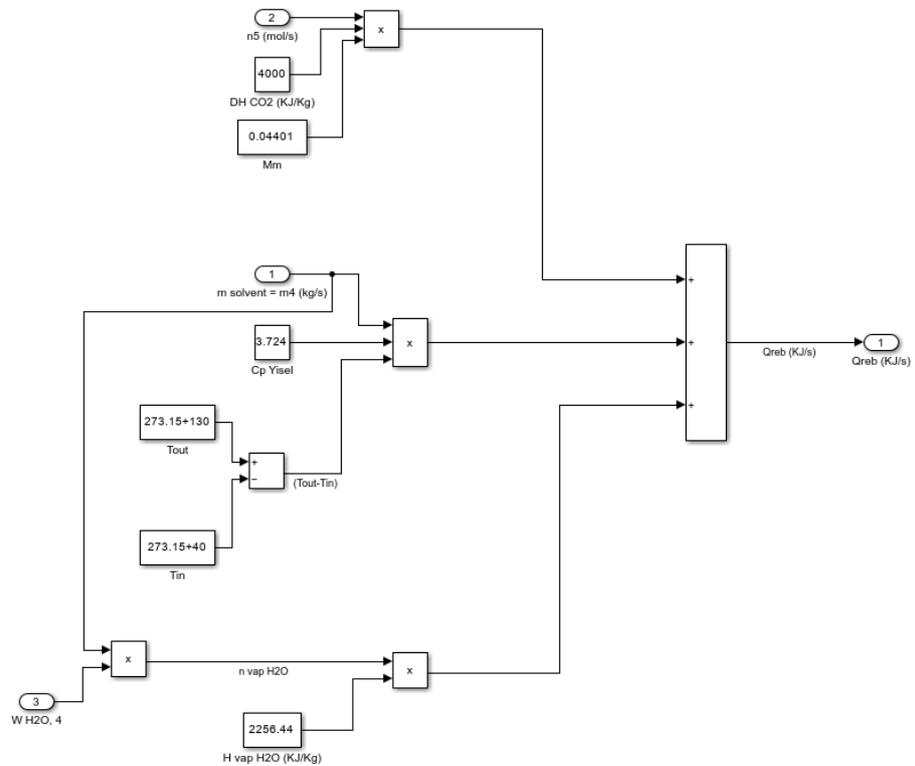




8. Cálculo de la fracción másica de agua en el flujo 4. (Absorbedor).

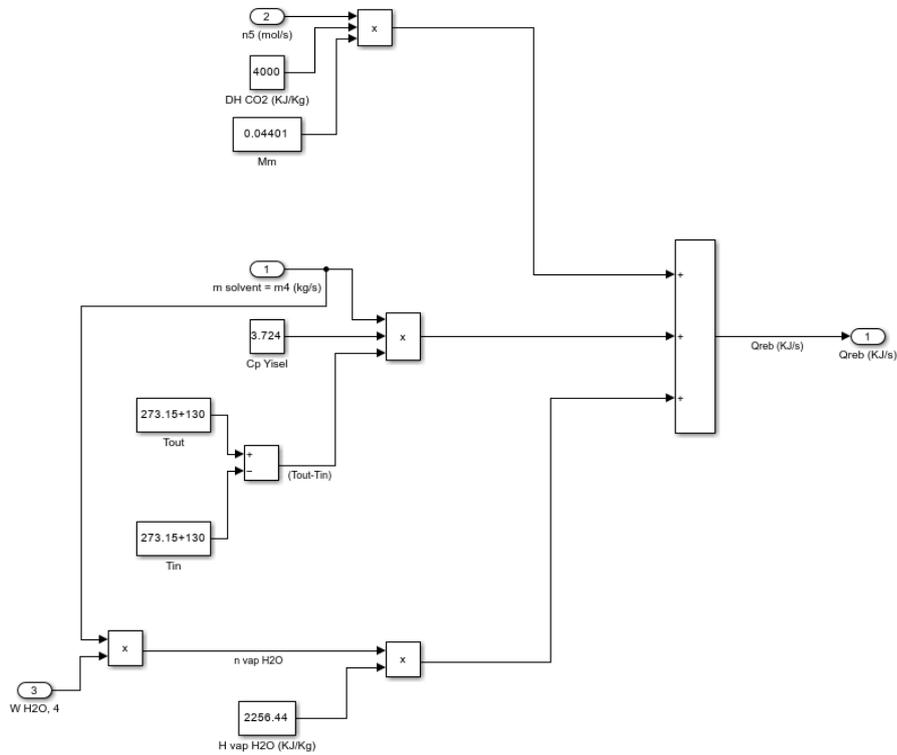


9. Modelado del stripper sin considerar intercambiador de calor (caso modelado para el escenario 1, PID Vs MPC).





10. Modelado del stripper considerando intercambiador de calor (caso modelado para el escenario 2, Control MPC).



11. Modelado del intercambiador de calor.

