



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
ENERGÍA – SOLAR FOTOTÉRMICA

**“ESTUDIO TEÓRICO Y EXPERIMENTAL DE UN SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR
TERMOQUÍMICO
(CLORURO DE BARIO – AMONIACO) DE UNA ETAPA”**

**TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA**

**PRESENTA:
M.I. FRANCISCO CHRISTIAN MARTÍNEZ TEJEDA**

**TUTOR PRINCIPAL:
DR. ISAAC PILATOWSKY FIGUEROA, INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLES
COMITÉ TUTOR:
DR. ROBERTO BEST Y BROWN, INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLES
DR. GUSTAVO URQUIZA BELTRÁN, CIICAP-UAEM
DR. ROSENBERG JAVIER ROMERO DOMÍNGUEZ, UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL
ESTADO DE MORELOS
DR. VÍCTOR HUGO GÓMEZ ESPINOZA, INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLES**

CIUDAD DE MÉXICO, OCTUBRE 2016



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DR. ROBERTO BEST Y BROWN
Secretario: DR. GUSTAVO URQUIZA BELTRÁN
Vocal: DR. ISAAC PILATOWSKY FIGUEROA
1^{er}. Suplente: DR. ROSENBERG JAVIER ROMERO DOMÍNGUEZ
2^{do}. Suplente: DR. VÍCTOR HUGO GÓMEZ ESPINOZA

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLES DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

TUTOR DE TESIS:

NOMBRE

FIRMA

DEDICATORIAS

A MIS TESOROS

A mis más grandes tesoros, a ti hijo Christian Alexander Martínez Cadenas por darme la dicha de ser tu papá y a mi mujer Elizabeth Cadenas Castrejón por ser tan hermosa y maravillosa, los amo

Con mucho amor y maravillosos recuerdos a ti Mamá Rosa Praxedis Tejeda Morales que Dios te tenga en su santa gloria.

A mi papá y hermanos Saturnio Martínez Pérez, Juan Carlos, Bardo Iván, y Yair por sus consejos, por sus deseos y sobre todo por la convivencia que desde muy niños hemos disfrutado.

AGRADECIMIENTOS

Al Instituto de Energías Renovables de la Universidad Nacional Autónoma de México por darme la oportunidad de pertenecer y realizar mis estudios de posgrado en esta gran institución.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por brindarme el apoyo económico para la realización de mis estudios doctorales.

Al Proyecto PAPIIT IG100716: Desalinización del agua de mar por congelación/fusión utilizando un sistema de enfriamiento solar con recuperación de energía, por el apoyo económico brindado.

En especial a mi asesor de tesis el Dr. Isaac Pilatowsky Figueroa por todo su apoyo, dirección y consejos que fueron parte importante para la realización del proyecto.

Especialmente a mi amigo y compañero el M.C. Onésimo Meza Cruz, por su apoyo, colaboración y asesoría técnica para este proyecto.

Al Dr. Víctor Hugo Gómez Espinoza por su apoyo técnico.

A mi Comité Doctoral conformado por el Dr. Roberto Best, Dr. Víctor Gómez, Rosenberg Javier Romero Domínguez y Gustavo Urquiza Beltrán por sus para el desarrollo de este trabajo.

A mis amigos y compañeros en esta etapa de estudiante de doctorado
Erick C. López, Amílcar Fuentes, Antonio Verde.

PRESENTACIÓN

El presente trabajo tiene como objetivo principal, el análisis teórico y experimental del comportamiento termodinámico de un enfriador solar termoquímico (cloruro de bario-amoniaco) de una etapa con un efecto, para la producción frío. Está dividido en cuatro capítulos, con los siguientes contenidos:

CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN, se presenta el análisis de la problemática, los antecedentes, la propuesta, los objetivos, la metodología y el impacto del estudio.

CAPÍTULO II SISTEMA DE ABSORCIÓN SÓLIDO – GAS. Se describen las características principales, la termodinámica, el ciclo de refrigeración, los balances de energía, la eficiencia termodinámica y los límites de operación del sistema de enfriamiento por absorción sólido-gas que caracteriza la refrigeración termoquímica, además se realiza el análisis bibliográfico del sistema termoquímico cloruro de bario - amoniaco.

CAPÍTULO III REFRIGERADOR SOLAR TERMOQUIMICO. Se presentan las condiciones de diseño, la descripción del prototipo experimental, los diferentes modos de funcionamiento. Se describen los diferentes subsistemas: calentamiento solar y convencional, disipación de calor (condensación, absorción), de enfriamiento secundario, instrumentación y control así como de adquisición y manejo de datos.

CAPÍTULO IV ESTUDIO EXPERIMENTAL.

Se describen los objetivos y metodologías experimentales. Se presentan los principales resultados y discusión de los diferentes procesos: a) desorción-condensación-almacenamiento y evaporación-enfriamiento-absorción operando con energía convencional (calentamiento eléctrico) y energía solar.

Finalmente se presentan las conclusiones generales,
La bibliografía y los anexos.

ÍNDICE

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	13
1.1 Antecedentes	13
1.2 Particularidades de los sistemas basados en la termicidad de las reacciones de absorbentes sólidos y el amoníaco (NH ₃)	14
1.3 Propiedades termodinámicas de reacciones sólido-gas	16
1.4 Problemática	18
1.5 Justificación	19
1.6 Objetivos	19
1.6.1 Objetivo general	19
1.6.2 Objetivos específicos	20
1.7 Metodología	21
CAPÍTULO II. SISTEMAS DE ABSORCIÓN SÓLIDO-GAS	23
2.1 Introducción	23
2.2 Funcionamiento del ciclo termodinámico	24
2.3 Reacciones sólido-gas	25
2.4 Ciclo de enfriamiento por absorción sólido-gas (Termoquímico).	28
2.4.1 Balance de energía general	28
2.5 Metodología de cálculo	29
2.5.1 Cálculos estequiométricos	29
2.5.2 Potencia frigorífica específica del refrigerante	31
2.5.3 Potencia frigorífica por unidad de masa de absorbente sólido	31
2.5.4 Balance de energía por componentes	31
a) Calor de Disociación/Generación	31
b) Calor de condensación	33
d) Calor de absorción	35
e) Rendimiento de Carnot	36
f) Rendimiento térmico	37
2.6 Revisión bibliográfica	38
CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICA	44

3.1	Introducción	44
3.2	Descripción del sistema de enfriamiento solar termoquímico	44
3.4	Modos de funcionamiento: Desorción-condensación-almacenamiento y evaporación-absorción	48
3.4.1	Desorción-condensación-almacenamiento de amoniaco	48
3.4.1.1	Calentamiento eléctrico	48
3.4.1.2	Calentamiento solar	50
3.4.2	Desorción-condensación-almacenamiento de amoniaco	52
3.4.2.1	Evaporación-absorción	52
CAPÍTULO IV ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICO		53
4.1	Metodología experimental	53
4.2	Condiciones de diseño	53
4.3	Obtención del absorbente anhidro	53
4.3.1	Síntesis del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$	53
4.4	Obtención de la relación de equilibrio: Presión-Temperatura	54
4.5	Límites térmicos y condiciones de operación	55
4.6	Modelo termodinámico del sistema absorción sólido-gas ($\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$)	57
4.6.1	Calores de reacción	57
4.6.2	Potencia frigorífica específica del refrigerante.	59
4.6.3	Calor total de disociación	59
4.6.4	Calor total de condensación	60
4.6.5	Calor total de evaporación	60
4.6.6	Calor total de absorción	61
4.6.7	Rendimiento Térmico	61
4.7	Instrumentación	62
4.8	Resultados y discusión	63
	Expectativas de estudios futuros	104
	Anexos	108
	Referencias	126

LISTA DE FIGURAS Y TABLAS

LISTA DE FIGURA

FIGURA 1. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE UN CICLO TERMODINÁMICO PARA UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN SÓLIDO-GAS EN UN DIAGRAMA DE EQUILIBRIO.	23
FIGURA 2. DIAGRAMA DE CLAUSSIUS-CLAPEYRON, PARA EL SISTEMA SÓLIDO-GAS DE UNA SOLA REACCIÓN.	24
FIGURA 3. ISOTERMAS DE ABSORCIÓN EN DIAGRAMAS PRESIÓN-CONCENTRACIÓN (P-X) PARA SISTEMAS SÓLIDO-GAS (A) Y PARA SISTEMAS LÍQUIDO-GAS (B).	26
FIGURA 4. BALANCE DE ENERGÍA GENERAL DEL SISTEMA.	28
FIGURA 5. BALANCE DE ENERGÍA APLICADO AL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO TERMOQUÍMICO	29
FIGURA 6. BALANCE DE ENERGÍA EN EL DESORBEDOR	33
FIGURA 7. BALANCE DE ENERGÍA EN EL CONDENSADOR	34
FIGURA 8. BALANCE DE ENERGÍA EN EL EVAPORADOR	35
FIGURA 9. BALANCE DE ENERGÍA EN EL ABSORBEDOR	36
FIGURA 10. VISTA DE LA CONFIGURACIÓN MECÁNICA DEL ENFRIADOR TERMOQUÍMICO	46
FIGURA 11. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICA (SEST)	48
FIGURA 12. DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO DESORCIÓN-CONDENSACIÓN-ALMACENAMIENTO OPERADO CON ENERGÍA ELÉCTRICA.	49
FIGURA 13. VISTA DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO TERMOQUÍMICO OPERADO CON ENERGÍA ELÉCTRICA	50
FIGURA 14. DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO DESORCIÓN-CONDENSACIÓN-ALMACENAMIENTO OPERANDO CON ENERGÍA SOLAR.	51
FIGURA 15. FOTOGRAFÍA DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO TERMOQUÍMICO OPERADO CON ENERGÍA SOLAR	51
FIGURA 16. DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO EVAPORACIÓN-ABSORCIÓN.	52
FIGURA 17. RELACIÓN PRESIÓN-TEMPERATURA (BaCl ₂ -NH ₃)	55
FIGURA 18. DIAGRAMA DE PRESIÓN-TEMPERATURA DE COMPUESTO BaCl ₂ -NH ₃	57
FIGURA 19. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN EN LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN	65
FIGURA 20. . EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN EN LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN	66
FIGURA 21. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN EN LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 69 °C.	67
FIGURA 22. EVOLUCIÓN DEL VOLUMEN OBTENIDO DURANTE LA DESORCIÓN DEL AMONIACO A DIFERENTES TEMPERATURAS	68
FIGURA 23. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 54 °C.	70
FIGURA 24. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 55 °C.	71
FIGURA 25. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 58 °C.	72
FIGURA 26. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 60 °C.	73
FIGURA 27. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 59 °C.	74
FIGURA 28. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T _D DE 54 °C.	75

FIGURA 29. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T_D DE 55 °C.	76
FIGURA 30. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T_D DE 59 °C.	77
FIGURA 31. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T_D DE 60 °C.	78
FIGURA 32. EVOLUCIÓN DE LA IRRADIANCIA SOLAR, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA DESORCIÓN-CONDENSACIÓN A T_D DE 60 °C.	79
FIGURA 33. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (-7 °C)	83
FIGURA 34. . EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (-6 °C)	84
FIGURA 35. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (-5 °C)	85
FIGURA 36. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (-3 °C)	86
FIGURA 37. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (15 °C)	87
FIGURA 38. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (10 °C)	88
FIGURA 39. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (3 °C)	89
FIGURA 40. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (10 °C)	90
FIGURA 41. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (5 °C)	91
FIGURA 42. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (10 °C)	92
FIGURA 43. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (2 °C)	93
FIGURA 44. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (6 °C)	94
FIGURA 45. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (8 °C)	95
FIGURA 46. EVOLUCIÓN DE LAS TEMPERATURAS Y PRESIONES DE OPERACIÓN, ASÍ COMO EL VOLUMEN ABSORBIDO DE AMONIACO LÍQUIDO DURANTE LA EVAPORACIÓN – ABSORCIÓN A T_E (12 °C)	96
FIGURA 47. VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA Y PRESIÓN DE EVAPORACIÓN- ABSORCIÓN.	97
FIGURA 48. COEFICIENTE OPERADO CON ENERGÍA ELÉCTRICA.	98
FIGURA 49. COEFICIENTE DE OPERACIÓN TÉRMICA OPERADO ENERGÍA SOLAR	99

LISTA DE TABLAS

TABLA 1. REACCIONES SÓLIDO-GAS.	17
TABLA 2. TEMPERATURAS DE ABSORCIÓN Y GENERACIÓN DE ALGUNAS SALES COMO ABSORBENTES	38
TABLA 3 ESPECIFICACIONES DE LOS COMPONENTES	46
TABLA 4. TEMPERATURAS Y PRESIONES DE EQUILIBRIO: $\text{NH}_{3(\text{L})}$ - $\text{NH}_{3(\text{V})}$, BaCl_2 - NH_3	56
TABLA 5. CALOR DE REACCIÓN EN LA ABSORCIÓN (EXOTÉRMICA), (KJ / KG)	58
TABLA 6. CALOR DE REACCIÓN EN LA DESORCIÓN (ENDOTÉRMICA), (KJ / KG)	58
TABLA 7. CALORES ESPECÍFICOS	58
TABLA 8. CÁLCULOS ESTEQUIOMÉTRICOS DEL SISTEMA DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICO	59
TABLA 9. VARIACIÓN DE LA POTENCIA FRIGORÍFICA ESPECIFICA	59
TABLA 10. VARIACIÓN DEL CALOR TOTAL DE DESORCIÓN, Q_{TG} (KJ).	60
TABLA 11. VARIACIÓN DEL CALOR DE CONDENSACIÓN Q_{TC} (KJ).	60
TABLA 12. VARIACIÓN DEL CALOR TOTAL DE EVAPORACIÓN, Q_{TE} (KJ).	61
TABLA 13. VARIACIÓN DEL CALOR TOTAL DE ABSORCIÓN, Q_{TA} (KJ).	61
TABLA 14. VARIACIÓN DE COP _i .	62
TABLA 15. INSTRUMENTOS DE MEDICIÓN	62

NOMENCLATURA

Variables

A	Área	[m ²]
A _E	Equivalente mecánico del calor	[kcalm ⁻¹ kg ⁻¹]
COP _c	Coefficiente de operación de Carnot	[adimensional]
C _p	Calor específico	[J/kg K]
C _{pR}	Capacidad calorífica del reactor	[J/kg K]
C _{pS}	Capacidad calorífica del sólido	[J/kg K]
C _{ss}	Calor específico del sólido puro	[kJ/kg°C]
C _{rs}	Calor específico del refrigerante sólido	[kJ/kg°C]
C _(s,ng)	Calor específico del complejo sólido con gas	[kJ/kg°C]
C _(s,0)	Calor específico del sólido después de la desorción	[kJ/kg°C]
C _{rl}	Calor específico del refrigerante	
H	Entalpía	[kJ/kg]
l	Litros	[litros]
L _F	Calor latente de fusión	[kJ/kg]
L _V	Calor latente de vaporización	[kJ]
L _S	Calor latente de sublimación	[kJ]
M _I	Masa del refrigerante absorbida por unidad	[kg]
M _A	Masa absorbida	[kg]
M _C	Masa del complejo solido-gas	[kg]
M _D	Masa desorbida	[kg]
M _{NH3}	Masa del amoniacó	[kg]
M _R	Masa del reactor	[kg]
M _{R1}	Masa del refrigerante absorbida en el sólido	[kg]
M _S	Masa del sólido	[kg]
n	Número de moles	[mol]
P	Presión	[bar]
P _A	Presión de absorción	[bar]
P _C	Presión de condensación	[bar]
P _C	Presión de condensación	[bar]
P _E	Presión de evaporación	[bar]
P _E	Presión de evaporación	[bar]
Q	Calor	[kJ]
Q ₁	Calor sensible del reactor	[kJ]
Q ₂	Calor sensible del sólido	[kJ]
Q ₃	Calor de disociación del amoniacó	[kJ]
Q ₄	Calor por pérdidas térmicas	[kJ]
Q _A	Calor de absorción	[kJ]
Q _C	Calor de condensación	[kJ]
Q _E	Calor de evaporación	[kJ]
Q _F	Calor de fusión	[kJ]
Q _G	Calor de generación	[kJ]
Q _H	Calor de disipación	[kJ]
Q _R	Potencia frigorífica específica del refrigerante	[kJ]

Q_s	Potencia frigorífica por unidad de masa absorbente	[kJ/kg]
Q_{SL}	Calor sensible en fase líquida	[kJ]
Q_{SS}	Calor sensible en fase sólida	[kJ]
Q_{TG}	Calor de disociación	[kJ]
S	Entropía	[kJ/kg K]
T	Temperatura	[°C]
T_A	Temperatura de absorción	[°C]
T_{amb}	Temperatura del ambiente	[°C]
T_C	Temperatura de condensación	[°C]
T_C	Temperatura de condensación	[°C]
T_{Cal}	Temperatura de calentamiento	[°C]
T_E	Temperatura de evaporación	[°C]
$T_{G/D}$	Temperatura de generación/desorción	[°C]
T_{IN}	Temperatura interna del recipiente	[°C]
T_M	Temperatura del medio	[°C]
V	Volumen	[m ³]
V'	Volumen específico en la fase sólida	[m ³ /kg]
V''	Volumen específico en la fase gaseosa	[m ³ /kg]
W	Trabajo	[kJ]
ΔT	Delta de temperatura	[°C]
ΔU	Energía interna	[kJ]

Subíndices

Ab	Absorbedor
Ag	Agua
Amb	Ambiente
B	Bomba
C	Condensación
C1	Captador 1
C2	Captador 2
C3	Captador 3
Cal	Calentamiento
Capt	Captadores
CCS	Campo de captadores solares
CFC	Clorofluoro-carburos
Cond	Condensador
COP	Coefficiente de operación
C_{sg}	Complejo sólido gas
CSVII	Captadores solares tubulares de vidrio al vacío con intercambiadores de calor integrados
D	Desorción/Disociación
ET	Enfriador termoquímico
E	Evaporación
G	Generación
HC	Hidrocarburos hidrogenados
HCFC	Hidroclorofluoro-carburos
I	Irradiancia

IN	Interna
l-g	Líquido gas
M	Manómetro
MC	Medidor de caudal
MF	Medidor de flujo
MN	Medidor de nivel
MNE	Medidor de nivel electrónico
R	Refrigerante
s	Sólido
S	Sensible
SCE	Sistema de calentamiento eléctrico
SEC	Sistema de enfriamiento convencional
SETS	Sistema de enfriamiento termoquímico solar
s-g	Sólido-gas
U	Útil
VP	Variable de proceso
V_{exp}	Válvula de expansión
η	Eficiencia

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

El consumo de energía a nivel mundial va en aumento debido a la demanda por satisfacer las necesidades básicas de la humanidad, esto con lleva a estudiar y a producir diferentes tecnologías que ayuden a la satisfacer estas necesidades y al crecimiento del país, ya que una de las problemáticas muy importantes se refiere al tema de producir frío para su aplicación a diferentes necesidades como la climatización de espacios, refrigeración y/o conservación de productos perecederos (alimentos y medicamentos), en particular en las zonas rurales en donde existe una escasa o nula disponibilidad de estructura frigorífica, en los centros de salud y de producción agropecuaria. A nivel mundial el sector frigorífico consume el 15% de la demanda de energía eléctrica [1], es por ello que es importante el estudio de las diferentes opciones eficientes de producción de frío, cuyas emisiones no contribuyan al cambio climático, ni afecten a la capa de ozono y que su operación se preferentemente basada en la utilización de energías renovables, como la solar.

Dentro de esta oferta tecnológica, los ciclos de refrigeración basados en el principio de sorción, en particular los de absorción sólido-gas, presentan muchas de las características deseadas, tales como: bajas temperaturas de operación, simples en el diseño y construcción, poca dependencia de su eficiencia térmica con respecto a las variables de operación, bajos requerimientos de materiales, lo cual puede quedar reflejado en una disminución en su costo así como su simplicidad en su operación y control. Sin embargo, presentan ciertas desventajas, entre ellas la baja conductividad térmica lo que su modo de operación se limita a ser intermitente, es decir que durante el día se genera y condensa el refrigerante y durante la noche se procede a su evaporación (producción de frío) y su absorción.

Existe una gran diversidad de sistemas sólido-gas, que pueden ser integrados a ciclos de refrigeración, en particular reacciones químicas entre un sólido absorbente y un refrigerante, dentro de estas opciones, se ha considerado la absorción del amoniaco, ya que permite la producción de hielo y de la sal de cloruro de bario, que absorbe cantidades importantes de amoniaco, y cuyo equilibrio, permite obtener bajas temperaturas de disociación del refrigerante.

En la refrigeración basada en reacciones químicas o termoquímica, se han estudiado varias reacciones sólido-gas en las que destacan: cloruro de bario– amoniaco, [2,3] cloruro de calcio - amoniaco [4,5,6], cloruro de estroncio - amoniaco [7], cloruro de manganeso-amoniaco [3,8], cloruro de níquel - amoniaco [8], cloruro de calcio – monometilamina [9] y cloruro de litio - monometilamina [10], entre otros. La mayoría de estos sistemas han sido utilizados o propuestos para la refrigeración solar debido a sus relativas bajas temperaturas de disociación. Algunos sistemas termoquímicos se han propuesto para ciclos de bombas de calor para el calentamiento del habitat o como medios de almacenamiento térmico, [11]. En lo referente a problemas de transferencia de calor y masa en sistemas termoquímicos [12,13,14,15,16]. Se han efectuado algunos desarrollos de plantas piloto para aplicación en bombas de calor entre 20 y 50 kW [17]. Se han generado algunas patentes, tales como un dispositivo para la producción de frío y/o de calor por reacción sólido-gas [18,19], un dispositivo para producir frío y/o calor operado con caloriductos gravitacionales [20], reactores que trabajan a presión constante continua [21], utilización de intercalados activos y procedimiento de puesta en operación de procesos fisicoquímicos sólido-gas o líquido-gas utilizando como medio reactivo el compuesto propuesto [22].

En lo que se refiere a los estudios realizados en México, se tiene como primer antecedente la propuesta de utilización de la reacción entre el cloruro de calcio y la monometilamina, la cual fue una tesis doctoral [23]. Desde 1980 en el Departamento de energía Solar, posteriormente Laboratorio de Energía Solar ambos dependientes del Instituto de Investigaciones en Materiales, después Centro de Investigación en Energía, y ahora convertido en el Instituto de Energías Renovables, se han estudiado termodinámicamente varios sistemas termoquímicos sólido-gas, para su aplicación en ciclos de refrigeración y bombas de calor, desde el punto de vista teórico como experimental. En lo referente al sistema cloruro de calcio-monometilamina, para ciclos de refrigeración [24,25,26,27]. Estudios con cloruro de calcio-amoniaco, [24,5], estudios con cloruro de bario – amoniaco [2,28,29]

1.2 Particularidades de los sistemas basados en la termicidad de las reacciones de absorbentes sólidos y el amoniaco (NH₃)

Los sistemas sólidos-gas han sido estudiados desde años anteriores, debido a las particularidades con que cuentan y sumado a sus propiedades pueden utilizarse en

combinación para formar compuestos bien definidos para ser utilizados para diferentes aplicaciones como por ejemplo la climatización de espacios, refrigeración y producción de hielo.

En la Tabla 1 se observa la naturaleza y el número de amoniacatos son variados e importantes Mauran [30], Spinner [31], Hartoulari [32], Balan [33], y Rockenfeller [34]. Estos reaccionan en una gran gama de presiones, temperaturas y en dependencia del número de moles de gas reaccionante por moles de sal o compuesto sólido.

La densidad energética o capacidad de almacenamiento de estos compuestos puede ser elevada (510 Wh/kg en el caso del $\text{NiCl}_2 \cdot 6/3 \text{NH}_3$) Spinner [31].

De manera general, la estabilidad de los amoniacatos es muy elevada, no presentan reacciones secundarias lo cual permite que sean utilizados en sistemas termoquímicos de producción de frío a bajas temperaturas (cercanas a $-50 \text{ }^\circ\text{C}$, por evaporación de amoniaco), en sistemas multiefectos, y en termotransformadores pudiéndose elevar el potencial térmico de la fuente hasta más de $250 \text{ }^\circ\text{C}$.

Los amoniacatos presentan como desventaja, la evolución importante de sus volúmenes molares durante el curso de las reacciones de síntesis y descomposición. Los estudios realizados por Mauran [30], condujeron a la definición de los límites de compactación de los cloruros, proponiendo un modelo matemático para determinar las variaciones de volúmenes de diferentes sales y optimizar la densidad energética de estos sistemas.

Las particularidades de los sistemas basados en la utilización de amoniacatos conducen al planteamiento de problemas científicos originales, los cuales están muy estrechamente ligados a:

1. La termodinámica y cinética de transformación del sistema sólido-gas.
2. La evolución de la textura del lecho sólido durante la reacción.

Estas problemáticas han conllevado al estudio de diferentes tipos de reactores y aditivos para reducir este efecto, surgiendo diferentes e interesantes variantes, tales como:

- a. Lechos fijos sin ligaduras, en reactores de paredes móviles: Esta solución propuesta por (Rockefeller [34]), ha sido muy difícil de llevar a cabo y solo conduce a valores muy bajos de coeficientes de transferencia de calor y de masa.
- b. Cristalización de cloruros sobre las paredes del reactor: Que al reaccionar con el gas permite por una parte un buen contacto entre la pared y el sólido y por otra un buen contacto entre los granos del sólido.
- c. Mezclas de cloruros con nitrato de litio: Los cual forma un líquido pastoso al reaccionar con el NH_3 . Estos resultados son muy interesantes pero limitan a estos sistemas a operar por debajo de $150\text{ }^\circ\text{C}$.
- d. Mezclas de amoniacatos con grafito: Esta solución es muy interesante por sus resultados con diferentes cloruros tales como: MnCl_2 , MgCl_2 y NiCl_2 . La interacción de este sustrato cuando se intercala en forma de grano, presentó los mismos problemas de resistencia de contacto, y bajos coeficientes de intercambio en la pared, pero cuando se intercala en forma de fibras es una solución muy original y prometedora para solucionar esta problemática. Y por último:
- e. Las mezclas del reactivo con grafito expandido: aseguran:
 1. Mantener las propiedades de elasticidad del medio.
 2. Los valores de los coeficientes de intercambio en la pared y la conductividad térmica del medio dependen de las proporciones y condiciones en que se efectúe la mezcla.
 3. La impregnación de reactivos o sales en los bloques de grafito expandido, permite re-encontrar el carácter fuertemente anisótropo del grafito natural conservándose un medio muy poroso. Estas diferentes soluciones conducen a diferentes formas en los reactores de sólido-gas.

1.3 Propiedades termodinámicas de reacciones sólido-gas

La Tabla 1. Muestra diferentes sistemas sólidos- NH_3 y algunos datos termodinámicos como entalpía, entropía y calor específico para diferentes amoniacatos.

Tabla 1. Reacciones sólido-gas.

Reacción (Sólido-NH ₃) S, n ₁ R ⇌ s, n ₂ R + (n ₁ - n ₂) R	ΔH J.mol ⁻¹	ΔS J.K ⁻¹ .mol ⁻¹	Cp J.K ⁻¹ .mol ⁻¹
ZnCl₂ - NH₃			
(10/6) ZnCl ₂ , 10 NH ₃ ⇌ ZnCl ₂ , 6 NH ₃ + 4	29588	219.23	71.21
(6/4) ZnCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ ZnCl ₂ , 4 NH ₃ + 2	44779	230.24	71.27
(4/2) ZnCl ₂ , 4 NH ₃ ⇌ ZnCl ₂ , 2 NH ₃ + 2	49467	230.24	71.27
(2/1) ZnCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ ZnCl ₂ , NH ₃ +	80352	229.72	71.27
(1/0) ZnCl ₂ , NH ₃ ⇌ ZnCl ₂ +	104625	227.79	71.21
CuCl₂ - NH₃			
(10/6) CuCl ₂ , 10 NH ₃ ⇌ CuCl ₂ , 6 NH ₃ + 4	31387	227.72	71.81
(5/3.3) CuCl ₂ , 5 NH ₃ ⇌ CuCl ₂ , 3.3NH ₃ + 1.7	50247	230.75	71.81
(3.3/2) CuCl ₂ , 3.3 NH ₃ ⇌ CuCl ₂ , 2 NH ₃ + 1.3	56497	237.22	71.81
SnCl₂ - NH₃			
(9/4.0) SnCl ₂ , 9 NH ₃ ⇌ SnCl ₂ , 4 NH ₃ + 5	31806	224.86	70.60
(4/2.5) SnCl ₂ , 4 NH ₃ ⇌ SnCl ₂ , 2.5 NH ₃ + 1.5	38920	229.82	70.60
PbCl₂ - NH₃			
(8/3.25) PbCl ₂ , 8 NH ₃ ⇌ PbCl ₂ , 3.25 NH ₃ +	34317	223.76	70.05
(3.25/2) PbCl ₂ , 3.25 NH ₃ ⇌ PbCl ₂ , 2 NH ₃ +	39339	230.27	70.05
(2/1.5) PbCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ PbCl ₂ , 1.5 NH ₃ +	46035	230.89	70.05
(1.5/1) PbCl ₂ , 1.5 NH ₃ ⇌ PbCl ₂ , NH ₃ +	47290	232.50	70.05
(1/0) PbCl ₂ , NH ₃ ⇌ PbCl ₂ + NH ₃	55660	231.04	70.05
LiCl₂ - NH₃			
(4/3) LiCl ₂ , 4 NH ₃ ⇌ LiCl ₂ , 3 NH ₃ + NH ₃	36828	224.70	70.50
BaCl₂ - NH₃			
(8/0) BaCl ₂ , 8 NH ₃ ⇌ BaCl ₂ + 8 NH ₃	37665	227.25	75.10
CaCl₂ - NH₃			
(8/4) CaCl ₂ , 8 NH ₃ ⇌ CaCl ₂ , 4 NH ₃ + 4	41013	230.30	72.52
(4/2) CaCl ₂ , 4 NH ₃ ⇌ CaCl ₂ , 2 NH ₃ + 2	42268	229.92	72.52
(2/1) CaCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ CaCl ₂ , NH ₃ +	63193	237.34	72.52
(1/0) CaCl ₂ , NH ₃ ⇌ CaCl ₂ +	69052	234.14	72.52
MnCl₂ - NH₃			
(6/2) MnCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ MnCl ₂ , 2 NH ₃ + 4	47416	228.07	72.86
(2/1) MnCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ MnCl ₂ , NH ₃ +	71019	232.35	72.86
(1/0) MnCl ₂ , NH ₃ ⇌ MnCl ₂ +	84202	233.18	72.86
FeCl₂ - NH₃			
(6/2) FeCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ FeCl ₂ , 2 NH ₃ + 4	51266	227.99	76.57
(2/1) FeCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ FeCl ₂ , NH ₃ +	76167	231.91	76.57
(1/0) FeCl ₂ , NH ₃ ⇌ FeCl ₂ +	86880	233.01	76.57
SrCl₂ - NH₃			
(8/1) SrCl ₂ , 8 NH ₃ ⇌ SrCl ₂ , NH ₃ + 7	41431	228.80	75.53
CoCl₂ - NH₃			
(6/2) CoCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ CoCl ₂ , 2 NH ₃ + 4	53986	228.10	78.41
(2/1) CoCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ CoCl ₂ , NH ₃ +	78134	232.17	78.41
(1/0) CoCl ₂ , NH ₃ ⇌ CoCl ₂ +	88303	232.80	78.41
MgCl₂ - NH₃			
(6/2) MgCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ MgCl ₂ , 2 NH ₃ + 4	55660	230.63	71.31
(2/1) MgCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ MgCl ₂ , NH ₃ +	74911	230.30	71.31
(1/0) MgCl ₂ , NH ₃ ⇌ MgCl ₂ +	87040	230.88	71.31
NiCl₂ - NH₃			
(6/2) NiCl ₂ , 6 NH ₃ ⇌ NiCl ₂ , 2 NH ₃ + 4	59217	227.75	71.60
(2/1) NiCl ₂ , 2 NH ₃ ⇌ NiCl ₂ , NH ₃ +	79515	232.17	71.60
(1/0) NiCl ₂ , NH ₃ ⇌ NiCl ₂ + NH ₃	89810	233.01	71.60

Una de los principales aspectos que se consideraron para estudiar y desarrollar una maquina frigorífica termoquímica es la afinidad con que cuentan la reacciones sólido-gas específicamente la reacción $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$, con su relación (8/0), significa que ocho moles de amoniaco pueden ser absorbidos por mol de cloruro de bario con una entalpia de 37,665 J/mol , para una sola reacción, los reactivos están disponibles y a un costo relativamente bajo, cabe mencionar que a partir del protocolo de Montreal se ha restringido el uso de refrigerantes que afecten la capa de ozono, es por ello que es de suma importancia encontrar compuesto que no tengan impactos negativos al ambiente, como es el caso de la reacción mencionada.

La búsqueda de compuestos para generen frío y no tengan impactos negativos en el medio ambiente han sido objeto de estudio y desarrollo en la Coordinación de Refrigeración y Bombas de Calor del Instituto de Energías Renovables de la Universidad Nacional Autónoma de México, que actualmente cuenta con diferentes maquinas frigoríficas, en especial un sistema de refrigeración termoquímica que utiliza la reacción química entre el cloruro de bario y el amoniaco con calidad de grado industrial. El enfriador solar termoquímico está diseñado, construido e instrumentado para que pueda operar en forma manual y/o automática, utilizando energía eléctrica o solar[35]. La producción de frío, en particular para la operación de sistemas de aire acondicionado conlleva a altos consumos de eléctricos lo que provoca una sobrecarga en la red de distribución. Con base a lo anterior este trabajo se ha orientado hacia la búsqueda de formas alternativas de enfriamiento más eficientes y proponiendo el uso de las energías renovables.

1.4 Problemática

- 1.4.1 En las comunidades rurales existe poca o nula infraestructura frigorífica para la refrigeración y/o conservación de alimentos.
- 1.4.2 El 15% de la energía eléctrica a nivel mundial es consumida por el sector frigorífico.
- 1.4.3 En la actualidad los refrigerantes más usados comercialmente son los hidrocarburos hidrogenados (HC), los hidroclorofluorocarburos (HCFC) y los cloroflouorcarburos (CFC), Los acuerdos internacionales han sido firmados para reducir las emisiones de estos refrigerantes Merlin [36],

estos refrigerantes son nocivos para el medio ambiente y contribuyes al deterioro de la capa de ozono.

- 1.4.4 Los valores de los coeficientes de transferencia de calor y masa de estas reacciones involucrados en la producción de frío son bajos, en particular debido a la bajas conductividades térmicas [34]. Además los estudios realizados [11], condujeron a la definición de los límites de compactación de los cloruros

1.5 Justificación

De acuerdo a la problemática presentada, se propone realizar un estudio experimental de un sistema de refrigeración termoquímico solar que utilice la reacción entre el cloruro de bario y amoniaco grado industrial, con funcionamiento utilizando energía eléctrica y solar, el cual contribuirá a mejorar específicamente la problemática de producir frío en zonas rurales cuyo crecimiento económico y social depende en buena medida de la disponibilidad de una infraestructura frigorífica para la conservación y/o congelación de productos del mar, agrícolas y pecuarios, en donde en la mayoría de los casos, se utiliza el hielo como medio enfriante, esto se realizara a partir de la evaporación de amoniaco, al utilizar energía renovable nos permitirá tener un ahorro de energía convencional, además de minimizar el impacto ambiental de acuerdo a los puntos 1.4.1, 1.4.2 y 1.4.3 respectivamente. La importancia de utilizar elementos grado industrial es disminuir el costo de los materiales, la reducción de componentes y lo más importante disminuir la energía necesaria para la desorción del refrigerante, disponiendo de fuentes de energía de baja entalpia como el calor de desecho industrial, la energía solar, la biomasa y la geotermia.

1.6 Objetivos

1.6.1 Objetivo general

Estudiar teórica y experimentalmente el comportamiento termodinámico de un sistema de enfriamiento solar termoquímico (cloruro de bario-amoniaco) de una etapa.

1.6.2 Objetivos específicos

- Analizar experimentalmente de un enfriador solar termoquímico con funcionamiento intermitente constituido por: reactor, (desorbedor, absorbedor), condensador, evaporador, recipiente de condensados, válvula de expansión, así como por los subsistemas de calentamiento, disipación de calor y producción de frío.
- Demostrar la factibilidad de construir una maquina frigorífica simple con la reacción entre el cloruro de bario y amoniaco grado industrial debido a que la desorción y absorción se realiza en un solo recipiente
- Establecer los procedimientos de las pruebas experimentales de los ciclos termodinámicos a condiciones de operación controlada y solar.
- Demostrar la posibilidad que el sistema termoquímico (cloruro de bario – amoniaco) grado industrial podrá desorber el refrigerante en un intervalo de temperaturas entre 55 y 70 °C.
- Obtener temperaturas de evaporación en un orden de -10 a 10 °C, necesarias para la producción de frío (hielo, refrigeración y/o climatización).
- Demostrar la posibilidad de utilizar captadores solares de tubos evacuados con caloriductos integrados para su funcionamiento.
- Analizar los resultados obtenidos de la evaluación experimental del sistema de enfriamiento para obtener determinar los diferentes COP.
- Proponer estrategias y recomendaciones para la mejor operación del sistema de enfriamiento termoquímico.

1.7 Metodología

Análisis Teórico

Este estudio consistió en analizar un sistema de absorción solido-gas acoplado a un ciclo termodinámico en estado estacionario, donde se obtuvieron las curvas de operación de la reacción cloruro de bario amoniaco grado industrial, a partir de estas ecuaciones, se calcularon las temperaturas y presiones de operación para cada uno de procesos: de desorción, condensación, evaporación y absorción, obteniendo los valores de energía necesarios en cada uno de los procesos involucrados, teniendo en cuenta los calores sensibles y latentes de acuerdo a la primera ley de la termodinámica aplicando un balance macroscópicos de energía, con el objetivo de obtener los coeficientes máximos de operación del sistema de absorción y compararlos con los coeficientes de operación obtenidos experimentalmente.

Análisis experimental

El objetivo principal es determinar el comportamiento térmico de forma experimental para lo cual se propone una metodología que consiste de manera general en determinar, el rendimiento térmico a partir de las variables de operación del ciclo funcionando con energía eléctrica y solar. Se determinaron las condiciones operación, las energías involucradas y el coeficiente de operación de acuerdo a la siguiente metodología:

Acondicionamiento y prueba de fugas del sistema de absorción termoquímico

Antes de iniciar las pruebas experimentales al sistema de absorción, se acondicionó cada uno de los componentes verificando posibles fugas, este procedimiento se llevó a cabo como sigue: aumentando la presión de operación máxima en cada uno de los procesos desorción (25 bar), condensación (16 bar), y de evaporación (10 bar) y absorción (10 bar) durante un tiempo de 24 horas, observando que la presión establecida no variará ± 1 bar.

Síntesis de la reacción cloruro de bario – amoníaco ($\text{BaCl}_2 - 8\text{NH}_3$).

Basándose en los pesos moleculares y la termodinámica de absorción, se realizó el cálculo de la cantidad de kilogramos amoníaco que se podría absorber por cada kilogramos de cloruro de bario, la cual se realizó al interior del reactor a condiciones controladas de temperatura en un rango de 18 a 23 °C.

Relación Presión – Temperatura de operación.

Para obtener la curva de equilibrio del compuesto $\text{BaCl}_2 - 8\text{NH}_3$, la cinética se desarrolló al interior del enfriador termoquímico, midiendo la presión y temperatura y para la curva $\text{NH}_{3(l)} - \text{NH}_{3(v)}$ esta se obtuvo a partir de la medición de la presión y temperatura en cada uno de los procesos de condensación y evaporación

Condiciones de operación.

Las condiciones de operación se establecieron de acuerdo a la relación de presión-temperatura, obtenida experimentalmente, tomando en cuenta las temperaturas del proceso de disociación entre 55 a 70 °C, de condensación entre 20 a 30 °C de evaporación de -10 a 10 °C y de absorción de 25 a 35 °C.

Ciclos termodinámicos de operación con energía eléctrica y solar.

Se realizaron dos modos de operación: el primero utilizando energía eléctrica, con el objetivo de establecer las mejores condiciones de operación a condiciones controladas, y el segundo utilizando energía solar, una vez realizado el análisis a condiciones controladas, se prosiguió a reproducirlas operando con energía solar. Lo anterior permitirá realizar un comparativo entre los dos modos de funcionamiento y poder determinar la mejor configuración de operación. Finalmente y de acuerdo a los procesos de operación planteados, se realizó el análisis de los resultados experimentales del sistema de enfriamiento solar, para obtener el coeficiente de operación del sistema de absorción (COP) y el coeficiente global de operación operado con energía solar (COPt).

CAPÍTULO II. SISTEMAS DE ABSORCIÓN SÓLIDO-GAS

2.1 Introducción

Las reacciones heterogéneas reversibles que tienen lugar entre un sólido y un gas pueden ser utilizadas en ciclos termodinámicos de refrigeración. Una vez hecha la selección del refrigerante (gas), es necesario analizar las diferentes posibilidades de absorbentes sólidos que puedan retener al refrigerante, en función de sus propiedades termodinámicas.

El ciclo termodinámico de refrigeración puede representarse en un diagrama presión de vapor contra temperatura. (Figura. 1). La curva A representa el equilibrio del refrigerante líquido-refrigerante gaseoso y las curvas B, C, D, las de los diferentes equilibrios entre el complejo sólido-gas y el refrigerante gaseoso. Dependiendo del sistema sólido-gas sería el número de curvas que corresponden a los equilibrios subsiguientes de desorción.

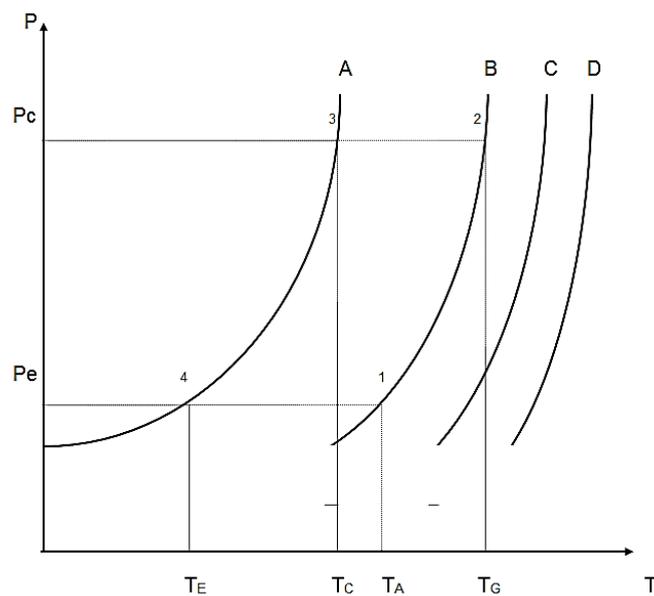


Figura 1. Condiciones de operación de un ciclo termodinámico para un sistema de refrigeración por absorción sólido-gas en un diagrama de equilibrio.

Con la ayuda del diagrama de la Figura. 1 es posible establecer las condiciones de operación del ciclo de refrigeración. La temperatura de evaporación T_E , está determinada por la temperatura a la cual se desea mantener el espacio a enfriar, la temperatura de condensación T_C , es función del medio de enfriamiento (aire o agua).

Establecidas estas condiciones se puede determinar entonces las presiones correspondientes P_E y P_C , siendo los procesos de condensación y evaporación procesos isobáricos e isotérmicos. La presión de evaporación P_E determina entonces la temperatura de absorción T_A y la presión de condensación P_C determina la temperatura de generación T_D .

2.2 Funcionamiento del ciclo termodinámico

La Figura. 2 representa el diagrama de Claussius-Clapeyron, ($\log P$ vs $1/T$) con la ayuda del cual describiremos el ciclo de refrigeración sólido-gas.

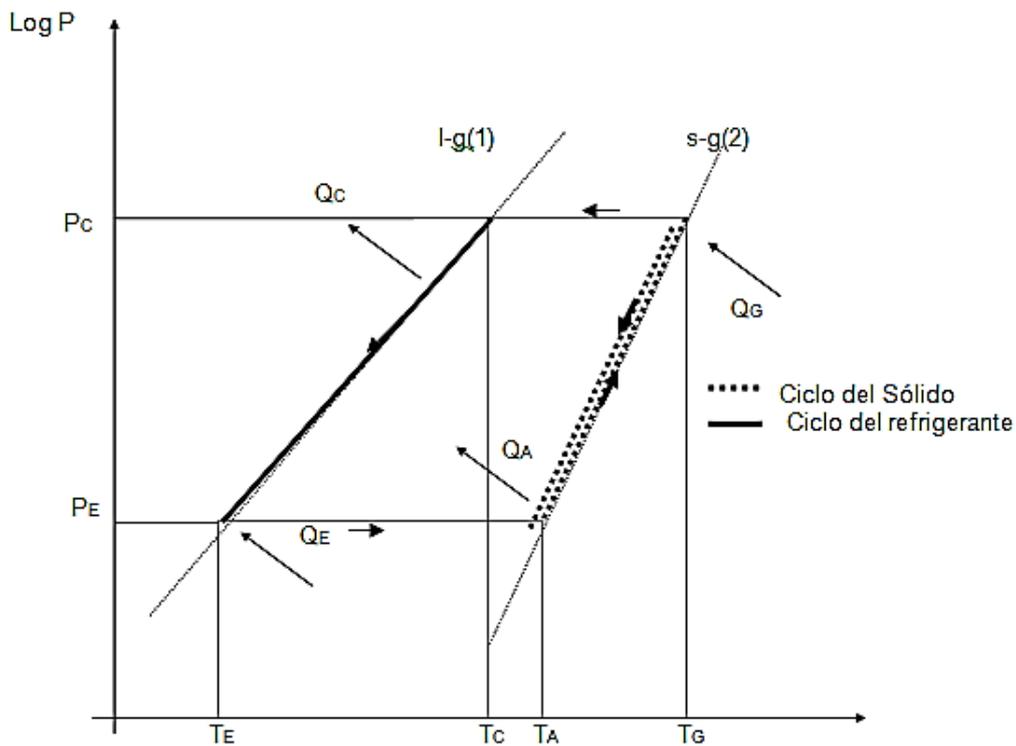


Figura 2. Diagrama de Claussius-Clapeyron, para el sistema sólido-gas de una sola reacción.

El absorbente sólido contenido en el reactor, absorbe a una temperatura T_A los vapores de refrigerante producidos por la evaporación endotérmica del líquido a la temperatura T_E , posteriormente el refrigerante se calienta desde T_E hasta T_A en donde se absorbe y

se produce calor resultado de la síntesis exotérmica entre el absorbente y el gas. Luego le sigue un proceso de generación en el cual el sólido es calentado desde la temperatura T_A hasta T_G , a la cual ocurre la desorción endotérmica del refrigerante, seguido de un enfriamiento del refrigerante desde la temperatura T_G hasta T_C donde tiene lugar la condensación exotérmica del vapor. El refrigerante en estado líquido se expande desde la presión de condensación P_C hasta la de evaporación P_E , enfriándose sensiblemente desde T_C hasta T_E condición a la cual es evaporado, produciéndose en ese punto el efecto de enfriamiento. Con respecto al sólido, después de desorber al vapor, se enfría desde T_G hasta T_A , disminuyendo su presión desde P_C hasta $P_E = P_A$, punto donde se inicia de nuevo el ciclo.

2.3 Reacciones sólido-gas

Los sistemas por absorción sólido-gas están basados en la utilización de reacciones heterogéneas reversibles del tipo siguiente:



Que se puede expresar de la forma siguiente:



En donde s es el sólido, R el refrigerante y n el número de moles de refrigerante absorbido. Durante estas reacciones se forman compuestos de adición bien definidos químicamente en donde se utilizan halogenuros alcalinos, alcalino térreos o metálicos, halogenuros dobles o mixtos, sulfatos, nitratos y fosfatos como absorbentes. Si el refrigerante usado es el NH_3 se les llaman en sentido general a estas sales formadas amoniacatos y aminoacatos si el refrigerante es una amina, tomando el nombre genérico del gas o vapor que absorben.

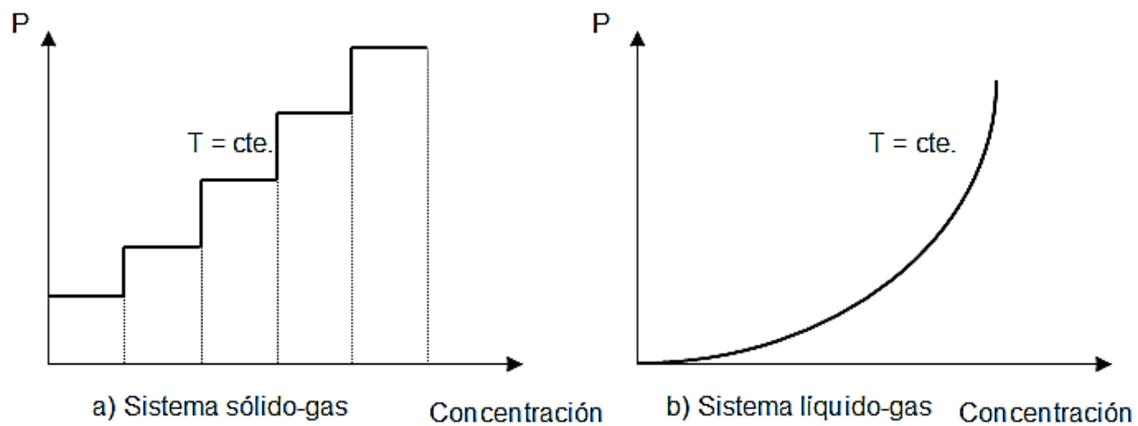


Figura 3. Isotermas de absorción en diagramas Presión-Concentración (P-X) para sistemas sólido-gas (a) y para sistemas líquido-gas (b).

A diferencia de los sistemas de absorción líquido-gas, en los cuales en una isoterma, la presión es una función continua de la concentración (Fig. 3b), en los sistemas sólido-gas existe una sucesión de escalones a presión constante entre dos valores de concentración, (Fig. 3a). Cada escalón representa un equilibrio monovariante entre dos compuestos sólidos y el gas.

La teoría que explica la formación de este tipo de compuestos plantea dos necesidades; por un lado se requiere de la estabilización de una unión entre el elemento de la red estructural del sólido y la molécula del gas refrigerante y por otra parte, de una dilatación de la red para dar lugar a la fijación de la molécula del gas.

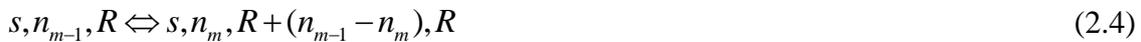
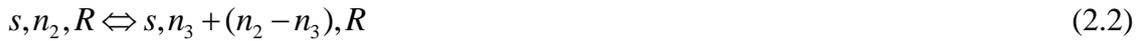
Esto se lleva a cabo a través de zonas reaccionantes localizadas en la interfase sólido-gas. Mediante el nacimiento y crecimiento de gérmenes en estos lugares se da el desarrollo de una fase sólida nueva, química y estructuralmente diferente de la fase sólida original.

En sentido general durante las reacciones sólido-gas existen varios procesos involucrados, tales como:

1. Transferencia de masa del elemento a difundirse, desde el seno de la fase gaseosa hacia la interface con el sólido.
2. Transferencia de masa en la superficie por medio de la adsorción la cual es mínima en comparación a la difusión del sólido.

3. Transferencia de masa del gas en el sólido, solubilizándose y ocupando lugares intersticiales de la estructura sólida.
4. Reacción química heterogénea, cuya evolución es del centro hacia la superficie del sólido, acompañada por una liberación de calor. (reacción exotérmica).

Los diferentes estados de equilibrio que pueden sucederse en una reacción sólido-gas se representan de manera general y tomando como inicio la ecuación 2.2, de la forma siguiente:



dónde:

$$n_1 > n_2 > n_3 > n_{m-1} > n_m$$

La fórmula semi-empírica propuesta por RENKIN-DUFRE-HERTZ es la más empleada para representar en un diagrama de equilibrio $\log P$ vs $1/T$ las reacciones representadas en las ecuaciones 2.2 a la 2.4:

$$\text{Log}P = A - \frac{B}{T} - C \log T \quad (2.5)$$

En donde A, B y C son constantes determinadas experimentalmente para cada compuesto.

2.4 Ciclo de enfriamiento por absorción sólido-gas (Termoquímico).

2.4.1 Balance de energía general

Se considera un ciclo básico de refrigeración por absorción sólido-gas en estado estacionario. En la Figura 4, se observan los calores involucrados: calor de desorción (Q_D), calor de condensación (Q_C), calor de evaporación (Q_E), y el calor de absorción (Q_A).

De acuerdo a la primera Ley de la termodinámica (principio de conservación de la energía), la energía que entra al sistema es igual a la energía que sale más la energía almacenada. Considerando que no hay pérdidas ni generación interna de energía, se efectúa un balance macroscópico total de energía en el ciclo, de acuerdo a la Figura. 4.

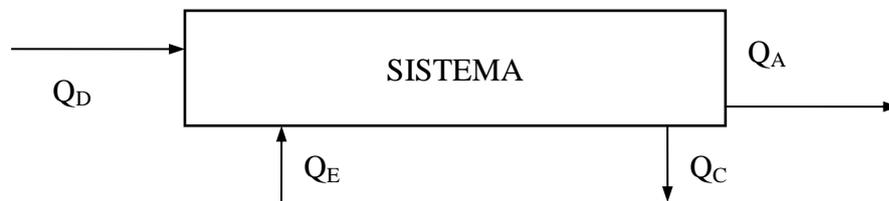


Figura 4. Balance de energía general del sistema.

En la Figura 5. Se presentan un balance general de energía aplicado al circuito de enfriamiento, en donde se observa de manera esquemática cada uno de los componentes (desorbedor, condensador, V_{Exp} , evaporador y absorbedor) involucrados además de las temperaturas, presiones y masa de entrada y salida en cada uno de los procesos.

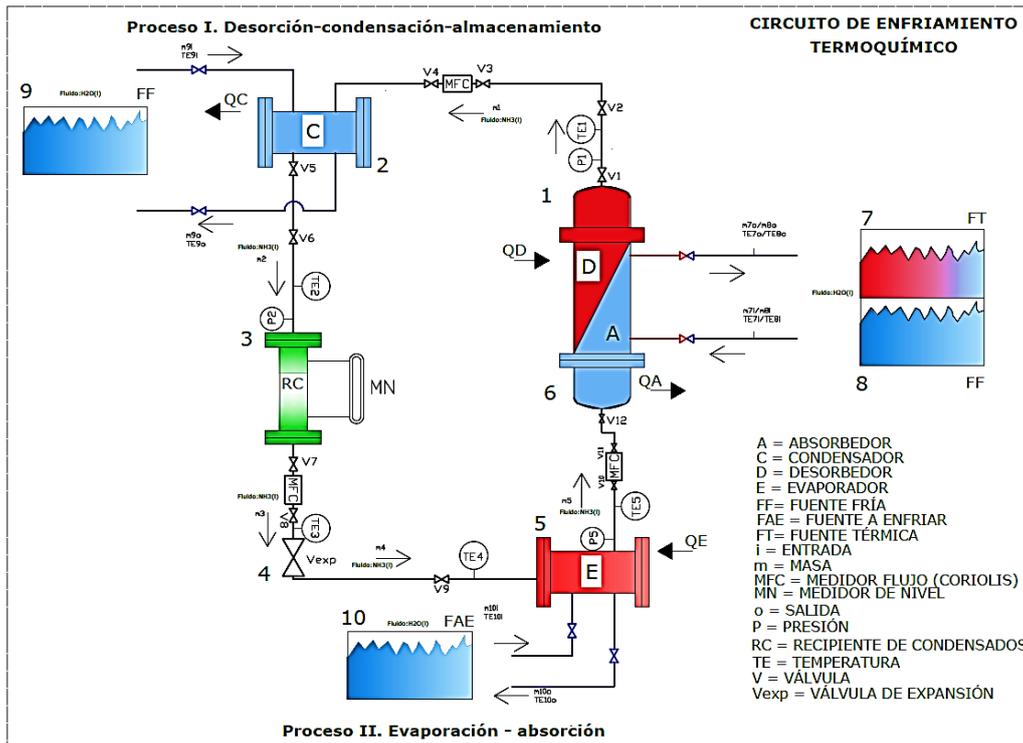


Figura 5. Balance de energía aplicado al sistema de enfriamiento termoquímico

$$Q_D + Q_E = Q_C + Q_A \quad (2.6)$$

A partir de la ecuación 2.6 se calcula cada uno de estas cantidades de calor, considerando los sensibles y los latentes, se propone una metodología de cálculo para obtener el valor del coeficiente de operación, además de la eficiencia global del sistema combinando el ciclo de refrigeración sólido-gas y el sistema de calentamiento solar, aplicando la siguiente metodología.

2.5 Metodología de cálculo

2.5.1 Cálculos estequiométricos

En función de la reacción química utilizada en un sistema de refrigeración por absorción sólido-gas, es importante conocer la capacidad de absorción del absorbente, la cual estará determinada por el número de moles libres de refrigerante por mol de sólido, en el dominio de operación de temperatura y presión durante la saturación completa.

La relación del número de moles de refrigerante por su peso molecular dividido por el número de moles de sólido por su peso molecular expresa la masa de refrigerante absorbida por unidad de masa de absorbente sólido, es decir:

$$M_1 = \frac{(n_1 R)(PM_R)}{(n_s)(PM_S)} \quad (2.7)$$

Si existieran varias reacciones de equilibrio entonces será necesario determinar las masas respectivas de refrigerantes contenidas en el sólido después de cada etapa, es decir; M_2, M_3, \dots, M_n .

$$M_2 = \frac{(n_2 R)(PM_R)}{(n_s)(PM_S)} \quad (2.8)$$

$$M_3 = \frac{(n_3 R)(PM_R)}{(n_s)(PM_S)}$$

(2.9)

$$M_n = \frac{(n_n R)(PM_R)}{(n_s)(PM_S)} \quad (2.10)$$

Donde:

$$n_1 > n_2 > n_3 > \dots > n_{n-1} > \dots > n_n.$$

n_s es el número de moles de la sal pura.

PM_R y PM_S son los pesos moleculares del refrigerante y de la sal respectivamente.

La masa de refrigerante desorbida por unidad de masa de sólido entre dos etapas de disociación se define entonces como:

$$M_D = M_1 - M_2 \quad (2.11)$$

La masa total de refrigerante absorbida en el sólido

$$M_{R1} = M_1 M_S \quad (2.12)$$

La masa total de refrigerante absorbida en el sólido después de la desorción es:

$$M_{R2} = M_2 M_S = 0 \quad (2.12 a)$$

donde M_S es la masa del sólido la cual sumada con M_{R1} o con M_{R2} determina la masa del compuesto sólido-gas, es decir:

$$M_C = M_S + M_R \quad (2.13)$$

2.5.2 Potencia frigorífica específica del refrigerante

Se define como la cantidad de calor a extraer del medio a enfriar por cada kg de refrigerante evaporado y se determina como la diferencia de entalpías del vapor a la temperatura de evaporación y la del líquido a la temperatura de condensación y se expresa en kJ/ kg. de refrigerante.

$$Q_R = h_{V(T_E)} - h_{L(T_C)} \quad (2.14)$$

2.5.3 Potencia frigorífica por unidad de masa de absorbente sólido

Se define como el producto de la potencia específica del refrigerante por la masa de refrigerante desorbido por kg. de sólido y se expresa en kJ/ kg. de sólido:

$$Q_S = M_D Q_R \quad (2.15)$$

2.5.4 Balance de energía por componentes

a) Calor de Disociación/Generación

Para que ocurra la reacción de desorción de los vapores de refrigerante que están contenidos en el sólido absorbente es necesario suministrar calor al sistema. Durante este período, el compuesto sólido-gas absorbe calor para calentarse desde la temperatura de absorción T_A hasta la temperatura de desorción T_D , temperatura a la cual comienza la reacción de desorción. El calor total absorbido por el compuesto será la suma de los calores sensibles para llevarlos desde T_A hasta T_D , más el calor latente necesario para efectuar la desorción.

$$Q_{TD} = Q_{SD} + Q_D + Q_{ET} \quad (2.16)$$

Dónde:

$$Q_{SD} = (M_S + M_{R1}) C_{CSD} (T_D - T_A) \quad (2.17)$$

donde:

C_{CSG} representa el calor específico del compuesto sólido-gas y se determina como:

$$C_{CSD} = \frac{(M_S C_S) + (M_{R1} C_{RS})}{M_S + M_{R1}} \quad (2.18)$$

C_S es el calor específico del sólido y C_{RS} el calor específico del refrigerante considerado en estado sólido.

El calor latente de reacción se determina como:

$$Q_D = (M_{R1} - M_{R2}) \Delta H_{r(TD)} \quad (2.19)$$

donde ΔH_R es la entalpía de reacción a la temperatura T_D .

$$Q_{ET} = M_{ET} C_{p_{ET}} (T_D - T_A) \quad (2.20)$$

De acuerdo a la Figura 6, podemos calcular la masa necesaria para el proceso de desorción con la siguiente expresión matemática.

$$\overline{m}_7 C_{p_7} \Delta T_7 = Q_{TD} \dots \dots \dots (2.21)$$

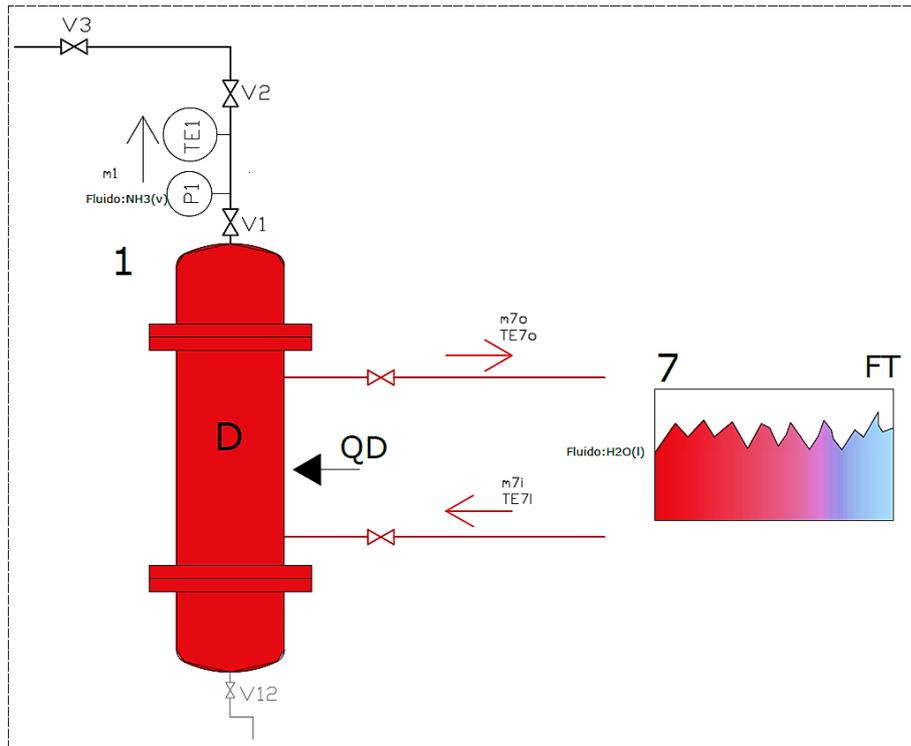


Figura 6. Balance de energía en el desorbedor

b) Calor de condensación, (Q_C)

Es el calor liberado durante la condensación de los vapores de refrigerante a temperatura y presión constante (T_C , P_C), más el calor sensible para enfriar el vapor sobrecalentado desde T_D hasta T_C , este calor se determina como:

$$Q_{Tc} = Q_C + Q_{Cond} \quad (2.22)$$

$$Q_C = (M_{R1} - M_{R2})(h_{V(TG)} - h_{l(Tc)}) \quad (2.23)$$

$$Q_{Cond} = M_{Cond} C_{p_{Cond}} (T_G - T_C) \quad \dots\dots\dots (2.24)$$

donde $h_{V(TG)}$ y $h_{l(TC)}$ representan la entalpía de los vapores de refrigerante a la temperatura de generación y la del refrigerante líquido a la temperatura de condensación, para obtener la masa requerida para el proceso condensación, podemos utilizar la siguiente expresión.

$$\overline{m}_9 C_{p_9} \Delta T_9 = Q_{TC} \quad \dots\dots\dots (2.25)$$

Ver Figura 7.

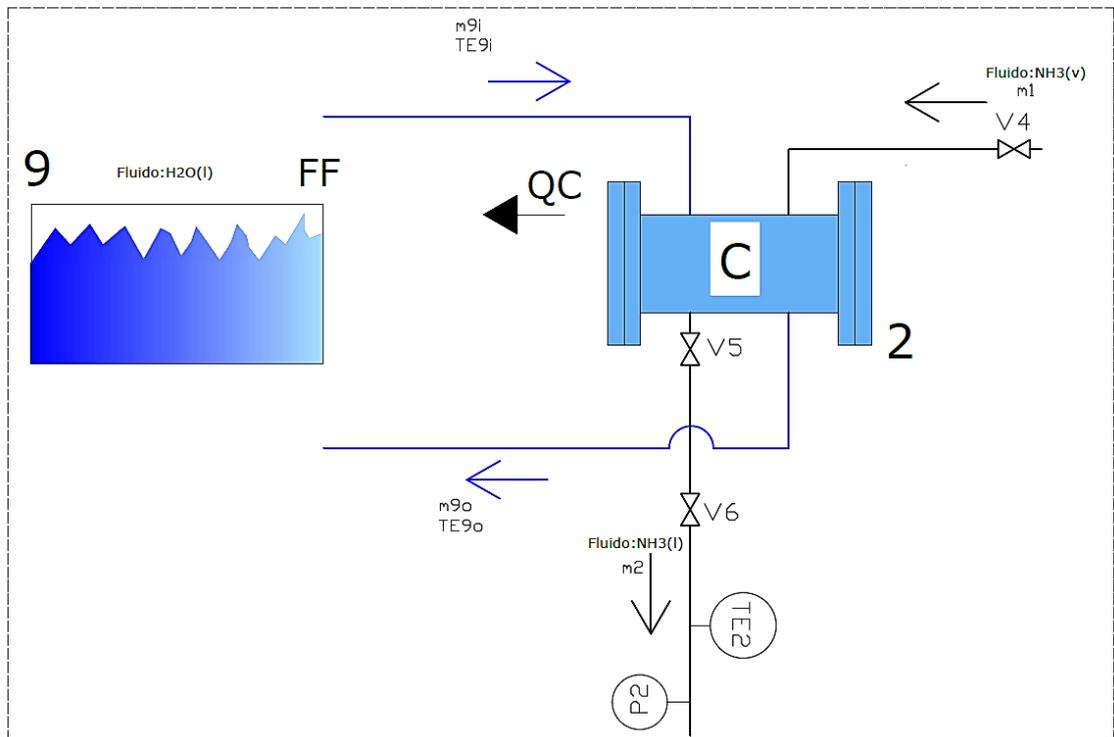


Figura 7. Balance de energía en el condensador

c) Calor de evaporación, (Q_E)

Es el calor total absorbido por el refrigerante durante el período de evaporación, este calor se puede obtener de acuerdo a la siguiente expresión.

$$Q_{TE} = Q_E + Q_{Evap} \dots\dots\dots(2.26)$$

dónde:

$$Q_E = (M_{R1} - M_{R2})Q_R \dots\dots\dots(2.27)$$

$$Q_{Evap} = M_{Evap} C_{p_{Evap}} (T_C - T_E) \dots\dots\dots(2.28)$$

Donde Q_R es determinado a partir de la ecuación 2.14

Mientras que para la masa requerida para el proceso de evaporación, de acuerdo la Figura 8, se pueden obtener con la siguiente formula:

$$\overline{m_{10} C_{p_{10}} \Delta T_{10}} = Q_{TE} \dots\dots\dots(2.29)$$

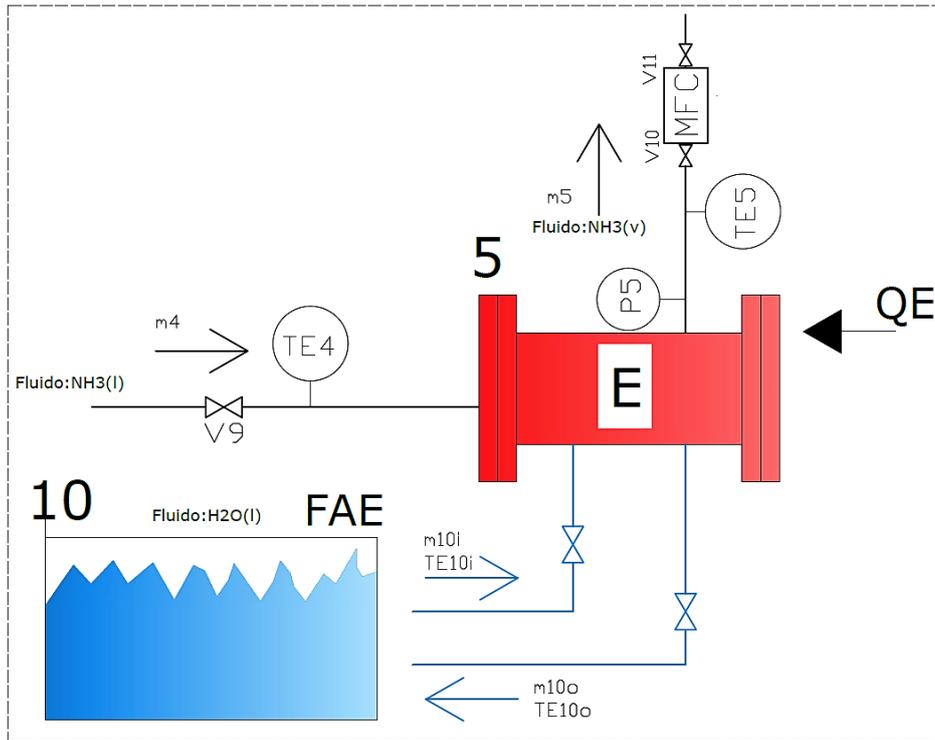


Figura 8. Balance de energía en el evaporador

d) Calor de absorción

Para llevar a cabo la absorción se necesita enfriar al sólido desde la temperatura de generación T_D hasta la temperatura de absorción T_A . Por otra parte el vapor del refrigerante absorbe calor para elevar su temperatura desde T_E hasta T_A , temperatura a la cual comienza la reacción de absorción en la que se libera calor por ser exotérmica esta reacción, por lo que esta etapa se compone de cuatro procesos:

1. Calor sensible para enfriar al sólido desde T_D hasta T_A . (Q_{SSA}).
2. Calor sensible que se necesita para llevar al refrigerante desde la temperatura de evaporación a la temperatura de absorción. (Q_{SRA}).
3. Calor latente de absorción, liberado en el curso de la reacción. (Q_A).
4. Calor sensible para enfriar el enfriador termoquímico desde T_D hasta T_A (Q_{ET})

$$Q_{TA} = Q_{SSA} - Q_A + Q_{SRA} + Q_{ET} \quad (2.30)$$

con:

$$Q_{SSA} = (M_S + M_{R2})C_{CS}(T_D - T_A) \quad (2.31)$$

$$Q_A = (M_{R1} - M_{R2})\Delta H_{r(T_A)} \quad (2.32)$$

$$Q_{SRA} = (M_{R1} - M_{R2})(h_{V(TA)} - h_{V(TE)}) \quad (2.33)$$

$$Q_{ET} = M_{ET} C_{p_{ET}} (T_D - T_A) \dots\dots\dots (2.34)$$

El término C_{CS} en la ecuación 2.35 representa el calor específico del sólido con n_2 moles de refrigerante y se determina como:

$$C_{CS} = \frac{(M_S C_S) + (M_{R2} C_{RS})}{M_S + M_{R2}} \quad (2.35)$$

De acuerdo a la Figura 9, podemos obtener la masa para el proceso de absorción, utilizando la siguiente formula:

$$\overline{m_8 C_{p_8} \Delta T_8} = Q_{TA} \dots\dots\dots (2.36)$$

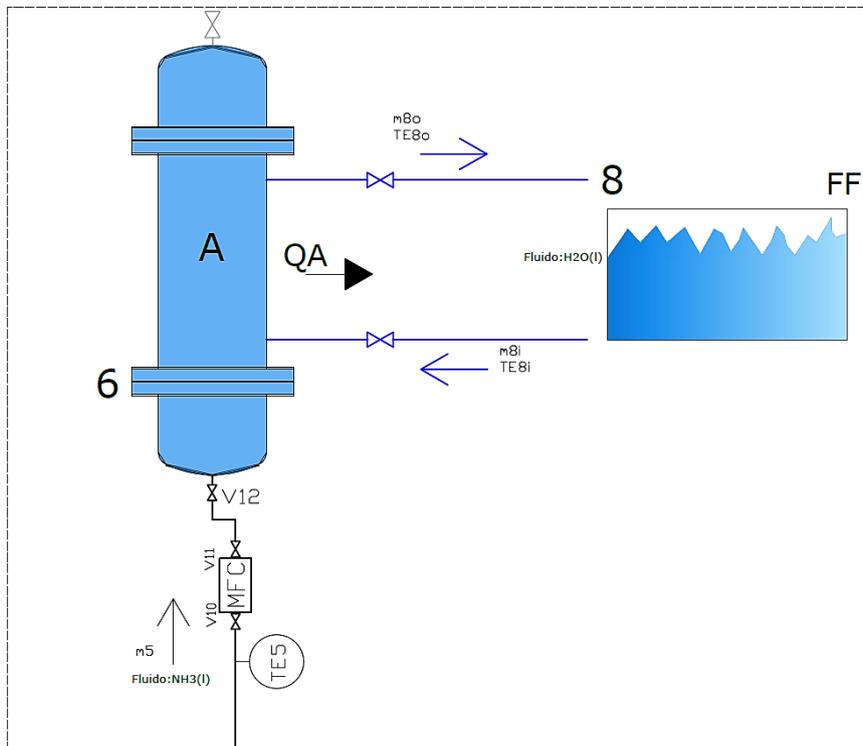


Figura 9. Balance de energía en el absorbedor

e) Rendimiento de Carnot

Este efecto térmico se reporta a régimen interior, es decir a las reacciones y transformaciones del refrigerante y del absorbente durante un ciclo cerrado y reversible, el cual supone en particular que los calores de absorción y generación son iguales. El

rendimiento de Carnot para una máquina frigorífica funcionando a cuatro temperaturas se expresa por:

$$COP_C = \frac{\frac{1}{T_A} - \frac{1}{T_G}}{\frac{1}{T_E} - \frac{1}{T_C}} \quad (2.37)$$

Si la máquina funciona entre tres temperaturas, es decir que $T_A = T_C$ o si estas no son muy diferentes, se toma en cuenta la relación:

$$T_Z = \frac{T_A + T_C}{2} \quad (2.38)$$

y se tiene como efecto térmico:

$$COP_C = \frac{\frac{1}{T_Z} - \frac{1}{T_G}}{\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_Z}} \quad (2.39)$$

f) Rendimiento térmico

Considerando calores sensibles el rendimiento térmico del sistema queda expresado por:

$$COP_t = \frac{Q_{T_E}}{Q_{T_G} + W_{Bomba}} \quad (2.40)$$

Donde Q_{T_G} y Q_{T_E} se evalúan por las ecuaciones 2.16 y 2.26 respectivamente.

Además es posible calcular la eficiencia global del sistema si se operará con captadores solares, esta ecuación está dada por:

$$\eta_{global} = \eta_{capt} \bullet COP_t \quad (2.41)$$

Donde de acuerdo a Duffie [37], en Capítulo 6. Caracterización de los colectores la eficiencia está dada por:

$$\eta_{capt} = \frac{Q_u}{IA_{Capt}} = \frac{[mC_p \Delta T]_{ag}}{IA_{Capt}} \quad (2.42)$$

2.6 Revisión bibliográfica

Desde hace varios años muchos autores han estudiado, analizado y determinado experimentalmente las diferentes propiedades de los amoniacatos de diferentes sales metálicas, por ejemplo:

Bonnefoi [38], analizó los amoniacatos de CaCl_2 , ZnCl_2 , MgCl_2 , Hg_2Cl_2 , CaI_2 , AgCl_2 y principalmente las combinaciones de halógenos del litio con el NH_3 y las aminas primarias.

Huttig [39], estudió los amoniacatos de halógenos del calcio, estroncio y bario. Estos mismos estudios fueron desarrollados también por Hansen [40] .

Biltz [41] , estudió las combinaciones de halógenos metálicos con el amoniaco analizando sus diferentes propiedades químicas y físico-químicas. Los amoniacatos analizados fueron los de litio, sodio, potasio, rubidio, magnesio, calcio, estroncio, bario, manganeso, hierro, níquel, cobre y plomo.

Buffington [42], propuso la utilización de varias sales como absorbentes en una máquina de refrigeración. La Tabla 2 muestra algunas condiciones de operación de estos sistemas, para una temperatura de condensación de $32\text{ }^\circ\text{C}$ y una de evaporación de $-18\text{ }^\circ\text{C}$.

Tabla 2. Temperaturas de absorción y generación de algunas sales como absorbentes

Sistema	Temperatura de absorción. ($T_A\text{ }^\circ\text{C}$)	Temperatura de generación. ($T_G\text{ }^\circ\text{C}$)
$\text{MnCl}_2\text{-NH}_3$	104	149
$\text{SrBr}_2\text{-NH}_3$	82	127
$\text{CdCl}_2\text{-NH}_3$	74/88	115/129
$\text{CaCl}_2\text{-NH}_3$	48.5/59	92.5/102
$\text{SrCl}_2\text{-NH}_3$	49.5/57.5	88/102

Mehl [43], estudió la absorción de amoniaco sobre el cloruro de estroncio y su cinética de reacción.

Rammelsberg [44], estudió el comportamiento de los bromuros de bario, estroncio, calcio, níquel, zinc, cadmio, cobalto, cobre y plata y sus combinaciones con el amoníaco.

Hartoulari y Barret [45], Hartoulari y Dufour, [46]), estudiaron la teoría de formación de los amoniacatos y principalmente las cinéticas de los sistemas LiBr-NH_3 , NaCl-NH_3 y AgCl-NH_3 .

2.8.1 Investigación del sistema de refrigeración termoquímica en los últimos 20 años

Istria S. et al. [47]. Realizaron el estudio de un proceso utilizando multisales en un reactor integrado a ciclos termodinámicos con objetivo de mejorar el rendimiento de los transformadores termodinámicos sólido/gas

Enibe S. O. y Iloejei O. C. [48]. Analizaron de manera transitoria el comportamiento de un refrigerador por absorción sólido gas que era accionado por energía solar. El refrigerador estaba compuesto de CaCl_2 y NH_3 como refrigerante.

V. Goetz, B. Spinner y E. Lepinasse. [14]. Estudiaron un sistema de dos reactores sólido-gas, utilizando BaCl_2 y NiCl_2 como sólidos y NH_3 como gas, para ver la viabilidad y eficacia de estos reactos utilizando estos pares de trabajo, se probaron para aire acondicionado.

Erhard A. et al. [49]. Diseñaron un refrigerador termoquímico utilizando energía solar, con la particularidad de colocar el reactor termoquímico dentro del colector solar concentrador. La reacción utilizada fue el $\text{SrCl}_2\text{-NH}_3$.

Enibe S. O. y Iloejei O. C. [50]. Realizaron un software en estado transitorio en código QBASIC; este software sirve para analizar un refrigerador termoquímico ($\text{CaCl}_2 - \text{NH}_3$) accionado por energía solar.

Dueñas [2], realizó un estudio teórico en donde a partir de relaciones de equilibrio del $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$, calculo la eficiencia térmica a partir de balances de energía, en función de diferentes condiciones de operación, en rangos de temperatura de condensación de 35 y 40 °C, temperaturas de evaporación entre -5 y -10 °C disociación entre 52 a 58 °C y de

absorción 25 y 28 °C, obteniendo valores de COP de 0.4 a 0.45, este estudio determino el comportamiento termodinámico de un sistema de refrigeración intermitente operando con la mezcla BaCl₂-NH₃.

Zine Aidoun y Marten Ternan. [51]. Realizaron una técnica de impregnación de la sal CoCl₂ en una matriz de grafito con la finalidad de utilizarla en bombas de calor o refrigeradores, utilizando NH₃ como refrigerante.

Le Pierrès [52], Modeló y diseñó un proceso de congelación a temperatura de -20 °C este estudio un a par de tabajo de BaCl₂-8NH₃, donde simularon un proceso en cascada para obtener la congelación utilizando bajo grado de calor con colectores solares planos.

Rivera [29], realizó un análisis experimental obteniendo temperaturas de disociación de 53 ° C utilizando BaCl₂-8NH₃, con temperaturas de condensación de 23 ° C, en un rango de temperaturas de evaporación entre -10 ° C y 0 ° C.

Le Pierrès [53], Diseñó y experimentó con un proceso de congelación con la mezcla BaCl₂-NH₃, utilizando grafito expandido (GNE), para enfriar una caja a una temperatura de -30 °C utilizando calor de bajo grado producido por colectores planos a una temperatura de operación de 70 °C.

Le Pierrès [54], Construyó y diseñó un prototipo experimental termoquímico utilizando la mezcla BaCl₂-NH₃ y grafito expandido (GNE), para enfriar una caja de 560 l a una temperatura aproximada de -25 °C utilizando calor de bajo grado producido por colectores planos, durante verano y otoño, sus resultados demostraron el potencial de aplicación en vivienda con coeficientes de operación de 0.031.

Li [55], Realizó el estudio de la transferencia de calor y las características de sorción de un compuesto hecho de BaCl₂ y grafito expandido para utilizarlos en sistemas de enfriamiento por sorción los resultados que reportan es que utilizando esta mezcla (BaCl₂-grafito expandido) pueden ser eficaces para utilizar calor de bajo grado a una temperatura de 75 a 90 °C, además menciona que se podría incorporar 0,61 kg de amoníaco por kg de sal reactiva.

Li [56], Propuso y estudió un ciclo de refrigeración por sorción termoquímica combinado en dos vías utilizando la mezcla BaCl_2 , MnCl_2 , grafito expandido con amoníaco como refrigerante obteniendo COP de 1.24 utilizando estos reactivos como sorbentes.

Li [57], Presentó una metodología innovadora orientada a disminuir la temperatura de generación de un ciclo termodinámico de absorción sólido-gas utilizando dos sales como reactivos BaCl_2 , MnCl_2 , grafito expandido con amoníaco, demostrando la utilización energía térmica de bajo grado.

Li [58], Presento un diseño conceptual de un sistema termodinámico de refrigeración por sorción sólido-gas de triple efecto, que utiliza tres tipos de sales como reactivos y amoníaco como par de trabajo (SrCl_2 , MnCl_2 and $\text{NiCl}_2 - \text{NH}_3$), los resultados teóricos mostraron un COP calculado en el ciclo de absorción de triple efecto varió entre 0,75 y 0,97 con la relación de masas entre la parte metálica del reactor y la sal activa.

Xu [59], Investigó experimentalmente la viabilidad y el rendimiento de trabajo de un ciclo de refrigeración termodinámico de absorción de doble efecto y doble vía utilizando, como par de trabajo NH_3 , BaCl_2 , MnCl_2 and NiCl_2 , sus resultados demostraron que era factible producir cuatro efectos de refrigeración útiles a partir de una entrada de calor a alta temperatura $260\text{ }^\circ\text{C}$, con un COP de 1.0.

Stitou [60], realizó la investigación experimental de una planta piloto solar utilizando un proceso termoquímico sólido-gas ($\text{BaCl}_2/\text{grafito expandido}-\text{NH}_3$), para aire acondicionado para una vivienda con una capacidad de refrigeración de 20 kWh, accionada a una temperatura promedio de 60 y $70\text{ }^\circ\text{C}$ de los captadores solares planos, el análisis demostró una producción de refrigeración diaria de 0.8-1.2 kWh por m^2 de colector a una temperatura de $4\text{ }^\circ\text{C}$, con un COP global alrededor de 15 a 23%.

Martínez [35], Diseño, construyó, instrumento y realizó el control de una sistema de refrigeración termoquímico, utilizando la mezcla cloruro de bario – amoníaco grado industrial, con una capacidad de 26 kg de hielo con temperaturas de generación en un orden de 60 a $80\text{ }^\circ\text{C}$.

Meza-Cruz [61], realizó el estudio teórico y experimental de la transferencia de calor en un reactor sólido-gas ($\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$), con el objetivo de conocer el diámetro óptimo del cloruro de bario (sólido) para obtener una adecuada absorción/desorción del amoníaco (gas) y aplicarlo a un ciclo termodinámico de refrigeración utilizando energía renovable.

Li [62], Estudio el progreso en el desarrollo de los ciclos termodinámicos de refrigeración absorción sólido-gas accionado con energía térmica, en donde mencionan que se han desarrollado sistemas de refrigeración avanzados para mejorar la eficiencia energética mediante la reducción del consumo de energía primaria como el reconocimiento de ahorro de energía. Estos ciclos de absorción de refrigeración sólidos avanzados incluyen principalmente ciclo de calor de sorción de recuperación, ciclo de sorción recuperación de masa, la masa y el ciclo de absorción de recuperación de calor, doble ciclo/multi-efecto de absorción, el ciclo de absorción de doble manera combinada, de doble efecto y el ciclo de absorción de doble vía, dos ciclos/multi-etapa de absorción, etc.

Gao [63] Realizaron la investigación de un sistema de congelación de sorción sólido-gas en dos etapas utilizando la mezcla $\text{MnCl}_2/\text{CaCl}_2\text{-NH}_3$, se estableció para una capacidad de 1.13 kW a temperatura de $-5\text{ }^\circ\text{C}$, se utilizaron MnCl_2 y CaCl_2 los cuales se desarrollaron con grafito natural expandido.

Gao [64], Realizaron la optimización y el rendimiento de un sistema de congelación de sorción sólido-gas en dos etapas utilizando la mezcla $\text{MnCl}_2/\text{CaCl}_2\text{-NH}_3$, resultados experimentales muestran que el sistema optimizado puede satisfacer el requisito incluso para el transporte de productos congelados.

La mayoría de los estudios en donde se han adicionado compuestos de carbón al cloruro de bario se ha mejorado la transferencia de calor, pero se ha disminuido el efecto del incremento del volumen de absorbente, debido a la absorción. Sin embargo, estas técnicas aumentan la masa térmica y las temperaturas de disociación. Con respecto a los procesos de transferencia de masa, el efecto combinado de la absorción por el cloruro de bario y de adsorción por los compuestos de carbono, aún no han sido explicados de manera satisfactoria. En realidad, la fabricación de estos compuestos es compleja y no están disponibles en el comercio.

Los compuestos presentan coeficientes de transferencia de masa y calor muy bajos, Rockenfeller [34], por su parte Mauran [30], estudió los límites de compactación de los sólidos, siendo por lo general muy alta. De acuerdo a lo anterior varios autores han optado por mejorar la transferencia de calor al sólido mezclándolo principalmente con grafito expandido para mejorar únicamente la transferencia de calor en el sistema de absorción termoquímica.

Con el fin de mejorar la transferencia de calor, y observar este comportamiento Meza-Cruz [61], realizó un estudio experimental sobre la transferencia de calor en el compuesto $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$ bajo diferentes condiciones de operación con el fin de conocer el espesor óptimo del cloruro bario anhidro y así reducir el tiempo en los procesos de absorción y desorción. Con los resultados de este estudio, se diseñó el espesor del absorbente y las superficies extendidas de la tubería del enfriador termoquímico (ET), se establecieron las mejores condiciones para evitar la aplicación de los materiales compuestos de carbono como el grafito expandido, con el fin de obtener una máquina de enfriamiento simple en construcción y operación que pueda ser aplicada en zonas rurales con bajo consumo energético, para la conservación de alimentos o la climatización de espacios.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICA

3.1 Introducción

El sistema de enfriamiento termoquímico se localiza en la Plataforma Solar del Instituto de Energías Renovables de la Universidad Nacional Autónoma de México (IER-UNAM), el cual se encuentra ubicado en el municipio de Temixco, Morelos, cuyo clima se considera cálido y húmedo datos obtenidos a partir de la estación meteorología y solarimétrica del IER, la temperatura ambiente se encuentra en un dominio promedio anual entre 18 a 35 °C y con lo que respecta al promedio a la insolación global, entre 14.4 a 24.9 MJ/m².

3.2 Descripción del sistema de enfriamiento solar termoquímico

El enfriador solar termoquímico de cloruro de bario – amoniaco con operación intermitente, fue diseñado y construido [35], con base a los primeros resultados obtenidos en el laboratorio, en donde se pudo disociar el refrigerante amoniaco a temperaturas inferiores a los 60 °C [29], lo cual permite la utilización de sistemas de calentamiento solar de baja y mediana temperatura, como es el caso de los captadores solares tubulares de vidrio al vacío, con intercambiadores de calor integrados (CSVII), llamados caloriductos o heat pipes, ver Anexo I.

El sistema de enfriamiento termoquímico solar (SETS), está constituido por un reactor (RT), un condensador (C), un recipiente de condensados (RC), una válvula de expansión ($V_{exp.}$), un evaporador (E), además se cuenta con diferentes subsistemas para su operación: a) calentamiento eléctrico, b) enfriamiento, c) producción de frío y d) calentamiento solar. El ET es un intercambiador de calor de coraza y tubos, el cual en el interior de cada uno se encuentra un distribuidor de gas (refrigerante) y cada uno estos es llenado con cloruro bario (di-hidratado), el cual se deshidratara posteriormente para obtener el compuesto anhidro. El reactor cuenta con, a) una envolvente en donde circula en varios pasos el fluido térmico de calentamiento y enfriamiento (agua), tanto para disociar el refrigerante como para disipar los calores derivados de la absorción, b) un condensador (C), que es un intercambiador de calor de placas construido de acero inoxidable 316 con una capacidad de 6 kW, c) un recipiente de condensados (RC) de acero inoxidable 304 con una capacidad de almacenamiento de 7 litros de amoniaco, d)

una válvula marca Swagelok, que resiste una presión máxima de 30 kg/cm², y un caudal entre 0 y 0.035kg/min, e) un evaporador (E), el cual es un intercambiador de calor de placas construido de acero inoxidable 316 con capacidad de 6 kW. Además se cuenta con diferentes subsistemas para su funcionamiento: a) calentamiento de tipo eléctrico (SCE), el cual está constituido de un termotanque con capacidad de 200 l con medidor de nivel, una bomba de 0.5 hp, con dos resistencias eléctricas de 6 kW, cuyo control se lleva a cabo con un pirómetro digital marca Termacron modelo JK-212-2R y finalmente un contactor magnético TC-50, para establecer la temperatura de operación en un intervalo de 20 a 100 °C. B) De enfriamiento, formado por un enfriador de agua marca Transfer Maker, modelo MCHA-2, con capacidad nominal de 2 T.R, con control de temperatura entre 7 y 35 °C y un tanque con una capacidad de 1100 l. C) De producción de frío, el cual consta de un termotanque con una capacidad de 50 l, y en cuyo interior se tiene dos recipientes que contienen el agua para la producción frío, como resultado del intercambio de energía con el refrigerante (amoníaco) de forma de manera directa o indirecta utilizando un refrigerante secundario. D) El sistema de calentamiento solar, formado por tres módulos de captadores solares tubulares concéntricos, al vacío con intercambiadores herméticos (caloriductos). Cada uno contiene 30 tubos de cristal de borosilicato, con un diámetro de 47mm y con una longitud de 150 mm, con un área total de exposición vidriada de 6.99 m², recubiertos en su interior con nitrito de aluminio (Al-N/Al), con un coeficiente de absorción del 92%. Los tubos están evacuados a una presión de 5 x 10⁻³ Pa y se reporta un coeficiente lineal de pérdidas de calor de 0.8 W/m² °C.[65], El sistema de calentamiento solar funciona a convección forzada y su ecuación de eficiencia es:

$$\eta = 0.717 - 1.52 \frac{\Delta t}{I} - 0.008 \frac{\Delta t^2}{I}; \text{ siendo}$$

$$\Delta T = \frac{T_i + T_s}{2} - T_{Amb}; \text{ I=Irradiación solar. Ver Figura. 11.}$$

Tabla 3 Especificaciones de los componentes

1. **Enfriador termoquímico**

Especificación	Enfriador termoquímico
Tipo	Intercambiador de coraza y tubos
Material	Acero al carbón Ced.40
No. Deflectores	8
No. Tubos aletados de acero inoxidable. Ced. 40	19
Capacidad	17.6 kg BaCl ₂ industrial y 2 kW
Dimensiones (cm)	Al=74 D _{Ext} =25.4, D _{Int} =25. Cabeza toriesferica
Presión (bar)	30

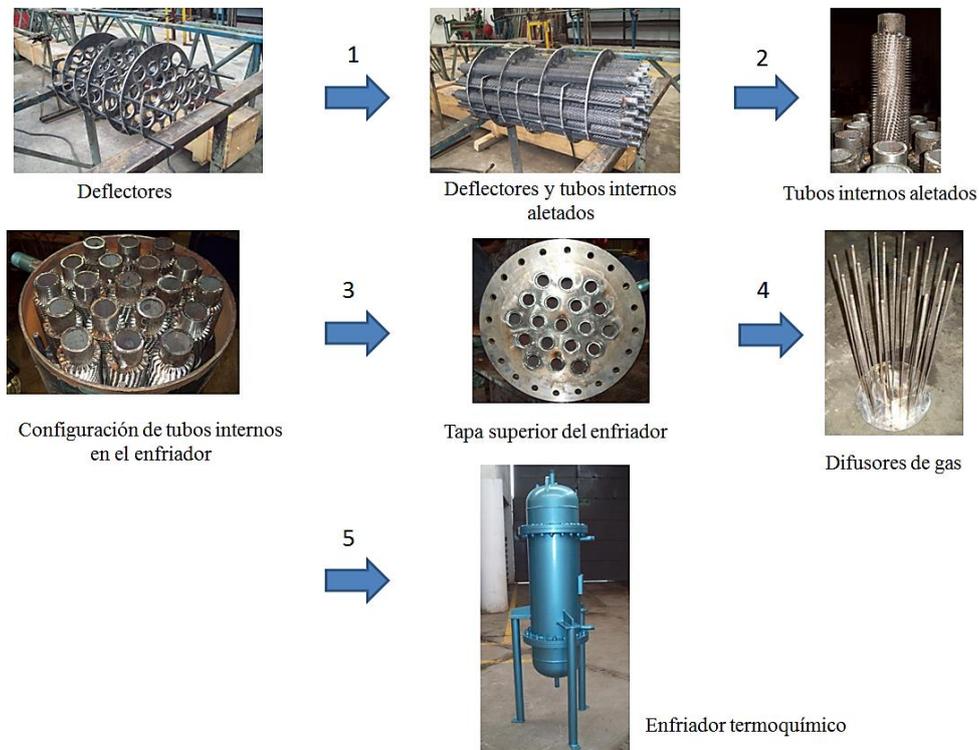


Figura 10. Vista de la configuración mecánica del enfriador termoquímico

2. Condensador

Especificación	Condensador
Tipo	Intercambiador de placas
Material	Acero inoxidable. Ced. 40
No. Placas	18
Capacidad	6.5 kW
Dimensiones (cm)	(30x11x8)
Presión (bar)	16
Fluidos de trabajo	a) $\text{NH}_3(\text{v})\text{-NH}_3(\text{l})$ b) $\text{H}_2\text{O} (\text{l})$



3. Evaporador

Especificación	Evaporador
Tipo	Intercambiador de placas
Material	Acero inoxidable. Ced. 40
No. Placas	18
Capacidad	6.5 kW
Dimensiones (cm)	(30x11x8)
Presión (bar)	15
Fluidos de trabajo	a) $\text{NH}_3(\text{l})\text{-NH}_3(\text{v})$ b) $\text{H}_2\text{O} (\text{l})$



4. Recipiente de condensados

Especificación	Recipiente de condensados
Tipo	Tanque de almacenamiento
Material	Acero al carbón Ced.40
Capacidad	7 kg NH_3
Dimensiones (cm)	Al=49 $D_{\text{Int}}=15$ $D_{\text{Ext}}=17$
Presión (bar)	30



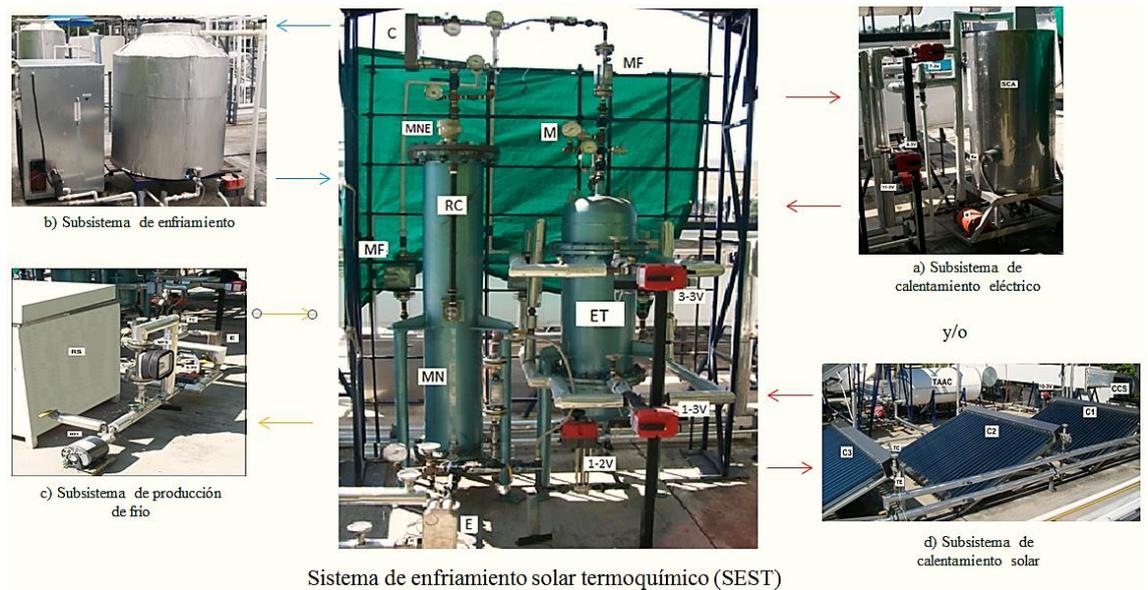


Figura 11. Sistema de enfriamiento solar termoquímica (SEST)

De acuerdo a Martínez-Tejeda [35] para las condiciones de diseño seleccionadas se establecieron diferentes temperaturas en cada uno de los procesos, tales como la desorción-condensación y evaporación-absorción en un rango de temperaturas y presiones de 55 a 80 °C y 25 a 35 con presiones de 917 a 1241 kPa, y de -10 a -5, y 25 a 35 con presiones de 265 y 323 kPa respectivamente, los cálculos inicialmente se realizaron con las ecuaciones propuesta por Crozat [11] para el par de trabajo $\text{BaCl}_2\text{-8NH}_3$, esto nos permitió establecer las presiones de operación en cada componente lo cual nos permitió establecer los materiales, espesores y resistencia al flujo de amoníaco, mostrados en Tabla 3.

3.3 Principio de funcionamiento del sistema de enfriamiento solar termoquímico

3.4 Modos de funcionamiento: Desorción-condensación-almacenamiento y evaporación-absorción

El equipo experimental de enfriamiento termoquímico tiene dos modos de funcionamiento: a) Energía eléctrica y b) Energía solar.

3.4.1 Desorción-condensación-almacenamiento de amoníaco

3.4.1.1 Calentamiento eléctrico

Este funcionamiento consistió en accionar el SCE aumentando la temperatura de 100 l agua a una temperatura de 60, 70 y 80 °C manteniendo constante la temperatura

deseada por medio del control automático. Una vez alcanzada la temperatura de consigna se recircula en el termotanque para homogenizar la temperatura del agua, posteriormente es suministrada esta energía térmica para disociar el amoniaco del cloruro de bario, por medio de la circulación en el ET a tres flujos de agua: de 11, 30 y 62 l/min, hasta la temperatura de disociación de 54, 59 y 69, correspondientes a las temperaturas de la fuente térmica de 60, 70 y 80 °C respectivamente. Una vez verificadas la temperatura y la presión de disociación, se procede a la apertura de la válvula superior del ET para la expansión del gas (NH_3), que pasa al condensador, el cual se enfría por medio de la circulación del agua de enfriamiento proveniente del SEC en un rango de temperatura de entre 18 y 28 °C, obteniendo temperaturas de condensación entre 20 a 30 con un flujo de 8, 16 y 25 l/min. El refrigerante producido es almacenado en un recipiente de condensados para su posterior uso a la aplicación de la producción de frío, ver Figura 12 y 13.

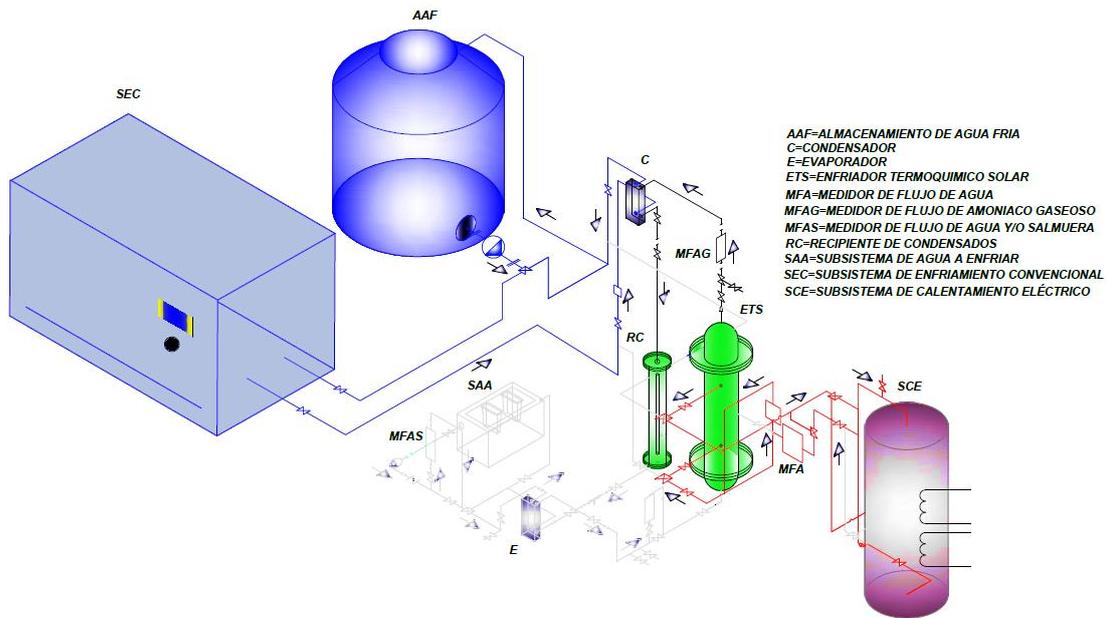


Figura 12. Diagrama de funcionamiento desorción-condensación-almacenamiento operado con energía eléctrica.



Figura 13. Vista del sistema de enfriamiento termoquímico operado con energía eléctrica

3.4.1.2 Calentamiento solar

Para este funcionamiento se incrementa la temperatura del fluido (agua) de calentamiento por medio de los captadores solares (CSVII), en su mejor configuración, conectados en serie, con el objetivo de incrementar la temperatura y potencia de calentamiento, iniciando la prueba experimental a un flujo de 11, 30 y 62 l/min utilizando la energía solar disponible, durante un tiempo promedio de 8.5 h, alcanzando temperaturas del fluido entre 55-60 °C, almacenándola en un termotanque hasta el día siguiente. Posteriormente es suministrada esta energía térmica para disociar el amoniaco en cloruro de bario, por medio de la circulación del agua de calentamiento en el ET a los flujos seleccionados, verificando la temperatura y presión de desorción al interior del ET entre 55 a 65 °C, se continua con la apertura de la válvula superior del ET para la expansión del gas (NH_3) que pasa al condensador (C), el cual se enfría con agua a temperatura entre 18 y 28 °C, obteniendo temperaturas de condensación entre 20 a 30 °C con los flujos de 8, 16 y 25 l/min. El refrigerante producido es almacenado en un recipiente de condensados (RC) para su posterior uso a la aplicación de la producción de frío, ver Figura 14 y 15.

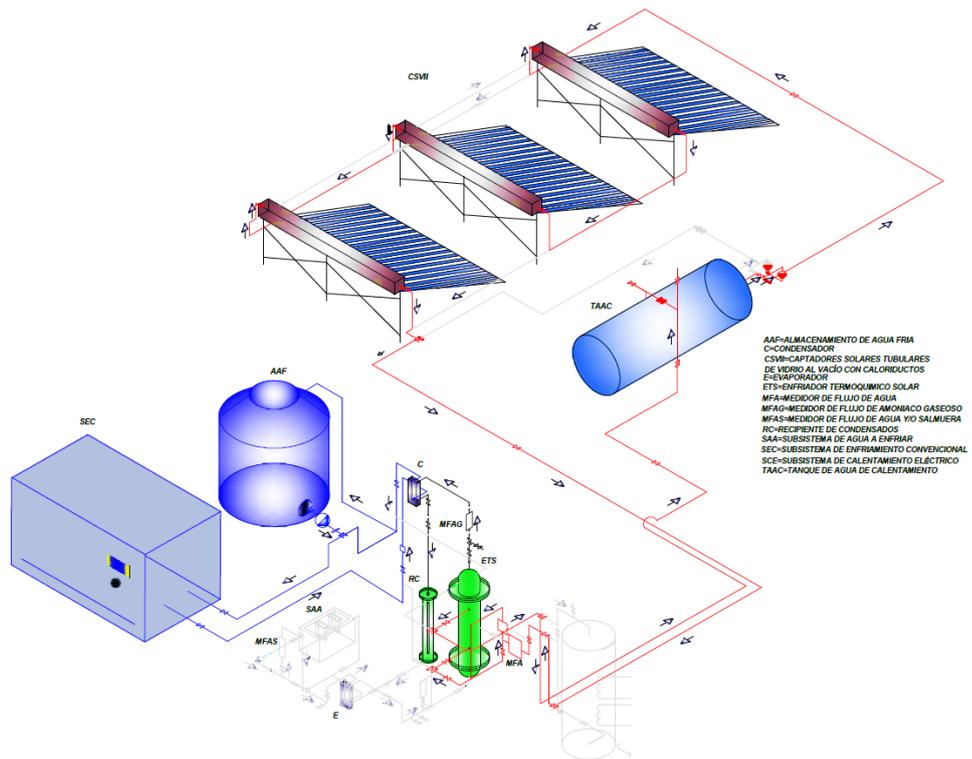


Figura 14. Diagrama de funcionamiento desorción-condensación-almacenamiento operando con energía solar.

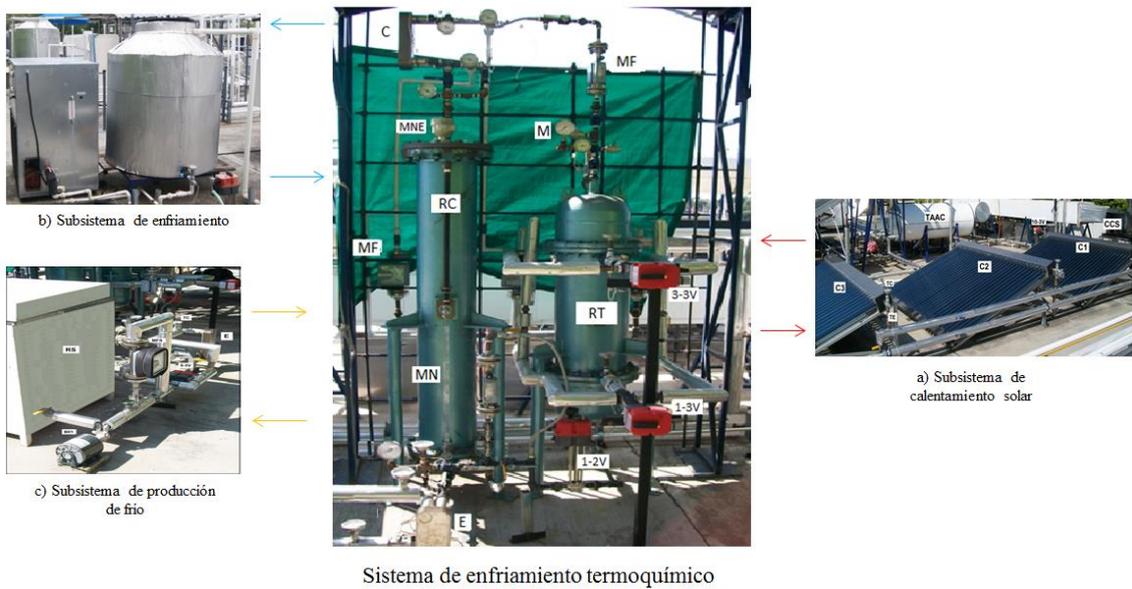


Figura 15. Fotografía del sistema de enfriamiento termoquímico operado con energía solar

3.4.2 Desorción-condensación-almacenamiento de amoniaco

3.4.2.1 Evaporación-absorción

EL proceso de evaporación-absorción, se realiza de manera independiente de las condiciones del proceso de desorción-condensación.

Este proceso se realizó por la noche, debido a la intermitencia del ciclo de refrigeración. Una vez terminado el proceso de desorción-condensación-almacenamiento de amoniaco, se realiza el cambio de apertura de válvulas de tres vías para suministrar el fluido (agua) de enfriamiento al ET a una temperatura entre 25 y 35 °C al interior del reactor, por medio del SEC a temperaturas entre 22 y 30 °C, a un flujo de 25 l/min. Una vez obtenidas estas condiciones se procedió a evaporar el amoniaco almacenado en RC, el cual se envió al evaporador por medio de una válvula de expansión regulable, a un flujo entre 0.01 a 0.088 l/min. Durante la evaporación se estableció un intervalo de temperaturas entre de -14 y 18 °C, y el calor necesario para la evaporación fue suministrado por medio de la circulación de agua con un flujo de 1 a 14 l/min, generando frío con una potencia de enfriamiento en un rango de 0.3 a 2.9 kW, para las condiciones anteriores. Los vapores fueron enviados al ET (absorbedor), para ser absorbidos por el cloruro de bario e iniciar nuevamente un ciclo termodinámico de absorción, ver Figura 16.

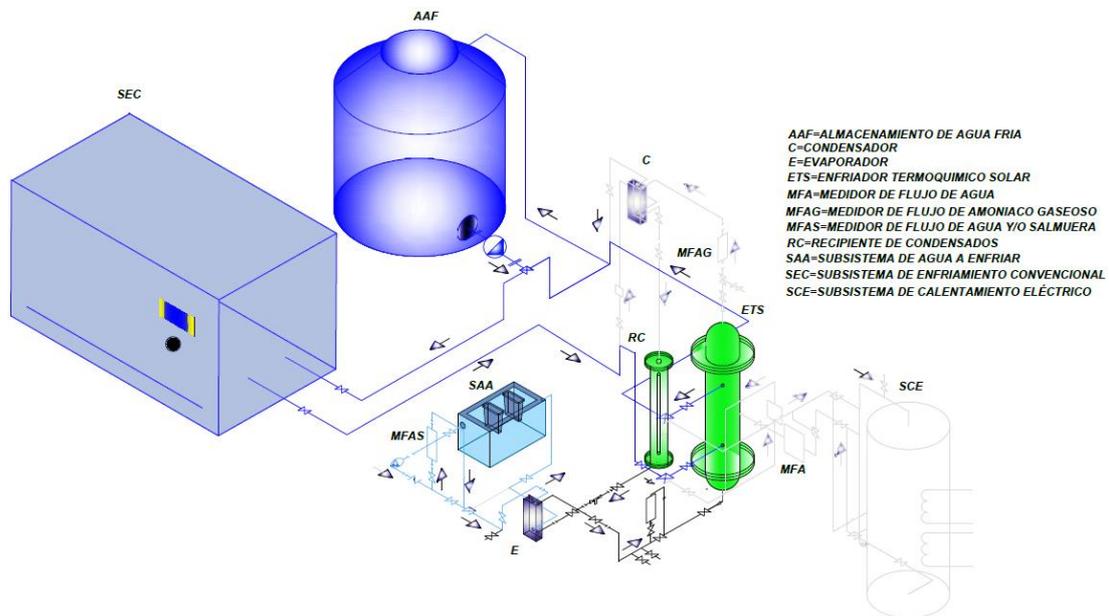


Figura 16. Diagrama de funcionamiento evaporación-absorción.

CAPÍTULO IV ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SOLAR TERMOQUÍMICO

4.1 Metodología experimental

En este capítulo se muestran los resultados más representativos del sistema de absorción, obtenidos durante los ciclos experimentales del sistema de enfriamiento termoquímico a una etapa y un efecto, en funcionamiento con energía eléctrica y solar, utilizando la mezcla cloruro de bario-amoniaco grado industrial. El estudio experimental, está basado en los balances de energía de cada uno de los componentes presentados en el Capítulo II, con el objetivo principal de encontrar el rendimiento térmico del sistema de absorción. Para realizarlo se hizo en diferentes etapas: a) síntesis del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$, b) obtención de la relación presión – temperatura de operación, c) instrumentación, d) realización de un número determinado de ciclos intermitentes de refrigeración en sus dos procesos: 1) generación-condensación-almacenamiento de amoniaco, 2) evaporación-absorción.

4.2 Condiciones de diseño

Para el inicio del estudio experimental se establecieron las siguientes temperaturas: De evaporación en un rango de -10 a -5 °C, correspondiéndole un dominio de la temperatura de absorción entre 25 a 35 °C. Con relación a la temperatura de condensación, se estableció un rango de 25 a 35 °C, obteniéndose un rango de temperaturas de generación de 55 a 80 °C, [35].

4.3 Obtención del absorbente anhidro

4.3.1 Síntesis del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$

Para la síntesis del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$, se realizó en el interior del enfriador termoquímico en modo de funcionamiento absorbedor, los compuestos que se utilizaron fueron el BaCl_2 y NH_3 grado industrial. Para obtener el BaCl_2 anhidro se logró a partir de la disociación térmica del di-hidrato; $\text{BaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, grado industrial (98%) a una temperatura de 72 °C y una presión de 1.7 mmHg, [66]. De una cantidad de 18.8 kg de cloruro de bario industrial se obtuvieron 1.250 kg de agua, equivalente al 47 % en peso de lo teóricamente puede

extraerse. Bajo estas condiciones se suministró el vapor de amoníaco grado industrial (99 %), obteniendo una capacidad total absorptiva de 4.2 kg de amoníaco en 17.55 kg de cloruro de bario anhidro. Esta síntesis se realizó de manera intermitente en un rango de temperaturas al interior del reactor de 18 a 23 °C, con un tiempo aproximado de 180 horas.

4.4 Obtención de la relación de equilibrio: Presión-Temperatura

Para realizar el análisis termodinámico, es necesario conocer las condiciones de presión-temperatura del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$. En este sentido se analizaron las correlaciones presentadas por Crozat [11] y Stitou [60], para los compuestos de $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$ y $\text{NH}_3(l) - \text{NH}_3(v)$,

En el presente trabajo, una vez obtenido la síntesis del compuesto $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$, se determinó experimentalmente la relación; presión temperatura del vapor, para los equilibrios del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$ y $\text{NH}_3(l) - \text{NH}_3(v)$. Para obtener la curva operación del $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$, se midieron temperaturas en el interior del ET a modo de funcionamiento desorbedor, en un dominio entre 23 y 66 °C, correspondiendo a un intervalo de presiones de vapor entre 279 y 1931 kPa. Mientras que para el equilibrio del $\text{NH}_3(l) - \text{NH}_3(v)$ se realizó en un dominio entre -14 y 30 °C en los procesos de evaporación y condensación con presiones de vapor entre 271 y 1201 kPa respectivamente. Las ecuaciones empíricas de estos compuestos, propuestas por Crozat, y Stitou, y las obtenidas en este trabajo, se presentan en la Figura. 17 en donde se puede observar que las correlaciones son similares a las presentadas por los autores, a pesar de que en este estudio se utilizaron reactivos de grado industrial y no se usó ningún dispositivo para mejorar la conductividad térmica del sistema solido-gas.

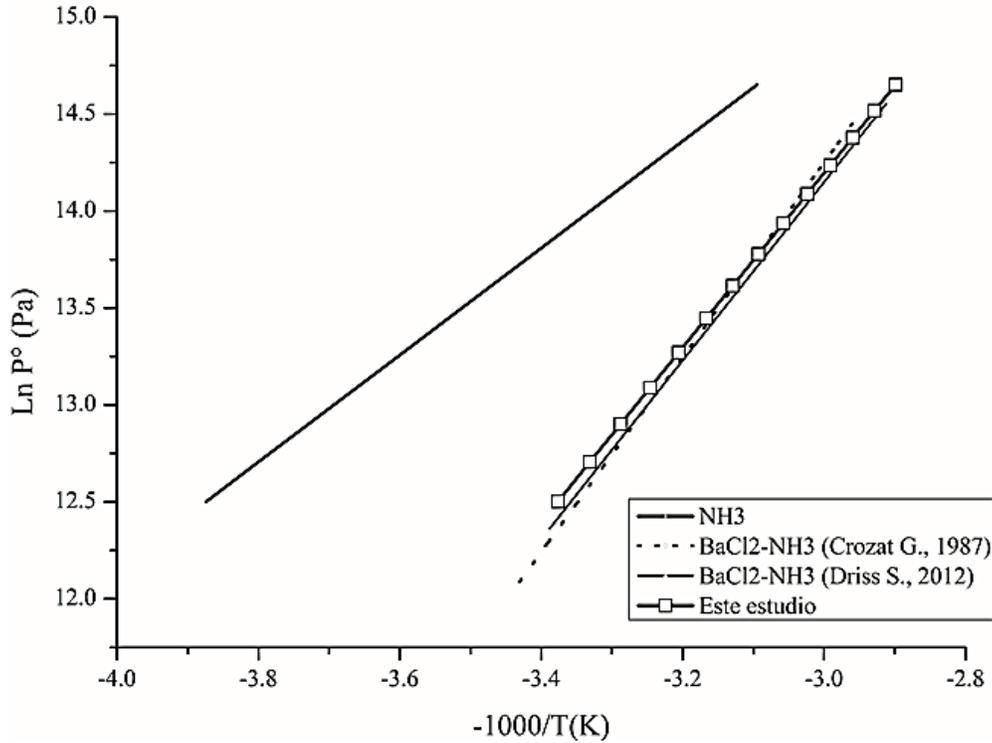


Figura 17. Relación Presión-Temperatura (BaCl₂-NH₃)

$$\ln P = 23.2 - \frac{2758}{T}; \quad \text{NH}_{3(l)}\text{-NH}_{3(v)} \quad (4.1)$$

$$\ln P = 27.69 - \frac{4500.7}{T}; \quad \text{BaCl}_2\text{-NH}_3 (0-8), \quad (4.2)$$

4.5 Límites térmicos y condiciones de operación

De acuerdo al estudio experimental del sistema de enfriamiento solar termoquímico [35], se obtuvieron de manera experimental las curvas de equilibrio de operación, representadas por las ec. 4.1 y 4.2, (ver Tabla 4).

En la Tabla 4, se presenta un comparativo de temperaturas y presiones de equilibrio para el compuesto cloruro de bario-amoniaco de acuerdo a los autores Crozat [11], Stitou [60] y los reportados en el presente estudio, donde se observa la temperatura de equilibrio para el NH_{3(l)}-NH_{3(v)}, y BaCl₂-8NH₃, en un rango de -15 a 45 °C con sus respectivas presiones correspondientes a la temperatura de absorción y desorción de esta mezcla de trabajo.

Tabla 4. Temperaturas y presiones de equilibrio: $\text{NH}_3(\text{l})\text{-NH}_3(\text{v})$, $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$

Crozat, (1987)		Driss, (2012)		Este estudio		
Temperatura $\text{NH}_3(\text{l})\text{-NH}_3(\text{v})$	Temperatura $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$	Presión (kPa)	Temperatura $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$	Presión (kPa)	Temperatura $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$	Presión (kPa)
-20	18.07	174.96	17.99	188.84	16.86	193.12
-15	21.71	216.41	22.01	234.14	20.86	238.50
-10	25.29	265.53	25.98	287.95	24.81	292.19
-5	28.83	323.32	29.90	351.40	28.72	355.26
0	32.32	390.86	33.78	425.71	32.58	428.86
5	35.76	469.30	37.61	512.19	36.40	514.22
10	39.15	559.84	41.40	612.24	40.17	612.63
15	42.50	663.79	45.15	727.30	43.90	725.46
20	45.80	782.47	48.86	858.93	47.59	854.12
25	49.06	917.30	52.52	1008.73	51.24	1000.11
30	52.27	1069.73	56.15	1178.40	54.85	1164.97
35	55.44	1241.29	59.73	1369.68	58.41	1350.30
40	58.57	1433.54	63.28	1584.38	61.94	1557.76
45	61.65	1648.09	66.78	1824.37	65.43	1789.04

En la Figura 18. Se presenta el diagrama de equilibrio presión-temperatura de la reacción $\text{BaCl}_2\text{-8NH}_3$, obtenida en este estudio, en donde se observa la curvas de operación para los compuesto $\text{BaCl}_2\text{-8NH}_3$, y $\text{NH}_3(\text{l})\text{-NH}_3(\text{v})$, en un rango de temperaturas entre 16.86 a 65.43 °C y de -20 a 45 °C respectivamente.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

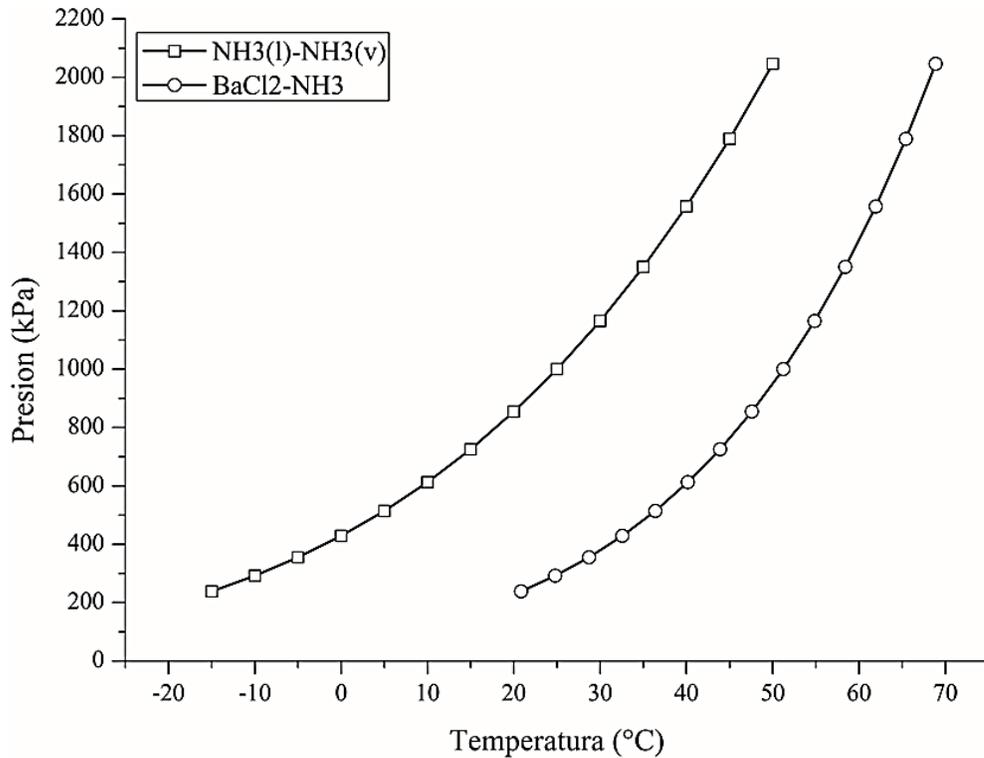


Figura 18. Diagrama de Presión-Temperatura de compuesto BaCl₂-NH₃

4.6 Modelo termodinámico del sistema absorción sólido-gas (BaCl₂-NH₃)

A continuación se presenta el análisis termodinámico del sistema de enfriamiento termoquímico (Cloruro de bario – amoníaco) una vez obtenidas las ecuaciones experimentales; 4.1.y 4.2, se llevó a cabo el cálculo de las cantidades de calor involucradas en el ciclo termodinámico utilizando el balance de energía presentado en el Capítulo II y las consideraciones contenidas en el Anexo II.

4.6.1 Calores de reacción

Para calcular los calores de reacción se aplica la ecuación 4.2. Por derivación se obtiene:

$$\left[\frac{dP}{dT} \right]_0^8 = \left[\frac{4500.7}{T^2} \right] \cdot P \tag{4.3}$$

y por sustitución en la ecuación de Claussius Clapeyron:

$$\Delta H_{8-0} = AT(v''-v') \left(\frac{dP}{dT} \right)_0^8 \tag{4.4}$$

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Entonces:

$$\Delta H_{8-0} = AP_{8-0}(v''-v')\left(\frac{4500.7}{T}\right) \quad (4.41)$$

Las tablas 5 y 6 representan la variación del calor de reacción en función de la temperatura para la reacción de absorción y disociación respectivamente a partir de la ecuación 4.41, y en la Tabla 7, se presentan los calores específicos del compuesto BaCl₂-8NH₃.

Tabla 5. Calor de reacción en la absorción (exotérmica), (kJ / kg)

T_E (°C)	T_A (°C)	bar	ΔHr(T_A)
-15	20.86	2.39	1848.11
-10	24.81	2.92	1837.09
-5	28.72	3.55	1826.75
0	32.58	4.29	1816.46
5	36.40	5.14	1806.67
10	40.17	6.13	1795.80

Tabla 6. Calor de reacción en la desorción (endotérmica), (kJ / kg)

T_C (°C)	T_G (°C)	bar	ΔHr(T_G)
15	43.90	7.26	1848.11
20	47.59	8.54	1773.75
25	51.24	10.00	1760.94
30	54.85	11.65	1747.47
35	58.41	13.51	1730.73
40	61.94	15.58	1714.23

Tabla 7. Calores específicos

Calor específico del sólido puro	C _{ss}	0.34	kJ/ kg °C
Calor específico del refrigerante sólido	C _{rs}	2.1	kJ/ kg °C
Calor específico del complejo sólido con gas	C(s,ng)	1.036	kJ/ kg °C
Calor específico del sólido después de la desorción	C(s,0)	0.34	kJ/ kg °C
Calor específico del refrigerante líquido	C _{rl}	4.71	kJ/ kg °C

Tabla 8. Cálculos estequiométricos del sistema del sistema de enfriamiento solar termoquímico

Datos	Símbolo	Valor	Unidad
Masa Total de Cloruro de Bario anhidro en el Reactor (kg)	Msol	17.6	kg
Número de moles de gas / moles de sólido	Nr	8	mol.R/mol.S
Peso molecular del Cloruro de Bario	PMs	208	kg / kg mol
Peso molecular del amoniaco	PMr	17	kg / kg mol
Relación másica del compuesto	Mr1	0.654	kg
Cantidad total de refrigerante absorbido	Mr	4.2	kg
Masa del compuesto sólido (sólido+gas)	Mc	21.8	kg

De acuerdo a los cálculos presentados en las Tablas 5 a 8, se realizó el cálculo estequiométrico, de la potencia frigorífica y los calores de: disociación, condensación, evaporación, absorción y el rendimiento térmico, a partir de las ecuaciones 2.7 a 2.42.

4.6.2 Potencia frigorífica específica del refrigerante.

La variación de la potencia frigorífica específica (kJ/kg_s) se calcula a partir de la ecuación 2.14 a diferentes temperaturas de condensación y evaporación [67].

Tabla 9. Variación de la potencia frigorífica específica

T _C	T _E (-15)	T _E (-10)	T _E (-5)	T _E (0)	T _E (5)	T _E (10)
15	1173.19	1179.68	1185.83	1191.60	1196.96	1201.80
20	1149.51	1156.00	1162.15	1167.92	1173.28	1178.12
25	1125.62	1132.11	1138.26	1144.03	1149.39	1154.23
30	1101.56	1108.05	1114.20	1119.97	1125.33	1130.17
35	1077.25	1083.66	1089.89	1095.66	1101.02	1105.86
40	1052.69	1059.18	1065.33	1071.10	1076.46	1081.30

4.6.3 Calor total de disociación

En la Tabla 10, de acuerdo a la ecuación 2.16, se presenta la cantidad total de energía requerida para la disociación la cual es aportada por los calores sensibles y latentes, a diferentes temperaturas de condensación y evaporación, en la cual se observa que a medida que aumenta la T_C se incrementa la cantidad de energía para su disociación mientras que cuando la T_E aumenta la cantidad de energía disminuye.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Tabla 10. Variación del calor total de desorción, Q_{TG} (kJ).

T_C	T_E (-15)	T_E (-10)	T_E (-5)	T_E (0)	T_E (5)	T_E (10)
20	11057.30	10523.04	9995.5394	9474.78	8959.41	8450.80
25	11494.57	10961.67	10434.17	9913.41	9398.04	8889.42
30	11925.03	11392.13	10864.62	10643.86	9828.50	9319.88
35	12335.01	11802.11	11274.60	10753.84	10238.48	9729.86
40	12741.95	12209.05	11681.54	11160.78	10645.42	10136.80

4.6.4 Calor total de condensación

El calor total de condensación se calculó a partir de la ecuación 2.22 donde se encuentra inmerso los calores sensibles y latentes de cambio de fase, en la Tabla 11, se observa el Q_{TC} para diferentes niveles de temperatura en la cual se observa que a medida que aumenta la T_C el Q_{TC} disminuye.

Tabla 11. Variación del calor de condensación Q_{TC} (kJ).

Temperatura condensación, T_C , (°C)	Calor de condensación, Q_{TC} , (kJ)
20	5172.79
25	5065.10
30	4953.90
35	4838.97
40	4720.25

4.6.5 Calor total de evaporación

En la Tabla 12, de acuerdo a la ecuación 2.26, se presenta la cantidad total de energía requerida para la evaporación la cual es aportada por los calores sensibles y latentes, a diferentes temperaturas de condensación y evaporación, en la cual se observa que a medida que aumenta la T_C disminuye la cantidad de energía para su evaporación, mientras que cuando la T_E aumenta la cantidad de energía se incrementa.

Tabla 12. Variación del calor total de evaporación, Q_{TE} (kJ).

T_C	T_E (-15)	T_E (-10)	T_E (-5)	T_E (0)	T_E (5)	T_E (10)
20	4992.97	4999.13	5003.95	5007.22	5008.71	5008.22
25	4916.48	4922.64	4927.46	4930.73	4932.22	4931.73
30	4838.68	4844.84	4849.66	4852.92	4854.42	4853.93
35	4759.44	4765.60	4770.42	4773.69	4775.18	4774.69
40	4678.65	4684.80	4689.63	4692.90	4694.39	4693.90

4.6.6 Calor total de absorción

En la Tabla 13, a partir de la ecuación. 2.30, se presenta la variación de la cantidad de energía absorbida a diferentes temperaturas de condensación y evaporación, donde se observa que a medida que aumenta la T_C la energía de absorción va en aumentando, mientras que cuando la T_E va en aumento la energía de absorción va disminuyendo.

Tabla 13. Variación del calor total de absorción, Q_{TA} (kJ).

T_C	T_E (-15)	T_E (-10)	T_E (-5)	T_E (0)	T_E (5)	T_E (10)
20	11094.63	10562.92	10039.45	9521.72	9010.64	8500.93
25	11524.97	10994.44	10470.97	9953.24	9442.15	8932.44
30	11951.75	11421.23	10897.76	10380.02	9868.94	9359.23
35	12372.63	11842.11	11318.63	10800.90	10289.82	9780.11
40	12789.96	12259.44	11735.96	11218.23	10707.15	10197.44

4.6.7 Rendimiento Térmico

En la Tabla 14 a partir de la ecuación. 2.40, se presenta la variación del coeficiente de operación térmico., COP. De acuerdo a los datos obtenidos, se observa los valores del rendimiento térmico, en función de las temperaturas T_C y T_E . Se observa que al mantener una T_C constante y variar la T_E , el coeficiente de operación es mayor, mientras que si se mantuviera constante la T_E y se varía la T_C el COP disminuye, por lo tanto para la formación de hielo a partir de las T_E en un rango de -10 a -5 °C y de T_C de 25 a 30 °C Presenta valores que oscilan entre 0.4253 y 0.4722.

Tabla 14. Variación de COP_t.

T_C	T_E (-15)	T_E (-10)	T_E (-5)	T_E (0)	T_E (5)	T_E (10)
20	0.4516	0.4751	0.5006	0.5285	0.5590	0.5926
25	0.4277	0.4491	0.4722	0.4974	0.5248	0.5548
30	0.4058	0.4253	0.4464	0.4692	0.4939	0.5208
35	0.3858	0.4038	0.4231	0.4439	0.4664	0.4907
40	0.3672	0.3837	0.4015	0.4205	0.4410	0.4631

4.7 Instrumentación

El sistema de refrigeración termoquímica, se instrumentó con sesenta sensores de temperatura, tres de presión (diferenciales de presión;), tres medidores de flujo de líquido (asametros) y dos de líquido-gas (Medidor de flujo tipo Coriolis). Se elaboró un programa para la adquisición y manejo automático de datos, ver Tabla 15.

Tabla 15. Instrumentos de medición

Variable	Instrumento	Rango de operación	Exactitud
Temperatura	Termistor	-40 a 150 °C	±0.1 °C
	T-Tipo termocople	-20 a 100 °C	±0.5 °C
Presión	Transductor de presión	0 a 25 bar	±0.15%
Flujo	Asametros	0 a 65 kg/min	±1 %
	Coriolis	0 a 20 kg/min	±0.1 %

4.8 Resultados y discusión

Como se ha mencionado con anterioridad de acuerdo a los cálculos y el análisis, la masa disponible de cloruro de bario fue de 17.6 kg a lo cual se le suministró la cantidad de 4.2 kg NH₃, debido a que el cloruro de bario presenta una compactación y una resistencia a la absorción másica. Con el valor de la densidad del amoníaco líquido de 611 kg/m³ y con la temperatura de saturación de 20 °C, el volumen de amoníaco, se calcula con la siguiente relación:

$$V_{NH_3} = \frac{m_{NH_3}}{\rho_{NH_3}} ; V_{NH_3} = \frac{4.2kgNH_3}{611kg/m^3} = 6874cm^3 \quad (4.5)$$

4.8.1 Potencia frigorífica de sistema de refrigeración

A partir de la cantidad de amoníaco suministrada al cloruro de bario,[35], se recalculó una capacidad de producción de 10.5 kg de hielo, para una cantidad de 17.6 kg de cloruro de bario y 4.2 kg de amoníaco, con una capacidad absorbente equivalente total del 37.4 % (ver, Anexo IV).

Una vez realizado el análisis experimental, se presentan los resultados más representativos del sistema de enfriamiento solar termoquímico (SEST), obtenidos durante un periodo de pruebas comprendido desde Enero 2015 a Junio del 2016. Para realizar los ciclos intermitentes de enfriamiento, se utilizaron dos tecnologías de calentamiento para su funcionamiento: energía eléctrica y solar, en dos procesos: I. Disociación-Condensación-Almacenamiento y II. Evaporación-Absorción

4.8.2 Proceso I. Disociación -Condensación-Almacenamiento

4.8.2.1 Calentamiento eléctrico

Se realizaron en total 95 ciclos termodinámicos utilizando las dos técnicas de calentamiento: a) eléctrico y b) solar, de los cuales desafortunadamente no todas fueron exitosas. A continuación se presentan los resultados más representativos para el sistema de absorción termoquímico. Para el caso del calentamiento eléctrico se realizaron pruebas en un dominio de temperaturas de 60, 70 y 80 °C, obteniéndose temperaturas de disociación de

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

54, 59 y 69 respectivamente. Se registraron tiempos de disociación totales de 10.33, 8.16 y 6.45 h respectivamente, con un flujo de 62 l/min. Para la condensación del vapor de amoníaco se estableció un flujo de agua de enfriamiento de 25 l/min a una temperatura de disipación de 24 °C. Obteniendo una cantidad de amoníaco de 6.25, 6.5 y 6.6 litros, (ver Fig. 19, 20, 21 y 22). Las Figuras 19, 20 y 21 presentan las evoluciones de las temperaturas y presiones durante el proceso de disociación del amoníaco a 60, 70 y 80 °C de la fuente térmica.

En la Figura 19, se presenta la evolución promedio de las temperaturas y presiones durante la desorción de amoníaco a una temperatura constante de la fuente térmica de 60 y obteniendo una temperatura de disociación de 54 °C, en un rango de presiones de disociación y condensación de 920-1060 kPa. El flujo de agua caliente de 62 l/min se mantuvo constante al interior del reactor. En el condensador se estableció un flujo de agua de enfriamiento de 25 l/min, a una temperatura constante de 25 °C, durante un período de disociación de las 16:20 a las 20:00 h. Se observa que, al iniciar el proceso, la temperatura de generación varió entre 49 a 55 °C, debido a la apertura de la válvula, localizada arriba del reactor, lo que provocó la expansión y consecuente ligero enfriamiento del vapor de amoníaco, mientras que la temperatura de fuente térmica se mantuvo entre 60 y 61 °C. El tiempo total de desorción-condensación fue de 10.33 y el volumen de amoníaco líquido generado fue del 91% con diferencias de presión de 10 kPa entre la P_D y P_C

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

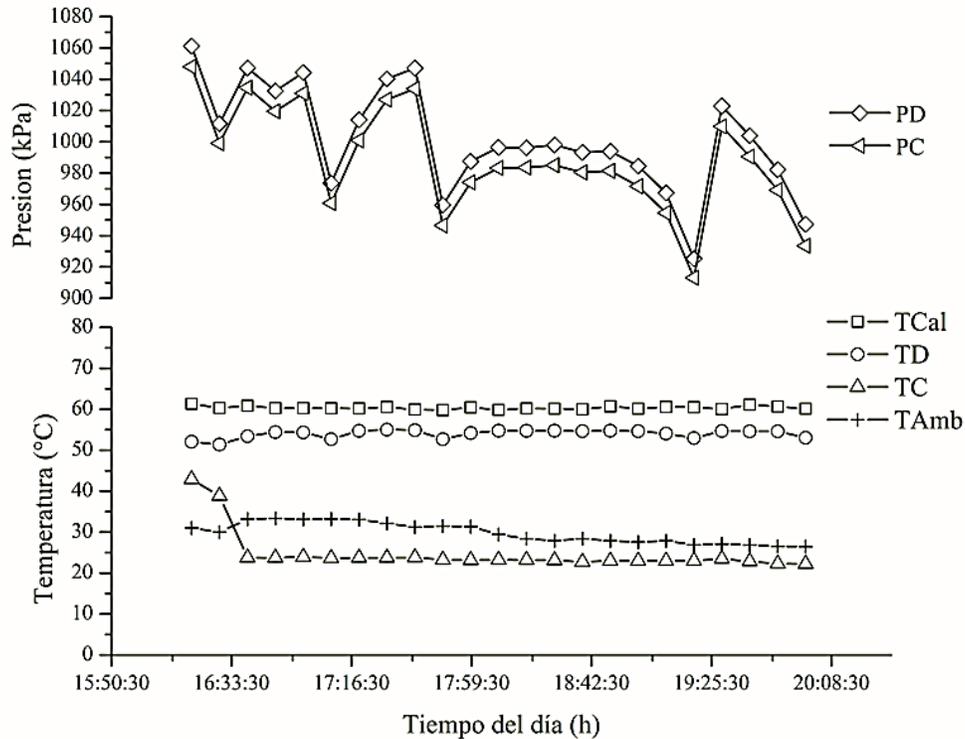


Figura 19. Evolución de las temperaturas y presiones de operación en la desorción-condensación a T_D de 54 °C.

En la Figura 20, Se presenta la evolución promedio de las temperaturas y presiones durante la desorción de amoníaco a una temperatura constante de la fuente térmica entre 70 y 71 °C, con presiones de disociación y condensación entre 930 y 1050 kPa. La temperatura de generación se mantuvo en un rango de 54 y 59 °C, con un flujo de agua caliente de 62 l/min. En el condensador se estableció un flujo de 25 l/min, a una temperatura promedio de 25 °C. El tiempo total de disociación fue de 8.25 h y se logró generar el 94.5 % de amoníaco líquido, con una diferencia entre la P_D y P_C de 20 kPa.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

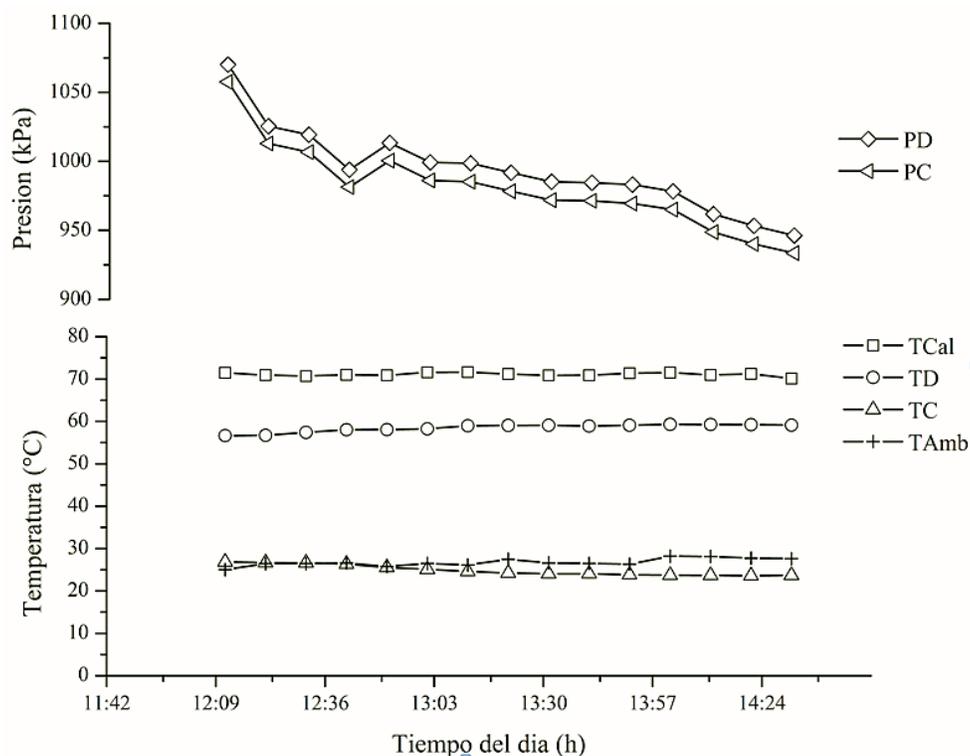


Figura 20. . Evolución de las temperaturas y presiones de operación en la desorción-condensación a T_D de 59 °C.

En la Figura 21, Se presenta la variación promedio de las temperaturas y presiones durante la desorción de amoníaco a una temperatura constante de la fuente térmica entre 79 y 80 °C y la de disociación entre 60 y 71 °C, debido a la expansión del gas antes de iniciar la condensación, con una presión de vapor constante en el desorbedor y condensador de 930-980 kPa respectivamente. El flujo de agua caliente en el reactor se mantuvo a 62 l/min, mientras que en el condensador se estableció un flujo de 25 l/min a una temperatura promedio de 25 °C. El tiempo total del proceso de desorción-condensación fue de 6.45 h y alcanzando a generar el 96.7 % amoníaco líquido, con una diferencia de presiones de desorción y condensación de 20 kPa.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

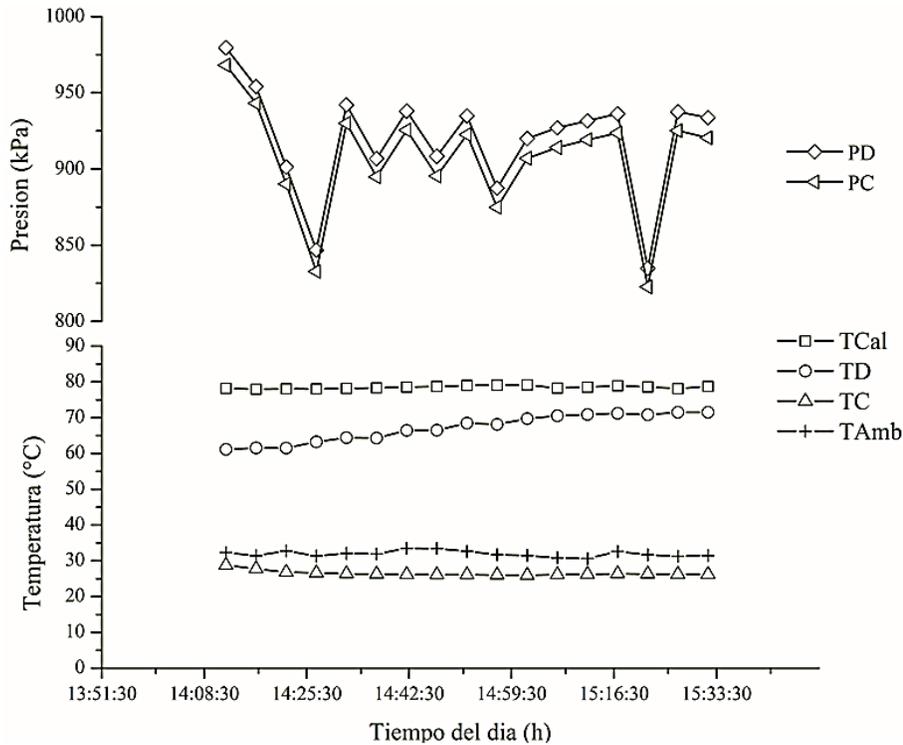


Figura 21. Evolución de las temperaturas y presiones de operación en la desorción-condensación a T_D de 69 °C.

Discusión de resultados del proceso de desorción-condensación operando con energía eléctrica.

En la Figura 22 se presenta un comparativo de la Figuras 19, 20 y 21 de acuerdo a la obtención de amoníaco líquido a diferentes temperaturas de calentamiento y desorción, en donde se logra apreciar el tiempo de producción de amoníaco para las T_{Cal} de 80, 70 y 60 °C, y T_D de 69, 59 y 54 °C, respectivamente, obteniendo diferentes cantidades de amoníaco líquido en diferentes tiempos. En el primer experimento se desorbió una cantidad de amoníaco líquido del 96 % EN un tiempo de 1.5 h, para el segundo experimento se desorbió el 94.5 % EN un periodo de 2.75 h, mientras que para el tercer experimento se alcanzó una desorción del 90 % en un tiempo 4 h. De acuerdo a lo anterior la mejor configuración de la operación y para obtener una cantidad significativa del 94.5 % de amoníaco es a una T_{Cal} de 70 °C utilizando energía eléctrica, lo que representa que se podría utilizar captadores solares planos y/o de tubos evacuados que alcanzan temperaturas en un rango de 50 a 90 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

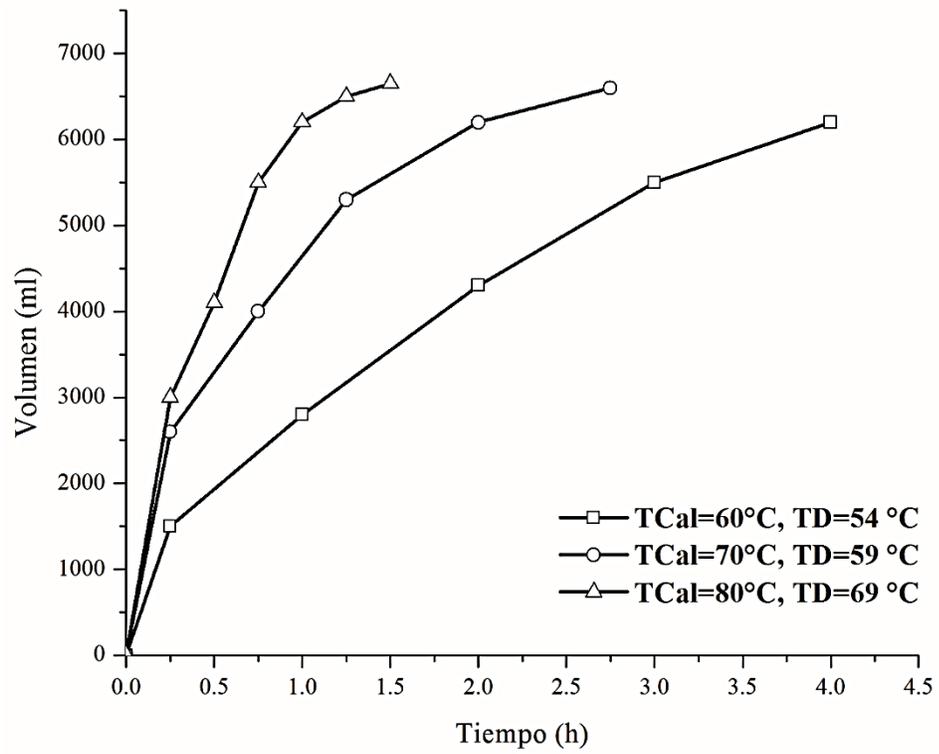


Figura 22. Evolución del volumen obtenido durante la desorción del amoniaco a diferentes temperaturas

4.8.2.2 Calentamiento solar

Una vez realizado el análisis experimental a condiciones controladas, se prosiguió a realizar ciclos termodinámicos de absorción, utilizando como fuente térmica el banco de los captadores solares de tubos evacuados con caloriductos a temperaturas de generación en un rango entre 54 y 69 °C y de condensación entre 20 y 35 °C. A diferentes irradiancias solares características en las épocas del año, en donde se realizaron las 35 pruebas experimentales.

En la Figura. 23, se presenta la evolución promedio de las temperaturas, obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso desorción-condensación se realizó en un periodo de las 10:40 a las 19:00, con un flujo de agua de calentamiento de 62 l/min, se observa una T_{cal} progresivo en un rango de 30 a 66 °C, correspondiendo a la T_D entre 25 y 55 °C, y de T_C a 30 °C, con un valor promedio de irradiación al medio día solar de 850 W/m², desorbiendo el 16 % de amoníaco en un tiempo total de 8.67 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

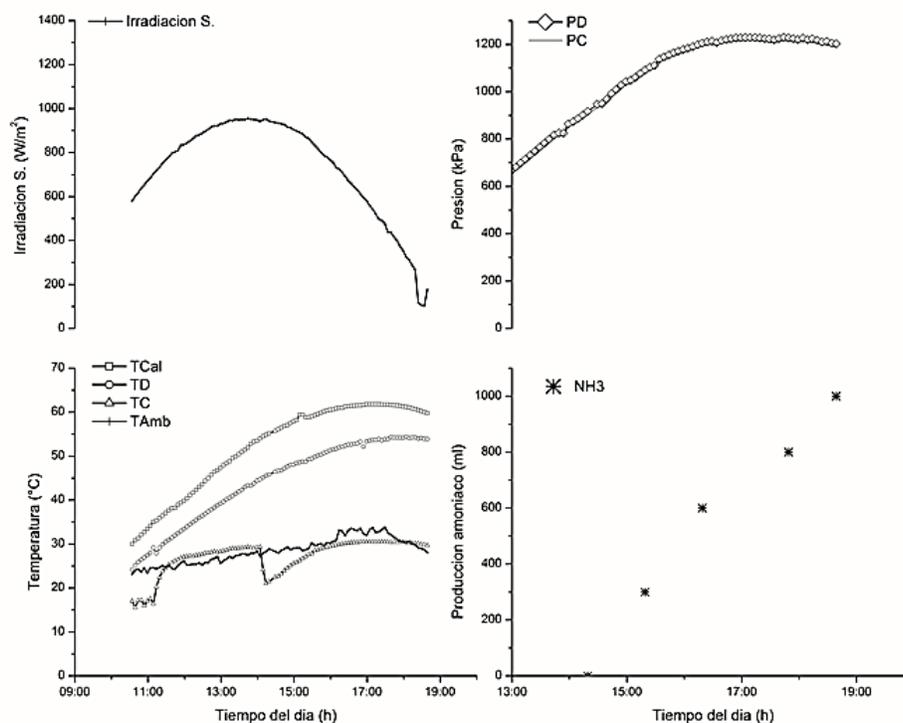


Figura 23. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 54 °C.

En la Figura. 24, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 9:30 a las 18:40 en donde el calentamiento fue progresivo en una rango de 40 a 65 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 35 y 54 °C, y de condensación a 30 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 750 W/m², produciendo 1200 ml de amoníaco líquido correspondiente al 17.4 % generado en un tiempo de 9.2 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

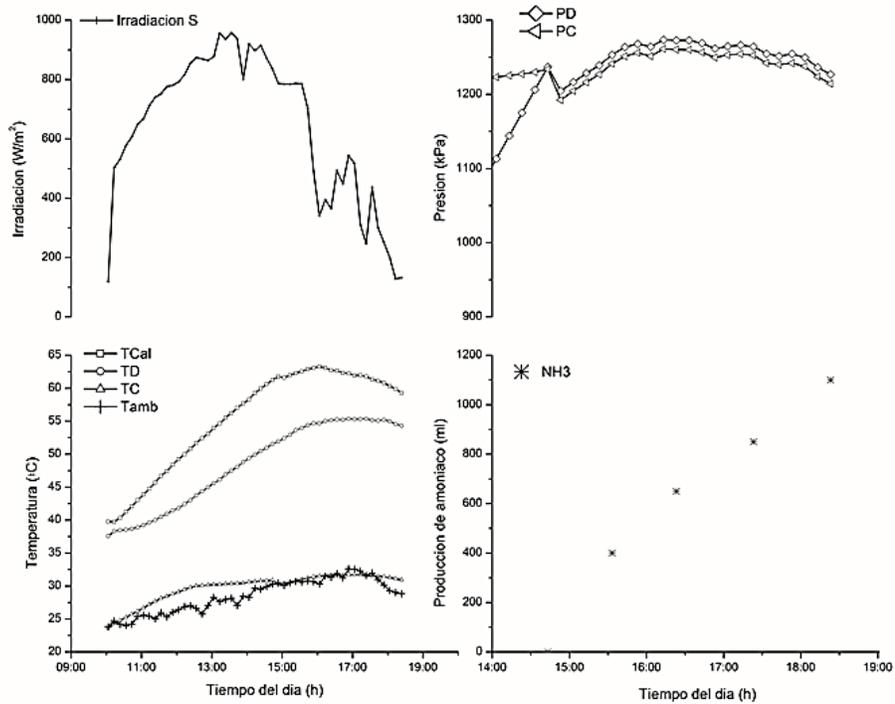


Figura 24. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoniaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 55 °C.

En la Figura. 25, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoniaco, con sus respectivas presiones, radiación solar y producción de amoniaco líquido. El proceso de desorción-condensación se realizó en un periodo de las 9:30 a las 19:00 en donde la T_{cal} calentamiento fue progresiva en una rango de 49 a 66 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 28 y 58 °C, y de condensación a 30 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 900 W/m^2 , produciendo 2400 ml de amoniaco líquido que corresponde al 35 % desorbido con un tiempo aproximado de 9.5 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

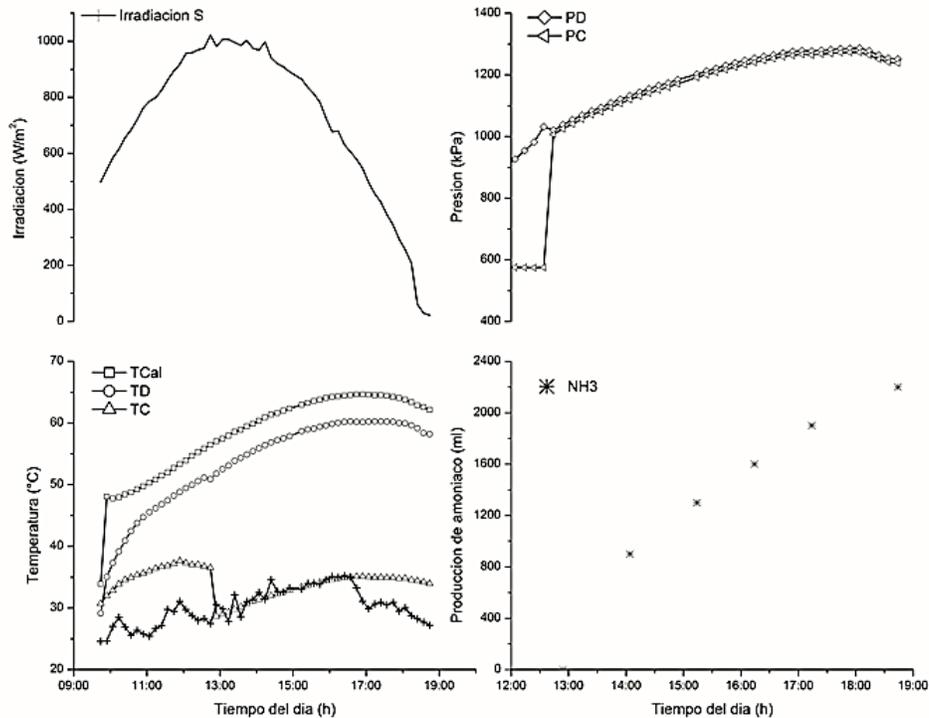


Figura 25. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 58 °C.

En la Figura. 26, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, y la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 9:30 a las 19:00 en donde se observa la progresión de la T_{Cal} en un rango de 50 a 67 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 31 y 61 °C, y de condensación entre 25 a 32 °C, con un valor promedio de irradiancia solar de 850 W/m², produciendo 2800 ml de amoníaco líquido, correspondiente a un 40.7 % de desorbido en un tiempo de 9.5 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

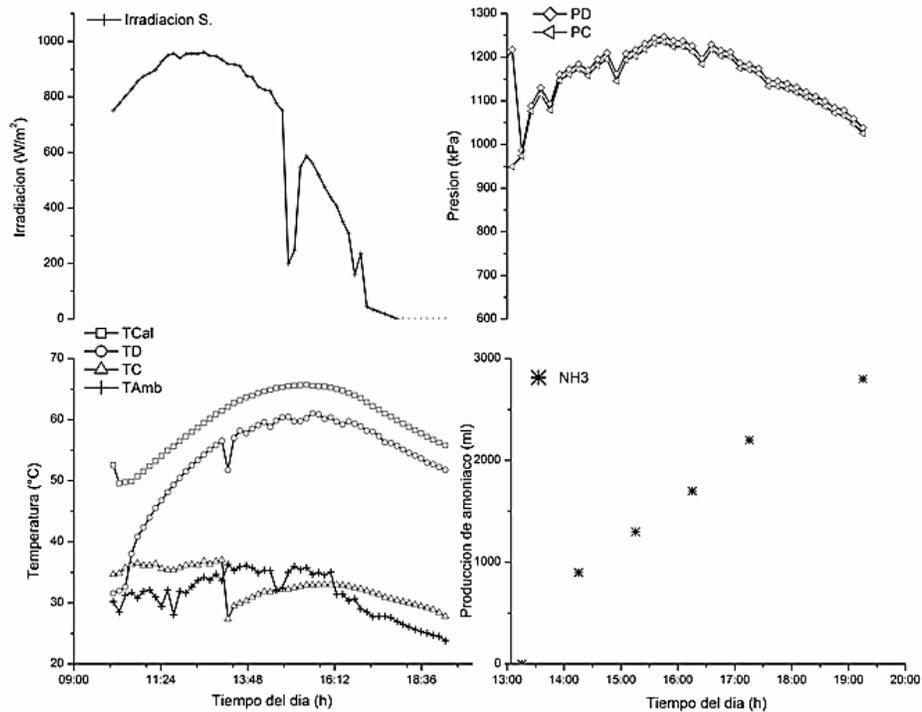


Figura 26. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 60 °C.

En la Figura. 27, se presenta la evolución de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido, esta prueba es la continuación de la Figura 26. El proceso se realizó en un periodo de las 9:00 a las 17:40 en donde el calentamiento fue progresivo en un rango de 30 a 66 °C, con las correspondientes temperaturas de generación entre 30 y 59 °C, y de condensación entre 25 a 30 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 1150 W/m², produciendo 3700 ml de amoníaco líquido equivalentes correspondientes al 54 % de gas desorbido, conformado un total de 6500 ml de amoníaco entre las dos pruebas experimentales en un tiempo de 18.17 horas, siendo un tiempo promedio de 9.1 h por día, generando un 94.7 % de gas.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

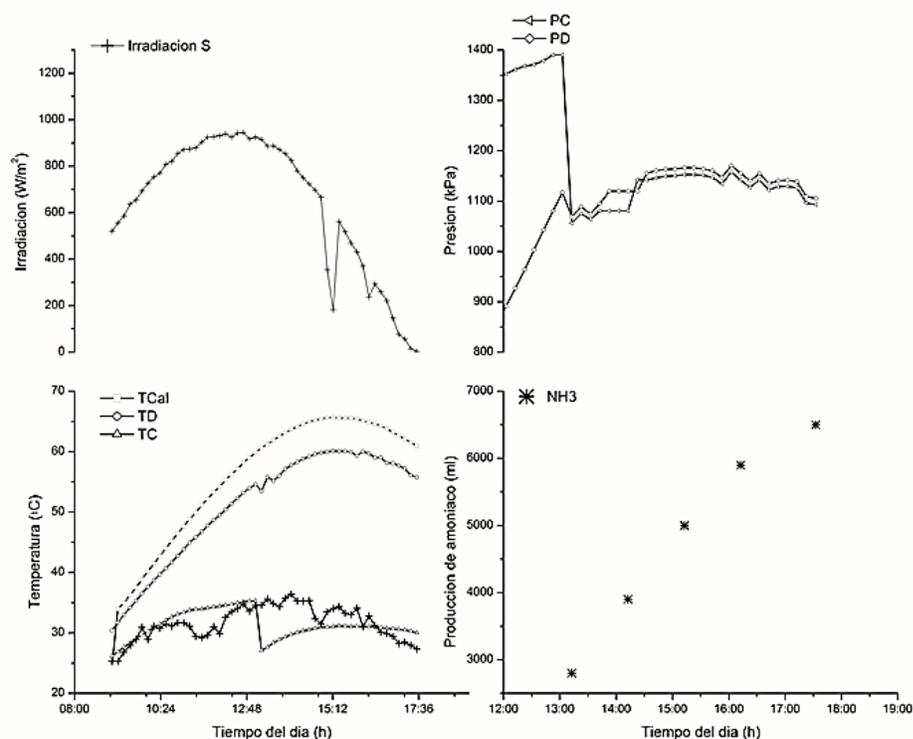


Figura 27. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de $59^{\circ}C$.

En la Figura. 28, se presenta la evolución de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 9:40 a las 16:50 en donde el calentamiento fue progresivo en una rango de 48 a $58^{\circ}C$, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 24 y $54^{\circ}C$, y de condensación $28^{\circ}C$, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de $600 W/m^2$, produciendo 1500 ml de amoníaco líquido el cual corresponde a un 22 % de gas desorbido a estas condiciones en un tiempo de 7.5 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

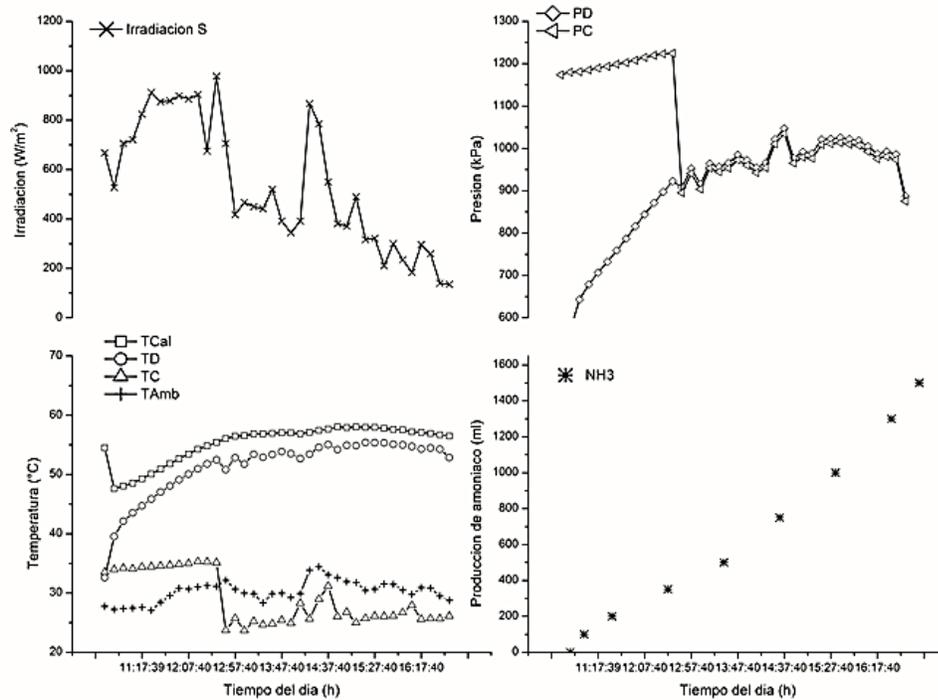


Figura 28. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 54 °C.

En la Figura 29, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 9:30 a las 17:00 en donde T_{cal} fue progresiva en una rango de 49 a 61 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 30 y 57 °C, y de condensación 25 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 750 W/m², produciendo 2800 ml de amoníaco líquido, lo que corresponde a un 41 % de gas desorbido en un tiempo de 7.5 con una temperatura promedio inicial de calentamiento de 45 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

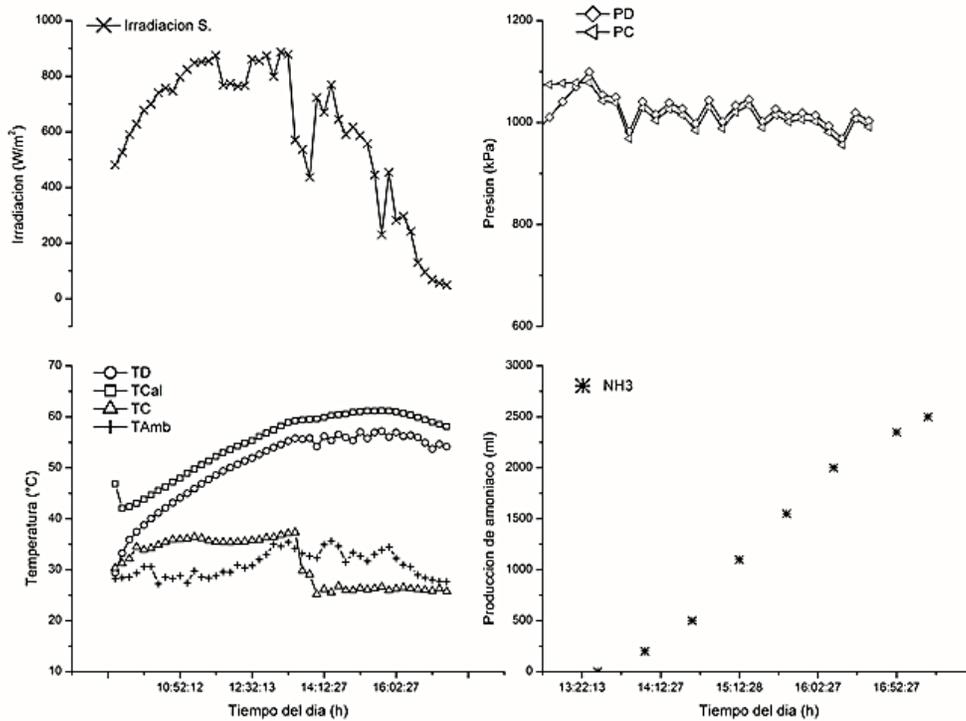


Figura 29. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 55 °C.

En la Figura 30, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 8:30 a las 17:00 en la T_{cal} fue progresiva en un rango de 55 a 66 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 32 y 61 °C, y de condensación 20 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 850 W/m², produciendo 4200 ml de amoníaco líquido, correspondientes al 61.1 % de gas desorbido en un tiempo de 8.5 h, con una temperatura promedio inicial de 52 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

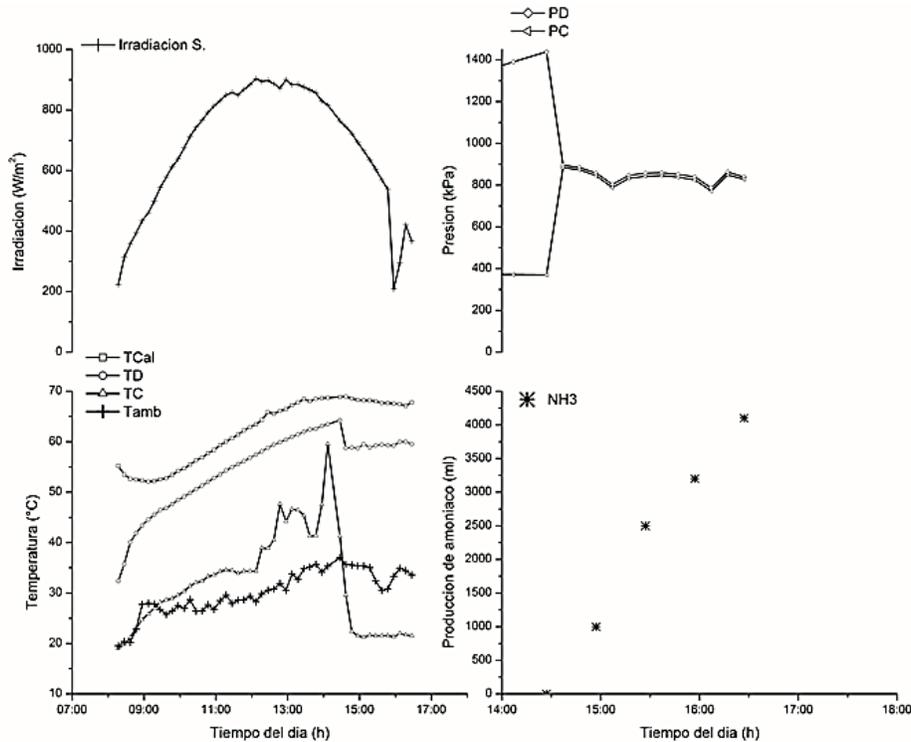


Figura 30. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 59 °C.

En la Figura 31, se presenta la evolución promedio de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido, esta prueba es la continuación de la Figura 24. El proceso se realizó en un periodo de las 8:30 a las 17:00 en donde el calentamiento fue progresivo en una rango de 50 a 65 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 36 y 61 °C, y de condensación 20 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 880 W/m², produciendo la cantidad restante de 1800 ml de amoníaco líquido, la cual corresponde a un 26.2 % desorbido, esto nos indica que la cantidad total fue 6000 ml de amoníaco en un tiempo de 17 h con irradiancia promedio entre ambas pruebas de 860 W/m², esto se realizó en dos periodos de 8.5 h cada uno.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

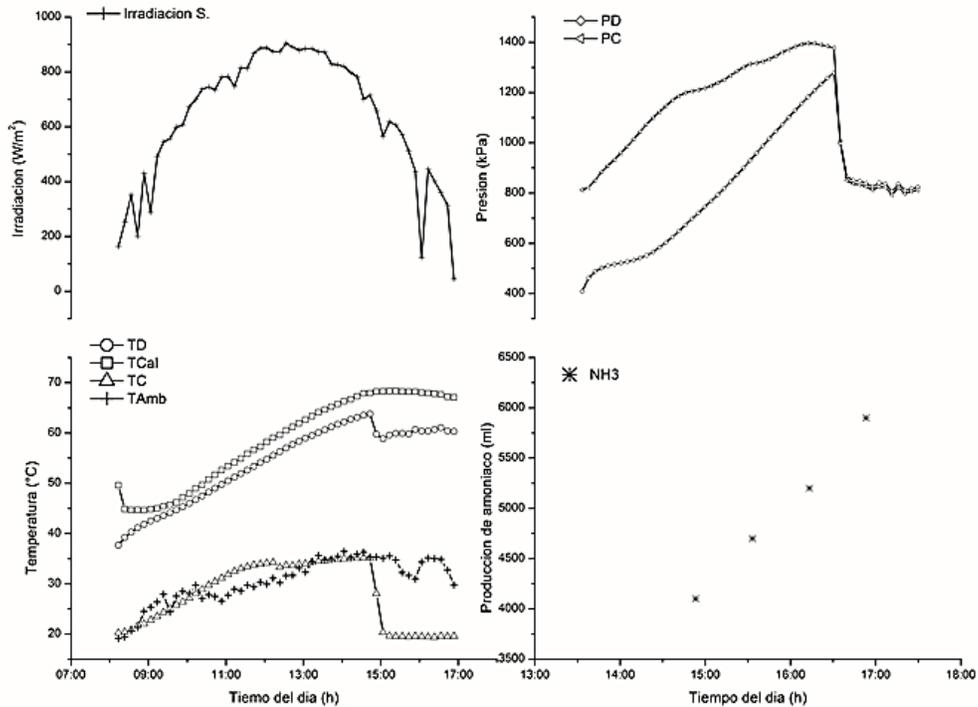


Figura 31. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 60 °C.

En la Figura 32, se presenta la evolución de las temperaturas obtenidas a la salida del sistema de calentamiento solar, de desorción y condensación de amoníaco, con sus respectivas presiones, radiación solar, además de la producción de amoníaco líquido. El proceso se realizó en un periodo de las 8:30 a las 17:40 en donde el calentamiento fue progresivo en un rango de 45 a 65 °C, correspondiendo a las temperaturas de generación entre 35 y 59 °C, y de condensación 22 °C, con un valor promedio de irradiancia al medio día solar de 870 W/m², produciendo 4700 ml de amoníaco líquido esta cantidad es el 68.4 % desorbido en un tiempo total de 9 h, con una temperatura promedio inicial de calentamiento de 45 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

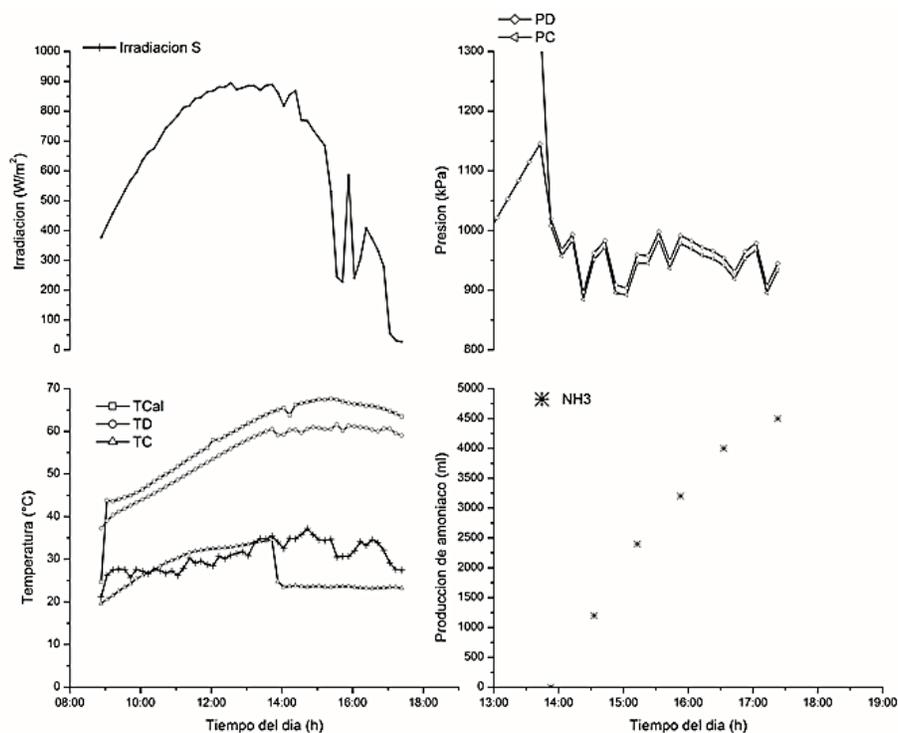


Figura 32. Evolución de la irradiancia solar, temperaturas y presiones de operación, así como la producción de amoníaco líquido durante la desorción-condensación a T_D de 60 °C.

Discusión de resultados del proceso de desorción-condensación operando con energía solar.

Este análisis se plantea de acuerdo a las condiciones de temperaturas de condensación de 20, 25 y 30 °C

En las Figuras 23, 24, 25, 26 y 27, se realizaron a temperaturas de condensación de 30 °C. En donde se observa el comportamiento de la temperatura de desorción de acuerdo a la irradiación expuesta en estos días.

En la Figura 23 y 24 se logra apreciar que en ambas pruebas la cantidad de amoníaco producida es similar con 16 y 11.4 % de gas desorbido, iniciando la desorción en un tiempo aproximado de 5 y 5.5 h respectivamente. se puede mencionar que para condiciones similares, existe reproducibilidad en los resultados operando el sistema de enfriamiento en la etapa de desorción-condensación con agua de enfriamiento a temperatura ambiente, se observa además que existe una diferencia de irradiación

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

promedio entre ambas pruebas de 1000 W/m^2 sin afectar significativamente la producción de amoníaco, esto se debe a que el sistema opera con un tanque de almacenamiento térmico donde se logró mantener la temperatura de calentamiento.

Para la Figura 25 a diferencia de las Figuras 23 y 24, se observa una producción de amoníaco de 2200 ml, esto se debe a que la temperatura de calentamiento inicial fue mayor que el de la anteriores lo que significa que la potencia de calentamiento fue mayor alcanzando las condiciones de generación en un periodo de 3.5 h, se puede apreciar que existe un tiempo mayor en la etapa de desorción.

En la Figura 26, se observa una producción de amoníaco de 2800 ml con una temperatura inicial de $49 \text{ }^\circ\text{C}$, iniciando la desorción - condensación en un tiempo de 5.25 h, mientras que en la Figura 27 la generación de amoníaco fue de 3700, 900 ml más que en la Figura 26, iniciando la prueba a una temperatura promedio de calentamiento $14 \text{ }^\circ\text{C}$ menos que la anterior, iniciando su desorción en un tiempo de 4.5h, lo que represento una cantidad mayor de 900 ml de amoníaco más con respecto a la anterior, debido también a que la irradiación fue mejor en esta segunda prueba experimental.

De acuerdo al análisis desorción-condensación con agua de enfriamiento a temperatura ambiente en la condensación, se logró dissociar amoníaco a T_C constante de $30 \text{ }^\circ\text{C}$, independientemente de la temperatura inicial de calentamiento y potencia de calentamiento, esto solo nos representa el tiempo producción de amoníaco en el proceso de desorción-condensación, es decir a medida que la temperatura y potencia de calentamiento sea mayor el tiempo de producción de amoníaco es más rápido. De acuerdo a esto el mejor proceso a condiciones ambiente utilizando los captadores solares para la desorción y el gua de enfriamiento a temperatura ambiente, se recomienda realizar la operación como sigue: precalentar el agua a través de los captadores a temperatura de promedio de $50 \text{ }^\circ\text{C}$, para posteriormente circular el agua de calentamiento al sistema y producir en un tiempo promedio de 9.1 h aproximadamente

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

una cantidad de amoniaco liquido promedio de 3200, lo que nos representa que en un tiempo de 18.17 h se obtendría un total del 94.5 % de amoniaco.

En las Figuras 28 y 29, se realizaron la pruebas experimentales a T_C de 25 °C, en donde se logra apreciar una diferencia de 22 y 41 % de amoniaco desorbido respectivamente, esto se debe una diferencia de irradiancia de 150 W/m², además la temperatura promedio de calentamiento inicial para la Figura 23 fue de 45 °C lo que representa una potencia de calentamiento mayor con respecto a la Figura 22, lo que represento una diferencia de producción de 1300 ml de amoniaco entre ambas pruebas con un tiempo de 7.5 h.

Para las Figuras 30 y 31 se realizó una producción 6000 ml de amoniaco líquido a una T_C de 20 °C, en dos pruebas experimentales las cuales consistieron: en la Figura 24 se aprecia el 61.1 % de gas desorbido en un tiempo de 8 h, con una temperatura promedio inicial del 33 °C, mientras que en la Figura 25 se observa una producción de amoniaco del 26.2 % en un tiempo de 8 h, con diferencias de irradiancias promedio de 30 W/m².

En la Figura 32 se observa el proceso de desorción-condensación a temperatura constante de condensación de 22 °C, se aprecia que para un tiempo de 9 h, la producción de amoniaco es del 68.4 % con una temperatura de calentamiento inicial de 45 °C. Esta producción se debe a que se le suministro más potencia de calentamiento al sistema y por lo tanto se produce más amoniaco en un mismo tiempo, que las pruebas anteriores.

De acuerdo a las Figuras 23-32, podemos recomendar la operación del sistema de enfriamiento solar a condiciones ambiente, es decir utilizar los captadores solares de tubos evacuados para el calentamiento del agua y su posterior uso al calentar el reactor termoquímico para el inicio de desorción, realizando calentamiento previo a 50 °C, además utilizar agua en el condensador a temperatura ambientes, he iniciar la condensación, desorbiendo el 94.5 % como se mostró anteriormente obtendríamos este porcentaje en un tiempo 18.17 h, lográndose en dos periodos de 9.1 h al día, sin utilizar

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

el sistema de enfriamiento convencional para condensación, lo cual se tendría un ahorro de energía eléctrica y la utilización de este sistema en zonas rurales.

4.8.3 Proceso II. Evaporación-Absorción

Para realizar el proceso de evaporación-absorción como se mencionó anteriormente, es independiente de la utilización de energía eléctrica y solar. Para este proceso se realizaron 95 pruebas experimentales, en donde se logró establecer temperatura de evaporación en un rango de -7 a 18 °C, con temperaturas de absorción de 28 a 32 °C, bajo estas condiciones de operación se alcanzó una temperatura de enfriamiento de agua de 2, 8 10 y 25 °C con flujos de agua en el reactor y evaporador de 25 kg/min y de 2 a 8 l/min respectivamente, (ver Figuras, 33 a 46).

En la Figura 33, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción, agua y ambiente, así como el volumen de absorción de amoníaco y las presiones de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:40 a 21:50 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de 2 a -7 °C manteniéndose constante en -7 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 31 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 5 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 358 y 355 kPa respectivamente, absorbiéndose 4200 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 4 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.016 l/min. Cabe mencionar que la temperatura ambiente oscilo entre 32 a 25 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

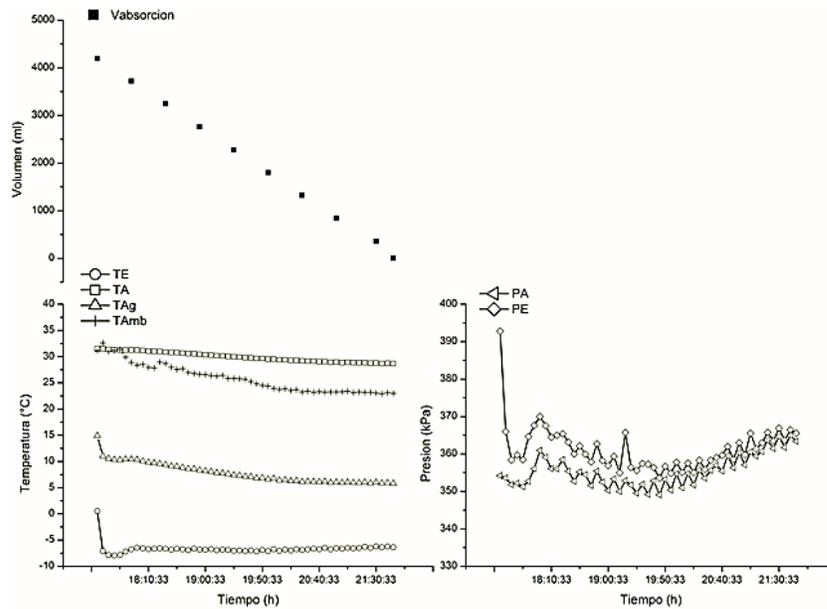


Figura 33. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E ($-7\text{ }^\circ\text{C}$)

En la Figura 34, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así como el volumen absorbido y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 18:00 a 21:50 h, en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -14 a $-6\text{ }^\circ\text{C}$ manteniéndose constante en $-6\text{ }^\circ\text{C}$, con una temperatura de absorción (T_A) constante de $25\text{ }^\circ\text{C}$, obteniéndose un ΔT en el agua de $4\text{ }^\circ\text{C}$, con temperaturas ambiente entre 28 a $25\text{ }^\circ\text{C}$, con presiones de evaporación y de absorción de 360 y 350 kPa respectivamente, absorbiéndose 4250 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 2 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.015 l/min .

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

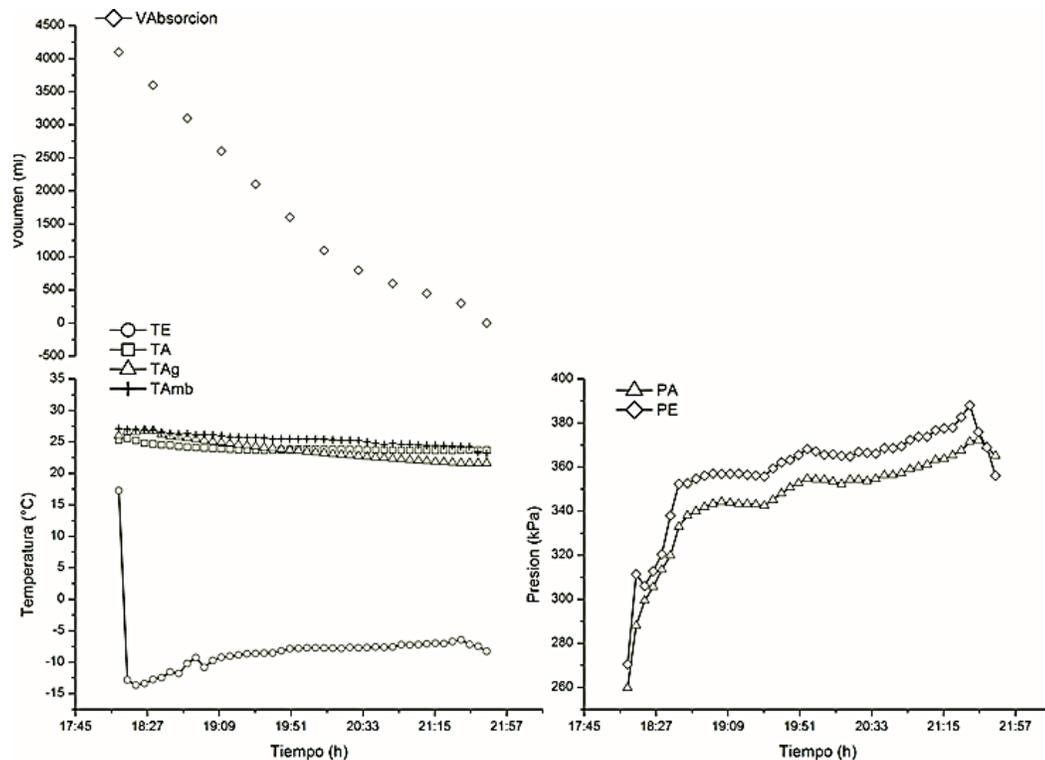


Figura 34. . Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (-6 °C)

En la Figura 35, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así como el volumen de absorción de amoníaco y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 16:30 a 21:30 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en un rango de -5 a 20 °C manteniéndose constante en -5 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 30 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 12 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 370 y 360 kPa respectivamente absorbiéndose 4500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 3 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.019 l/min. Cabe mencionar que la temperatura ambiente osciló entre 31 a 25 °C durante la prueba.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

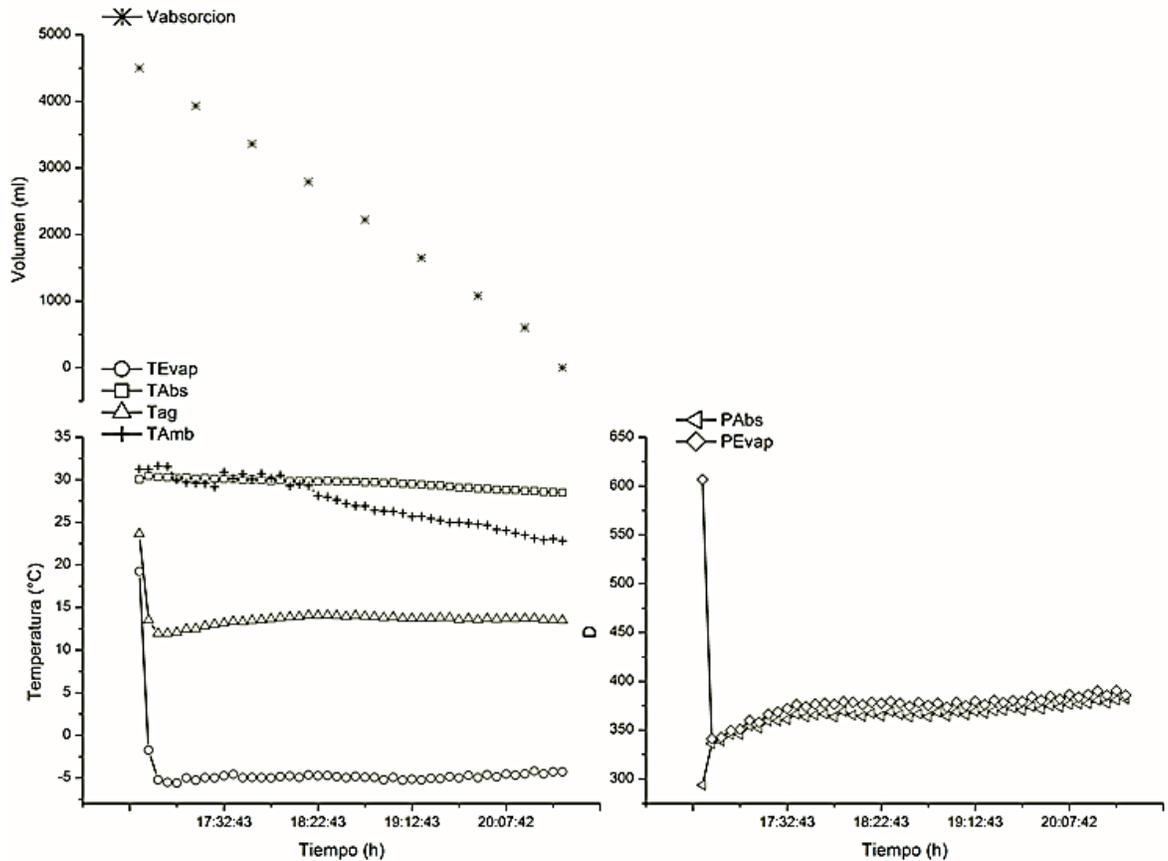


Figura 35. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (-5 °C)

En la Figura 36, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así como el volumen absorbido de amoníaco, y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 18:45 a 21:50 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -5 a 20 °C manteniéndose constante en -2 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 31 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 14 °C, con temperaturas ambiente entre 26 a 24 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 400 y 350 kPa respectivamente absorbiéndose 4600 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 4.6 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.032 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

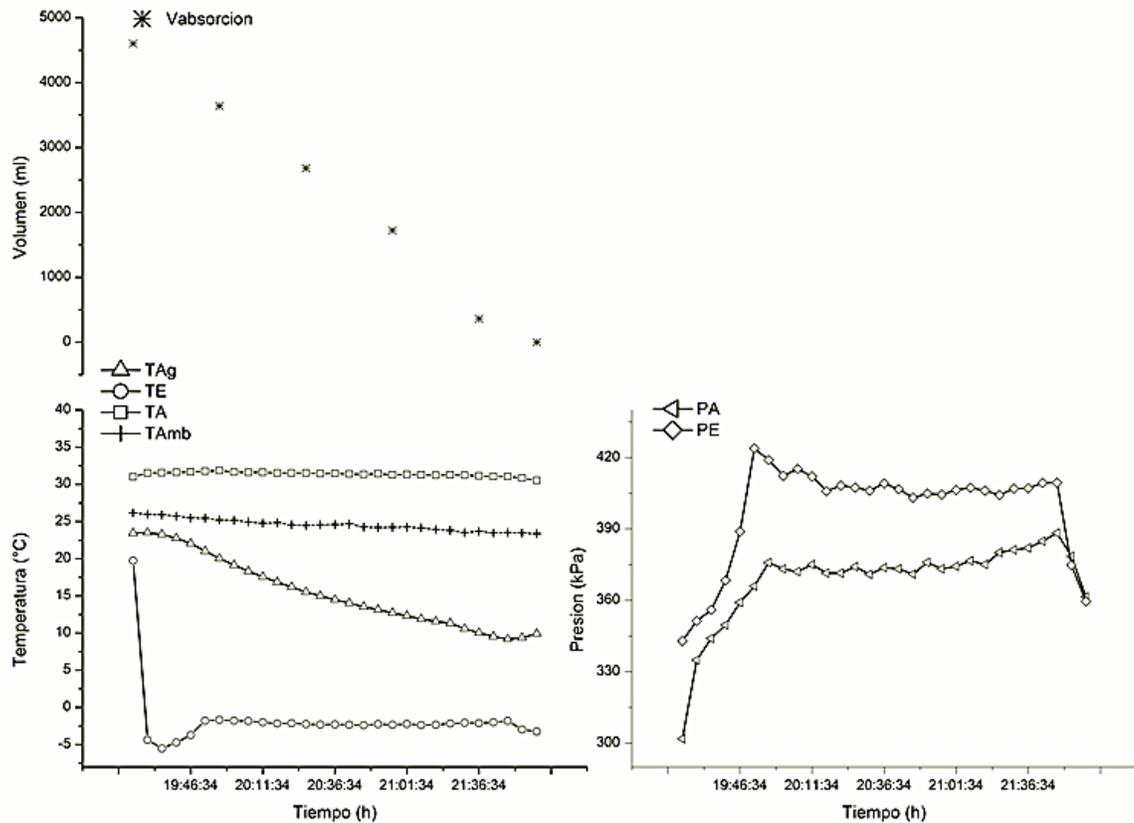


Figura 36. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (-3 °C)

En la Figura 37, se presenta la evolución promedio de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, volumen absorbido de amoníaco, así como la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:30 a 23:50 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -7 a 26 °C manteniéndose constante en 12 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 30 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 15 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 700 y 400 kPa respectivamente absorbiéndose 6500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 10 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.03 l/min. Cabe mencionar que la temperatura ambiente disminuyo durante la prueba experimental entre 29 a 22 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

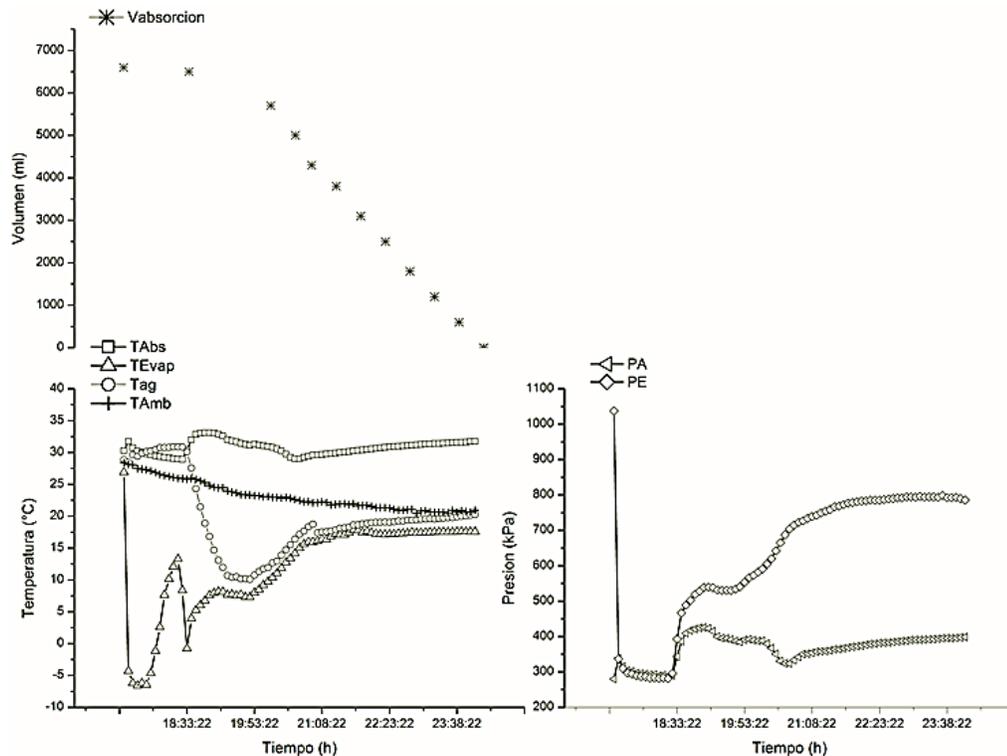


Figura 37. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (15 °C)

En la Figura 38, se presenta la evolución promedio de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, volumen absorbido de amoníaco, así como la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:55 a 21:40 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -10 a 25 °C manteniéndose constante en 7 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 33 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 17 °C, con temperaturas ambiente en un orden descendente entre 26 a 24 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 600 y 450 kPa respectivamente absorbiéndose 6500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 14 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.04 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

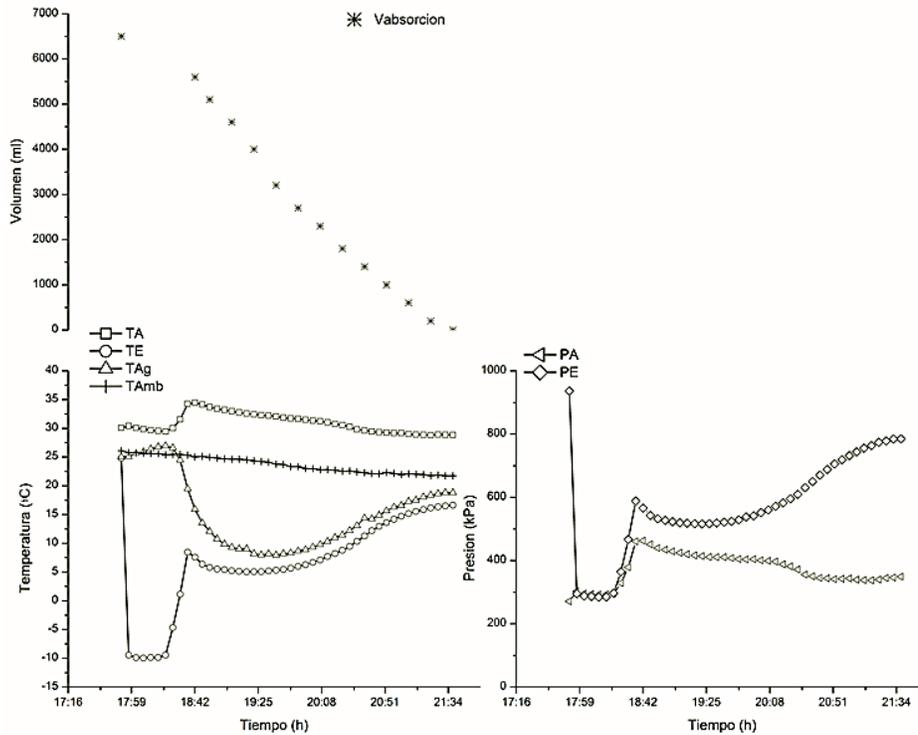


Figura 38. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (10 °C)

En la Figura 39, se presenta la evolución de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, así como el volumen absorbido de amoníaco y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:45 a 21:30 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -5 a 25 °C manteniéndose constante en 3 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 34 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 25 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 480 y 460 kPa respectivamente absorbiéndose 6500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 11 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.05 l/min. Cabe mencionar que durante la prueba la temperatura ambiente permaneció constante en 25 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

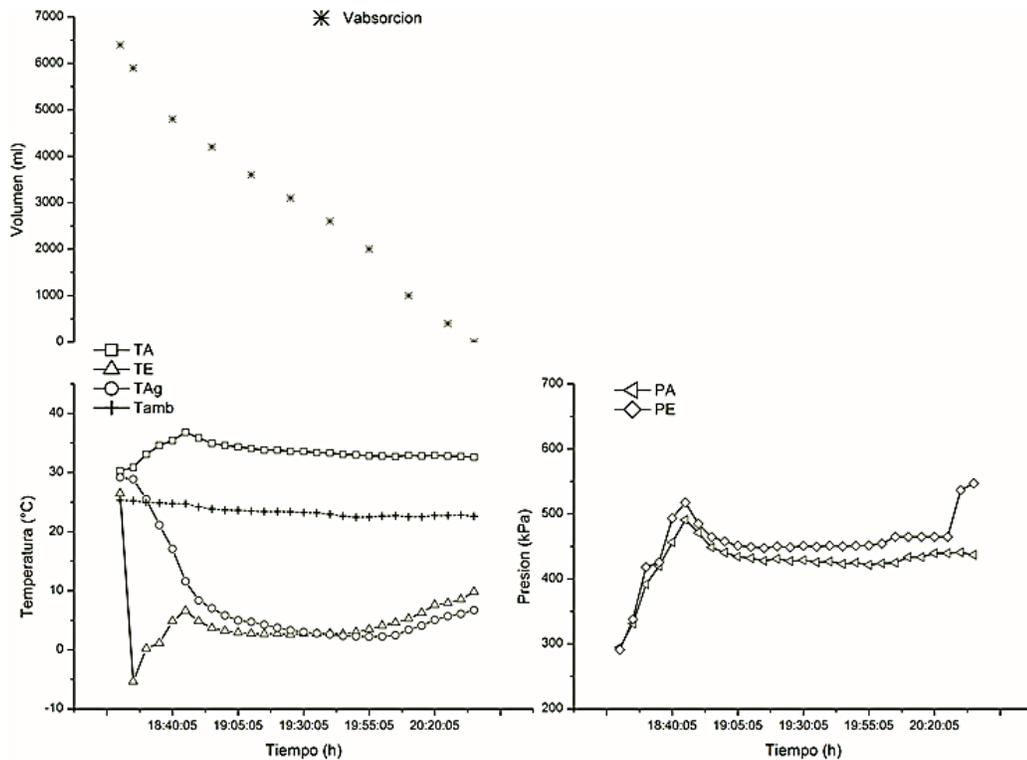


Figura 39. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (3 °C)

En la Figura 40, se presenta la evolución de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, volumen absorbido de amoníaco así como la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:00 a 19:50 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en un rango de 7 a 17 °C manteniéndose constante en 9 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 32 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 21 °C, con temperaturas ambiente entre 27 a 25 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 600 y 450 kPa respectivamente absorbiéndose 6600 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 12 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.051 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

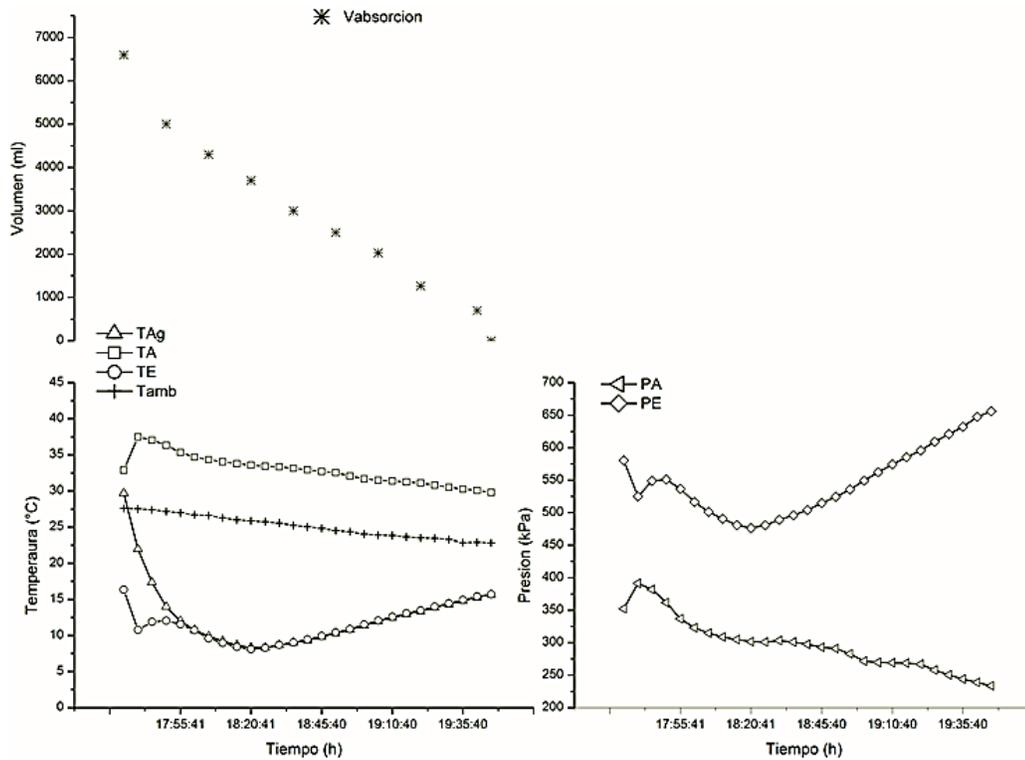


Figura 40. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (10 °C)

En la Figura 41, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así como el volumen absorbido de amoníaco, la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:00 a 20:20 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en un rango de 2 a 12 °C manteniéndose constante en 3 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 31 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 22 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 380 y 340 kPa respectivamente absorbiéndose 6500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 6 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.054 l/min. Cabe mencionar que durante la prueba la temperatura ambiente permaneció constante en 26 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

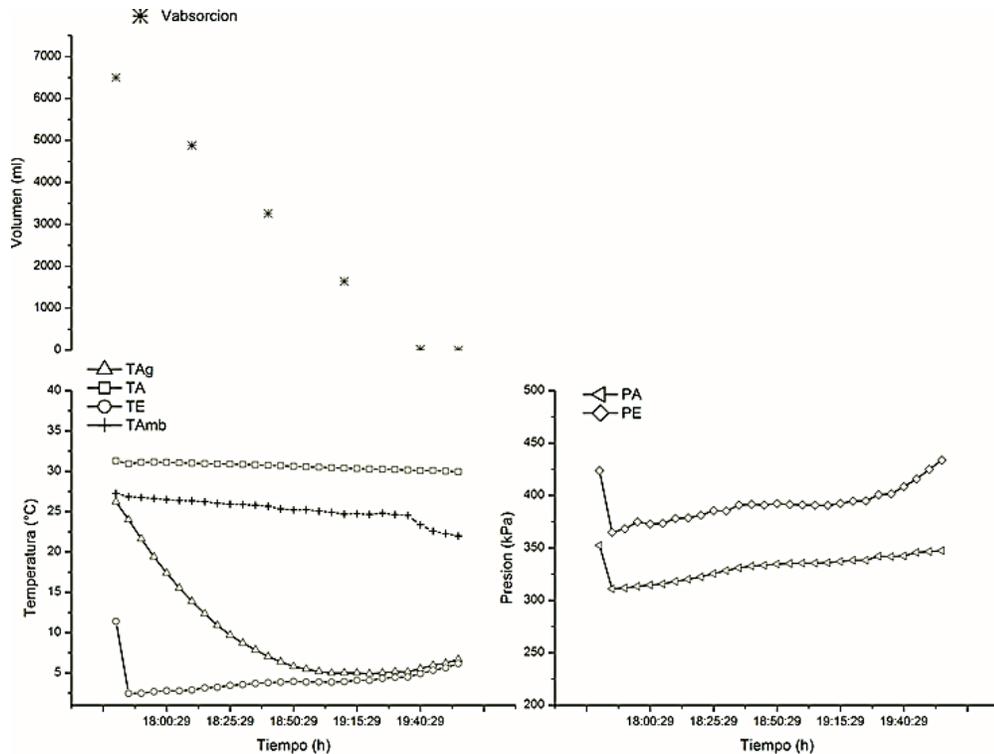


Figura 41. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (5 °C)

En la Figura 42, se presenta la evolución promedio de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, así como la presión de evaporación y absorción y el volumen absorbido de amoníaco. El proceso se realizó en un periodo de las 17:20 a 19:40 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -5 a 26 °C manteniéndose constante en 10 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 33 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 16 °C, con temperatura ambiente constante en 25 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 600 y 450 kPa respectivamente absorbiéndose 6600 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 10 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.055 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

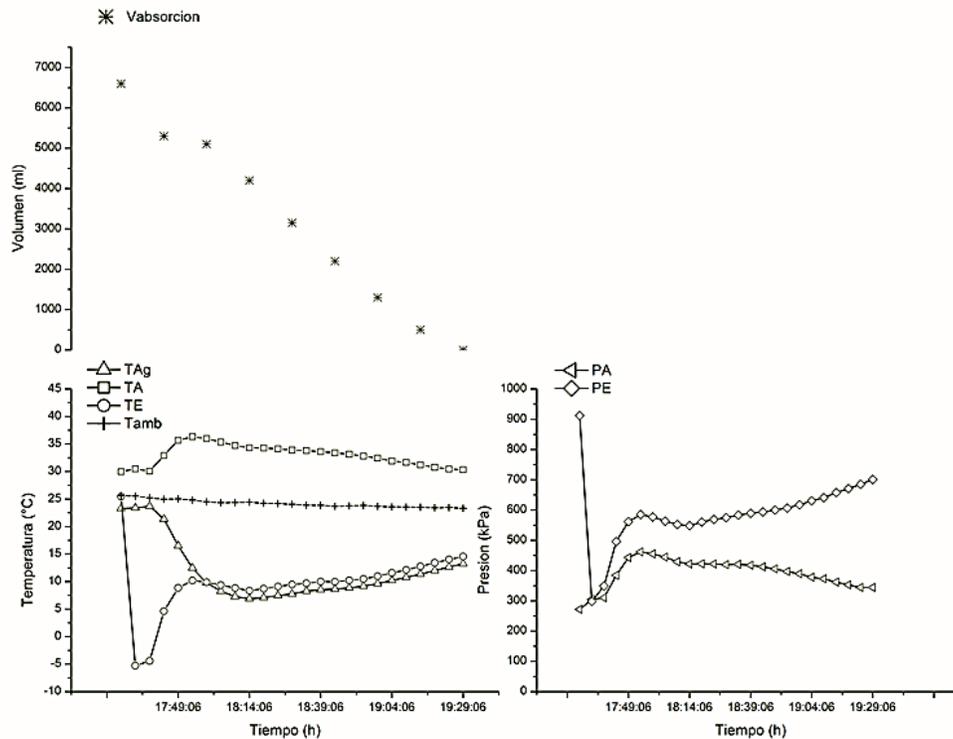


Figura 42. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (10 °C)

En la Figura 43, se presenta la evolución promedio de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, presión de evaporación y absorción, así como el volumen absorbido de amoníaco. El proceso se realizó en un periodo de las 18:47 a 21:45 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de -5 a 25 °C manteniéndose constante en 2 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 32 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 23 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 500 y 450 kPa respectivamente absorbiéndose 6500 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 12 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.074 l/min. Cabe mencionar la temperatura ambiente permaneció constante en 23 °C, durante la prueba experimental.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

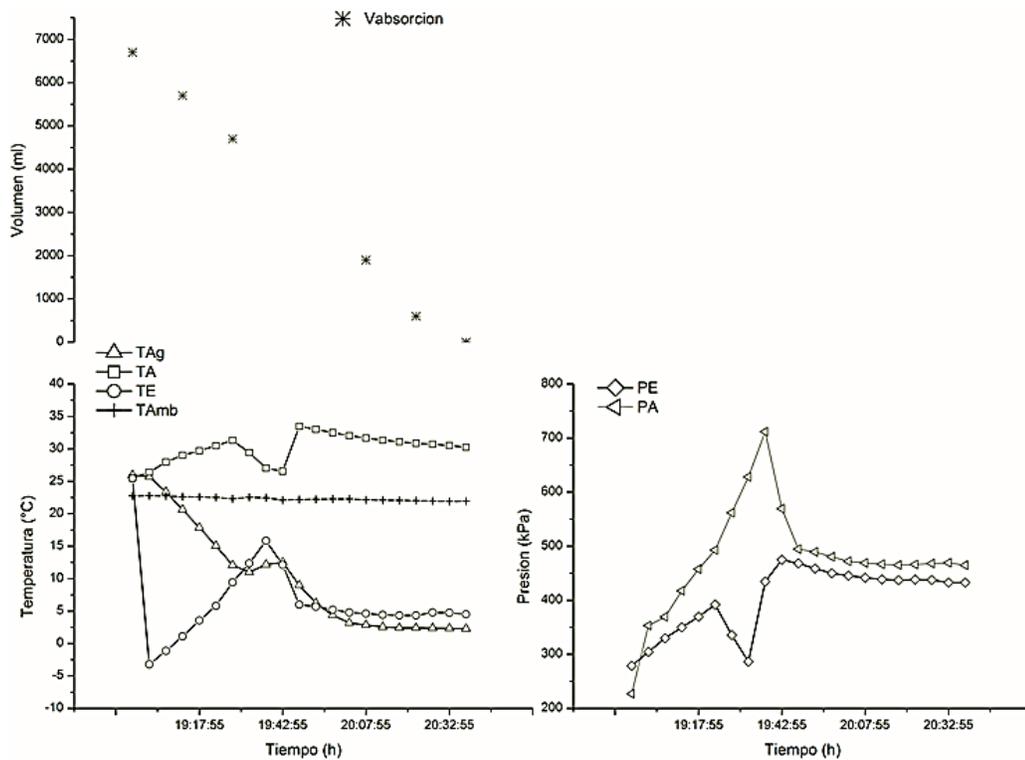


Figura 43. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (2 °C)

En la Figura 44, se presenta la evolución promedio de las temperaturas de evaporación, absorción y agua, así como volumen absorbido de amoníaco y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 18:30 a 20:50 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de 7 a 23 °C manteniéndose constante en 6 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 32 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 17 °C, con temperatura ambiente constante en 22 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 520 y 410 kPa respectivamente absorbiéndose 5800 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 11 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.076 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

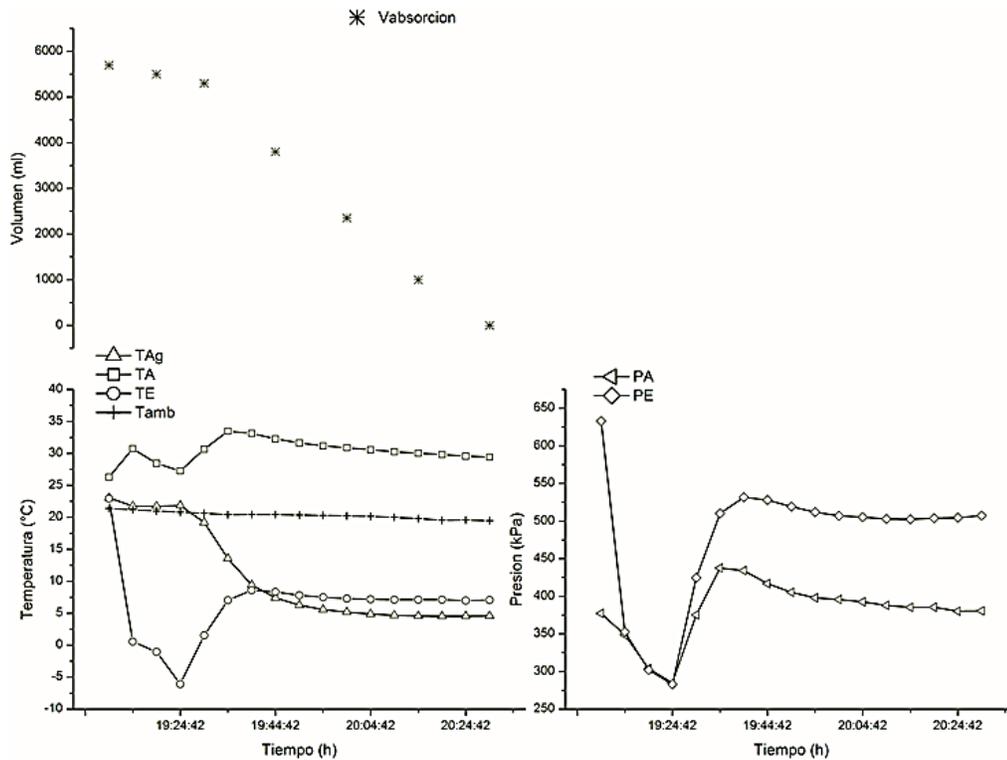


Figura 44. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (6 °C)

En la Figura 45, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así el volumen de absorción de amoníaco y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:30 a 19:10 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de 4 a 25 °C manteniéndose constante en 7 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 32 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 13 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 500 y 480 kPa respectivamente absorbiéndose 6000 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 10 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.088 l/min. Cabe mencionar que durante la prueba experimental la temperatura ambiente fue constante en 26 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

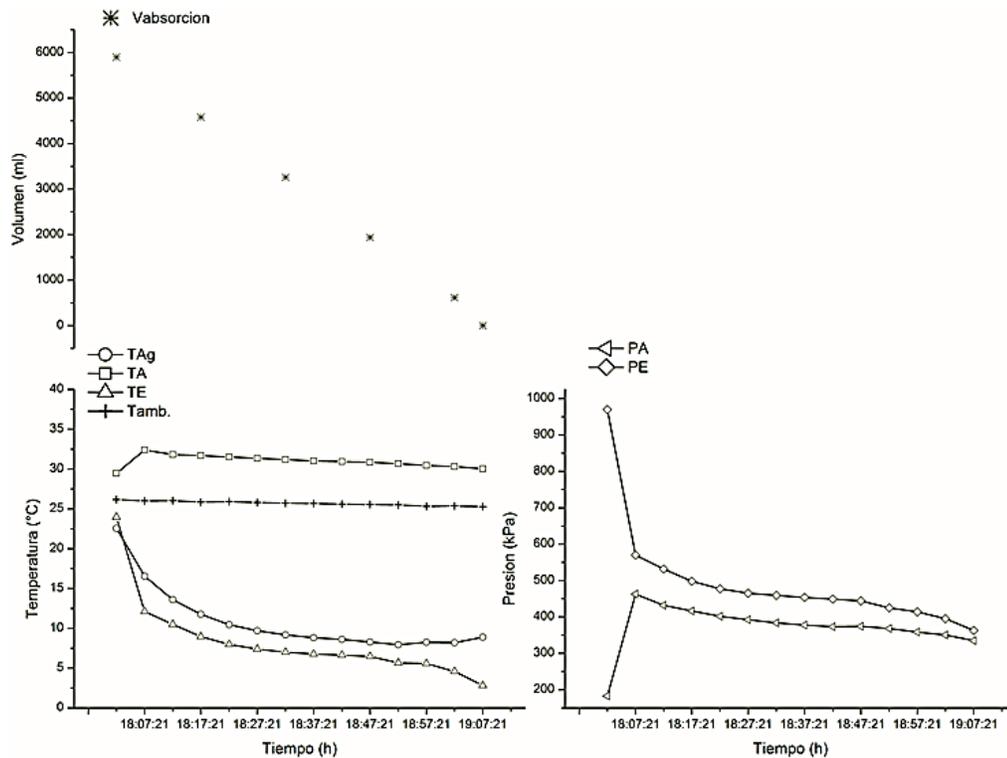


Figura 45. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (8 °C)

En la Figura 46, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación, absorción y agua, así el volumen de absorbido de amoníaco y la presión de evaporación y absorción. El proceso se realizó en un periodo de las 17:30 a 20:00 h en donde se observa la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) en una rango de 6 a 23 °C manteniéndose constante en 12 °C, con una temperatura de absorción (T_A) constante de 30 °C, obteniéndose un ΔT en el agua de 15 °C, con temperatura ambiente entre 25 a 22 °C, con presiones de evaporación y de absorción de 650 y 400 kPa respectivamente absorbiéndose 6600 ml de amoníaco, con las siguientes condiciones de un flujo de agua en el evaporador y en el reactor de 12 l/min y 25 l/min respectivamente, correspondiendo a un flujo de amoníaco de 0.08 l/min.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

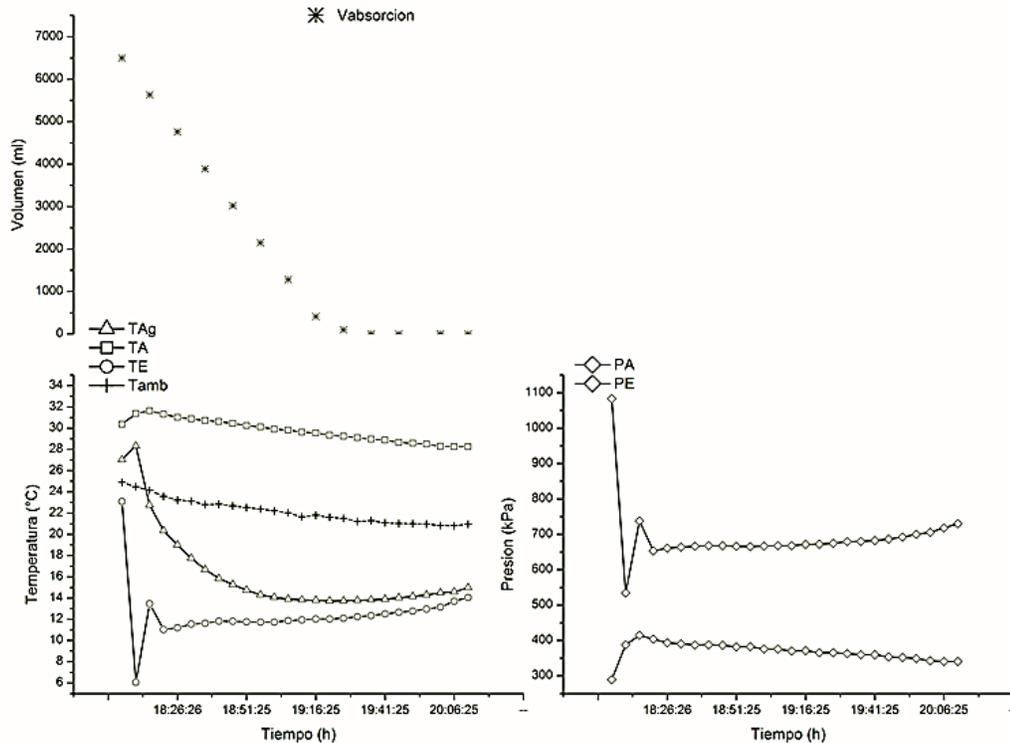


Figura 46. Evolución de las temperaturas y presiones de operación, así como el volumen absorbido de amoníaco líquido durante la evaporación – absorción a T_E (12 °C)

De acuerdo a las Figuras 33 a 46, presentados se logró establecer la estabilidad de las temperaturas y presiones de evaporación (T_E) y de absorción a diferentes flujos de amoníaco, ver Figura 47, en donde se observa la variación de la temperatura de evaporación en un rango de -8 a 12 °C, con presiones de evaporación y absorción de 350 a 680 kPa y de 350 a 400 kPa respectivamente, en un dominio de flujos de amoníaco de 0.019 a 0.088 l/min. En esta Figura 47, se logra observar que a medida que incrementa el flujo de amoníaco la temperatura de evaporación tiende a incrementarse a pesar que la presión de absorción permanece constante en 350 kPa, esto se debe a que a medida que se incrementa el flujo de amoníaco la velocidad de evaporación es mayor, y no logra absorberse tan rápido como se está evaporando. Esto nos indica que si la presión de evaporación no es igual a la de absorción la temperatura de evaporación no permanecerá

constante.

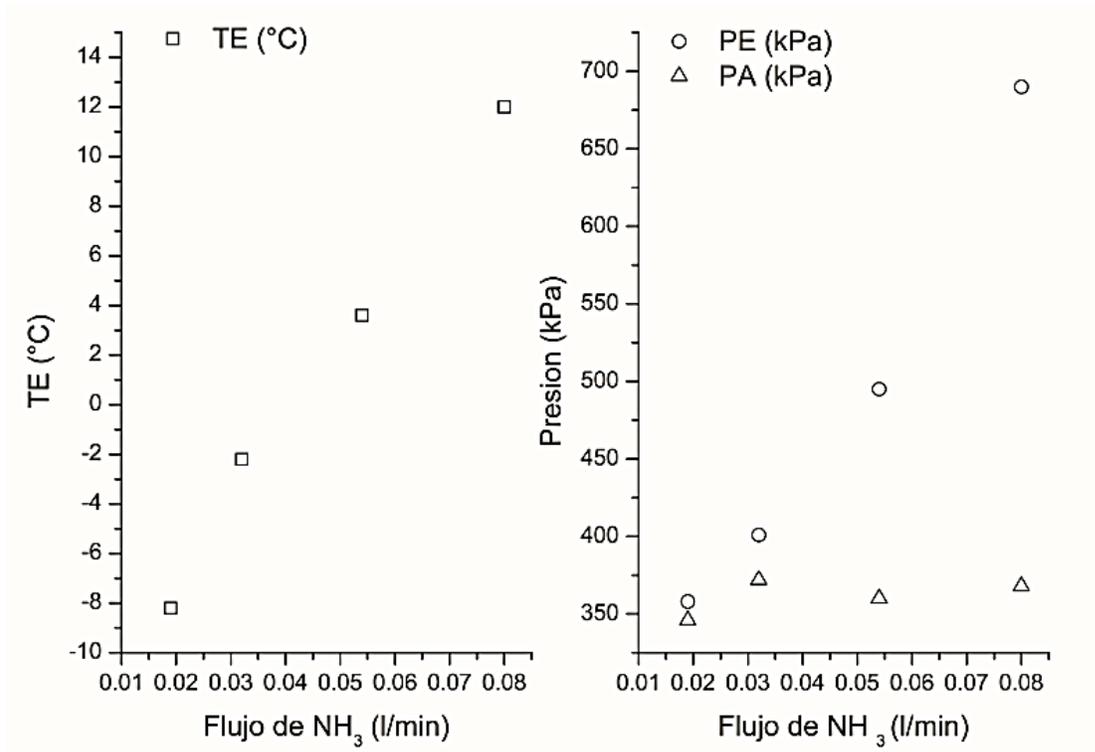


Figura 47. Variación de la temperatura y presión de evaporación-absorción.

A partir de los Figuras 19 a 46 se obtuvo la variación del coeficiente de operación del sistema de refrigeración termoquímica operado con energía eléctrica y energía solar, representados en las Figuras 48 y 49 respectivamente.

En la Figura 48, se presenta la variación de la temperatura de evaporación (T_E) operando con energía eléctrica, y se observa para un rango de 2 a 10 °C una variación del coeficiente de operación entre 0.03 y 0.24 (ecuación 2.40), en donde se aprecia que en la medida que aumenta la temperatura de evaporación (T_E) el COP se incrementa, lo que significa que la temperatura del agua enfriar es mayor cuando la temperatura de evaporación va en aumento.

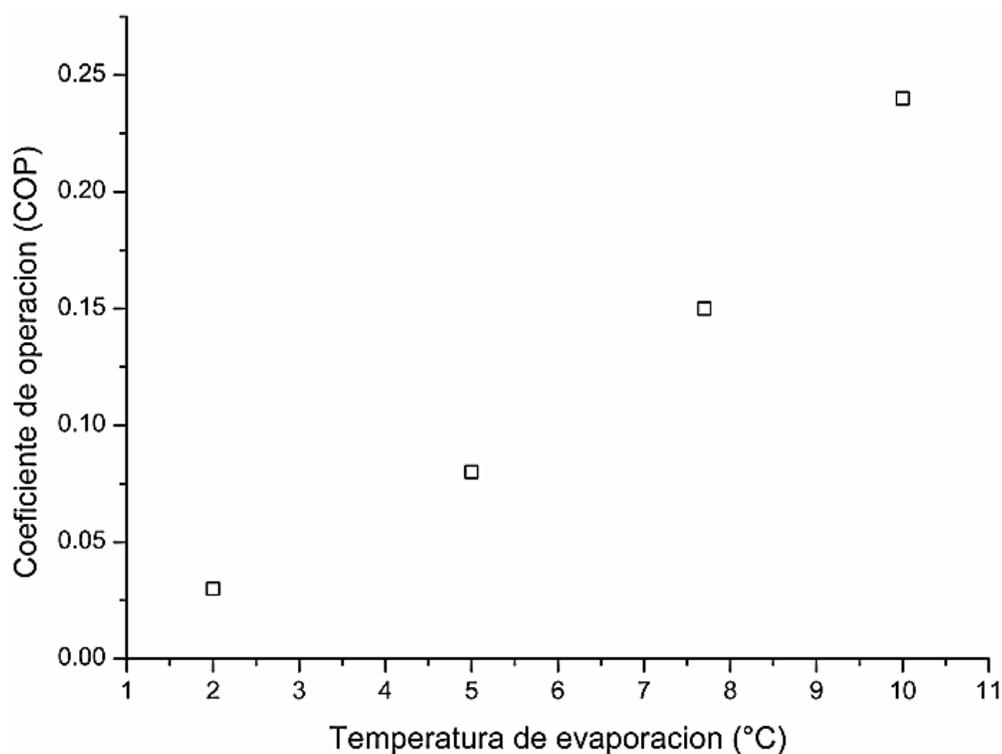


Figura 48. Coeficiente operado con energía eléctrica.

En la Figura 49, se presenta la evolución de la temperatura de evaporación (T_E) operando con energía solar en un rango de 2 a 10 °C, con valores del coeficiente calculados a partir de la ecuación 2.41, oscilando entre 0.0183 y 0.072, observando que a medida que aumenta la (T_E) el COP se incrementa. Mientras que la eficiencia de los captadores solares de tubos fue calculada por la ecuación 2.42 obteniéndose una variación entre el 30 y 61% para una temperatura de calentamiento entre 55 y 72 °C.

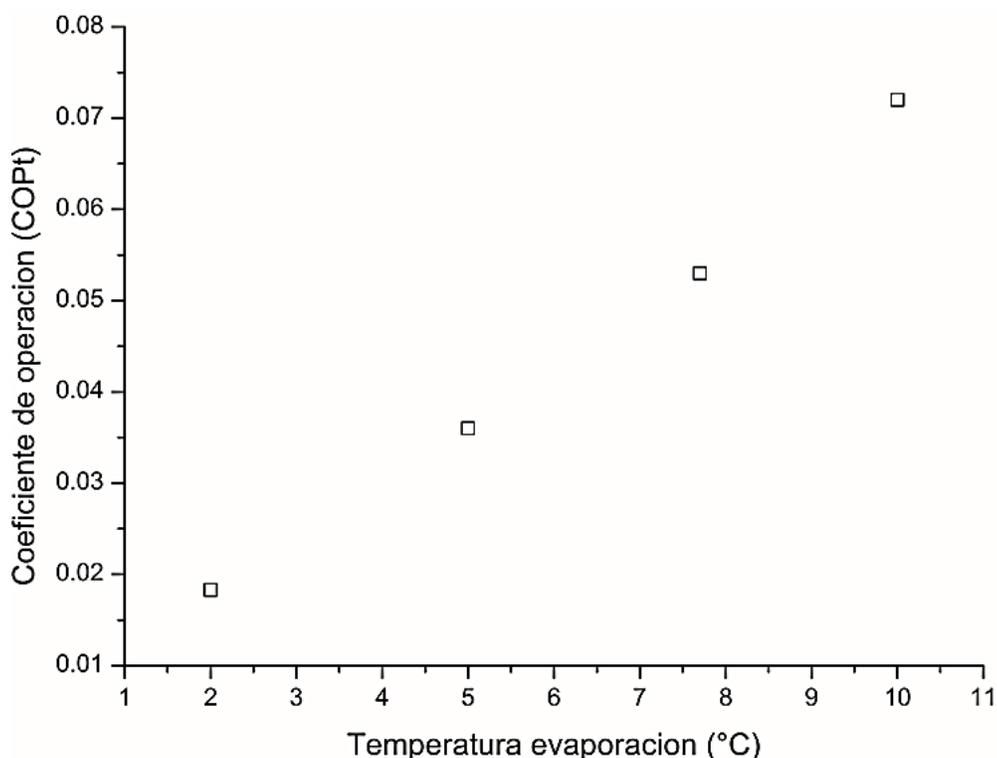


Figura 49. Coeficiente de operación térmica operado energía solar

Una vez analizado los resultados experimentales se evaluó el rendimiento térmico del RT utilizando las ecuaciones 2.40 y 2.41 para la operación con energía eléctrica y solar respectivamente, se consideraron los siguientes dominios de operación utilizando energía eléctrica: temperaturas de generación entre 54 y 69 °C, de condensación entre 20 y 30 °C, de evaporación entre -14 y 12 °C y de absorción entre 25 y 32 °C, obteniéndose coeficientes de operación en un rango de 3 a 24% con temperaturas de agua a enfriar de 2 a 10 °C. Con lo que respecta al rendimiento térmico utilizando el sistema de calentamiento solar de tubos evacuados, se estableció un rango de temperaturas de generación entre 54 y 65 °C, de condensación entre 20 y 30 °, de evaporación entre -14 y 18 °C y de absorción entre 25 y 32 °C, obteniendo eficiencias de los captadores solares entre 30 y 61 %, obteniéndose coeficientes globales de operación de 1.8 a 7.2%.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Discusión de resultados del proceso de evaporación condensación.

Las pruebas experimentales de evaporación-absorción se ordenaron de acuerdo a al flujo de amoníaco suministrado al absorbedor.

Este proceso de evaporación-absorción se realiza de forma independiente (sistema intermitente) de los procesos de desorción-condensación, operados con energía eléctrica y/o convencional. Los resultados presentados en el proceso de evaporación-absorción, dependen en gran medida de la producción de amoníaco generada y almacenada en el recipiente de condensados, así como la temperatura y potencia de evaporación deseada, estas condiciones se pueden llevar a cabo experimentalmente, por medio de la apertura de la válvula de expansión y se puede controlar el flujo de amoníaco y la presión de evaporación, esto nos indicara la potencia frigorífica a una determinada temperatura de evaporación como se observa en la Figura 47, la variación de la temperatura de evaporación con respecto al flujo de amoníaco evaporado, se logra apreciar el aumento de la temperatura de evaporación variando el flujo de amoníaco a evaporar, manteniendo una presión promedio de absorción de 360 kPa, esto nos indica que a mayor diferencia entre las presiones de evaporación y absorción será más difícil mantener una temperatura constante de evaporación debido a la diferencia que existe entre la velocidad de evaporación y absorción. En las Figuras 33 , 34 y 35, se logró mantener una temperatura de evaporación constante con flujos entre de 0.1 a 0.19 con un ΔT de agua de 5 °C, debido a que el flujo del refrigerante es pequeño y la potencia promedio a este flujo es de 0.3 kW esta potencia innecesaria para la configuración planteada, una vez observado esto, se llevaron a cabo un total de 95 procesos, de los cuales no todos fueron exitosos y solo se presentan las más representativos para el proceso de evaporación-absorción, con el objetivo de encontrar la mejor configuración de operación para este proceso. De acuerdo a las Figuras 36 – 46 se observa que para un valor de flujo de amoníaco entre 0.03 y 0.088, al incrementarse el flujo de agua a enfriar, la presión y temperatura de evaporación aumenta debido al incremento de la velocidad de evaporación para lo cual se ve afectado el proceso, porque las velocidades tanto de evaporación como de absorción no son iguales afectando a que la temperatura de evaporación no permanezca constante, con diferencias de presión de evaporación y absorción considerables, debidas también a la caída de presión en las tuberías de proceso.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

De acuerdo a la interpretación de las Figuras 33-46, se encontró que la mejor configuración de evaporación aplicable a refrigeración, es operando el sistema termoquímico a un flujo de amoníaco de 0.074 l/min y un flujo de agua a enfriar de 12 l/min obteniendo una temperatura de evaporación de 2 °C y un ΔT de agua de 23 °C correspondiente a una potencia exterior de enfriamiento de 3.1 kW

CONCLUSIONES

El presente trabajo presenta los resultados experimentales del comportamiento térmico de un sistema de enfriamiento solar termoquímico de una etapa, operado con la reacción entre el $\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$ sin la utilización de dispositivos o materiales para mejorar la conducción de calor.

Se analizó y demostró satisfactoriamente que el sistema de enfriamiento termoquímico con funcionamiento intermitente produce enfriamiento a temperaturas de 2°C , utilizables para refrigeración y/o climatización de espacios

Se demostró la factibilidad de operar una maquina frigorífica simple utilizando una reacción entre el cloruro de bario y amoníaco grado industrial, es decir sin ningún aditamento.

Se demostró que es posible operar el sistema termoquímico a condiciones controladas a T_D de 59°C obteniendo el 94 % de producción de amoníaco en un tiempo 8.75 h.

Se demostró que el sistema de refrigeración solar se operó satisfactoriamente, en el cual se logró establecer la utilización fuentes térmicas de baja entalpía, como la solar, por medio de la utilización de captadores solares de tubos evacuados con caloriductos integrados

Se analizaron y establecieron las mejores configuraciones de operación de desorción las cuales fueron con almacenamiento térmico utilizando energía eléctrica como energía solar esta última con una configuración en serie.

Se logró desorber el 94% de amoníaco a T_D de 65°C , utilizando únicamente captadores solares de tubos evacuados con caloriductos y agua de enfriamiento a temperatura ambiente en un tiempo de 18.17 h.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Se demostró la factibilidad de disociar el amoníaco a una temperatura mínima de 54 °C, con producción aceptable de amoníaco líquido para el proceso de evaporación.

Se logró controlar la presión de evaporación en un rango de -7 a 10 °C para mantener una absorción constante a una temperatura promedio de 32 °C.

Para la generación de frío se logró establecer, temperaturas de enfriamiento del agua de 2 a 10 °C, con un rango de potencia de enfriamiento exterior de 0.3 a 3.1, enfriando una cantidad máxima de 15 litros, con esta última potencia..

El refrigerador termoquímico es simple en su construcción y en su operación, el dominio de temperaturas de evaporación alcanzado hace factible su aplicación para la conservación de alimentos, así como la climatización de espacios.

Con utilización de fuentes térmicas como la energía solar, con rendimientos térmicos aceptables, este sistema de enfriamiento termoquímico puede ser instalado en zonas rurales con poca o nula infraestructura frigorífica, con el objetivo de conservar alimentos.

EXPECTATIVAS DE ESTUDIOS FUTUROS

Se presentan algunas propuestas de estudios para la continuación, optimización y mejora del sistema de enfriamiento termoquímico operado con energía eléctrica y solar.

a) Sistema de enfriamiento termoquímico.

- Experimentación actual (energía solar)

En el caso de la operación con calentamiento solar se sugiere para una operación de 8 horas de irradiancia solar incrementar la capacidad de captadores solares a 12 kW, en lugar de los 6.99 kW actuales.

- En el sistema de enfriamiento termoquímico

En la sección de ductos en el proceso de evaporación, se recomienda poner una trampa de suciedad, con el fin de evitar que la válvula de expansión (Válvula de micro regulación) obstruya el flujo de amoníaco al momento de realizar la evaporación. Además se recomienda poner un control de baja presión regulable y válvula selenoide totalmente abierta con el fin de tener un control de presión óptimo en la evaporación y se pueda absorber de manera constante, si no se activa y cerrar en automático la válvula selenoide, hasta tener las presión de evaporación y absorción similares con el fin de mantener una temperatura constante de evaporación.

Experimentación futura

Se recomienda un rediseño al interior del reactor para una mejor transferencia de calor, sugiriendo el uso del acero inoxidable con el fin de evitar corrosión y posible suciedad en los ductos.

En caso de optar por un reactor tubular, se recomienda encapsular (mallar) cada uno de los tubos con el fin de que el absorbente sólido no pase a otro componente, debido a la generación de las burbujas de gas durante la desorción.

Si se utiliza el cloruro grado industrial verificar antes la densidad de bulto que tiene la sal con el fin de realizar los cálculos correspondientes y así obtener la capacidad efectiva del enfriador.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Rediseñar el condensador con una capacidad de potencia máxima de 2 kW si se operará con un reactor y de 4 kW con dos. Actualmente se cuenta con una capacidad de 6 kW.

Se recomienda para el sistema termoquímico sustituir el evaporador actual de 6 kW, por uno de una capacidad de 1 kW si se trabajará con un sistema intermitente y de 2 kW si se trabajará con un sistema cuasi-continuo.

b) Preparación de materiales

En la preparación del cloruro de bario grado industrial (98%) se aconseja llevar a cabo la deshidratación en laboratorio a 200 °C por un tiempo de media hora antes de ser suministrado al enfriador termoquímico, con el fin de que absorba la mayor cantidad posible de amoníaco gaseoso. Posteriormente se debe suministrar el amoníaco (gas) manteniendo una temperatura al interior del absorbedor entre 18 a 23 °C.

Proyecciones de la investigación en cuanto al funcionamiento cuasi-continuo y la producción de hielo.

Existe la posibilidad de que un sistema de enfriamiento termoquímico, funcione de manera cuasi-continua, si se tiene una sola etapa, primero si se aproximan los tiempos de separación entre los procesos de desorción-condensación, y el de evaporación-absorción o si se opera a dos efectos, es decir con el acoplamiento de dos reactores, de características similares, que pueden funcionar de manera alternada, es decir que un reactor puede realizar la función de desorción-condensación, mientras que de manera simultánea el segundo reactor el proceso de evaporación y absorción, es decir mientras que uno genera el refrigerante el otro lo evapora y así de manera alternada se propone lograr un funcionamiento cuasi-continuo. El término cuasi se refiere a la dificultad de un acoplamiento preciso entre los dos reactores, pudiendo existir un proceso de histéresis, aunque se espera que este efecto no sea importante.

Con base a lo anterior se podría recomiendo concluir el proyecto, cuya parte consistirá en terminar y desarrollar el estudio experimental de un sistema de enfriamiento termoquímico de una sola etapa, funcionando con la reacción química entre el cloruro de bario y el amoniaco en funcionamiento intermitente, operando con energía híbrida, solar/convencional, bajo diferentes condiciones de operación, en donde se evaluará su eficiencia termodinámica.

En una segunda parte se podría diseñar, construir, instrumentará e integrará un segundo reactor de iguales características del primero y se evaluará experimentalmente el comportamiento de ambos reactores, operando de manera paralela, para aumentar la capacidad del sistema en funcionamiento intermitente y de manera alternada para analizar el comportamiento en un funcionamiento cuasi-continuo. Se analizarán todas las posibles configuraciones y se desarrollará un análisis experimental comparativo entre los dos tipos de funcionamiento, tanto a condiciones controladas por medio de un calentamiento auxiliar y por medio de un sistema de calentamiento solar con y sin posibilidades de almacenamiento térmico.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

De manera adicional, se diseñara y pondrá en operación un modelo matemático que simule el comportamiento de cada uno de los efectos y su impacto sobre la eficiencia térmica y el dimensionamiento de cada uno de los componentes, con el objeto de validar los resultados experimentales obtenidos y optimizar el diseño del sistema global, funcionando con energía solar o de manera híbrida con alguna otra fuente de energía térmica.

Con relación a la aplicación específica, se propone la fabricación de hielo, el cual se puede aplicar para la conservación de productos frescos, tan requerido en las zonas rurales, principalmente costeras donde dependen económicamente del recurso pesquero, lo que permitirá implementar estas unidades en zonas de producción que no cuentan con infraestructura energética suficiente para la comercialización de los productos perecederos.

ANEXOS

ANEXO I

PROTOTIPO EXPERIMENTAL DE UN REFRIGERADOR TERMOQUÍMICO Y SU APLICACIÓN LA PRODUCCIÓN DE FRÍO

Martínez Tejeda Francisco^{1*}, Pilatowsky Figueroa Isaac², López Vidaña Erick Cesar¹, Meza Cruz Onesimo³

^{1*} Laboratorio de Refrigeración Solar, Instituto de Energías Renovables, Universidad Nacional Autónoma de México, Privada Xochicalco s/n, Temixco, Morelos CP. 62588, México, fcmat@ier.unam.mx,

² Instituto de Energías Renovables, Universidad Nacional Autónoma de México, Privada Xochicalco s/n, Temixco, Morelos CP. 62588, México, ipf@ier.unam.mx

³ Instituto de Energías Renovables, Posgrado de Energía, Universidad Nacional Autónoma de México, Privada Xochicalco s/n, Temixco, Morelos CP. 62588, México, onmec@ier.unam.mx

Resumen. *En el siguiente trabajo se presenta el estudio experimental de un reactor termoquímico cloruro de bario – amoniaco grado industrial para su aplicación a la producción de frío, la cual consistió en operar el reactor termoquímico a tres diferentes pruebas de generación dos de estas pruebas fueron utilizando energía convencional a una temperatura de generación de 53 y 75 °C con presiones de condensación de 25 °C, mientras que la otra fue a una temperatura de generación de 58 °C utilizando energía renovable (solar) a una temperatura de condensación de 25 verificando la cantidad de amoniaco líquido que fue de 4.2, 6.7 y 4.5 litros respectivamente.*

Palabras clave: Refrigerador termoquímico, Cloruro de bario – amoniaco, heat pipe.

1. INTRODUCCIÓN

En gran parte del mundo existe una problemática muy importante con lo que se refiere al tema de producir frío para la conservación de productos perecederos y la gran mayoría de las vacunas, en particular en las zonas rurales en donde existe una escasa o nula disponibilidad de estructura frigorífica en los centros de salud y de producción agropecuaria. A nivel mundial el sector frigorífico consume el 15% de la demanda de energía eléctrica (IIAR), es por ello que se vuelve muy importante estudio de las diferentes opciones de producción de frío para que se cuente con una infraestructura eficiente, y que además sus emisiones no contribuyan al cambio climático, ni afecte a la capa de ozono y que su funcionamiento sea a partir de fuentes renovables como la energía termosolar.

El producir energía sin contaminar el entorno, es uno de los aspectos fundamentales de este trabajo, ya que está basado en la aplicación de las fuentes renovables de energía para la producción de frío, cuyas diferentes tecnologías nos brindan las opciones de mantener productos perecederos en condiciones óptimas de higiene y salud, con una distribución adecuada y oportuna distribución.

Existe una gran cantidad de comunidades rurales cuyo crecimiento económico y social depende en buena medida de la disponibilidad de una infraestructura frigorífica para la conservación y/o congelación de productos del mar, agrícolas y pecuarios, en donde en la mayoría de los casos, su utiliza el hielo como medio enfriante. En muchas de estas regiones, no se dispone del flujo eléctrico

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

y hay poca o nula disponibilidad de combustibles, que permitan la operación de sistemas convencionales de refrigeración, como la compresión mecánica.

Existe una gran diversidad de métodos de producción de frío, la selección depende de muchos factores, entre ellos su eficiencia, disponibilidad, fácil manejo, mínima dependencia tecnológica, facilidad en su operación y en este caso, el poder integrar el uso de la energía solar, en particular los sistemas basados en el fenómeno fisicoquímico de la sorción, en donde se requiere energía térmica para su operación, como la solar, el calor de desecho industrial, biomasa, geotermia, etc.

Dentro de esta oferta tecnológica, los ciclos de refrigeración basados en el principio de sorción, en particular los de absorción sólido-gas, presentan muchas de las características deseadas, tales como: bajas temperaturas de operación, simples en el diseño y construcción, poca dependencia de su eficiencia térmica con respecto a las variables de operación, bajos requerimientos de materiales, lo cual puede quedar reflejado en una disminución en su costo así como su simplicidad en su operación y control. Sin embargo, presentan ciertas desventajas, entre ellas la baja conductividad térmica lo que su modo de operación se limita a ser intermitente, es decir que durante el día se genera y condensa el refrigerante y durante la noche se procede a su evaporación (producción de frío) y su absorción.

Existe una gran diversidad de sistemas sólido-gas, que pueden ser integrados a ciclos de refrigeración, en particular reacciones químicas entre un sólido absorbente y un refrigerante, dentro de esta oferta, se ha considerado la absorción del amoníaco, ya que permite la producción de hielo y de la sal de cloruro de bario, que absorbe cantidades importantes de amoníaco, y cuyo equilibrio, permite obtener bajas temperaturas para disociar el refrigerante. Estos sistemas han sido objeto de estudios y desarrollados en la Coordinación de Refrigeración y Bombas de Calor del Instituto de Energías Renovables de la Universidad Nacional Autónoma de México.

Con base a lo anterior se propone el prototipo experimental y puesta en funcionamiento de un refrigerador termoquímico que proporcione las condiciones necesarias para la producción frío.

2. Principio de funcionamiento

El refrigerador termoquímico de cloruro de bario – amoníaco en forma intermitente, fue diseñado con base a los primeros resultados obtenidos en el laboratorio, en donde se pudo disociar el refrigerante amoníaco a temperaturas inferiores a los 60 ° C, lo cual permite la utilización de sistemas de calentamiento solar de baja y mediana temperatura, como es el caso de los captadores solares tubulares de vidrio al vacío, con intercambiadores de calor integrados, (CSVII), llamados caloriductos o heat pipes (en inglés).

El refrigerador está diseñado para la fabricación de entre 25 y 50 kg de hielo a unas temperaturas de evaporación entre -5 y -10 ° C, utilizando temperaturas de disociación entre 60 y 80 °C, con agua de enfriamiento para la condensación y la absorción, a una temperaturas entre 30 y 35 °C. En este caso, por cuestiones de diseño y requerimientos de espacio, se propone un reactor modular con una capacidad promedio de producción de frío de 25 kg. El refrigerador termoquímico, RT, está constituido por un reactor cilíndrico de coraza y tubos internos, en los cuales se encuentra el cloruro bario (di-hidratado), el cual posteriormente se deshidrata. Los vapores generados durante la disociación son condensados en el condensador por medio de agua fría y el refrigerante líquido a alta presión es almacenado en un recipiente para su conservación y su posterior utilización para la generación de frío. Este proceso de disociación y consecuente condensación del refrigerante sucede durante el día, en donde la energía suministrada puede provenir de forma convencional (eléctrica), o de forma térmica proviene de un banco de captadores solares de baja y de mediana temperatura, (captadores solares planos, captadores de tubos evacuados con intercambiador de calor con cambio de fase) según los requerimientos de temperatura. La Fig. I, a) se representa el diagrama de los circuitos hidráulicos del reactor termoquímico operado con energía convencional, mientras que en la Fig. I, b) se representa el diagrama de los circuitos hidráulicos del reactor termoquímico operado con energía renovable (solar)

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

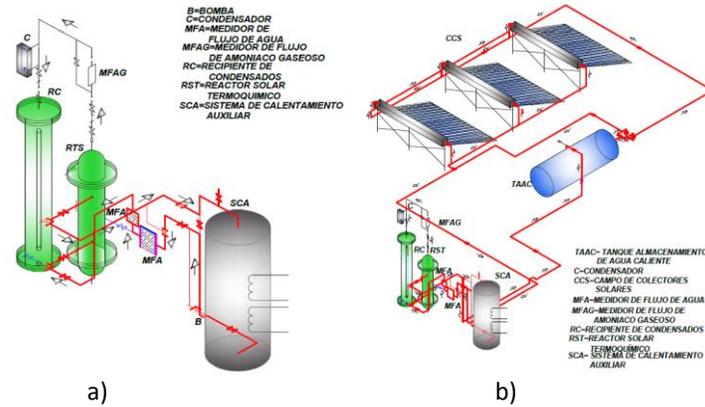


Fig. I, a) Circuito hidráulico de calentamiento auxiliar (convencional), b) Circuito hidráulico de calentamiento térmico.

3. RESULTADOS

Basándose en las ecuaciones propuestas por Crozat y Mauran (1987) para el compuesto sólido-gas (cloruro de bario – amoniaco), se consideran las siguientes condiciones de operación para la evaluación del reactor termoquímico (cloruro de bario – amoniaco), la cual consistió en mantener la temperatura de condensación en 25 °C, mientras que la temperatura de generación en un rango de 53 a 70 °C, para observar la producción de amoniaco líquido, para posterior aplicación a generar frío.

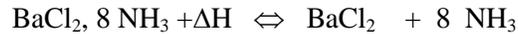
Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Evaluación experimental del sistema de refrigeración termoquímica a una etapa a diferentes temperaturas de generación-condensación

Objetivo

Evaluación experimental reactor termoquímico etapa generación – Condensación.

La síntesis de la mezcla cloruro de bario se da por la siguiente relación, el cloruro de bario absorbe 8 moles de amoníaco, para lo cual la reacción se lleva de la siguiente manera:



Condiciones de operación

Este sistema de refrigeración termoquímico fue diseñado y construido bajo un sistema condiciones de operación que dependen en gran medida de las condiciones climáticas. Se diseñó el reactor termoquímico (RT), (cloruro de bario-amoniaco) en funcionamiento intermitente. Para esta prueba experimental se estableció una temperatura de condensación de 25 °C, para un rango de temperaturas de generación en un orden de 53 a 70 para verificar la producción de amoniaco a estas temperaturas de generación, (Martínez, 2012).

Una vez realizado la metodología experimental, se prosiguió a realizar los estudios experimentales de generación condensación los cuales se muestran a continuación:

Pruebas experimentales del reactor termoquímica

Se realizaron tres pruebas experimentales a diferentes temperaturas de generación 55 y 70 manteniendo constante la temperatura de condensación utilizando para su operación energías convencional (eléctrica) para verificar la producción de amoniaco líquido, mientras que para la tercer prueba experimental se realizó a una temperatura de generación de 55 °C y 25 °C de condensación utilizando para su operación energía renovable (heat pipe) para verificar la producción de amoniaco y realizar un comparativo preliminar con el sistema operado a condiciones controladas (energía eléctrica).

Análisis las pruebas experimentales del refrigerador termoquímico

En la Fig. II se observa la evolución de las temperaturas de la fuente de calentamiento, de generación, condensación así como las presiones a las cuales se llevó el proceso de generación – condensación – almacenamiento de amoniaco, para lo cual se observa una temperatura constante de calentamiento de 60 °C, para obtener una temperatura de generación de 55 °C, también se observa una temperatura de condensación de a una temperatura de 25 °C con presiones constantes de 10 bar tanto de generación como de condensación en un periodo de 4 horas el proceso de generación – condensación, obteniendo una producción de amoniaco de 4.2 litros

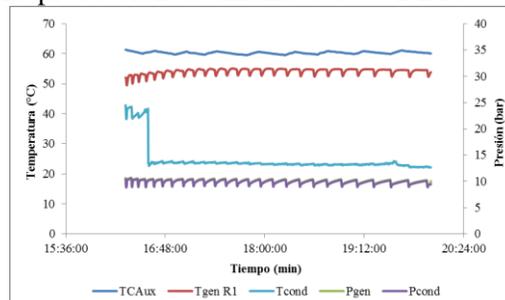


Fig. II Proceso de generación, condensación, a una temperatura generación a 55 °C, (Energía convencional)

En la Fig. III Se observa la producción de amoniaco líquido en un periodo de 4 horas con un total producido de 4.2 litros, a temperatura de generación de 60 °C y de condensación de 25 °C.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

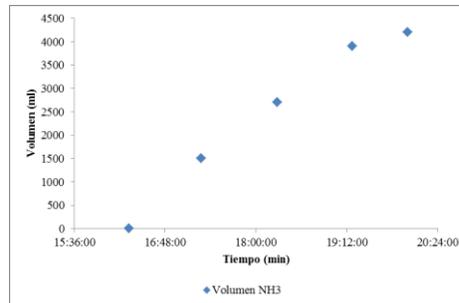


Fig. III Producción de amoníaco obtenido a una temperatura de generación de 55 °C
(09/Sept/15)

En la Fig. IV se observa la evolución de las temperaturas de la fuente de calentamiento (energía renovable), de generación, condensación así como las presiones a las cuales se llevó el proceso de generación – condensación – almacenamiento de amoníaco, para lo cual se observa una temperatura constante de calentamiento de 62 °C, para obtener una temperatura de generación de 58 °C, también se observa una temperatura de condensación de a una temperatura de 25 °C con presiones constantes de 10 bar tanto de generación como de condensación en un periodo de 3.5 horas el proceso de generación – absorción, obteniendo una producción de amoníaco de 4.5 litros

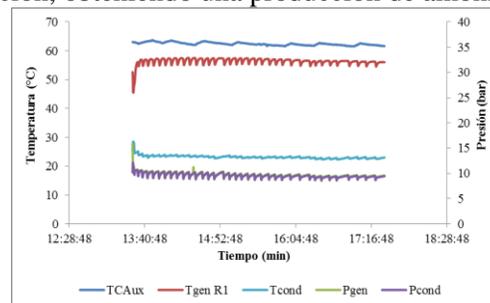


Fig. IV Proceso de generación, condensación a una temperatura de generación de 58 °C,
(Energía renovable)

En la Fig. V Se observa la producción de amoníaco líquido en un periodo de 3.5 horas con un total producido de 4.5 litros, a temperatura de generación de 62 °C y de condensación de 25 °C.

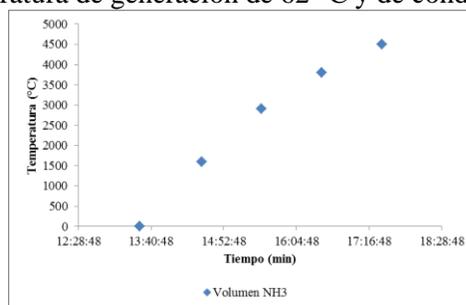


Fig. V Producción de amoníaco obtenido a una temperatura de generación de 58 °C.
(11/Sept/15)

En la Fig. VI se observa la evolución de las temperaturas de la fuente de calentamiento, de generación, condensación así como las presiones a las cuales se llevó el proceso de generación – condensación – almacenamiento de amoníaco, para lo cual se observa una temperatura constante de calentamiento de 78 °C, para obtener una temperatura de generación de 75 °C, también se observa una temperatura de condensación de a una temperatura de 29 °C con presiones constantes de 11 bar tanto de generación como de condensación en un periodo de 1.5 horas el proceso de generación – absorción, obteniendo una producción de amoníaco de 6.6 litros

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

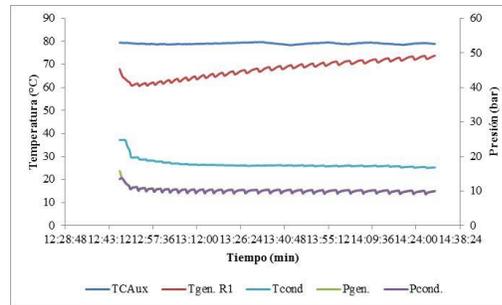


Fig. VI Proceso de generación, condensación a una temperatura de generación de 75 °C, (Energía convencional)

En la Fig. VII Se observa la producción de amoníaco líquido en un periodo de 1.5 horas con un total producido de 6.6 litros, a temperatura de generación de 75 °C y de condensación de 25 °C.

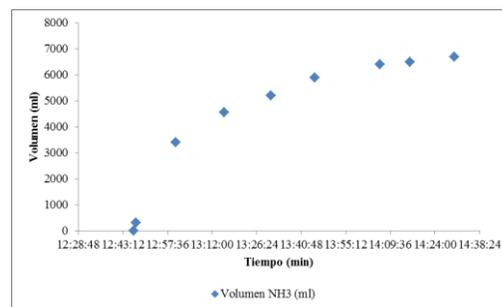


Fig. VII Producción de amoníaco obtenido a una temperatura de generación de 75 °C. (18/Nov/15)

CONCLUSIONES

- 1) La primer prueba experimental etapa Generación – Condensación – Almacenamiento de amoníaco: Se realizó a una temperatura de generación de 52 a 55 °C con una temperatura de la fuente de calentamiento (energía convencional) de 60 °C, con temperaturas de condensación de 25 °C, con presiones constantes de generación y condensación de 10 bar obteniendo una cantidad de 4.2 litros de amoníaco líquido.
- 2) La segunda prueba experimental Generación – Condensación – Almacenamiento de amoníaco: Se realizó a una temperatura de generación de 56 a 60 °C con una temperatura de la fuente de calentamiento (energía renovable) de 62 °C, con temperaturas de condensación de 25 °C, con presiones constantes de generación y condensación de 10 bar obteniendo una cantidad de 4.5 litros de amoníaco líquido.
- 3) El tercer ciclo termodinámico etapa Generación – Condensación – Almacenamiento de amoníaco: Se realizó a una temperatura de generación de 65 a 73 °C con una temperatura de la fuente de calentamiento de 80 °C, con temperaturas de condensación de 25 °C, con presiones constantes de generación y condensación de 11 bar obteniendo una cantidad de 6.7 litros de amoníaco líquido. De acuerdo a esto se realizó la verificación de la producción de amoníaco tanto utilizando energía convencional como renovable (solar), obteniendo una cantidad de 4.2 y 4.5 respectivamente, mientras que para una temperatura mayor de generación se obtuvo 6.7 litros de amoníaco para poder utilizarla a la producción de frío. (Hielo, refrigeración o aire acondicionado).

Referencias

- [1] Martínez F., 2012, Diseño, construcción, instrumentación y control de un refrigerador solar termoquímico; (cloruro de bario amoniaco) para la producción de hielo
- [2] C. Dueñas, I. Pilatowsky, “Análisis termodinámico de un refrigerador solar termoquímico cloruro de bario-amoniaco, para la producción de hielo”, *Memorias de la XX Reunión Nacional de ANES*, Jalapa, 413-418, 1996.
- [3] F. Salinas, I. Pilatowsky, “Estudio de las reacciones heterogéneas sólido-gas cloruro de calcio-amoniaco y su aplicación en ciclos termodinámicos, caso particular: cloruro de calcio amoniaco”. *Memorias de la XVII Reunión Nacional de ANES*, Colima, 250-255, 1993.
- [4] G. Crozat, S. Mauran, *Revue Générale de Thermique*, 311 (1987), 605.

ANEXO II.

Metodología de cálculo específica para el sistema de absorción termoquímico Temperatura:

Consideraciones los sistemas de absorción sólido-gas

- a) El sistema opera en estado estacionario
- b) Se desprecian cambios de energía potencial y cinética (EP y EC)
- c) El sistema está en equilibrio termodinámico
- d) Se considera líquido saturado a la salida del condensador
- e) Se considera vapor saturado a la salida del evaporador
- f) Se considera saturación a la salida de desorbedor del absorbedor
- g) Se consideran despreciables las caídas de presión
- h) Se desprecian pérdidas de calor, tanto en componentes como es tuberías

Datos iniciales

- 1) Temperatura evaporación
- 2) Cantidad a enfriar y/o potencia de refrigeración
- 3) Temperatura ambiente y/o temperatura del condensador
- 4) Temperatura de la fuente caliente y/o temperatura de generación

I. $T_1 = T_F - 10^\circ C$

II. $T_2 = T_{Amb} + 10^\circ C$

III. $T_4 = T_{Enf} - 10^\circ C$

IV. $T_5 = T_{Amb} + 10^\circ C$

V. Por consideración d); $P_2 = f(T_2)$

VI. Por consideración e); $P_4 = f(T_4)$

VII. Por consideraciones g) $P_1 = P_2$; $P_3 = P_4 = P_5$

VIII. Debido a que la sal no se evapora a la temperatura de la fuente de calor, $P_1 = P_2$; $X_1 = X_2$.

IX. Por consideración f); $X_5 = (T_5, P_5)$

Entalpias

X. $h_1 = f(T_1, P_1)$; Vapor sobrecalentado

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

- XI. $h_2 = f(T_2)$; Líquido saturado
- XII. $h_3 = h_2$; Proceso isoentálpico (estrangulación)
- XIII. $h_4 = f(T_4)$; Vapor saturado
- XIV. $h_5 = f(T_5, X_5)$

Flujos másicos

- XV. Del balance de energía en el evaporador

$$Q_{Enf} = m_3(h_3 - h_4) \rightarrow m_3 = \frac{Q_{Enf}}{h_3 - h_4}, \text{ por lo tanto, } m_1 = m_2 = m_3 = m_4 = m_5$$

ANEXO III

Propiedades físicas del NH₃.

Peso molecular.

La molécula de NH₃ está formada por un átomo de nitrógeno (N) y tres de hidrógeno (H₃).

$$PM (NH_3) = 14.0067 + 3 (1.008) = 17.031 \text{ kg. / kg.mol}$$

Presión de saturación:

GRACOE, MEYER y TAYLOR obtuvieron que la presión de equilibrio l-g para el NH₃ en el dominio de temperatura entre -80 y 70 °C es:

$$\log_{10}P = 9.584586 - \frac{1648.6068}{T} - 1.638646.T.10^{-2} + 2.403267.T^2.10^{-5} - 1.168708.T^3.10^{-8} \quad (\text{II.1})$$

donde T se mide en (K). y P se expresa en Torr.

Punto Crítico:

- Temperatura crítica (T_K): 133 °C = 406.15 K.
- Presión crítica (P_K) : 115.2 atm = 116.732 bar = 11672.64 kPa.
- Volumen crítico: 4.26 l / kg.

Punto de ebullición:

En condiciones de temperatura y presión normal (TPN), el punto de ebullición del NH₃ es -33.35 °C.

Punto Triple:

- Temperatura: -77.9 °C.
- Presión: 45.5 Torr = 46.105 bar = 4610.29 kPa.

Calor latente:

Para determinar el calor latente de vaporización como función de la temperatura se plantea la siguiente relación.

$$L_V = 32.938\sqrt{133 - T} - 0.5890(133 - T) \quad (\text{II.2})$$

con T en (°C) y L_V en (kcal / kg.).

Volumen específico del NH₃.

Para determinar el volumen específico del NH₃ en estado líquido, por encima del punto triple y hasta 100°C, CRAGOE (112) obtuvo la siguiente relación:

$$v' = \frac{A + B\sqrt{T_K - T} - C(T_K - T)}{1 + D\sqrt{T_K - T} + E(T_K - T)} \quad (\text{II.3})$$

donde :

- T_K es la temperatura crítica en °C
- A=4.2830, B = 0.813055, C = 0.0082861, D = 0.424805, E = 0.015938, E = 0.015938.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

- v' en l / kg.

En el punto triple $v' = 1.365$ l / kg.

Para el NH_3 gaseoso el volumen específico se obtiene a partir de la relación A1.4 propuesta por BEATTIE y BRIDMAN (113) en el dominio de temperaturas desde -70 °C y 50 °C.

$$\log_{10} v'' = \frac{1939.032}{T} - 32.0661 + 10.70409 \log_{10} T + 8.62366 \times 10^{-2} (406.1 - T)^{1/2} + 2.667 \times 10^{-3} (406.1 - T) \quad (\text{II.4})$$

donde :

- T se expresa en (K).
- v'' ($10^{-3} \text{ m}^3 / \text{kg}$).

Para el NH_3 sólido (114) el volumen específico es 1.224 l/kg.

Calor específico:

La Tabla A1.1 representa la dependencia del calor específico del NH_3 gaseoso, con la presión y la temperatura. Los resultados correspondientes a $p=0$ se obtuvieron a partir de la ecuación A1.5 y el resto con la ecuación A1.6. (115)

$$C_{p0} = 0.4212 + \frac{0.0151 \cdot T}{100} + \frac{3.8051}{1000} \left(\frac{T}{100} \right)^2 \quad (\text{II.5})$$

$$C_p = 1.1255 + 0.00238T + \frac{76.8}{T} + \frac{5.45 \cdot 10^8 \cdot p}{T^4} + \frac{p(6.5 + 3.8p) \cdot 10^{27}}{T^{12}} + \frac{2.37 \cdot 10^{42} \cdot p^6}{T^{20}} \quad (\text{II.6})$$

Tabla A1.1. Calor específico C_p del NH_3 gaseoso en kJ/kg.C

Presión (atm)	→	0	1	2	4	6	8	10	12
↓ T (C)	BNP* (C)	→	-33.35	-18.57	-1.54	9.67	18.27	25.34	31.4
-20	253 K	2.0270	2.3140						
-10	263 K	2.0415	2.2514	2.5288					
0	273 K	2.0564	2.2148	2.4174	2.9574				
20	293 K	2.0871	2.1846	2.3033	2.5980	2.9729	3.4425		
40	313 K	2.1191	2.1842	2.2613	2.4412	2.6567	2.9116	3.2160	3.5912
60	333 K	2.1523	2.1985	2.2525	2.3727	2.5096	2.6642	2.8397	3.0420
100	373 K	2.2226	2.2487	2.2793	2.3437	2.4123	2.4853	2.5629	2.6458
120	393 K	2.2597	2.2799	2.3040	2.3540	2.4063	2.4609	2.5178	2.5774
150	423 K	2.3177	2.3311	2.3487	2.3845	2.4213	2.4590	2.4977	2.5373

*BNP: Punto de ebullición a TPN.

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

La Tabla A1.2 representa la dependencia del calor específico del NH₃ líquido, con la temperatura. Los resultados se obtuvieron a partir de la ecuación A1.7.

$$C_{pL} = 0.7491 - 0.000136.T + \frac{4.0225}{\sqrt{133 - T}} \quad (II.7)$$

con T en °C

Tabla A1.2 Calor específico C_p del NH₃ líquido en kJ/kg.C

T (C)	20	30	40	50	60	70	80	90	100
C _{pL}	4.713	4.782	4.864	4.960	5.077	5.222	5.408	5.658	6.016

El calor específico del NH₃ en estado sólido, en el dominio de temperatura desde -188°C hasta -103° es C_p = 0.5 kcal/kg.°C = 2.095 kJ/kg.°C. (116)

En la tabla A1.3 se resumen algunas propiedades físicas del NH₃ obtenidas a partir de las ecuaciones presentadas anteriormente

Tabla A1.3. Propiedades físicas del NH₃

T	T	Presión	Calor Latente	Volumen específico liq.	Volumen específico gas
(C)	(K)	(bar)	(kJ / kg)	l / kg	m ³ / kg
-20	253.15	1.901	1329.50	1.5037	0.6222
-19	254.15	1.987	1326.38	1.5067	0.5970
-18	255.15	2.070	1323.24	1.5096	0.5730
-17	256.15	2.168	1320.09	1.5125	0.5501
-16	257.15	2.263	1316.91	1.5155	0.5284
-15	258.15	2.362	1313.72	1.5185	0.5077
-14	259.15	2.464	1310.50	1.5215	0.4879
-13	260.15	2.570	1307.27	1.5245	0.4691
-12	261.15	2.679	1304.02	1.5276	0.4511
-11	262.15	2.791	1300.74	1.5307	0.4340
-10	263.15	2.908	1297.45	1.5338	0.4177
-9	264.15	3.028	1294.14	1.5369	0.4021
-8	265.15	3.152	1290.81	1.5400	0.3871
-7	266.15	3.282	1287.45	1.5432	0.3729
-6	267.15	3.412	1284.08	1.5464	0.3593
-5	268.15	3.548	1280.68	1.5496	0.3463
-4	269.15	3.688	1277.26	1.5528	0.3338
-3	270.15	3.833	1273.83	1.5561	0.3219
-2	271.15	3.982	1270.37	1.5594	0.3105
-1	272.15	4.136	1266.88	1.5627	0.2996
0	273.15	4.294	1263.38	1.5660	0.2891
1	274.15	4.457	1259.85	1.5694	0.2791
2	275.15	4.625	1256.30	1.5728	0.2695
3	276.15	4.797	1252.73	1.5762	0.2603
4	277.15	4.975	1249.13	1.5796	0.2514

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

5	278.15	5.158	1245.51	1.5831	0.2430
6	279.15	5.345	1241.87	1.5866	0.2348
7	280.15	5.539	1238.20	1.5901	0.2270
8	281.15	5.737	1234.51	1.5936	0.2196
9	282.15	5.941	1230.80	1.5972	0.2124
10	283.15	6.150	1227.05	1.6008	0.2054
11	284.15	6.365	1223.29	1.6045	0.1988
12	285.15	6.586	1219.50	1.6081	0.1924
13	286.15	6.813	1215.68	1.6118	0.1863
14	287.15	7.046	1211.83	1.6156	0.1804
15	288.15	7.285	1207.96	1.6193	0.1747
16	289.15	7.530	1204.06	1.6231	0.1692
17	290.15	7.781	1200.14	1.6270	0.1640
18	291.15	8.039	1196.19	1.6308	0.1589
19	292.15	8.303	1192.20	1.6347	0.1540

Tabla A1.3. Continuación.

			Calor	Volumen	Volumen
T	T	Presión	Latente	Específico liq.	Específico gas
(C)	(K)	(bar)	(kJ / kg)	l / kg	m³ / kg
20	293.15	8.574	1188.19	1.6386	0.1493
21	294.15	8.851	1184.16	1.6426	0.1448
22	295.15	9.136	1180.09	1.6466	0.1404
23	296.15	9.427	1175.99	1.6507	0.1362
24	297.15	9.725	1171.87	1.6547	0.1321
25	298.15	10.031	1167.71	1.6589	0.1282
26	299.15	10.343	1163.52	1.6630	0.1244
27	300.15	10.664	1159.30	1.6672	0.1208
28	301.15	10.991	1155.05	1.6714	0.1173
29	302.15	11.326	1150.77	1.6757	0.1139
30	303.15	11.669	1146.46	1.6800	0.1106
31	304.15	12.020	1142.11	1.6844	0.1074
32	305.15	12.370	1137.73	1.6888	0.1043
33	306.15	12.746	1133.31	1.6932	0.1014
34	307.15	13.121	1128.86	1.6977	0.0985
35	308.15	13.504	1124.38	1.7023	0.0957
36	309.15	13.896	1119.86	1.7069	0.0930
37	310.15	14.296	1115.30	1.7115	0.0905
38	311.15	14.705	1110.71	1.7162	0.0880
39	312.15	15.122	1106.08	1.7209	0.0855
40	313.15	15.549	1101.41	1.7257	0.0832
41	314.15	15.985	1096.70	1.7305	0.0809
42	315.15	16.429	1091.95	1.7354	0.0787
43	316.15	16.883	1087.17	1.7404	0.0766
44	317.15	17.347	1082.34	1.7454	0.0745

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

45	318.15	17.820	1077.47	1.7504	0.0725
46	319.15	18.302	1072.57	1.7555	0.0706
47	320.15	18.795	1067.61	1.7607	0.0687
48	321.15	19.297	1062.62	1.7659	0.0668
49	322.15	19.809	1057.58	1.7712	0.0651
50	323.15	20.331	1052.50	1.7766	0.0634
51	324.15	20.864	1047.37	1.7820	0.0617
52	325.15	21.407	1042.19	1.7875	0.0601
53	326.15	21.961	1036.97	1.7931	0.0585
54	327.15	22.520	1031.70	1.7987	0.0570
55	328.15	23.100	1026.38	1.8044	0.0555
56	329.15	23.686	1021.01	1.8102	0.0541
57	330.15	24.283	1015.58	1.8161	0.0527
58	331.15	24.892	1010.11	1.8220	0.0513
59	332.15	25.512	1004.58	1.8280	0.0500
60	333.15	26.143	999.00	1.8341	0.0487

ANEXO IV.

Metodología de cálculos realizados para la producción de frío (hielo, refrigeración y/o climatización), con la mezcla cloruro de bario-amoniaco

Para la producción de frío (refrigeración), se tiene tener en cuenta energías necesarias para su formación a continuación se presenta una metodología para llevar a cabo el proceso.

Determinar la relación frío – amoniaco

Lo primero que hay que tener en cuenta es como se puede formar un kg de hielo, para esta se tiene que saber cuánto amoniaco voy a necesitar para su formación.

Por lo anterior se consideró que la temperatura del H₂O en estado líquido es de 25 °C y se quiere producir frío (refrigeración), a una temperatura de operación de 2 °C, para esto es necesario conocer la cantidad de energía que se necesita extraer del agua para generar frío.

Por lo tanto el calor a extraerse es la suma de los calores sensibles en las fases, de líquido y sólido. Las ecuaciones que determinan el calor sensible (en la fase de líquido y sólido) y el calor de fusión son:

$$\text{Calor sensible en la fase líquida} - Q_{SL} = M_L \cdot C_L \cdot (T_i - T_f) \quad (\text{III.1})$$

$$\text{Calor de fusión del hielo} - Q_F = M_H L$$

$$\text{Calor sensible en la fase sólida} - Q_{SS} = M_S \cdot C_S \cdot (T_i - T_f) \quad (\text{III.2})$$

donde:

M_L, S = masa del líquido, sólido

C_L, S = calor específico del líquido, sólido; 4184 J / kg K, 2090 J/kg K, respectivamente

L = calor latente de fusión del hielo; 334.72 kJ/ kg

T_f, i = temperatura final e inicial

Sustituyendo nos queda:

$$Q_{SL} = (1 \text{ kg H}_2\text{O})(4180 \text{ J/kg K})(25^\circ\text{C}-0^\circ\text{C}) = 104.50 \text{ kJ} \quad (\text{III.3})$$

$$Q_F = (1 \text{ kg de H}_2\text{O})(334.72 \text{ kJ/kg}) = 334.72 \text{ kJ} \quad (\text{III.4})$$

$$Q_{SS} = (1 \text{ kg H}_2\text{O})(2090 \text{ J/kg K})(0^\circ\text{C}- (-10^\circ\text{C})) = 20.90 \text{ kJ} \quad (\text{III.5})$$

Energía a extraer

$$Q_H = Q_{SL} + Q_F + Q_{SS} = (104.5 + 334.72 + 20.9) \text{ kJ} = 460.12 \text{ kJ} \quad (\text{III.6})$$

Ahora se necesita conocer la capacidad del refrigerante que va a absorber la cantidad de calor a extraer del agua.

El refrigerante es el amoniaco (NH₃), por lo que se requiere conocer el balance de calor (Q_E) durante el ciclo de dicho refrigerante, teniendo como límites las temperaturas del evaporador y del condensador. Una forma directa de encontrar este balance de energía es utilizando la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{NH}_3} = (h_{\text{VTE}} - h_{\text{LTC}}) \quad (\text{III.4})$$

h_{VTE} = entalpía de vapor del amoniaco (NH₃), a la temperatura del evaporador

h_{LTC} = entalpía líquida del amoniaco (NH₃), a la temperatura del condensador

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

Donde las temperaturas de operación del evaporador y condensador son: $T_E = -10$ y $T_C = 25$ °C, y por tablas se obtienen los siguientes valores

$$h_{VTE} = 1450.7 \text{ kJ / kg}$$

$$h_{LTC} = 298.8 \text{ kJ / kg}$$

Por lo tanto:

$$Q_{NH_3} = (1450.7 - 298.8) \text{ kJ / kg} = 1151.9 \text{ kJ / kg NH}_3 \quad (\text{III.8})$$

El resultado anterior significa que el amoníaco puede absorber 1060.1 kJ por cada kilogramo de amoníaco que circule en el ciclo sistema de refrigeración termoquímico.

Con los resultados del calor total del hielo y del calor del amoníaco se puede encontrar la relación másica de la siguiente forma:

$$\frac{Q_{NH_3}}{Q_{HIELO}} = \frac{MASA_{HIELO}}{MASA_{NH_3}} \quad (\text{III.9})$$

Entonces se obtiene la relación $\frac{MASA_{HIELO}}{MASA_{NH_3}} = 2.5$ kg hielo/ kg NH₃

Determinación de la relación Cloruro de bario-amoníaco (NH₃- BaCl₂)

En el reactor termoquímico se pretende que se lleve a cabo la siguiente reacción:



Conociendo los pesos moleculares (PM) y los números de moles (n) del cloruro de bario (BaCl₂) y del amoníaco (NH₃), se puede conocer la relación másica entre estos dos componentes por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{PM_{NH_3} \cdot n_{NH_3}}{PM_{BaCl_2} \cdot n_{BaCl_2}} = \frac{(17.03)(8)}{(208.333)(1)} = 0.6543 \text{ kg NH}_3 / \text{kg BaCl}_2 \quad (\text{III.11})$$

Determinación de las cantidades de energía y masas para producir hielo

Como las medidas y de los diámetros de los tubos interiores en las cuales va alojar el cloruro de bario fueron las siguientes:

$$D = \text{Diámetro interior del tubo de transferencia} = 3.3 \text{ cm} = 33 \text{ mm}$$

$$d = \text{Diámetro exterior del tubo difusor} = 0.9 \text{ cm} = 9 \text{ mm}$$

Se tiene:

$$R^2 = (D/2)^2 = (3.3 \text{ cm}/2)^2 = 2.7225 \text{ cm}^2 \quad (\text{III.12})$$

$$r^2 = (d/2)^2 = (0.9 \text{ cm}/2)^2 = 0.2025 \text{ cm}^2$$

Sustituyendo se tiene:

El área de una corona está determinada por la siguiente ecuación:

$$A = \pi(R^2 - r^2) \quad (\text{III.13})$$

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

$$A = 7.5352 \text{ cm}^2$$

La longitud de los tubos de transferencia es de 74 cm; considerando que se van a llenar a la misma distancia de los tubos inyectoras, que tienen una distancia de 54 cm, entonces:

$$V = A \cdot L = (7.5352 \text{ cm}^2)(74 \text{ cm}) = 557.6 \text{ cm}^3/\text{ tubo}$$

Si 557.6 cm^3 es el volumen del BaCl_2 que ocupa un tubo de transferencia. Por lo tanto como el reactor tiene 19 tubos, entonces el volumen total del BaCl_2 en el reactor termoquímico es:

$$V_{\text{total BaCl}_2} = (557.6 \text{ cm}^3) (19) = 10594.1 \text{ cm}^3$$

Y la densidad de bulto del cloruro de bario (BaCl_2) medida en laboratorio de refrigeración fue de 1700 kg/cm^3 o 1.7 g/cm^3 , por lo que la cantidad de masa total del BaCl_2 en el reactor es:

$$\rho_{\text{BaCl}_2} = \frac{M_{\text{BaCl}_2}}{V_{\text{BaCl}_2}} \therefore M_{\text{BaCl}_2} = \rho_{\text{BaCl}_2} \cdot V_{\text{BaCl}_2} = (1.7 \text{ g/cm}^3)(10594.1 \text{ cm}^3) = 18009.9 \text{ g} = 18.01 \text{ kg de BaCl}_2$$

(100%), como la concentración del Cloruro de Bario está a 98% de pureza se obtiene 18.38 kg de BaCl_2 , a esto se le resta la cantidad extraída del agua en la deshidratación in situ, la cual fue un total de 1.2 kg, por lo tanto nos queda una cantidad de 17.18 kg de BaCl_2 .

Una vez conocido la cantidad de cloruro de bario presente en el sistema se requiere saber la cantidad de amoníaco que le corresponde.

De acuerdo a la ecuación de determinación de la cantidad de amoníaco calculada anteriormente se tiene la relación siguiente:

$$\frac{PM_{\text{NH}_3} \cdot n_{\text{NH}_3}}{PM_{\text{BaCl}_2} \cdot n_{\text{BaCl}_2}} = \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{BaCl}_2}} = 0.6543 \text{ kg NH}_3/\text{kg BaCl}_2$$

Sustituyendo las cantidades de cloruro de bario en la ecuación anterior se determinará la cantidad de NH_3 que se necesita en el reactor termoquímico instalado.

$$M_{\text{NH}_3} = M_{\text{BaCl}_2} \cdot 0.6543 = (17.18 \text{ kg BaCl}_2) (0.6543) = 11.24 \text{ kg de NH}_3.$$

Entonces con la relación de amoníaco-refrigeración es: $\frac{MASA_{\text{HIELO}}}{MASA_{\text{NH}_3}} = 2.5$, por lo tanto la cantidad de

hielo que se puede obtener teóricamente con este reactor es:

$$MASA_{\text{HIELO}} = MASA_{\text{NH}_3} \cdot 2.5 = (11.24) (2.5) = 28.1 \text{ kg de refrigeración, esto considerando una capacidad absorbente del 100\%.$$

De acuerdo a lo suministrado experimentalmente la cantidad absorbente fue de 37.4 %, equivalente a 4.2 kg NH_3 , por lo tanto se tiene:

$$MASA_{\text{HIELO}} = MASA_{\text{NH}_3} \cdot 2.5 = (4.2) (2.5) = 10.5 \text{ kg de hielo.}$$

ANEXO V

Temperatura ambiente e Insolación global

De acuerdo al Sistema de Información de datos Solarimétricos y Meteorológicos IER (SISMET-IER)”, ubicado en el Instituto de Energía Renovables de la UNAM, se tomaron los datos promedio de temperatura ambiente e insolación solar en cada uno de los meses del año 2015, periodo en el cual se realizaron las pruebas experimentales considerando un tiempo de las 8:00 a 18:30 h, ver Figura 50.

En la Figura 50, se observa los valores promedio insolación solar y temperatura ambiente en donde se observa que a medida que incrementa la insolación el incremento de la temperatura ambiente es mayor, además se logra apreciar que el índice de insolación es mayor es en los meses de abril y mayo seguidos de los meses de Julio, Junio y mayo respectivamente, en todo el año se tuvo una insolación entre 18 a 28 MJ/m², en un tiempo promedio de 10.5 h solares.

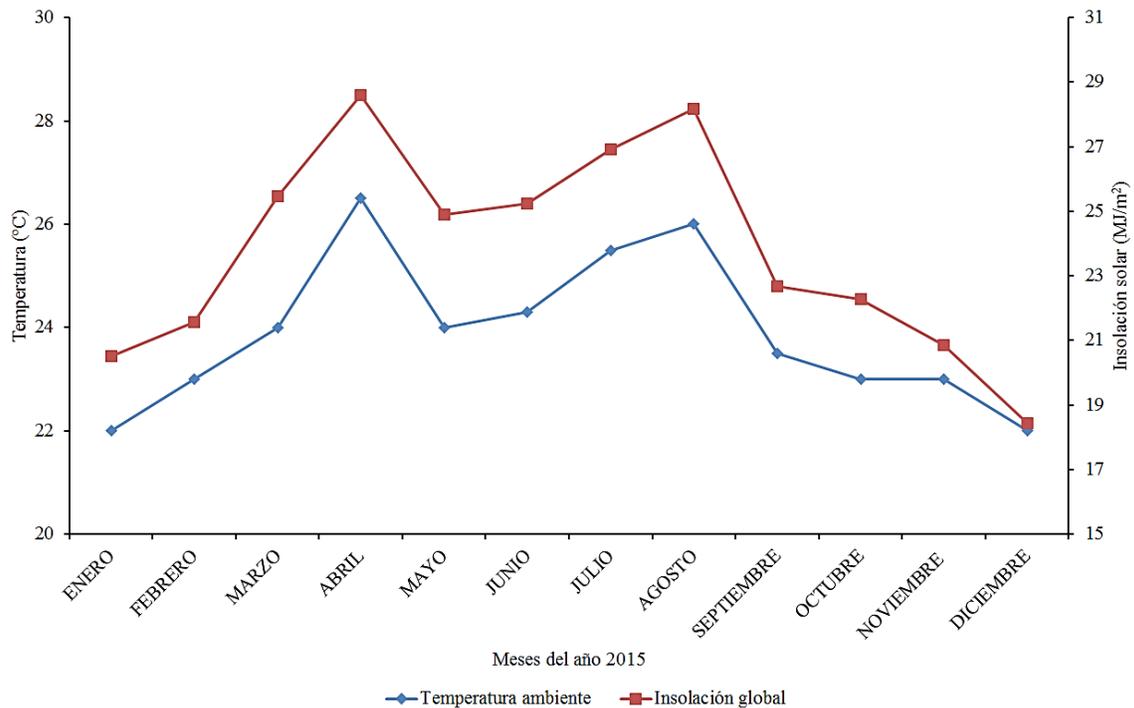


Figura 50. Comportamiento de temperatura ambiente e irradiación global (Temixco, Mor año 2015)

REFERENCIAS

- [1] Y. Fan, L. Luo*, B. Souyri, “Review of solar sorption refrigeration technologies : Development and applications,” vol. 11, pp. 1758–1775, 2007.
- [2] C. Dueñas, I. Pilatowsky, R. J. Romero, A. Oskam, and A. Finck P, “Dynamic study of the thermal behaviour of solar thermochemical refrigerator: Barium chloride-ammonia for ice production,” *Sol. Energy Mater. Sol. Cells*, vol. 70, no. 3, pp. 401–413, 2001.
- [3] E. Lepinasse, B. Spinner, “Production de froid par couplage de r acteurs solide-gaz I: Analyse des performances de tels syst mes,” vol. 17, 1994.
- [4] J. Flechon, F. Machizaud, K. Benhammou, and G. J. Godmel, “Refrigeration solaire par photothermie: resultats d’un appareil reel premiers,” vol. 13, pp. 197–216, 1984.
- [5] I. Pilatowsky, R. Best, “Proceedings of the Meeting of the International Institute of Refrigeration,” Israel, 1982.
- [6] P. Worsoe-Schmidt, “A solar-powered solid-absorption refrigeration system,” vol. 2, no. 2, pp. 75–84, 1979.
- [7] K. Speidel, HP. Kleinemeier “Proceedings of the Solid Sorption Refrigeration Symposium,” Paris, 1992.
- [8] J. Bernier, “Proceedings of the Solid Sorption Refrigeration Symposium,” Paris, 1992.
- [9] R. Best, I. Pilatowsky, “Proceedings of the Second International Symposium on Appropriate Technology for Developing Countries, Agriculture, Rural Energy and Development,” Michigan, USA, 1981.
- [10] M. Balat, G. Crozat, “Refrigeration solaire par reaction solide-gaz: physico-chimique sur une maquette de laboratoire,” vol. 1, pp. 33–40, 1987.
- [11] Crozat G, Mauran. S., “Intégration de la pompe á chaleur chimique dans des systèmes de chauffage de l ‘habitat ou de stockage d’énergie,” p. 311:605, 1987.
- [12] S. Mauran, P. Prades, and F. L. Haridon, “Heat and mass transfer in consolidated reacting beds for thermochemical systems,” vol. 13, no. 4, pp. 315–319, 1993.
- [13] V. Goetz, A. Marty, “A model for reversible solid-gas reactions submitted to temperature and pressure constraints: simulation of the rate of reaction in solid-gas reactor used as chemical heat pump,” no. 1984, 1992.

- [14] V. Goetz, B. Spinner, and E. Lepinasse, "A solid-gas thermochemical cooling system using BaCl_2 and NiCl_2 ," vol. 22, no. 1, pp. 49–58, 1997.
- [15] M. Lebrun, "Models of heat and mass transfers in solid-gas reactors used as chemical heat pumps," vol. 45, no. 7, pp. 1743–1753, 1990.
- [16] V. Goetz, F. Elie, B. Spinner, "The structure and performance of single effect solid-gas chemical heat pumps," vol. 13, no. 1, pp. 79–96, 1993.
- [17] P. Neveu, J. Castaing, N. Mazet, P. Meyer, "Proceedings of the Solid Sorption Refrigeration Symposium," París, 1992.
- [18] M. Lebrun, S. Mauran, B. Spinner "Dispositif pour la production du froid et/ou de la chaleur par réaction solide/gaz," 8900268, 1989.
- [19] M. Lebrun, M. Mayslich, B. Spinner, "Dispositifs pour produire du froid et/ou de la chaleur par réaction solide/gaz gérés par caloducs gravitationnels," 1989.
- [20] P. Neveu and J. Castaing, "Dispositif pour la production de froid et/ou de chaleur par réaction solide/gaz. Brevet FR," Brevet FR 9201680.
- [21] U. Rockenfeller and L. D. Kirol, "Continuous constant pressure staging of solid vapor compound reactors," US Patent 90006392.
- [22] S. Mauran, M. Lebrun, P. Prades, M. Moreau, B. Spinner, "Composite actif et procédé de mise en oeuvre de processus physicochimiques gaz-solide ou liquide-gaz utilisant comme milieu réactionnel un tel composite," Brevet FR 910303.
- [23] I. Pilatowsky, "Thèse de doctorat à l'Université de Perpignan, France, 1979.
- [24] I. Pilatowsky, S. Mihir, R. Best, "Thermal degasification of ammonia in a porous generator," Appl. Sci. Res. 44, vol. 359, 1987.
- [25] I. Pilatowsky, D. Bodirot, "Memoire du Colloque International sur Le Chuffage Solaire de Gaz," Paris, 1979.
- [26] I. Pilatowsky, R. Best, "Memorias de la III Reunión latino Americana y V Reunión Nacional de Energía Solar," México, 1981.
- [27] I. Pilatowsky, R. Martínez, R. Best, "Memorias de la VII Conferencia Inter-Americana de Materiales," México, 1981.
- [28] Rivera C.O.B., Méndez E.R., I.Pilatowsky, Rivera W.G, "Memorias del XII Congreso Ibérico y VII Iberoamericano de Energía Solar," Vigo, España, 2004.
- [29] C. Rivera, I. Pilatowsky, E. Méndez, and W. Rivera, "Experimental study of a

- thermo-chemical refrigerator using the barium chloride-ammonia reaction,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 32, no. 15 SPEC. ISS., pp. 3154–3158, 2007.
- [30] S. Mauran, P. Prades, F. L’Haridon., “Tranferts de chaleur et de masse en milieux réactifs consolidés pour systemes thermodynamiques,” in *Solid Sorption Refrigeration*, 1992, pp. 239–245.
- [31] B. Spinner, “Les transformateurs thermochimiques a ammoniac,” in *Solid Sorption Refrigeration*, 1992, pp. 145–152.
- [32] R. Haortulari. et P. Barret, “Mise au point, étude des réactions entre l’ ammoniac et les sels métalliques,” *Extr. du Bull. la Société Chim. Fr.*, pp. 1846–1867, 1960.
- [33] M. Balan, A. Roca, B. Spinner., “Procédé de conduit d’une réaction d’absorption on desorption entre un gaz et un solide,” *Brevet FR 8712389*, 1987.
- [34] U. Rockenfeller, “System for low temperature refrigeration and chill storage using ammoniated complex compounds,” *US Patent 4848994*, 1988.
- [35] Martinez Tejada Francisco Christian, “Diseño, construcción, instrumentación y control de un refrigerador solar termoquímico; (cloruro de bario amoniaco) para la producción de hielo,” *Universidad Nacional Autónoma de México*, 2012.
- [36] E. Merlin., “Fluides frigorigènes: la règlementation se renforce,” *La Lett. l’ADEME*, no 82, Fevrier-Mars, 2002.
- [37] John A. Duffie and William A. Beckman, *Solar Engineering of Thermal Processes*, Fourth Edition, WILEY.
- [38] J. Bonnefoi, “Combinaisons des sels haloides du lithium avec l’ ammoniac et les amines,” p. 23,317, 1901.
- [39] G. F. Hutting, “Uber die verbindungen von ammoniac mit metalischem calcium, strontium und barium” *Ebenda*, 114,” p. 241, 1920.
- [40] W. Hansen, “Uber die amoniakate der alkalihalo-genide,” in *ebenda*, 1923, p. 1,127.
- [41] W. Biltz, *Beiträge zur systematischen verwandts chafteslehre XXIV. Uber das vermögen kristallisierter salze, ammoniac zu binden*” *Z. Anor. Chem*, 130. 1923.
- [42] R. M. Buffington, *Absortion refrigeration with solid absorbents*” *Refrigerating Engineering*. 1933.
- [43] W. Melh, *Die thermischen eigenschaften Verschiedener zwistoffsysteme in hinblick auf ihre verwendung in absorptions kältemeschinen*”, *Zeitschrift für die Gesamte*

- Kälte-industrie, 11, heft, 41, Jahrgang. 1934.
- [44] C. Rammelsberg, Ueber brommetalle und ihre verbindungen mit ammoniac. 1842.
- [45] R. Hartoulari et P. Barret., “Mise au point, étude des réactions entre l’ ammoniac et les sels métalliques,” Extr. du Bull. la Société Chim. Fr., pp. 1849–1867, 1960.
- [46] R. Hartoulari et L.C. Dufour., “Réactivité des systemés sels métalliques-ammoniac-amoniacates. III- Etude cinétique comparative de l’ evolution des systemés, S_1 - NH_3 ; S_2 - NH_3 - S_3 ; S_1 - NH_4 - S_3 (S_1 =LiBr, NH_3 , S_2 =LiBr, $2NH_3$, S_3 =LiBr, $3NH_3$,” Bull. Soc. Chim. Fr., pp. 2923–2926, 1973.
- [47] S. Istria and P. Neveut, “Energetic analysis, application field and performance of a new thermochemical sorption cycle: the multisalt system:,” Applied Thermal Engineering Vol. 16, 1996.
- [48] Enibe S, Lloeje O., “Transient analysis and performance prediction of a solid absorption solar refrigerator,” Solar Energy 61-1, pp. 43–59, 1997.
- [49] Alfred Erhard, Erich Hahne, “Test and simulation of a solar-powered absorption cooling machine,” Sol. Energy 54, 4-6, pp. 155–162, 1997.
- [50] L. O. Enibe S, “COSSOR a transient simulation program for a solid absorption solar refrigerator,” Renew. Energy 19-3, pp. 413–434, 2000.
- [51] Z. Aidoun and M. Ternan, “Pseudo-stable transitions and instability in chemical heat pumps : the $NH_3 \pm CoCl_2$ system,” vol. 21, pp. 1019–1034, 2001.
- [52] N. Le Pierrès, N. Mazet, and D. Stitou, “Modelling and performances of a deep-freezing process using low-grade solar heat,” Energy, vol. 32, no. 2, pp. 154–164, 2007.
- [53] N. Le Pierrès, S. Driss, and M. Nathalie, “Design of a thermochemical process for deep freezing using solar low-grade heat,” Chem. Eng. Process. Process Intensif., vol. 47, no. 3, pp. 484–489, 2008.
- [54] N. Le Pierrès, N. Mazet, and D. Stitou, “Experimental results of a solar powered cooling system at low temperature,” Int. J. Refrig., vol. 30, no. 6, pp. 1050–1058, 2007.
- [55] T. X. Li, R. Z. Wang, L. W. Wang, and J. K. Kiplagat, “Study on the heat transfer and sorption characteristics of a consolidated composite sorbent for solar-powered thermochemical cooling systems,” Sol. Energy, vol. 83, no. 9, pp. 1742–1755, 2009.

- [56] T. X. Li, R. Z. Wang, J. K. Kiplagat, L. W. Wang, and R. G. Oliveira, “Thermodynamic study of a combined double-way solid-gas thermochemical sorption refrigeration cycle,” *Int. J. Refrig.*, vol. 32, no. 7, pp. 1570–1578, 2009.
- [57] T. X. Li, R. Z. Wang, J. K. Kiplagat, H. Chen, and L. W. Wang, “A new target-oriented methodology of decreasing the regeneration temperature of solid-gas thermochemical sorption refrigeration system driven by low-grade thermal energy,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 54, no. 21–22, pp. 4719–4729, 2011.
- [58] T. X. Li, R. Z. Wang, J. K. Kiplagat, L. W. Wang, and R. G. Oliveira, “A conceptual design and performance analysis of a triple-effect solid-gas thermochemical sorption refrigeration system with internal heat recovery,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 64, no. 14, pp. 3376–3384, 2009.
- [59] L. Xu, R. Z. Wang, T. X. Li, and L. W. Wang, “Experimental study on the performance of double-effect and double-way thermochemical sorption refrigeration cycle,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 31, no. 17–18, pp. 3658–3663, 2011.
- [60] D. Stitou, N. Mazet, and S. Mauran, “Experimental investigation of a solid/gas thermochemical storage process for solar air-conditioning,” *Energy*, vol. 41, no. 1, pp. 261–270, 2012.
- [61] Meza-Cruz, O, Pilatowsky, I., García-Valladares O., Martínez-Tejeda F., Gómez V.H. “Estudio experimental de la transferencia de calor en un reactor termoquímico ($\text{BaCl}_2\text{-NH}_3$), acoplado a la caracterización de un sistema de calentamiento solar de captadores al vacío con caloriductos para su aplicación en un ciclo termodinámico de refrigeración solar,” *Libro de Actas del XV Congreso Ibérico y X Congreso Iberoamericano de Energía Solar Vigo, Galicia, España Junio 2012*, pp. 117-122 .
- [62] T. X. Li, R. Z. Wang, and H. Li, “Progress in the development of solid-gas sorption refrigeration thermodynamic cycle driven by low-grade thermal energy,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 40, no. 1, pp. 1–58, 2014.
- [63] P. Gao, L. W. Wang, R. Z. Wang, X. F. Zhang, D. P. Li, Z. W. Liang, and A. F. Cai, “Experimental investigation of a $\text{MnCl}_2/\text{CaCl}_2\text{-NH}_3$ two-stage solid sorption freezing system for a refrigerated truck,” vol. 103, pp. 16–26, 2016.
- [64] P. Gao, L. W. Wang, R. Z. Wang, D. P. Li, and Z. W. Liang, “Optimization and performance experiments of a $\text{MnCl}_2 / \text{CaCl}_2\text{-NH}_3$ two-stage solid sorption freezing

Estudio experimental del sistema de enfriamiento termoquímico

system for a refrigerated truck Études d ' optimisation et de performance d ' un système de congélation à sorption solide biétagé au $\text{MnCl}_2 / \text{CaCl}_2 -\text{NH}_3$ pour un camion frigorifique,” vol. 71, pp. 94–107, 2016.

- [65] Ing. Francisco Christian Martínez Tejada, Dr. Isaac Pilatowsky Figueroa, *M.I. Onésimo Meza Cruz, Dr. Victor Hugo Gómez Espinoza, “Estudio experimental de un sistema de calentamiento de agua con captadores solares al vacío con caloriductos y su potencial de aplicación para procesos de enfriamiento,” XX Congreso internacional de ahorro de energía, 2011.
- [66] J. E. Tanner, “Vapor Pressures of Hydrated Barium Chloride,” pp. 777–779, 2005.
- [67] Deutscher kältetechnischer verein, Régles pour Machines Frigorifique, 5a ed. France, 1958.