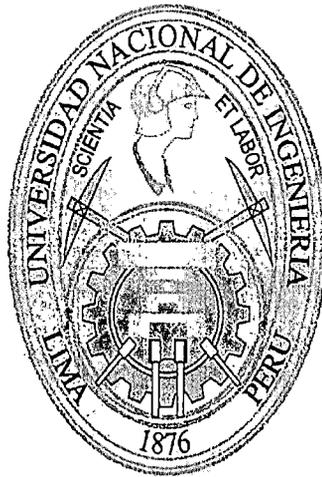


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA



**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN PROTOTIPO
EXPERIMENTAL AUTÓNOMO DE REFRIGERACIÓN
POR ADSORCIÓN**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO MECÁNICO**

RICARDO MIGUEL RAMOS CHAYA

PROMOCIÓN 1997-I

LIMA-PERÚ

2011

Digitalizado por:

**Consortio Digital del
Conocimiento MebLatam,
Hemisferio y Dalse**

A Dios todopoderoso quien nos da la oportunidad y nos muestra el camino

A mi madre, a quien amo desde siempre, tu voz y tu rostro siempre estarán en mi memoria

A mi padre, gracias por el esfuerzo, confianza y amor, este logro es tuyo, te amo

A mis grandes amores, Diana del Rocío, Miguel, Raquel y Alejandro quienes me enseñan a
ser mejor cada día

A mis hermanos, Diana e Iván, con quienes compartí aquella maravillosa etapa, bajo el
cuidado y enseñanza de un gran padre y una maravillosa madre

Para la Sra. Diana, gracias por sus enseñanzas, por amarnos y apoyarnos

TABLA DE CONTENIDO

	Página
Prologo	1
Acrónimos	3
1. Introducción	4
1.1. Antecedentes	6
1.2. Problemática y justificación	12
1.3. Objetivos	13
1.3.1. Objetivos generales	13
1.3.2. Objetivos específicos	13
1.4. Metodología	14
2. Adsorción de gases en sólidos	15
2.1. Fenómeno de adsorción	15
2.2.1. Adsorción física o fisorción	17
2.2.2. Adsorción química o quimisorción	17
2.2. Determinación teórica de las fuerzas de interacción en la adsorción física	19
2.3. Isotermas de adsorción	21
2.3.1. Isoterma de Freundlich	22
2.3.2. Isoterma de Henry	23
2.3.3. Isoterma de Langmuir	23
2.3.4. Isoterma de BET	26
2.3.5. Isoterma de Gibbs	30
2.3.6. Teoría de Dubinin	34
2.3.7. Otras isotermas de adsorción	36
2.4. Velocidades de adsorción y desorción	36
2.5. Termodinámica de la adsorción	40
2.6. Porosidad e histéresis	46
3. Refrigeración por adsorción	50
3.1. Generalidades	50
3.1.1. Refrigeración	50
3.1.2. Efecto refrigerante	51
3.1.3. Métodos de producción de frío	52
3.1.3.1. Métodos basados en medios químicos	52
3.1.3.2. Métodos basados en medios físicos	54
3.1.4. Métodos de producción de frío a partir de la energía solar	57
3.1.4.1. Sistemas fotovoltaicos	57
3.1.4.2. Sistemas de expansión	58
3.1.4.3. Sistemas de ejecto-compresión	58
3.1.4.4. Sistemas de absorción líquida	58

3.1.4.5. Sistemas de absorción sólida	58
3.1.4.6. Sistemas de adsorción sólida	58
3.2. Análisis termodinámico del ciclo de enfriamiento adsortivo	59
3.2.1. Máquina ideal de cuatro temperaturas	62
3.2.2. Coeficiente de desempeño térmico ideal	67
3.2.3. Coeficiente de desempeño térmico solar	69
3.3. Evaluación experimental de un prototipo de refrigerador solar adsortivo	70
3.3.1. Introducción	70
3.3.2. Par adsortivo agua – zeolita	71
3.3.3. Descripción del prototipo	78
3.3.4. Principio de funcionamiento	80
3.3.4.1. Proceso de regeneración	80
3.3.4.2. Proceso de enfriamiento	81
3.3.5. Modificaciones realizadas	84
3.3.6. Resultados experimentales	86
3.3.7. Conclusiones experimentales	106
3.3.8. Comentarios	113
4. Diseño de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción de ciclo intermitente, prototipo ADS-UNI	120
4.1. Consideraciones generales	120
4.1.1. Técnicos	120
4.1.2. Ambientales	121
4.1.3. Económicos	121
4.2. Principio de funcionamiento	122
4.2.1. Proceso de enfriamiento	122
4.2.1.1. Proceso isostérico	123
4.2.1.2. Proceso enfriamiento, adsorción isobárica	124
4.2.2. Proceso de regeneración	125
4.2.2.1. Proceso de regeneración, proceso isostérico	125
4.2.2.2. Proceso de regeneración, desorción isobárica	126
4.3. Diseño de los componentes principales del refrigerador	127
4.3.1. Reactor	127
4.3.2. Condensador	132
4.3.3. Evaporador	135
4.3.4. Caja térmica	137
4.3.5. Recipiente captador	138
4.3.6. Chimenea de aire caliente	138
4.4. Descripción y ensamble del refrigerador ADS-UNI	139
4.5. Comportamiento esperado	142
4.5.1. Cálculo del calor de regeneración	142
4.5.2. Coeficiente de performance teórico	143
4.5.3. Carga térmica admisible	145

4.6. Costos del prototipo	146
5. Escenarios posibles para el prototipo	148
5.1. Generalidades	148
5.2. Caracterización del escenario	150
5.2.1. Social	150
5.2.2. Ambiental	152
5.2.3. Técnico	153
5.2.4. Económico	155
5.3. Potencial de refrigeración	155
Conclusiones	158
Bibliografía	162
Planos	
Anexos	

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura N° 2.1. Variación de energía potencial al acercarse una partícula gaseosa a un sólido.	18
Figura N° 2.2. Isotermas características de Brunauer	22
Figura N° 2.3. Esquemas de distintas formas de adsorción	26
Figura N° 3.1. Diagrama esquemático del proceso de refrigeración	51
Figura N° 3.2. Métodos de producción de frío	56
Figura N° 3.3. Métodos de producción de frío a partir de la energía solar	59
Figura N° 3.4. Esquema de una máquina ideal de tres temperaturas	61
Figura N° 3.5. Variación del COP en función de la temperatura de regeneración ($T_{ev} = -5\text{ °C}$, $T_{con} = 30\text{ °C}$)	62
Figura N° 3.6. Esquema de una máquina ideal de cuatro temperaturas	63
Figura N° 3.7. Representación de las isósteras en un ciclo de adsorción	65
Figura N° 3.8. Unidades de construcción de la zeolita. Dos tetraedros $\text{SiO}_4/\text{AlO}_4$ unidos por compartición de vértices Zeolita A, Linde A	74
Figura N° 3.9. Esquema del prototipo EG-Solar	74
Figura N° 3.10. Proceso de enfriamiento evaporativo	79
Figura N° 3.11. Esquema del proceso de regeneración, prototipo EG-Solar	84
Figura N° 3.12. Esquema del proceso de adsorción, prototipo EG-Solar	109

Figura N° 3.13.	Diagrama funcionamiento teórico del prototipo ADS-	118
Figura N° 4.1.	UNI Esquema del proceso de enfriamiento	123
Figura N° 4.2.	Esquema del proceso de regeneración	124
Figura N° 4.3.	Esquema del reactor	126
Figura N° 4.4.	Esquema del condensador	129
Figura N° 4.6.	Esquema del evaporador	132
Figura N° 4.7.	Esquema de la caja térmica	136
Figura N° 4.8.	Esquema del recipiente captador	137
Figura N° 4.9.	Esquema de la chimenea para gases	138
Figura N° 4.10	Esquema del refrigerador	138
Figura N° 4.11	Curva característica de la energía libre para zeolitas	139
Figura N° 4.12	Esquema de una máquina que opera con 4 temperaturas	143
Figura N° 4.13	“cuatritérmica” Mapa climático del Perú, cada color representa un tipo de clima	144
Figura N° 5.1	Mapa de eco regiones del Perú	149
Figura N° 5.2	Evolución del Coeficiente de Electrificación Rural	149
Figura N° 5.3	Nacional 1993-2010 Evolución del Coeficiente de Electrificación Nacional	150
Figura N° 5.4	1993-2010 Coeficiente de Electrificación Departamental al año	151
Figura N° 5.5	2011	151

ÍNDICE TABLAS

		Página
Tabla N° 2.1.	Calores de adsorción calculados y determinados experimentalmente sobre negro de humo grafitizado	20
Tabla N° 3.1.	Mezclas refrigerantes	53
Tabla N° 3.2.	Soluciones eutécticas y sus temperaturas mínimas	54
Tabla N° 3.3.	Propiedades termodinámicas del agua	71
Tabla N° 3.4.	Proceso de regeneración de una muestra de 100 gr. de zeolita a diferentes temperaturas	87
Tabla N° 3.5.	Adsorción, desorción de la zeolita, HR : Humedad relativa; W : Peso (gramos); X : Contenido de humedad.	89
Tabla N° 3.6.	Variación de la temperatura en el interior del horno eléctrico	89
Tabla N° 3.7.	Proceso de enfriamiento realizada el 07 de octubre del 2000	91
Tabla N° 3.8.	Proceso de enfriamiento realizado el 13 de octubre del	93

VI

	2000	
Tabla N° 3.9.	Proceso de enfriamiento realizado el 16 de marzo del 2001	97
Tabla N° 3.10.	Proceso de enfriamiento realizado el 19 de marzo del 2001	98
Tabla N° 3.11.	Proceso de enfriamiento realizado el 23 de junio del 2001	99
Tabla N° 3.12.	Proceso de enfriamiento realizado el 25 de octubre del 2001	100
Tabla N° 3.13.	Proceso de enfriamiento 12 de febrero del 2002	101
Tabla N° 3.14.	Proceso de enfriamiento 26.02.2002	102
Tabla N° 3.15.	Proceso de enfriamiento 05 de febrero del 2002	103
Tabla N° 3.16.	Proceso de enfriamiento 25 de marzo del 2002	104
Tabla N° 4.1.	Constantes C_1	130
Tabla N° 4.2.	Constantes C_2	130
Tabla N° 4.3.	Parámetros de diseño	131
Tabla N° 4.4.	Valores de las temperaturas en el proceso de desorción	131
Tabla N° 4.5.	Propiedades a la temperatura de la película	131
Tabla N° 4.6.	Valores de las temperaturas en el proceso de condensación	134
Tabla N° 4.7.	Propiedades del vapor a la temperatura de la película	134
Tabla N° 4.8.	Resumen de parámetros principales de los componentes del refrigerador	139
Tabla N° 4.9.	Vida útil de alimentos a diferentes temperaturas (en días)	145
Tabla N° 4.10.	Calor específico requerido de frutas (en kCal)	146
Tabla N° 4.11.	Resumen de costos de accesorios principales del prototipo	146
Tabla N° 5.1.	Capacidad de enfriamiento del Prototipo ADS-UNI	156

ÍNDICE DE GRÁFICOS

		Página
Gráfico N° 3.1.	Proceso de adsorción y desorción de una muestra de 100 gr. de zeolita (1)	88
Gráfico N° 3.2.	Proceso de adsorción y desorción de una muestra de 100 gr. de zeolita (2)	89
Gráfico N° 3.3.	Comportamiento de la temperatura en el horno eléctrico utilizado	90
Gráfico N° 3.4.	Proceso de enfriamiento 07.10.2000, Temperatura y Presión vs. Tiempo	93
Gráfico N° 3.5.	Proceso de enfriamiento 13.10.2000, Temperatura y Presión vs. Tiempo	95

VII

Gráfico N° 3.6.	Proceso de enfriamiento 16.03.2001, Temperatura y Presión vs. Tiempo	97
Gráfico N° 3.7.	Proceso de enfriamiento 19.03.2001, Temperatura y Presión vs. Tiempo	98
Gráfico N° 3.8.	Proceso de enfriamiento 23.06.01, Temperatura y Presión vs. Tiempo	100
Gráfico N° 3.9.	Proceso de enfriamiento 25.10.01, Temperaturas vs. Tiempo	101
Gráfico N° 3.10.	Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo	102
Gráfico N° 3.11.	Proceso de enfriamiento 26.02.2002, Temperatura y Presión vs. Tiempo	103
Gráfico N° 3.12.	Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo	104
Gráfico N° 3.13.	Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo	105
Gráfico N° 3.14.	Comparación, temperatura del evaporador a masas diferentes	106
Gráfico N° 3.15.	Comportamiento de las temperaturas del prototipo EG-Solar y presión en el proceso de enfriamiento	114

PRÓLOGO

El siguiente trabajo muestra el diseño y construcción de un prototipo autónomo de refrigeración que utiliza para su funcionamiento el ciclo termodinámico de adsorción. Su diseño y construcción ha sido realizado considerando su calidad de “prototipo experimental”.

Este trabajo puede tomarse como inicio para la investigación y estudio de procesos de adsorción y de enfriamiento adsorptivo pudiendo ampliar o adecuar el prototipo para la evaluación del comportamiento de otros pares adsorptivos. Con ello los investigadores que se interesen en continuar la investigación de este tema, tendrán un prototipo que puede ser utilizado para este fin. A continuación mencionamos el contenido del presente trabajo:

En el capítulo 1 se mencionan las diversas aplicaciones de la refrigeración además de la justificación y los objetivos; el capítulo 2 se refiere a la adsorción de gases en sólidos; el capítulo 3 muestra el proceso de refrigeración por adsorción, generalidades, análisis termodinámico, además de la descripción y evaluación experimental de un equipo de refrigeración construido por la ONG alemana “EG-Solar”; el capítulo 4 muestra el diseño, principio de funcionamiento, comportamiento esperado y proyección técnica económica de un prototipo experimental de

refrigerador adsorptivo cuyo par utilizado es agua – zeolita y que fue diseñado considerando mejoras en la operatividad y funcionamiento del prototipo EG-Solar; finalmente el capítulo 5 caracteriza posibles escenarios de trabajo utilizando criterios social, ambiental, técnico y económico.

El presente trabajo contó con la asesoría y dirección de Rafael Espinoza Paredes y Manfred Horn Mutschler, directivos del Centro de Energías Renovables y Uso Racional de la Energía de la Universidad Nacional de Ingeniería, para ellos mi más sincero y reconocido agradecimiento por su apoyo para la elaboración del presente trabajo de tesis y del apoyo a lo largo de estos años en mi formación profesional. El prototipo que se muestra ha sido principalmente ensamblado en el Taller Mecánico de la Facultad de Ciencias de la UNI actividades realizadas por el Sr. Victor Quinde y José Farfán, a quienes extiendo mis felicitaciones por el trabajo realizado y mi agradecimiento por su apoyo y amistad permanente.

El autor

ACRÓNIMOS

CER-UNI	Centro de Energías Renovables de la Universidad Nacional de Ingeniería.
EG-Solar	Institución Alemana, Entwicklungshilfe Gruppe Solarkocher der Staatlichen Berufsschule Altötting e.V.
Prototipo EG-Solar	Refrigerador adsorptivo construido por EG-Solar .
Prototipo ADS-UNI	Prototipo de refrigerador adsorptivo, construido en la Universidad Nacional de Ingeniería.
CYTED	Programa Iberoamericano de Ciencia y Tecnología para el Desarrollo.
RIRASS	Red Iberoamericana de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar, formada por 16 grupos de investigación de 11 países Iberoamericanos.
Grupo Perú	Grupo de investigación formado por profesores e investigadores del CER-UNI integrantes de la RIRAAS.
LIMSI	Laboratoire d'Informatique pour la Mécanique et les Sciences de l'Ingénieur asociado a las Universidades de París 6 y París 11 de Francia.
LES-UFPB	Laboratorio de Energía Solar de la Universidad Federal de Paraíba, Brasil
UFPB	Universidad Federal de Paraíba, Brasil

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

La adsorción de gases es un fenómeno de adherencia de un gas en la superficie de un sólido. Este proceso se realiza con la expulsión de calor (proceso exotérmico). Dentro del fenómeno de adsorción existen dos tipos de interacción que dependen del grado de la misma, la quimisorción y la fisisorción, las cuales básicamente se diferencian por el grado de interacción de las moléculas del gas con el sólido. Mientras que en la quimisorción las moléculas del gas y del sólido llegan a interpenetrarse a nivel químico, en la fisisorción es solo a nivel superficial y la fuerza de cohesión se conoce como fuerza de Van der Waals.

La refrigeración adsorptiva se diferencia básicamente de la refrigeración por compresión mecánica de un gas (usada en las refrigeradoras comunes) cuando el compresor, que requiere energía eléctrica, es reemplazado por el conjunto adsorbedor – adsorbente. Este tipo de sistemas adsorptivos resultarán apropiados cuando exista disponibilidad técnica y económica de una fuente de calor, necesaria para su funcionamiento. Es por ello que esta alternativa de refrigeración podrá ser utilizada en poblaciones rurales con deficiencia de energía eléctrica convencional. Se pretende entonces construir un prototipo experimental, mejorando el funcionamiento de otro similar que, dentro de un proyecto de investigación (referido líneas abajo)

que pueda mostrar una alternativa adecuada a las condiciones energéticas y sociales en comunidades rurales en el Perú.

Este prototipo basa su funcionamiento en un ciclo termodinámico de adsorción utilizando como par adsorativo el agua que hace las veces de refrigerante y el mineral zeolita el cual interviene en el proceso adsorbiendo vapores.

El Centro de Energías Renovables y Uso Racional de la Energía, CER-UNI, órgano de apoyo investigativo de la Universidad Nacional de Ingeniería, desarrolló un proyecto con el objeto de diseñar una refrigeradora que no utilice energía eléctrica y que pueda adaptarse al medio rural. El proyecto contempló el desarrollo de las siguientes etapas:

Etapa 1. Estudios del fenómeno adsorativo y su aplicación en procesos de enfriamiento, en primera instancia el uso del par adsorativo agua-zeolita.

Etapa 2. Evaluación experimental de un prototipo de refrigeración por adsorción agua – zeolita diseñado y construido por la institución alemana EG-Solar y donado a la Universidad Nacional de Ingeniería en el año 1998.

Etapa 3. Diseño y construcción de un prototipo de refrigerador adsorativo, ADS-UNI, cuyo par de trabajo es el agua-zeolita, tomando como base los resultados experimentales obtenidos con la evaluación del prototipo EG-Solar, considerando mejoras de operación y teniendo en cuenta su condición de prototipo experimental.

Además de estas tres etapas, las cuales son referidas en el presente trabajo de tesis, queda pendiente el desarrollo de dos etapas más (fuera de los objetivos de la presente tesis), estos son:

Etapa 4. Instalación de un sistema de monitoreo automático, el sistema de vacío y la evaluación del prototipo experimental ADS-UNI; en esta etapa se evaluará

en laboratorio el funcionamiento del prototipo construido, se ensayaran pares adsorptivos diferentes y se realizarán los diseños del refrigerador (a nivel superior al del prototipo) que pueda adaptarse a la zona rural.

Etapa 5. Construcción y evaluación del equipo final de refrigerador adsorptivo en campo.

Además de lo indicado anteriormente el presente trabajo se enmarcó dentro de los objetivos que se establecieron en el “**Grupo Perú**” y comprometidos dentro de las actividades de la Red Iberoamericana de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar (RIRAAS), la cual fue constituida en septiembre del 2000 y estuvo conformada por 16 grupos de investigación de 11 países iberoamericanos. La RIRAAS fue patrocinada por el Programa Iberoamericano de Ciencia y Tecnología para el Desarrollo (CYTED); uno de estos grupos de investigación que participó activamente en la RIRAAS fue el ya mencionado “Grupo Perú”, cuya dirección la realizó el Dr. Manfred Horn, y cuyos integrantes fueron el Ing. Rafael Espinoza, el Dr. Abel Gutarra y el Bach. R. Miguel Ramos Chaya.

1.1. ANTECEDENTES

Se tiene conocimiento de la existencia de dos prototipos de refrigerador adsorptivo, los cuales han sido desarrollados uno en Alemania, por la institución EG-Solar (par adsorptivo agua-zeolita), y otro en Francia (par adsorptivo metanol-carbón activado), por el grupo de investigación LIMSI, cuyo prototipo además ha sido evaluado en Brasil. Ambos prototipos han servido de base para el desarrollo de nuestras investigaciones. Estos prototipos utilizan como fuente calorífica para la

etapa de regeneración el sol, por ello también son denominados prototipos de refrigeración solar.

La investigación relacionada con este tipo de refrigeradores adsorptivos, ha sido desarrollada en instituciones como:

- China, Department of Mechanical Engineering, The University of Hong Kong.
- Alemania, Bayerisches Zentrum für Angewandte Energieforschung e.V. (ZAE Bayern), Division of Energy Conversion and Storage, Garching y la institución privada EG-Solar.
- Francia, Laboratoire d'Informatique pour la Mécanique et les Sciences de l'Ingénieur Paris-Sud 11 Universities.
- Japón, The Japan Society on Adsorption.
- España, laboratorio de Energías Renovables y Medio Ambiente Atmosférico de la Universidad de Burgos.
- Brasil, Laboratorio de Energía Solar de la Universidades da Paraíba – Brasil.

Se han desarrollado estudios del comportamiento de pares adsorptivo como, agua – silicagel, agua – zeolita, amoníaco – zeolita, metanol - carbón activado, metanol – zeolita, etanol –carbón activo, propano – carbón activo.

Este prototipo, al cual denominamos “Prototipo ADS-UNI” ha sido diseñado sobre la base de los resultados experimentales obtenidos con un refrigerador construido en Altötting, Alemania por la institución EG-Solar, al cual denominamos “Prototipo EG-Solar”. Estas pruebas experimentales se realizaron entre los años 1999 y 2004

Posteriormente, entre el año 2005 y 2008, se logra la construir, en una primera fase, el prototipo de refrigerador adsorptivo, luego de conseguir los fondos

económicos que se requirieron, sin embargo quedó pendiente la instalación de los sistemas de monitoreo de datos y los sensores de presión y temperatura, requeridos para las pruebas experimentales.

Los resultados y conclusiones obtenidas, en las actividades de investigación, que forman parte del desarrollo de la presente tesis, se encuentran publicados en los siguientes artículos presentados en congresos y simposios nacionales e internacionales.

1. R. M. Ramos, M. Horn, “Evaluación Energética de un refrigerador por Adsorción” memorias del VIII Simposio Peruano de Energía Solar en Puno, noviembre del 2000.
2. R. M. Ramos, M. Horn, “Comportamiento experimental de un refrigerador por adsorción”, presentado y expuesto en la ciudad de Sevilla-España y publicado en el Vol. 10 N° 2 de la Revista TECNIA que publica el Instituto General de Investigación de la Universidad Nacional de Ingeniería, diciembre 2000.
3. R. M. Ramos, M. Horn, “Diseño preliminar de un refrigerador por adsorción de ciclo intermitente” memorias del IX simposio peruano de energía solar en la ciudad de Arequipa en noviembre de 2001.
4. R. M. Ramos, M. Horn, “Diseño de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción” presentado en el marco del Seminario Iberoamericano de Nuevas Fuentes y Uso Racional de la Energía, realizado en México D.F.-México, marzo del 2002.
5. R. M. Ramos, M. Horn, R. Espinoza, “Diseño de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción de ciclo intermitente” presentado en el XI Congreso Ibérico y VI Congreso Iberoamericano de Energía Solar desarrollado

en Vilamoura (ALGARBE) – Portugal, organizado por la Sociedad Portuguesa de Energía Solar (SPES), la Universidad de Algarbe (UA), la Asociación Española de Energía Solar y el International Solar Energy Society (ISES), en septiembre del 2002.

6. R. M. Ramos, M. Horn, “Diseño de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción de ciclo intermitente” presentado en el marco del II Taller de refrigeración y aire acondicionado solar: avances en ciencia y tecnología y la III reunión de coordinación de la RIRAAS, realizado en la ciudad de Guadalajara – México en octubre del 2002.
7. R. M. Ramos, M. Horn, “Evaluación y diseño preliminar de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción” publicado en el Vol. 12 N° 2 de la Revista TECNIA que publica el Instituto General de Investigación de la Universidad Nacional de Ingeniería, diciembre 2002.
8. R. M. Ramos, M. Horn, “Evaluation of a zeolithe-water solar adsorption refrigerator” presentado en el ISES Solar World Congress 2003, Solar Energy for a Sustainable Future en junio del 2003, en Göteborg, Sweden.
9. R. M. Ramos, M. Horn, A. Pralon, M. Grilo, “Description and operation of two prototypes of adsorptive solar refrigerators” presentado en la International Conference on Energy and the Environment, en mayo del 2003 en la ciudad de Shanghai, China. Esta publicación es realizada en conjunto con el Dr. Antonio Pralon F. Leite (Department of Mechanical Engineering - Universidade Federal de Campina Grande) and Marcelo B. Grilo (Laboratory of Solar Energy – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa-PB, Brasil).

10. R. M. Ramos, M. Horn, “Actividades de Investigación y Desarrollo en el Área de Enfriamiento Solar en el CER-UNI”, presentado en el marco de las Jornadas Iberoamericanas sobre enfriamiento Solar: Tecnología para el desarrollo económico y social de la región iberoamericana”, ciudad de Cartagena de Indias, Colombia mayo del 2004.
11. R. M. Ramos, M. Horn, “Actividades de Investigación y Desarrollo en el Área de Enfriamiento Solar en el CER-UNI”, presentado en el marco del III Taller Iberoamericano de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar, ciudad de México, México junio del 2004.

Una etapa importante para el diseño de este prototipo se realizó gracias al apoyo de la Secretaría General de CYTED, mediante el financiamiento de una pasantía realizada en el Laboratorio de Energía Solar de la Universidad Federal de Paraíba (LES-UFPB) en la ciudad de Joao Pessoa, Paraíba, Brasil otorgada al Bach. Miguel Ramos durante el mes de agosto del año 2002. Ahí se realizaron las siguientes actividades:

1. Observar el funcionamiento de un prototipo de refrigerador por adsorción Metanol - Carbón Activo, construido e instalado en el LES-UFPB.
2. Pruebas de funcionamiento del prototipo utilizando un regenerador que opera con lámparas incandescentes.
3. Instalación de un sistema de adquisición de datos para el monitoreo del prototipo carbón activo-metanol.
4. Trabajos previos para las evaluaciones experimentales programadas para los meses de septiembre-diciembre de 2002.

5. Trabajos previos para la instalación y puesta en marcha del colector solar para regeneración.
6. Asesoramiento y capacitación para el diseño de un prototipo de refrigeración por adsorción agua-zeolita de ciclo cerrado, a partir de los resultados obtenidos en evaluaciones en el Perú. Criterios generales a seguir en el diseño, caracterización de parámetros de funcionamiento y criterios termodinámicos.
7. Búsqueda y recopilación de material bibliográfico presente en la UFPB relacionada con: refrigeración solar, sistemas de adsorción, pares adsortivos, energías renovables y otro material importante para el desarrollo de trabajos en refrigeración adsortiva en el Perú.

Por otro lado, hace algunos años, luego de muchas investigaciones y bajo el marco de acuerdos internacionales (convención de Viena, protocolos de Montreal) se procedió a la supresión total del uso de los clorofluorocarbonos (CFC, familia de gases refrigerantes mayormente utilizados por los refrigeradores convencionales), debido a que se demostró que dañaban considerablemente la capa de ozono al escapar del refrigerador. En consecuencia, aparecieron en el mercado gases de tipo sintético como los hidrofluorocarbono (HFC) como reemplazo de los CFC. Sin embargo, su uso también es cuestionado y se acordó limitarlo (protocolo de Kyoto) debido a que contribuyen a incrementar el efecto invernadero al escapar del refrigerador.

En este contexto se propone la construcción de un sistema de refrigeración que a diferencia del sistema de compresión de vapor refrigerante no requiere de una fuente de energía eléctrica, sino una fuente de calor para su funcionamiento, es decir su aplicación será adecuada en lugares donde se cuente con una fuente de calor

suficiente y barata. El sistema de refrigeración que pretendemos construir es además una alternativa ecológica y no contaminante, sobre todo porque se utiliza agua como refrigerante y zeolita como adsorbente, siendo ambos compuestos no contaminantes.

Actualmente, en la Universidad Nacional de Ingeniería no se han realizado investigaciones respecto de la refrigeración adsorptiva, por ello creemos que una justificación importante en este trabajo de tesis es el hecho de construir un prototipo que sirva a la Universidad y a sus investigadores para realizar estudios en el campo de la refrigeración adsorptiva, resaltando el hecho de ser el primer prototipo construido en la UNI para tal fin.

1.2. PROBLEMÁTICA Y JUSTIFICACIÓN

Las necesidades de refrigeración, por ejemplo, para conservar alimentos o algunos medicamentos, son satisfechas hoy en día mayormente con equipos que requieren electricidad. Estas “refrigeradoras”, o “congeladoras”, funcionan en base a la compresión mecánica de un gas, para lo cual usan un motor eléctrico.

Normalmente esta electricidad proviene de la red eléctrica pública. Sin embargo, en el Perú existen amplias regiones, mayormente rurales, donde no se cuenta con una red eléctrica. El uso de los refrigeradores convencionales requiere entonces de la generación local de electricidad, por ejemplo con un grupo electrógeno o con módulos fotovoltaicos, lo que resulta en costos muy altos y, eventualmente también en dificultades de mantenimiento.

Si bien es cierto que en algunos casos los requerimientos de frío en poblaciones rurales aisladas son menores que en las ciudades, ellos no son despreciables y muchas veces no satisfechos.

Nuestro problema gira en torno a satisfacer estos requerimientos de frío en zonas rurales aisladas, en lugares donde no se cuenta con energía eléctrica convencional, ofreciéndoles un refrigerador cuya fuente energética necesaria para su funcionamiento no sea la energía eléctrica si no una alternativa como la energía solar térmica o la energía de la biomasa.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. Objetivos generales

- 1.3.1.1. Mostrar, mediante la evaluación experimental, el proceso de enfriamiento adsorptivo, para ello se evaluará en laboratorio el funcionamiento del prototipo EG-Solar.
- 1.3.1.2. Diseñar un prototipo experimental de refrigerador, de ciclo intermitente, que utilice el principio termodinámico de adsorción, considerando mejoras, en operatividad y funcionamiento, al prototipo EG-Solar.

1.3.2. Objetivos específicos

- 1.3.2.1. Mejorar el funcionamiento del prototipo de refrigerador EG-Solar.
- 1.3.2.2. Diseñar el Prototipo ADS-UNI para obtener un espacio de 45 litros enfriados a una temperatura de alrededor de 4°C.
- 1.3.2.3. Diseñar el Prototipo ADS-UNI con presiones de trabajo que varíen de 2 mbar y 45 mbar.

1.3.2.4. Estudiar el comportamiento de la zeolita y el agua para fines de enfriamiento

1.3.2.5. Construir el prototipo ADS-UNI de acuerdo a los parámetros y características de diseño indicadas en este trabajo, sin incluir el sistema de succión de vacío ni el sistema de monitoreo de datos de su funcionamiento.

1.4. METODOLOGÍA

En resumen, la metodología utilizada comprende las siguientes actividades de:

- Revisión de bibliografía en texto de la UNI, UNFB y del LIMSI, estudio del fenómeno de adsorción, del comportamiento agua zeolita, etc.
- Revisión de información en Internet
- Intercambio de información entre los grupos de la RIRAAS
- Evaluación experimental del prototipo de refrigeración EG-Solar, a realizarse en el Laboratorio de Energía Solar de la Facultad de Ciencias de la UNI
- Análisis de los resultados y elaboración de conclusiones
- Diseño de un prototipo, en gabinete, considerando las conclusiones obtenidas en las evaluaciones experimentales realizadas
- Construcción del prototipo de acuerdo al diseño realizado

CAPITULO II

ADSORCIÓN DE GASES EN SÓLIDOS

En el presente capítulo revisaremos la teoría del fenómeno de adsorción de gases en sólidos, la determinación teórica de las fuerzas de interacción, las isothermas, las velocidades de adsorción y desorción, la termodinámica y la histéresis.

2.1 FENÓMENO DE ADSORCIÓN

Un sólido puede poseer una gran área de contacto, dependiendo de su tamaño de partícula y de la porosidad del mismo. Mientras más pequeña sea una partícula, más grande será su área específica.

La porosidad es una propiedad de la textura muy importante, porque la superficie de contacto en los sólidos porosos está constituida por las paredes de las cavernas internas del sólido. En los sólidos utilizados como soportes o catalizadores, el área externa es despreciable en relación con el área interna de contacto. Además, el tamaño interno de los poros predetermina la forma de transporte de reactivos y

productos entre las fases fluida y adsorbida.

Podemos definir a la adsorción como la capacidad de ciertos cuerpos de capturar en su superficie las moléculas de un gas. La adsorción de un gas en un adsorbente sólido se realiza con expulsión de calor, proceso exotérmico, debido al cambio de fase gas – líquido. El calor liberado por mol de gas adsorbido, Q , recibe el nombre de calor de adsorción y depende de varios factores como:

- La naturaleza del sólido y de la partícula gaseosa
- La temperatura a que se efectúa la adsorción y
- El lugar en la superficie donde llega la partícula.

Las partículas retenidas en la superficie saltan de un lugar a otro y chocan entre ellas lateralmente, intercambiando energía, modificando su dirección y tratando de cubrir o repartirse toda la superficie disponible. Se produce así un comportamiento semejante al del gas ideal, pero en dos dimensiones. El tiempo de permanencia de la partícula en un determinado sitio, antes de saltar a otra posición, depende del calor de adsorción y es mayor cuando más alto sea éste. Este tiempo, τ , llamado tiempo de adsorción, ha sido estimado por de Bóer¹ mediante la siguiente relación de Frenkel.

$$\tau = \tau_0 \exp\left(\frac{Q}{RT}\right) \quad \dots\dots\dots [2.1]$$

Donde τ_0 es una constante cuyo significado se atribuye al tiempo de oscilación de la partícula en la superficie del sólido, R es la constante universal de los gases y “ T ” es la temperatura en grados kelvin (K).

¹ DE BOER, J.M. The Dynamiacter of Adsorption, Oxford University Press, Londres (1968)

El fenómeno de adsorción debe concebirse como una acción esencialmente dinámica, igual a la que presentan las partículas en la fase gaseosa, pero reducida a dos dimensiones sobre la superficie del sólido.

Los distintos niveles o grados de interacción de la partícula adsorbida en el adsorbente sugieren la existencia de dos tipos de interacciones: la adsorción física o fisisorción y la adsorción química o quimisorción. Hay que mencionar que en el desarrollo de la presente tesis por razones prácticas, el término “**adsorción**” se referirá a la fisisorción.

2.1.1 Adsorción física o fisisorción

La fisisorción corresponde a una interacción de naturaleza puramente electrostática entre la partícula gaseosa y los átomos superficiales del sólido. Se origina por la atracción entre dipolos permanentes o inducidos, sin alteración de los orbitales atómicos o moleculares de las especies comprometidas. Recibe también el nombre de “adsorción de Van der Waals” y puede considerarse como la condensación del gas en la superficie del sólido, semejante a la condensación de un vapor.

La variación de energía producida al acercarse una partícula gaseosa al sólido puede representarse en forma esquemática por una curva de potencial de Lennard-Jones [1], como la indicada en la figura 2.1 a) Las abscisas representan la distancia entre la partícula A y el sólido S y las ordenadas, la energía potencial del sistema. Se observa una reducción de la energía a medida que la partícula se acerca a la superficie: el sistema libera energía. Al alcanzar la distancia r_e , la energía liberada corresponde al calor de adsorción física.

2.1.2 Adsorción química o quimisorción

La quimisorción corresponde a una interacción de tipo químico, en la que los electrones de enlace entre el gas y el sólido experimentan un reordenamiento y los orbitales respectivos cambian de forma o grado de ocupación, de modo semejante a una reacción química. Pero no siempre la alteración electrónica es completa en el sentido de los enlaces químicos corrientes, covalente o iónico; puede ser solo una modificación o deformación parcial de los orbitales. La intensidad del enlace en la quimisorción puede alcanzar distintos niveles según sea el grado de intercambio electrónico entre el adsorbato y el adsorbente.

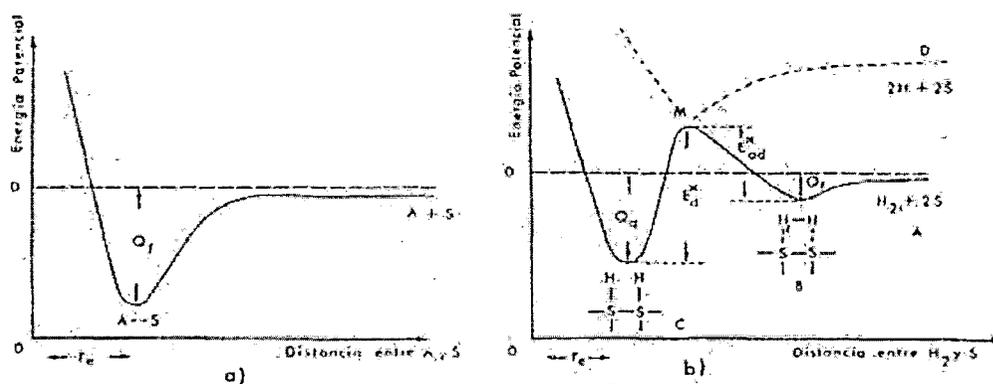


Figura 2.1 Variación de energía potencial al acercarse una partícula gaseosa a un sólido. a) Fisisorción de A; b) Quimisorción de hidrógeno sobre un metal. Referencia [1], Capítulo 1 “Adsorción de Gases en Sólidos”.

La figura 2.1 b) muestra la curva de potencial de adsorción de hidrógeno sobre un metal ejemplo típico de quimisorción. En la posición A, las especies se encuentran totalmente separadas y en la B se ha alcanzado una interacción física previa a la química. Antes de alcanzar la molécula la posición de

equilibrio por adsorción química, se establece una interacción de tipo físico que, naturalmente, no afecta a los orbitales respectivos. En la posición B La molécula se activa hasta el nivel M de energía y después toma la posición de equilibrio C, en la cual los átomos se han disociado y quimisorbido sobre el sólido S. La adsorción química es activada, el sistema necesita traspasar el máximo correspondiente a la energía de activación, E_{ad}^* , para alcanzar el estado de equilibrio. Por otra parte, para que sea posible la desorción de los átomos de hidrógeno y se alcance el nivel de energía M se precisa la energía de activación de desorción E_d^* . Si los átomos no se asocian para formar la molécula, deben adquirir aún más energía para alcanzar el nivel D, donde se encuentran muy separados y alejados del sólido.

2.2 DETERMINACIÓN TEÓRICA DE LAS FUERZAS DE INTERACCIÓN EN LA ADSORCIÓN FÍSICA

La distinción entre interacciones físicas puede confirmarse con un cálculo teórico de los calores de adsorción.

En la fisisorción la energía puede calcularse mediante una relación semejante a la usada por Lennard-Jones para determinar la energía potencial entre moléculas gaseosas. La ecuación de Lennard-Jones [1] es:

$$E = -A_L r_m^a + B_L \times r_m^b \quad \dots\dots [2.2]$$

Donde r_m es la distancia entre las moléculas, A_L y B_L son constantes que

representan la fuerza de atracción y repulsión y “a” y “b” también son constantes cuyos valores, según Lennard-Jones pueden estimarse con correlaciones matemáticas, las cuales no es necesario mencionar en este trabajo. En la figura 2.1. a) se representa gráficamente la ecuación [2.2].

Para aplicar la ecuación [2.2] a un sistema gas-sólido es necesario considerar que al aproximarse la partícula gaseosa a una superficie sólida, la interacción no se produce entre dos unidades aisladas, como ocurre en los gases sino entre una partícula y el conjunto de átomos del sólido ubicados frente a ella y bajo su radio de acción. A base de estas consideraciones Kiselev [1] y colaboradores ampliaron la expresión de Lenard- Jones y obtuvieron la siguiente relación:

$$E = Q = -A_1' \sum_j r_j^{-6} - A_2' \sum_j r_j^{-8} + B_1' \sum_j \exp(-r_j/B_2') \dots\dots\dots[2.3]$$

Donde: A_1' y A_2' son constantes de fuerzas de atracción; B_1' y B_2' son constantes que expresan repulsión y r_j es la distancia de la molécula adsorbida a lo distintos átomos del sólido situados en su campo de acción.

En la tabla siguiente, 2.1, se muestran valores de gases adsorbidos sobre negro de humo grafitizado, calculados con la ecuación [2.3] y observados experimentalmente. La notable coincidencia de todos los casos presentados permite concluir que efectivamente la naturaleza de la interacción corresponde a fuerzas de Van der Waals.

Gas	Calor de Adsorción (kJ/mol)	
	Calculado	Experimental
Hidrógeno	3,7	3,8
Deuterio	3,9	3,9
Nitrógeno	10.8	11,7
Propano	28.4	27,2
n-Hexano	51.9	52.3
Benceno	43.1	41.8
n-octano	67.4	66.9

Tabla 2.1. Calores de adsorción calculados y determinados experimentalmente sobre negro de humo grafitizado [1].

2.3 ISOTERMAS DE ADSORCIÓN

Las reacciones catalíticas heterogéneas tienen lugar en la superficie del sólido; por lo cual es importante conocer la abundancia de moléculas sobre ella.

La concentración en la superficie depende de la presión de la fase gaseosa, de la temperatura, de la extensión de la superficie y de la naturaleza del sistema reaccionante. Para determinar la concentración lo más frecuente es mantener la temperatura constante y medir la cantidad adsorbida a distintas presiones; se obtiene así una "isoterma de adsorción". También puede mantenerse la presión constante y obtener la cantidad adsorbida en función de la temperatura; resulta así una "isobara de adsorción". Finalmente, si se mantiene constante la cantidad adsorbida puede obtenerse una relación entre la presión de equilibrio y la temperatura, denominada "isóstera de adsorción".

La isoterma es la función más usada y ha sido estudiada con mayor detalle, motivo por el cual nos referimos especialmente a ella.

La forma de las isotermas experimentales puede ser muy variada, pero

Brunauer[1] en 1943 observó que todas ellas pueden representarse por los cinco tipos característicos consignados en la figura 2.2. V_{AD} representa el volumen de gas adsorbido en la superficie cuando se ha alcanzado la presión P de equilibrio de adsorción. La presión P^* es la de equilibrio del vapor con su líquido a la temperatura de adsorción. El tipo I expresa una adsorción química. Las otras curvas representan distintos casos de adsorción física o intermedia. El tipo II se conoce también como la torva s.

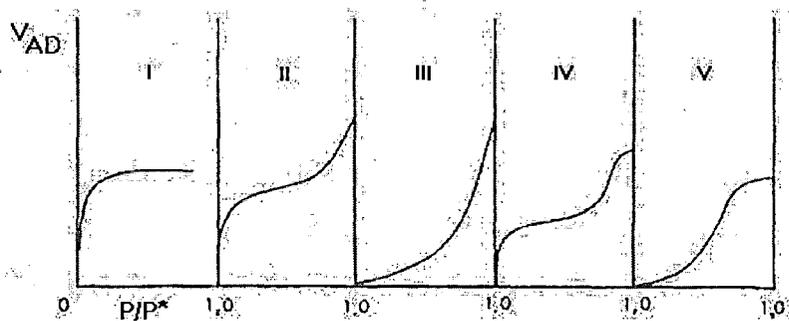


Figura 2.2. Isothermas características de Brunauer [1]

A fin de expresar analíticamente la variación del volumen de gas adsorbido en función de la presión, e interpretar los cinco tipos de Isothermas de Brunauer, se han sugerido ecuaciones empíricas y algunos modelos que tratan de explicar el mecanismo de la adsorción. Sin entrar en muchos detalles, se mencionarán los más importantes.

2.3.1 Isotherma de adsorción de Freundlich

La forma más simple de una isoterma de adsorción es sin duda aquella obtenida empíricamente por Freundlich (Rutven, 1984) [1]:

$$\frac{x}{m} = kP^b \text{ .. [2.4]}$$

Donde: “x” es la masa adsorbida, “m” la masa del adsorbente, “P” es la presión y “k” y “b” son constantes empíricas.

Siendo válida para cualquier presión, la expresión 2.4 tiene como mayor restricción el no indicar la existencia de un punto de saturación.

2.3.2 Isoterma de Henry

Es la conocida relación empírica usada en disoluciones de gases en líquidos. Aplicada a la adsorción puede expresarse por [1]:

$$V_{ad} = K_H \times P \text{ [2.5]}$$

Donde V_{ad} es el volumen de gas adsorbido expresado comúnmente en cm^3 en condiciones normales de temperatura y presión (T.P.N), P es la presión de equilibrio de adsorción y K_H una constante de proporcionalidad. Si se observan las curvas de la figura 2.2 se aprecia la limitada aplicabilidad de la ecuación 2.5 debido a su linealidad, pues difícilmente puede emplearse más allá de 0,1 P/P* aproximadamente. No obstante, por su simplicidad, tiene interés en algunos sistemas a bajo grado de cubrimiento.

2.3.3 Isoterma de Langmuir

Formulada en 1918, fue el primer modelo importante que trató de

interpretar el proceso de adsorción. La teoría de Langmuir [1] puede resumirse en los siguientes postulados:

- Cada partícula al adsorberse en la superficie está unida a un sitio activo y cada sitio acepta sólo una partícula.
- La adsorción es un proceso dinámico, constituido por dos acciones opuestas: condensación de partículas en la superficie y evaporación de ellas hacia la fase gaseosa; cuando la velocidad de estos dos efectos se igualan, se alcanza el equilibrio de adsorción y la presión permanece invariable.
- La interacción del gas con el sólido es igual en todos los sitios de adsorción, lo cual supone una superficie energéticamente homogénea.
- No hay interacción entre las partículas adsorbidas.
- El número de partículas gaseosas en la superficie es proporcional a la presión.
- La adsorción y desorción son activadas: las partículas necesitan vencer una energía de activación para adsorberse y otra para desorberse.

De conformidad con estos postulados, la velocidad de adsorción del gas puede expresarse por [1]:

$$u_{ad} = k_{ad} P(1 - \theta) \times \exp\left(-\frac{E_{ad}^*}{RT}\right) \dots\dots\dots [2.6]$$

Donde k_{ad} es una constante de proporcionalidad y θ la fracción de superficie cubierta. La velocidad de desorción depende del número de

moléculas en la superficie, o sea de la fracción cubierta y de la energía de activación de desorción:

$$u_d = k_d \theta \times \exp\left(-\frac{E_d^*}{RT}\right) \dots\dots\dots [2.7]$$

Donde k_d es otra constante de proporcionalidad. En el equilibrio, [2.6] y [2.7] son iguales y despejando P se tendrá:

$$P = \frac{k_d}{k_{ad}} \times \frac{\theta}{1-\theta} \exp\left(\frac{E_{ad}^* - E_d^*}{RT}\right) \dots\dots\dots [2.8]$$

La diferencia entre las energías de activación es el calor de adsorción:

$$Q = E_{ad}^* - E_d^* \dots\dots\dots [2.9]$$

Si el calor de adsorción es constante, lo cual significa una superficie energéticamente homogénea, puede escribirse:

$$K = \frac{k_{ad}}{k_d} \exp\left(-\frac{Q}{RT}\right) \dots\dots\dots [2.10]$$

Donde K es una constante de equilibrio de adsorción.

Reemplazando [2.10] en [2.8] y despejando θ se obtiene, la isoterma de Langmuir:

$$\theta = \frac{KP}{1 + KP} \dots\dots [2.11]$$

La ecuación [2.11] se ha obtenido suponiendo la adsorción de un solo gas. Puede generalizarse esta relación a la adsorción de “n” gases distintos y así la fracción de superficie cubierta por cada especie gaseosa es:

$$\theta_i = \frac{K_i P_i}{1 + \sum K_i P_i} \dots [2.12]$$

Donde el subíndice “i” representa los diferentes gases.

2.3.4 Isoterma BET

Su nombre deriva de las iniciales de los apellidos de sus autores, Brunauer, Emmett y Teller [1]. Responde a un modelo semejante al de Langmuir entendido a una adsorción en multicapas. En vez de considerar la adsorción sólo sobre los sitios del sólido dichos autores sugieren la existencia simultánea, a cualquier presión de equilibrio, de grupos o aglomerados de partículas formados por varias capas.

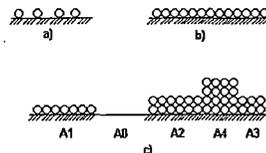


Figura N° 2.3. Esquemas de distintas formas de adsorción. a) Partículas en sitios de quimisorción que saturan la superficie; b) partículas que cubren la superficie con una monocapa; c) adsorción en multicapas según BET, A0, A1, A2, A3, A4 áreas de los respectivos aglomerados. Los postulados básicos del modelo BET pueden resumirse como sigue:

- La adsorción del gas en la superficie del sólido se efectúa en multi-capas. Existen simultáneamente capas con una, dos, tres, etc., moléculas, como se indica esquemáticamente en la figura 2.3c.
- La superficie cubierta con una, dos, tres, etc., capas es constante. Las áreas A_0 , A_1 , A_2 , etc., de los distintos aglomerados son invariables. Por ejemplo, si se evapora una partícula de A_2 (capa bimolecular), de inmediato debe condensarse otra partícula sobre la monocapa con área A_1 en esta forma, las áreas A_1 y A_2 no se modifican.
- En el equilibrio, la velocidad de condensación en el aglomerado de “ i ” capas es igual a la velocidad de evaporación desde el aglomerado de “ $i + 1$ ” capas. Este postulado es similar al b) de Langmuir y permite establecer pares de ecuaciones semejantes a las [2.6] y [2.7] entre los grupos de “ i ” e ““(1+ i)”” capas que, al igualarse, adoptan la forma generalizada:

$$a_{1+i}A_iP = b_{1+i}A_{1+i} \exp\left(\frac{E_{1+i}}{RT}\right) \dots\dots [2.13]$$

- Donde las letras “ a ”, “ A ” y “ b ” representan constantes de proporcionalidad en las distintas capas respectivamente.
- El calor desprendido al desorberse la primera capa de moléculas corresponde al calor de adsorción y los calores producidos al adsorberse la segunda capa sobre la primera, la tercera sobre la segunda, etc., son iguales entre sí y al calor de condensación del vapor.
- La superficie del sólido es energéticamente homogénea y las interacciones laterales son despreciables.

Según sean las condiciones aplicadas a la deducción de la isoterma, se obtienen ecuaciones diferentes. La más conocida y de mayor aplicación se obtiene suponiendo la existencia de aglomerados de un número infinito de capas. Su forma es la siguiente [1]:

$$V_{ad} = \frac{V_m CP}{(P^* - P) \left[1 + (C - 1) \frac{P}{P^*} \right]} \quad [2.14]$$

Donde "C" es una constante. El resto de los términos tiene el mismo significado que en la isoterma de Langmuir.

La ecuación [2.15] es la más sencilla, obtenida del modelo BET, a veces se le denomina también "forma infinita". Dicha ecuación se aplica en la forma:

$$\frac{P}{V_{ad}(P^* - P)} = \frac{1}{V_m C} + \frac{C - 1}{V_m C} \times \frac{P}{P^*} \dots\dots [2.15]$$

Si se grafica $\frac{P}{V_{ad}} (P^* - P)$ versus $\frac{P}{P^*}$ debe lograrse una línea recta cuya pendiente y ordenada en el origen permiten obtener V_m y C.

Usando las constantes apropiadas, la isoterma BET representa en forma aceptable las cuatro últimas isotermas de Brunauer, fig. 2.3 Como el postulado de las multicapas supone esencialmente adsorción física, la isoterma BET se ajusta mejor a este tipo de adsorción; por eso, comúnmente se le considera una

ecuación que describe acertadamente la fisorción, pero inadecuada para representar la quimisorción.

La isoterma BET ha tenido su mayor éxito en la determinación de V_m . Las áreas especificadas deducidas de la isoterma, en especial cuando se aplica a los tipos II y IV de la figura 2.3 coinciden bien con las reales. Por esto, dicha isoterma es la herramienta más importante y de uso casi universal para obtener superficies específicas.

No obstante se han formulado algunas críticas fundadas respecto de algunos postulados de la isoterma BET. El hecho de que no considere la heterogeneidad superficial, propiedad natural de casi todos los sólidos y desprecie las interacciones entre moléculas vecinas, como postula el punto e), aleja el modelo de la realidad. Pero el punto más débil se refiere a la constante C , la cual encierra algunos términos dependientes del sistema que es interesante considerar:

$$C = \frac{a_1 b_2}{a_2 b_1} \exp\left(\frac{Q - Q_c}{RT}\right) \dots [2.16]$$

Donde “ a_1 ”, “ b_1 ”, “ a_2 ”, “ b_2 ” son las constantes de las ecuaciones formuladas de acuerdo con la ecuación [2.13] referidas al equilibrio entre la primera y la segunda capas adsorbidas, y Q_c es el calor de condensación del gas.

Para deducir la ecuación [2.14] se supone que $a_1 b_2 / a_2 b_1 = 1$ y se obtiene así:

$$C = \exp\left(\frac{Q - Q_c}{RT}\right) \dots [2.17]$$

Ecuación que permite calcular el calor de adsorción, Q , si se conoce el calor de condensación, Q_c

Los valores del calor de adsorción calculados en esta forma generalmente distan mucho de los obtenidos por métodos calorimétricos directos y aceptados como verdaderos. Según Hill [1], la discrepancia se debe a la razón a_1b_2/a_2b_1 que, en la mayoría de los sistemas, es muy diferente a la unidad y desempeña un papel importante en la ecuación [2.16]. Cuando dicha razón es aproximadamente igual a la unidad, los valores de Q son razonables.

2.3.5 Isoterma de GIBBS

La isoterma de adsorción de Gibbs[1] considera el equilibrio trifásico entre un adsorbente sólido y el adsorbato contenido dentro del interior de la red de fases gaseosas y adsorbidas. La fase adsorbida y bidimensional, o producto PV de la termodinámica clásica es sustituido por el producto “A π ” donde “A” es la superficie bidimensional de la parte adsorbida y “ π ” es la presión de propagación.

La aproximación de Gibbs es sin duda la más consistente físicamente, y a través de ella se puede llegar tanto a modelos más simples, como el de Langmuir, como a más complejos como el de Dubinin – Polyani.[2] A través de la primera y segunda ley de la termodinámica puede ser escrita la siguiente relación fundamental:

$$dU = TdS - PdV \dots [2.18]$$

Si el sistema posee más de un compuesto se introduce la disipación de una cantidad de dn_i de moles de cada uno de ellos, la relación 2.18 pasa a ser escrita como:

$$dU = TdS - PdV + \sum u_i dn_i \dots [2.19]$$

Considerándose la fase adsorbida como una solución de n_s moles de adsorbato y n_a moles del adsorbente (no volátil), la relación 2.19 se transforma en:

$$dU = TdS - PdV + \mu_a dn_a + \mu_s dn_s \dots [2.20]$$

En ausencia del adsorbato ($n_s = 0$)

$$dU_{0a} = TdS_{0a} - PdV_{0a} + \mu_{0a} dn_a \dots [2.21]$$

Por diferencia de 2.20 y 2.21 se obtiene:

$$dU_s = TdS_s - PdV_s - \phi dn_a + \mu_s dn_s \dots [2.22]$$

Donde: $U_s = U - U_{0a}$, $V_s = V - V_{0a}$, $S_s = S - S_{0a}$ e $-\phi = \mu_a - \mu_0$. Desde el punto de vista de Gibbs se considera el adsorbente termodinámicamente inerte,

estas cantidades, definidas por diferencias, se tornan propiedades termodinámicas de fase adsorbida una vez que la contribución del adsorbente se elimina por sustracción.

El significado de la variable ϕ necesita de un análisis adicional:

$$\phi = \mu_{0a} - \mu_a = \left[\frac{\partial U_{0a}}{\partial n_a} \right] - \left[\frac{\partial U}{\partial n} \right] = - \left[\frac{\partial U_s}{\partial n_a} \right] \dots\dots [2.23]$$

Es evidente que ϕ representa la variación de la energía interna por unidad de adsorbente debido a la propagación sobre la superficie o a través del volumen microporoso del adsorbente. Para la adsorción en una superficie bidimensional, el área superficial es directamente proporcional a n_a en tanto que para un adsorbente microporoso tridimensional el volumen del microporo es proporcional a n_a . Se puede entonces escribir:

$$\phi dn_a = \pi dA = \phi dV \dots\dots [2.24]$$

Donde π y ϕ son, respectivamente, las presiones de propagación bidimensional y tridimensional, definidas por:

$$\pi = - \left[\frac{\partial U_s}{\partial A} \right] \quad \text{y} \quad \phi = - \left[\frac{\partial U_s}{\partial V} \right] \dots\dots [2.25]$$

Recordando que $U_S = U - U_{0a}$, π puede entonces ser interpretado como la diferencia de la tensión superficial de la superficie limpia y cubierta con el adsorbato.

De la misma forma y utilizando la ecuación 2.22, se puede obtener expresiones equivalentes para la entalpía $H_S = U_S + PV_S$, la energía libre de Helmholtz $A_S = U_S - TS_S$ y la energía libre de Gibbs $G_S = U_S + PV_S - TS$, de la fase adsorbida, se obtiene:

$$dU_S = TdS_S - PdV_S - \phi dn_a + \mu_S dn_S \quad \dots\dots\dots [2.26a]$$

$$dH_S = TdS_S - V_S dP - \phi dn_a + \mu_S dn_S \quad \dots\dots\dots [2.26b]$$

$$dA_S = -S_S dT - PdV_S - \phi dn_a + \mu_S dn_S \quad \dots\dots\dots [2.26c]$$

$$dG_S = -S_S dT - V_S dP - \phi dn_a + \mu_S dn_S \quad \dots\dots\dots [2.26d]$$

Una vez que el volumen de la fase adsorbida es despreciable comparado con el volumen de la fase vapor el término PdV_S ($V_S dP$) puede depreciarse, las ecuaciones pueden entonces ser integradas para obtener:

$$U_g = U_S(S_S, V_S, n_a, n_S) = TS_S - \phi n_a + \mu_S n_S \quad \dots\dots\dots [2.27a]$$

$$H_S = H_S(S_S, P, n_a, n_S) = TS_S - \phi n_a + \mu_S n_S \quad \dots\dots\dots [2.27b]$$

$$A_S = A_S(T, V_S, n_a, n_S) = -\phi n_a + \mu_S n_S \quad \dots\dots\dots [2.27c]$$

$$U_g = U_S(S_S, V_S, n_a, n_S) = TS_S - \phi n_a + \mu_S n_S \quad \dots\dots\dots [2.27d]$$

A temperatura constante y despreciando el término PdV_s la ecuación 2.26c se transforma en:

$$dA_s = -\phi dn_a + \mu_s dn_s = \pi dA + \mu dn_s \dots\dots\dots [2.28]$$

Luego con 2.27c se obtiene:

$$dA_s = -\phi dn_a - n_a d\phi + \mu dn_s + n_s d\mu_s \dots\dots\dots [2.29]$$

Luego:

$$n_a d\phi = Ad\pi = Vd\phi = n_s d\mu_s \dots\dots\dots [2.30]$$

Considerando el equilibrio entre la fase adsorbida y la fase vapor ideal, se tiene

$$d\mu_s = RT \frac{dP}{P} \dots\dots\dots [2.31]$$

Finalmente:

$$n_a \left(\frac{\partial \phi}{\partial P} \right)_T = \frac{RT}{P} n_s \quad \text{ó} \quad A \left(\frac{\partial \pi}{\partial P} \right)_T = \frac{RT}{P} n_s \dots\dots\dots [2.32]$$

Que es la isoterma de adsorción de Gibbs.

2.3.6 Teoría de Dubinin

La teoría de Dubinin[2] se aplica a adsorbentes microporosos. Suponiendo que la adsorción se realiza en volumen y no modifica el adsorbente

sólido. Ella se apoya en el postulado de Polanyi que menciona que, para un par adsorbente - adsorbato dado, existe una correlación única entre el volumen del fluido adsorbido y el potencial de adsorción, independientemente de la temperatura. El potencial de adsorción A es definido como la diferencia de energía libre entre la fase adsorbida y la fase líquida saturada a la misma temperatura, siendo dado por:

$$A = -RT \ln \left(\frac{P}{P_s} \right) \dots\dots\dots [2.33]$$

Donde:

R: Constante de los gases ideales [J/kg K]

T: Temperatura absoluta [K]

P: Presión [Pa]

Ps: Presión del vapor saturado de adsorbato [Pa]

Esta relación, que representa una curva característica, muy práctica para mostrar procesos de equilibrio de adsorción en diferentes concentraciones y temperaturas.

La teoría fue evaluada experimentalmente para una gran cantidad de sistemas y es utilizada como correlación de datos de equilibrio de carbón activo, silica gel y zeolita. Para estos sistemas, la forma de la curva característica es generalmente aproximada por la expresión Gaussiana, llamada ecuación de Dubinin-Astakhov[2]:

$$q = q_0 e^{-D_d A^n} \quad \text{o} \quad q = q_0 \exp\left\{-D_d \left[RTLn\left(\frac{P_s}{P}\right)\right]^n\right\} \dots\dots\dots [2.34]$$

$$\text{Con: } q_0 = \rho_a(T)W_0$$

Donde q e q_0 son respectivamente la masa y la masa máxima adsorbida por unidad de masa de adsorbente, W_0 es el volumen máximo adsorbible por unidad de masa de adsorbente, $\rho_a(T)$ es la masa específica de la fase adsorbida.

La masa específica de la fase adsorbida se trata de un parámetro desconocido y es considerado igual al del líquido, siendo calculado por el polinomio:

$$\rho_a(T) = \sum_{i=0}^3 C_i \rho_i T^i \dots\dots\dots [2.35]$$

2.3.7 Otras isotermas de adsorción

En un intento por obtener una descripción analítica más real de las isotermas experimentales varios autores han propuesto otras ecuaciones o modificaciones de las anteriores. Aunque este esfuerzo no ha tenido el éxito esperado, creemos de interés mencionar las de Huttig, Harkins y Jura, Slygin y Frumkin o de Temkin y Zeldowitch[2].

2.4 VELOCIDADES DE ADSORCIÓN Y DESORCIÓN

La velocidad de adsorción ha sido estudiada principalmente con el objeto de esclarecer mecanismos de adsorción y de reacción. Una de las ecuaciones más usadas

para describir empíricamente dicha velocidad u_{ad} es la de Elovich[2] cuya forma más sencilla es:

$$u_{ad} = \frac{dn}{dt} = a \exp(-bn) \dots [2.36]$$

Donde “n” es la cantidad adsorbida; “t” el tiempo, y “a” y “b” constantes. En algunos sistemas, tales constantes son dependientes de ciertas variables del proceso. Así, la constante “a” puede ser función de la presión y del grado de recubrimiento “ θ ” y “b” de la energía de activación de adsorción y de la temperatura. La ecuación [2.34] puede escribirse más explícitamente en la forma:

$$u_{ad} = kP^m (1 - \theta)^q \exp\left(-\frac{E_{ad}^*}{RT}\right) \dots [2.37]$$

Donde “k”, “m” y “q” son las constantes y pueden adquirir valores muy diversos en los distintos sistemas.

La ecuación [2.37] se aplica a la adsorción química (activada) hasta recubrimientos de la superficie menores del 30 %, aproximadamente. Al comienzo de la adsorción se ajusta mejor a los datos experimentales.

También se han efectuado estudios teóricos utilizando elementos de termodinámica estadística o propiedades de los sólidos. Laidler /10/ ha aplicado la conocida teoría de la velocidad absoluta de reacción, basada en termodinámica estadística, y ha obtenido la siguiente relación, que es muy semejante a la usada en

cinética química:

$$u_{ad} = \frac{kT}{h} C_S C_A \frac{f^*}{f_s \times f_A} \exp\left(-E_{ad}^*/RT\right) \dots [2.38]$$

Donde “k” y “h” son las constantes de Boltzman y Planck respectivamente, la concentración de sitios en la superficie (por unidad de superficie); C_A la concentración de moléculas en el gas (por unidad de volumen), y f^* , f_s y f_A las funciones de partición del complejo activado, de los sitios (por unidad de superficie) y de las moléculas gaseosas (por unidad de volumen), respectivamente. Las funciones de partición no incluyen el nivel vibracional fundamental o energía del punto cero, ε_0 , de las distintas especies. La energía de activación queda expresada entonces por:

$$E_{ad}^* = \varepsilon_0 - \varepsilon_{0S} - \varepsilon_{0A} \dots [2.39]$$

Donde, $\varepsilon_0, \varepsilon_{0S}, \varepsilon_{0A}$ las energías del punto cero del complejo activado, de los sitios y de las moléculas gaseosas respectivamente.

La ecuación [2.38] se ha obtenido para un modelo de moléculas localizadas en sitios uniformes, si se supone un modelo móvil o no localizado y se postula el movimiento libre de las partículas en la superficie, donde todos los sitios están siempre expuestos, dicha relación se modifica. Esta teoría tiene una limitación: es

difícil calcular con suficiente exactitud las funciones de partición. En algunos sistemas sencillos (hidrógeno sobre hierro o cobre), donde es posible introducir simplificaciones importantes, se obtienen resultados razonables.

La velocidad de desorción también ha merecido mucha atención por su aporte al conocimiento de la naturaleza y abundancia de los sitios activos. La expresión básica usada generalmente es igual a la postulada por Langmuir, es decir:

$$u_d = -V_m \frac{d\theta}{dt} = k_d \theta \exp\left(\frac{E_d^*}{RT}\right) \quad [2.40]$$

La cinética de desorción depende sobre todo del número de moléculas adsorbidas y de la energía de activación de desorción.

Amenomiya y Cvetanovic[2] han contribuido de manera interesante al estudio de la desorción utilizando la técnica de desorción con temperatura programada.

La desorción puede asimismo examinarse desde un punto de vista estadístico y, en las condiciones más simples, se obtiene la siguiente relación:

$$u_d = C_{ad} \frac{kT}{h} \frac{f^*}{f_{ad}} \exp\left(-\frac{E_d^*}{RT}\right) \dots [2.41]$$

Donde C_{ad} y f_{ad} son la concentración y la función de partición de las moléculas adsorbidas.

2.5 TERMODINÁMICA DE LA ADSORCIÓN

Otro aspecto importante en la adsorción es la variación de las propiedades termodinámicas del sistema durante el proceso.

En las secciones anteriores se ha mencionado en varias ocasiones el calor de adsorción “Q”, pero sin definir exactamente su significado termodinámico. Varios parámetros influyen en el desprendimiento de energía, como la presión del gas, la temperatura, el grado de recubrimiento, etc. por tanto, es posible obtener distintas expresiones del calor de adsorción. Según la forma en que se defina el sistema o las condiciones experimentales usadas.

Hill[2], entre otros ha definido diferentes tipos de calores de adsorción. En su análisis, se distinguen tres formas importantes: calores integral, diferencial e isostérico.

Considérese un sistema formado por un depósito cerrado sumergido en un baño aislado y a temperatura constante. El adsorbente y las paredes del depósito se consideran parte del baño. El depósito se encuentra dividido en dos secciones unidas por una llave. Inicialmente una sección contiene moléculas de gas y la otra el adsorbente de superficie en vacío. La energía total inicial del sistema aislado antes de abrir la llave será:

$$E_{in} = E_b + ne_g \dots\dots [2.42]$$

Donde E_b es la energía inicial del baño, e_g la energía media por molécula gaseosa y n el número de moléculas. Después de abrir la llave y una vez alcanzado el equilibrio termodinámica en el sistema, la energía total final será:

$$E_{fn} = E'_b + (n - n_\sigma)e_g + n_\sigma e_\sigma \dots\dots[2.43]$$

Donde E'_b es la energía interna del baño al final del proceso, n_σ el número de moléculas adsorbidas en el equilibrio y e_σ la energía media por molécula adsorbida. El sólido se supone inerte respecto a la adsorción, es decir los átomos superficiales no son afectados energéticamente después del asentamiento de las moléculas gaseosas. Además, e_g es función sólo de la temperatura y e_σ función de la temperatura, la presión y el número de moléculas adsorbidas por unida de superficie: $\Gamma = n_\sigma/A$. Γ , también es función de la presión y la temperatura.

Por definición el sistema es aislado, luego debe cumplirse: $E_{in} = E_{fn}$. El “calor integral de adsorción”, Q_{int} , se define como la diferencia entre las energías final e inicial del baño.

$$Q_{int} = E'_b - E_b = n_\sigma(e_g - e_\sigma) \dots\dots[2.44]$$

El calor integral se puede considerar también como la diferencia de energía de las moléculas gaseosas antes y después de adsorberse.

El “calor diferencial de adsorción”, se define como:

$$Q_{dif} = \left(\frac{\partial Q_{int}}{\partial n} \right)_{A,T} = e_g - e_\sigma - n_\sigma \left(\frac{\partial e_\sigma}{\partial n_\sigma} \right)_{A,T} \dots\dots[2.45]$$

El último término del segundo miembro expresa la variación de “ e_σ ” con el número de moléculas adsorbidas, producida por la heterogeneidad de los sitios y las interacciones laterales.

El calor integral de adsorción se determina en calorímetros que miden directamente el calor puesto en juego durante el proceso. La medición puede hacerse isotérmica ó adiabáticamente. En el calorímetro isotérmico se mide el calor liberado por el cambio de fase de un sólido o de un líquido y en el calorímetro adiabático se detecta el aumento de temperatura que experimenta el baño, incluyendo el adsorbente. El uso de uno u otro método depende principalmente de la extensión de la superficie del sólido. Por ejemplo, en superficies muy pequeñas el calor liberado es bajo y es preferible usar el calorímetro adiabático que permite medir con mayor sensibilidad la variación de temperatura. En cambio, la adsorción sobre sólidos pulverulentos de alta superficie genera una gran cantidad de calor y permite el empleo de cualquiera de los dos métodos.

Tanto el método isotérmico como adiabático pueden usarse produciendo una expansión brusca del gas sobre el volumen en vacío que contiene el sólido, sin generar trabajo mecánico, pues $PdV=0$, o bien provocando una variación gradual de la presión con un trabajo mecánico derivado de PdV .

El calor integral definido en [2.44] corresponde al obtenido en un calorímetro isotérmico, sin producir trabajo mecánico. Si la determinación experimental se efectúa en condiciones distintas, el calor obtenido no corresponde a Q_{int} . Es necesario, entonces establecer ecuaciones apropiadas que relacionen el valor experimental medido con el calor integral o alguna otra forma del calor de adsorción.

Para definir el calor isostérico es preciso recurrir a algunas relaciones termodinámicas tradicionales, recordando que la variación de energía libre de Gibbs de un sistema termodinámico, formado por solo un gas, puede expresarse por:

$$dG = -SdT + VdP - \pi dA + \mu d\eta \quad \dots\dots\dots [2.46]$$

$$\text{Con: } G = -\pi A + \mu \eta \quad \dots\dots\dots [2.47]$$

Donde: “G” es la energía libre de Gibbs, “ π ” es la “presión bidimensional”, A la superficie bidimensional del adsorbente, “ μ ” el potencial químico, “ η ” el número de moles de la fase adsorbido, “S” la entropía y “V” el volumen adsorbido.

Considerando que el volumen de la fase adsorbido “V” es despreciable, en relación al volumen del adsorbente, y la temperatura constante ($dT = 0$), obtenemos, a partir de las ecuaciones dG y G, lo siguiente:

$$d\mu = \frac{A}{\eta} d\pi \quad \dots\dots\dots [2.48]$$

Para el equilibrio entre la fase adsorbida y la fase gaseosa se obtiene la “isoterma de Gibbs”:

$$\frac{A}{\eta RT} d\pi = \frac{d\mu}{RT} = \frac{dP}{P} \quad \circ \quad \ln P = \frac{\mu - \mu_o}{RT} \quad \dots\dots\dots [2.49]$$

Esta isoterma, basada en la ecuación de gases perfectos, es una relación genérica. Puede ser adaptada para condiciones de concentración más elevadas, a partir de otras ecuaciones de estado. Su limitación cae justamente en la hipótesis implícita de considerar que las propiedades termodinámicas de la fase adsorbida móvil pueden ser representadas por una ecuación de estado típica de gases.

La derivación parcial de esta isoterma en la forma integrada, en relación a la temperatura, conduce a una función denominada isótera (masa adsorbida constante), expresada por la siguiente relación, conocida como la fórmula de Clausius-Clapeyron, donde q_{st} es el llamado calor isostérico, liberado en el proceso de adsorción:

$$\left(\frac{\partial \ln P}{\partial T}\right)_a = -\frac{q_{st}}{RT^2} \dots\dots\dots [2.50]$$

Aplicando esta ecuación a la condición de saturación ($P = P_s$), se obtiene el calor latente de cambio de fase L

$$L = -RT^2 \left(\frac{\partial \ln P_s}{\partial T}\right)_a \dots\dots\dots [2.51]$$

La derivación de la ecuación de Dubinin-Astakhov resulta

$$\frac{\partial \ln P}{\partial T} = \frac{\partial \ln P_s}{\partial T} + \ln(P_s / P) \left\{ T^{-1} + \frac{\alpha}{nD} [T \ln(P_s / P)]^{-n} \right\} \dots\dots\dots [2.52]$$

Con:

$$\alpha = W_0 \frac{\partial \ln(\rho_l / a)}{\partial T} \dots\dots\dots [2.53]$$

Donde: “ α ” representa el coeficiente de expansión térmica del sorbato líquido.

Multiplicando cada término de la ecuación diferencial por RT^2 , se obtiene finalmente la representación del calor isostérico.

$$q_{st} = L + RT \ln(P_s / P) + \left[\frac{\alpha RT}{nD} \right] [T \ln(P_s / P)]^{(1-n)} \dots\dots\dots [2.54]$$

Una relación importante y que finalmente se traduce en el conocido diagrama isostérico de adsorción es la denominada ecuación de Dubinin – Astakhov:

$$a = W_0 \rho_l(T) \exp \left\{ - D \left[T \ln \left(\frac{P_s}{P} \right) \right]^n \right\} \dots\dots\dots [2.55]$$

Donde, “ a ”, es la masa adsorbida por unidad de masa de adsorbente, “ W_0 ” es la capacidad máxima de adsorción (volumen de adsorbato / masa de adsorbente), “ ρ_l ” es la masa específica de adsorbato líquido, “ D ” es el “coeficiente de afinidad” y “ n ” es un parámetro característico del par adsortivo.

Esta relación se cumple para procesos de adsorción en materiales microporosos, con distribución de dimensiones de poro del tipo polimodal, como por ejemplo zeolitas, carbones activos, sílica, entre otros.

2.6 POROSIDAD E HISTERESIS

En general, los sólidos usados en catálisis poseen en el interior de las partículas unitarias cavidades o túneles que reciben el nombre de poros. Tales cavidades aumentan enormemente la superficie específica.

La estructura porosa de un silicio es irregular y de variada geometría, pero en muchos casos puede asimilarse a una forma física ya sea cilíndrica, esférica, plana, etc. lo que facilita su estudio.

El diámetro o ancho de los poros puede ser definido o variar en un rango de amplitud muy diversa. Por ejemplo, el diámetro de las zeolitas sintéticas puede ser muy homogéneo: así, la zeolita 15X tiene solamente poros de 1,5 nm (15Å) de diámetro; en cambio, en las alúminas el diámetro de los poros puede situarse en rangos de 2 a 30 nm. Este margen puede variar y desplazarse hacia valores mayores o menores según el tipo de alúmina y la forma de su preparación. En otros catalizadores, el rango de variación puede ser mucho más amplio. En general, el diámetro de los poros puede encontrarse entre 1 y 10^5 nm. aproximadamente.

Con arreglo a normas recientes[1], los poros se clasifican por rango en tres grupos:

- Poros de diámetro superior a 50 nm (500 Å), que se denominan “macroporos”.
- Poros de diámetro inferior a 2 nm (20 Å), denominados “microporos”.
- Poros de diámetro intermedio o “mesoporos”.

Una característica importante de los sólidos porosos respecto a la adsorción física es la falta de coincidencia entre las curvas de adsorción y desorción se observa experimentalmente que después de haberse completado la curva de adsorción (véase

la fig. 2.2) y una vez alcanzada la presión de saturación del gas ($P/P^* = 1$), al reducir gradualmente la presión y efectuar el camino inverso, los valores de V_{ad} no siguen la curva original sino que, en parte, quedan en una posición ligeramente más alta. Esta falta de coincidencia entre las dos curvas recibe el nombre de histéresis.

Esta aparente anomalía se atribuye a la condensación del gas en los poros del sólido.

Cuando un líquido llena un capilar de poco diámetro (<1 mm) y moja las paredes se forma un menisco cóncavo, sobre el cual la presión de vapor es menor que la presión de vapor sobre una superficie plana. Esta diferencia de presiones se obtiene de la ecuación de Kelvin[1]:

$$\ln\left(\frac{P^*}{P}\right) = \frac{2\gamma M \cos\alpha}{RT r \rho} \dots\dots\dots [2.56]$$

Donde P^* es la presión de vapor del líquido sobre la superficie plana; " P ", la presión de vapor sobre la superficie curva, γ , la tensión superficial del líquido; M , el peso molecular del líquido; α el ángulo de mojado del líquido con la pared del tubo capilar; r , el radio de curvatura del menisco del líquido llamado radio de Kelvin; ρ la densidad del líquido; R , la constante de los gases y T la temperatura absoluta.

Si los capilares se están llenando (curva de adsorción), se supone un menisco plano, y si se están vaciando (curva de desorción), uno de forma cóncava. Así, la presión de equilibrio en este último caso es menor a la existente durante el llenado para el mismo volumen de gas adsorbido.

Se supone que el radio de curvatura del menisco es igual al radio del poro, asimilado a una forma cilíndrica, se calcula este último radio mediante la ecuación [2.56]. Sin embargo, los valores obtenidos resultan inferiores a los reales. Inicialmente, a bajas presiones, se logra la adsorción del gas en toda la superficie) a medida que la capa adsorbida crece por el aumento de presión, se van llenando los poros con radios similares al espesor de la capa adsorbida. Es decir los poros se llenan en orden creciente a partir de los más pequeños. En esta forma, para cada presión de equilibrio existe un valor de radio r_v^* tal que los poros de radio interior a r_v^* están llenos y los de radio mayor sólo tienen moléculas adsorbidas. A cada presión, el radio del poro lleno es igual a la suma del espesor t_e correspondiente a la capa adsorbida, más el radio r de Kelvin correspondiente al radio del menisco. En otros términos, al radio verdadero del poro es:

$$r_v = t_e + r = t_e + \frac{2\gamma M}{RT\rho \ln(P^*/P)} \dots\dots\dots[2.57]$$

Los valores de r_v obtenidos de la ecuación [2.57] son bastante satisfactorios. El espesor t_e se puede determinar de diversa manera. La más sencilla, aunque aproximada, consiste en dividir el volumen de gas adsorbido, a cada presión V_{ad} , por el volumen de la monocapa, V_m , y en multiplicar el resultado por el diámetro de las partículas adsorbidas. En cálculos más rigurosos se considera la forma geométrica de ordenamiento de las partículas a medida que la capa adsorbida crece. El diámetro de las partículas puede estimarse a base del estado líquido y resulta igual a:

$$d_p = 1.24 \left(\frac{M}{N_A \times \rho} \right)^{1/3} \dots [2.58]$$

Donde “ M ” es el peso molecular del líquido y “ N_A ” la constante de Avogadro.

La ecuación [2.57] permite determinar los radios “ r_v ” a partir de las presiones de equilibrio de desorción. En muchos sistemas, las curvas de adsorción y desorción están muy próximas y pueden usarse los valores de cualquiera de ellas.

La determinación de la distribución de poros mediante la curva de desorción se hace sólo en la zona de microporos y mesoporos.

CAPITULO III

REFRIGERACIÓN POR ADSORCIÓN

3.1. GENERALIDADES

3.1.1. Refrigeración

El proceso de refrigeración consiste en reducir y mantener la temperatura de un espacio o material por debajo de la temperatura ambiente, para ello, es necesario extraer calor del espacio refrigerado y transferirlo a otro cuerpo que se encuentre a una temperatura mayor. En el ciclo de refrigeración se transfiere continuamente energía térmica de una región de baja temperatura a una de mayor temperatura. El sumidero de mayor temperatura lo provee usualmente el aire ambiente o el agua de enfriamiento. Esta temperatura denominada T_0 , es la temperatura de los alrededores. El objetivo de la máquina de refrigeración es el extraer un flujo de calor Q_R de un medio de baja temperatura con temperatura T_R por debajo de la temperatura ambiente T_0 . En casi todos los procesos de refrigeración el cuerpo usado para absorber calor se llama refrigerante.

En el proceso más usado para producir la refrigeración, el refrigerante debe ceder calor absorbido al medio ambiente para lo cual es necesario elevar la temperatura del refrigerante por arriba de éste. Para lograr esto es necesario

realizar trabajo en el agente refrigerante. La figura 3.1 muestra un esquema del principio del proceso de refrigeración. El refrigerante absorbe calor Q_{EV} a la temperatura T_{EV} y cede calor Q_{CO} a la temperatura T_{CO} , para lo cual recibe una cantidad de trabajo mecánico W .

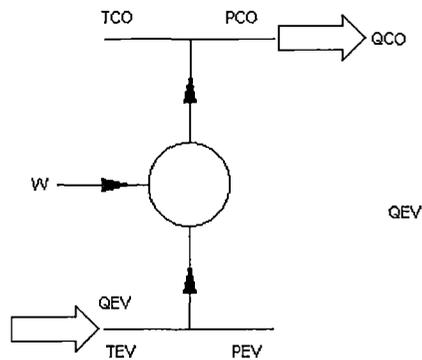


Figura N° 3.1 Diagrama esquemático del proceso de refrigeración

3.1.2. Efecto refrigerante

El efecto refrigerante es la cantidad de calor que absorbe el refrigerante por unidad de masa. Por ejemplo, un kilogramo de hielo se funde a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ y absorbe 335 kJ por lo que el efecto refrigerante es de 335 kJ/kg. Es necesario mencionar que la unidad comúnmente usada en la industria es la tonelada de refrigeración. En sus orígenes la refrigeración en los EEUU, se basaba en la utilización de grandes bloques de hielo para la conservación de productos. La unidad de refrigeración se basó en el calor de fusión (144 BTU/lb) necesarios para producir una tonelada corta (2000 libras) de hielo en 24 horas, es decir: **1 TON. REF. = $(2000/24)*(144) = 12000\text{ BTU/h}$.**

Hoy en día, se sigue utilizando la capacidad de toneladas de refrigeración sobre todo para los equipos de aire acondicionado. Una tonelada de refrigeración es equivalente a 3.517 kW.

3.1.3. Métodos de producción de frío

La refrigeración cubre un rango muy amplio de temperaturas, desde unos cuantos grados arriba de 0 °C hasta temperaturas cercanas al cero absoluto. Cada uno de estos niveles de temperatura exige un determinado método específico para su producción, utilizando para ello una determinada tecnología, dependiente del tipo de aplicación.

Existen diversas clasificaciones utilizadas para agrupar los diversos métodos de producción de frío. En este trabajo de tesis mostraremos una clasificación obtenida de los escritos del Ing. Herencia Quispe [3] especialista reconocido en estos temas. Esta clasificación agrupa los métodos de producción de frío en: métodos de producción de frío basado en medios químicos y métodos de producción de frío basados en medios físicos.

3.1.3.1. Métodos basados en medios químicos

Se basan en la ley de RAOULT, de las disoluciones de sustancias con calor de disolución negativo. Podemos considerar la disolución de un cuerpo sólido como un paso del estado sólido al líquido, en el que el trabajo de disgregación molecular da lugar a un consumo de energía, tanto mayor cuanto mayor sean las fuerzas de cohesión entre las moléculas del sólido.

Una vez separadas las moléculas es preciso que se difundan entre las moléculas del disolvente lo que consume también energía. Vemos pues que el calor necesario para efectuar una disolución es la suma de dos sumandos distintos: una la que corresponde a la disolución del soluto, o “calor de disolución” el otro correspondiente al transporte de las moléculas de soluto en el interior del disolvente o “calor de dilución”.+

En la tabla siguiente se muestran algunas muestras de mezclas frigoríficas y las temperaturas que se pueden conseguir con ellas.

COMPONENTES	PARTES EN PESO	DESCENSO DE TEMPERATURA	
		de °C	hasta °C
Agua Nitrato de amonio	1 1	10	-15.5
Agua Nitrato de amonio Carbonato sódico	1 1 1	10	-22
Acido nítrico diluido Nitrato sódico	2	10	-20
Ácido sulfúrico diluido Sulfato sódico	4 5	10	-20
Ácido nítrico diluido Fosfato sódico	4 9	10	-25
Ácido nítrico diluido Nitrato de amónico Sulfato sódico	4 5 6	10	-40
Hielo Ácido clorhídrico diluido N/10	8 5	0	-32
Hielo Ácido sulfúrico diluido N/10	3 2	0	-30
Hielo Ácido nítrico diluido N/10	7 4	0	-35
Hielo Cloruro sódico	2 1	0	-20
Hielo Cloruro sódico	12 5	0	-32

Nitrato amónico	5		
Hielo	4	0	-40
Cloruro cálcico	5		
Hielo	2	0	-45
Cloruro cálcico cristalizado	3		
Hielo	3	0	-46
Potasa	4		

Tabla N° 3.1. Mezclas refrigerantes [3]

3.1.3.2. Métodos basados en medios físicos

Podemos clasificar estos métodos en tres tipos:

- Sistemas basados en cambio de estado

Se basa en el cambio de estado de una sustancia determinada aprovechando los calores latentes de fusión, sublimación y vaporización que posee.

Fusión, La fusión es la propiedad que tienen los cuerpos de absorber calor para pasar del estado sólido al líquido. En este caso se utilizan soluciones eutécticas, que son sustancias que poseen una baja temperatura de fusión. Estas sustancias son puestas en contacto con el producto a refrigerar, el calor que requiere esta sustancia para su fusión es extraído del producto, el cual puede ser colocado en una cámara apropiada para mejorar la transferencia de calor entre el sólido y el producto.

SAL UTILIZADA	C (% en peso)	TC (°C)	CF (kcal/kg)
Cloruro amónico	18.7	-15.8	73.8
Cloruro cálcico	29.9	-55.0	50.8
Cloruro de magnésico	20.6	-33.6	-
Cloruro potásico	19.7	-11.1	71.9

Cloruro sódico	22.4	-21.2	56.4
Carbonato potásico	35.5	-37.1	-
Hidróxido potásico	31.5	-65.0	-
Nitrato sódico	36.9	-18.5	57.5
Sulfato de magnesio	19.0	-3.9	58.2
Sulfato de zinc	27.2	-6.5	50.9

C: Concentración; TC: Temperatura de congelación; CF: Calor de fusión

Tabla 3.2 Soluciones eutécticas y sus temperaturas mínimas [3]

Sublimación, es la propiedad que tienen los cuerpos de pasar del estado sólido al gaseoso sin pasar por el estado líquido. El método más conocido es el uso del anhídrido carbónico el que se conoce como hielo seco. A presión atmosférica, se sublima produciendo una temperatura de $-78,5\text{ }^{\circ}\text{C}$, siendo el calor de sublimación de 139 kcal/kg.

Vaporización, es la propiedad que tienen los cuerpos de pasar del estado líquido al gaseoso. En este método podemos diferenciar:

Aquellos que no recuperan el refrigerante, utilizando gases no tóxicos como el nitrógeno líquido y el CO_2 líquido. Se utilizan principalmente para congelamiento y en transporte frigorífico, aunque también se han utilizado en actividades muy diferentes como cirugía entre otros. Los que recuperan el refrigerante para ser utilizados tras someterse a una serie de procesos físicos adecuados. Normalmente estos procesos para la reutilización del gas requieren una aportación de energía externa al sistema. El fluido produce al vaporizarse una temperatura determinada en función de la presión a la cual se vaporiza. Según sea el sistema utilizado para la

recuperación de los gases producidos, podemos distinguir los siguientes procesos: Procesos de compresión mecánica, absorción, adsorción, eyección de vapor, criomáquinas de fluido condensable.

- Sistemas que utilizan la expansión de fluidos no condensables

Este método se subdivide en: 1) Máquinas de compresión - expansión y 2) Máquinas de gases fríos, estas tecnologías utilizan para su funcionamiento el conocido Efecto Joule – Thompson.

- Efectos especiales

Estas tecnologías utilizan efectos especiales como: Efecto termoeléctrico (E. Peltier), magnetotérmico (Haas-Debye-Giauque), magnetotérmico-eléctrico (E. Ettinghausen), Vortex (E. Ranke – Hilchs).

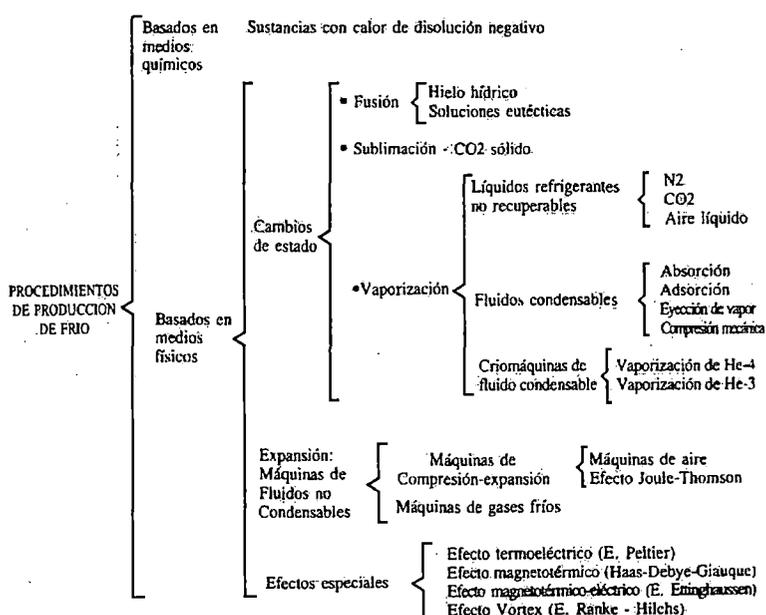


Figura 3.2 Métodos de producción de frío [3]

3.1.4. Métodos de producción de frío a partir de la energía solar

Como se ha mencionado anteriormente, uno de los métodos de obtención de frío más utilizado por las máquinas frigoríficas funcionan a partir de la vaporización de una sustancia a la que se le denomina refrigerante, la cual es obligada a realizar procesos de evaporización y condensación mediante intercambiadores de calor diseñados adecuadamente.

Los sistemas que operan con energía solar principalmente operan con ciclos intermitentes, los cuales se denominan así debido ya que los procesos de enfriamiento y regeneración se realizan en tiempos diferentes, a no ser que se disponga de medios apropiados para capturar la energía solar captada durante el día y “distribuirla” para la obtención del efecto refrigerante a lo largo de todo el día, de hecho una aplicación importante es el uso de módulos fotovoltaicos que transforman la energía solar en energía eléctrica la que es almacenada en baterías y utilizada durante el día o la noche.

En la figura 3.3 se muestran los diferentes métodos de producción de frío a partir de la energía solar, divididos en tres grupos de acuerdo al efecto utilizado, ya sea el efecto fotovoltaico, el efecto térmico y el efecto fotosintético.

En cuanto a los tipos de sistemas, se pueden clasificar en:

3.1.4.1. Sistemas fotovoltaicos, los cuales transforman la energía solar en energía eléctrica, por medio de las células fotovoltaicas generando electricidad que activa un compresor que realiza el proceso de compresión de vapor refrigerante.

- 3.1.4.2. Sistemas de expansión, en los cuales la energía solar es transformada en energía mecánica mediante la expansión de un gas en una turbina.
- 3.1.4.3. Sistemas de ejecto-compresión, en los cuales la energía solar es transformada en energía cinética de un gas, siguiendo luego una compresión en una cámara de mezcla, constituida por un conjunto ejector-divergente.
- 3.1.4.4. Sistemas de absorción líquida cuyo funcionamiento se basa en un fenómeno físico de variación de solubilidad de un gas en un líquido lo que origina una variación de temperatura y la presión del gas.
- 3.1.4.5. Sistemas de absorción sólida cuyo funcionamiento se basa en el fenómeno químico de formación y disociación de un amoniacato sólido a partir de halogenetos de metales alcalinos y alcalinos – terrosos.
- 3.1.4.6. Sistemas de adsorción sólida en los cuales se utiliza la propiedad de la variación de la cantidad de masa gaseosa adsorbida por un compuesto sólido lo que origina una variación de temperatura y presión del gas.

En los sistemas mencionados en el punto D, E y F se utiliza la energía solar térmica como fuente para disociación del gas refrigerante y del absorbente o adsorbente según sea el caso.

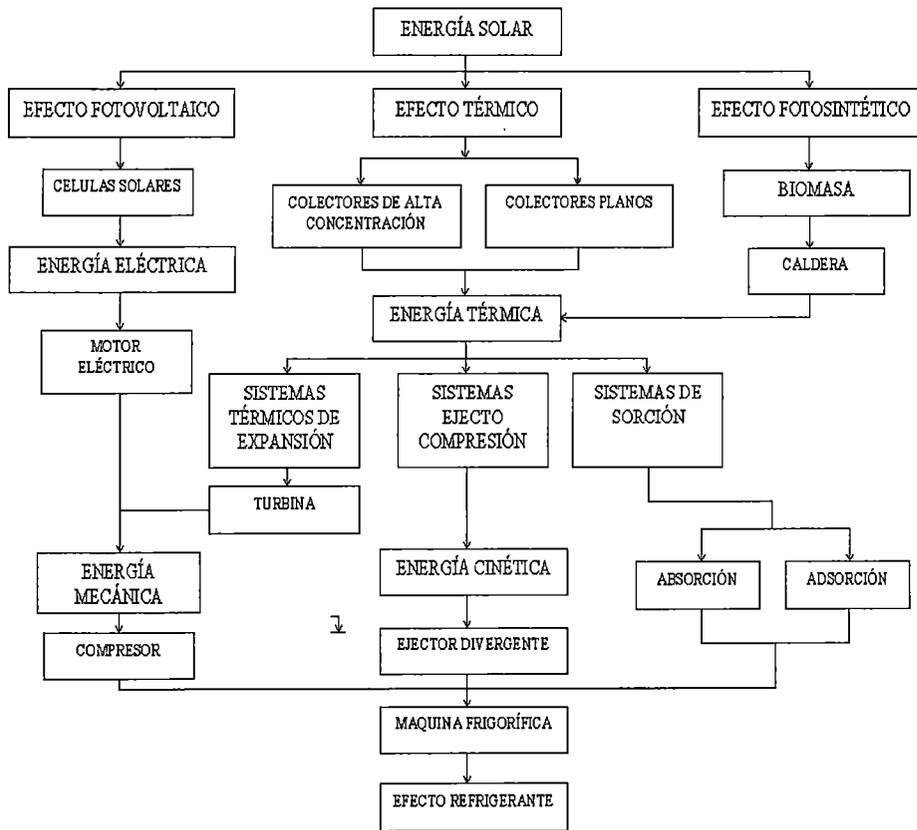


Figura 3.3 Métodos de producción de frío a partir de la energía solar [4]

3.2. ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL CICLO DE ENFRIAMIENTO

ADSORTIVO

La diferencia fundamental entre un ciclo de compresión de vapor y el ciclo de adsorción sólida, consiste en el origen de la energía utilizada para transferir calor de un foco frío a otro de mayor temperatura. En tanto que el primero utiliza energía mecánica, el segundo utiliza la energía interna de un fluido en interacción con un sólido. Dos ventajas principales del ciclo de adsorción, con relación al ciclo de compresión son:

- El sistema puede ser operado sin partes móviles
- Desempeño próximo al rendimiento ideal de Carnot, para bajas temperaturas de la fuente térmica.

El sistema de refrigeración abordado en esta tesis basa su funcionamiento en un ciclo de adsorción sin recuperación de calor, el denominado **ciclo intermitente**. Este principio lleva a la concepción de una máquina simple, en la cual la energía necesaria para la desorción es proveniente de una fuente de calor externa, como por ejemplo la energía solar o la energía de la combustión de biomasa o gas propano.

El ciclo de Carnot representado, o ciclo de refrigeración por adsorción, puede ser esquematizado por una máquina ideal de tres temperaturas, denominada máquina tritérmica (figura 3.4). Esta máquina puede ser separada en dos máquinas acopladas entre sí, donde una provee la energía mecánica que la otra utiliza para producir refrigeración.

Basándose en el rendimiento ideal de cada una de las máquinas, dado por el principio de Carnot, se obtiene el coeficiente de desempeño térmico (COP) global:

$$COP = \frac{Q_{ev}}{Q_{reg}} = \frac{T_{ev} (T_{reg} - T_{con})}{T_{reg} (T_{con} - T_{ev})} \dots\dots [3.1]$$

Donde:

Q_{ev} es el calor extraído del evaporador a temperatura T_{ev}

Q_{reg} el calor entregado al fluido a temperatura de regeneración T_{reg}

T_{con} es la temperatura del condensador.

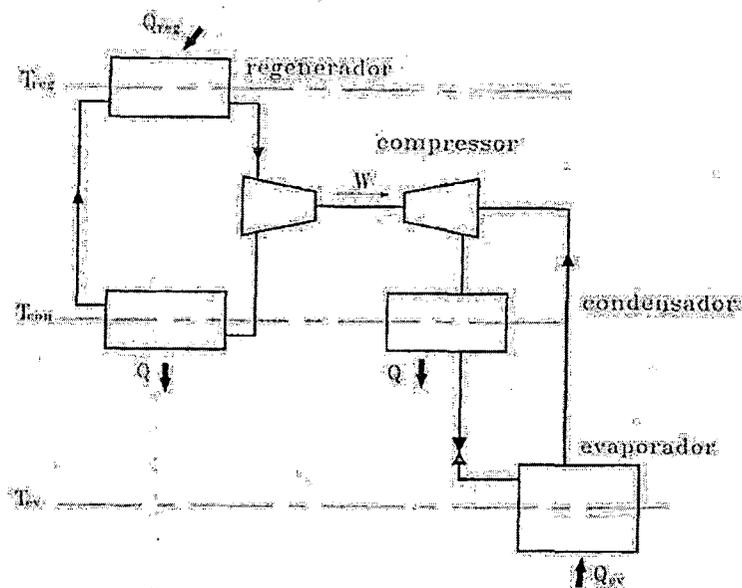


Figura N° 3.4. Esquema de una máquina ideal de tres temperaturas [5]

De acuerdo con esta relación, el COP aumenta con la diferencia de temperatura entre el regenerador y el condensador, y disminuye con la diferencia de temperatura entre el condensador y el evaporador. Por ejemplo, para una temperatura de condensación de 30°C, el desempeño de la máquina en una aplicación de climatización ($T_{ev} = 7\text{ °C}$) será 60 % mayor de aquella obtenida para la producción de hielo ($T_{ev} = -5\text{ °C}$), para una temperatura de regeneración de 100 °C. Por otro lado, fijadas las temperaturas del evaporador y del condensador, el COP se torna una función creciente de la temperatura de regeneración, tendiendo asintóticamente para $T_{ev}/(T_{con}-T_{ev})$, conforme se indica en la figura 3.5.

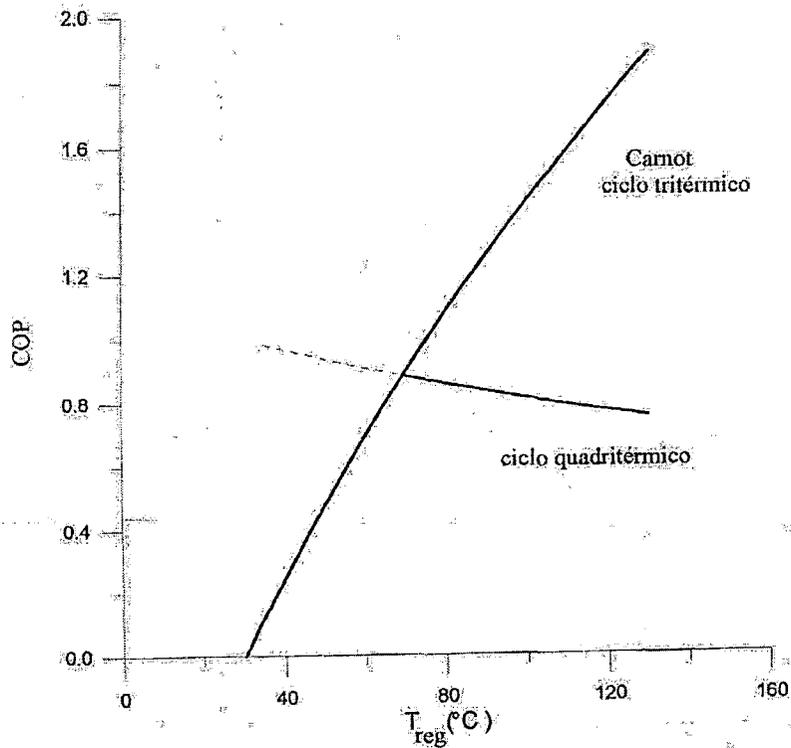


Figura N° 3.5. Variación del COP en función de la temperatura de regeneración ($T_{ev} = -5\text{ °C}$, $T_{con} = 30\text{ °C}$) [5]

3.2.1. Máquina ideal de cuatro temperaturas

El ciclo real de refrigeración por adsorción se aleja del ciclo ideal de la máquina tritérmica, porque necesita de 4 niveles de temperatura. Por tanto el ciclo ideal para un sistema de adsorción debe ser aquel de una hipotética máquina quadritérmica, correspondiendo al acoplamiento de dos máquinas a dos temperaturas, operando como un mismo fluido condensable y sin conversión de energía mecánica (figura 3.5).

El COP Carnot de una máquina cuatritérmica puede ser expresado por:

$$COP = \frac{1 - \frac{T_{con}}{T_{reg}}}{\frac{T_O}{T_{ev}} - 1} \dots\dots [3.2]$$

Donde T_O es una temperatura de referencia, arriba de la temperatura ambiente, correspondiente a una máxima temperatura posible para que ocurra la desorción.

Durante la regeneración del adsorbente, ocurre una transferencia de masa de la fase adsorbida a la temperatura T_{reg} , para la fase líquida a la temperatura del condensador T_{con} . Esta transferencia corresponde a una producción de energía interna, originada por la diferencia de energía de ligación entre la fase adsorbida y la fase líquida. Durante la producción frigorífica, se da el transporte de masa de la fase líquida a baja temperatura (T_{ev}), para la fase adsorbida a la temperatura de referencia T_O .

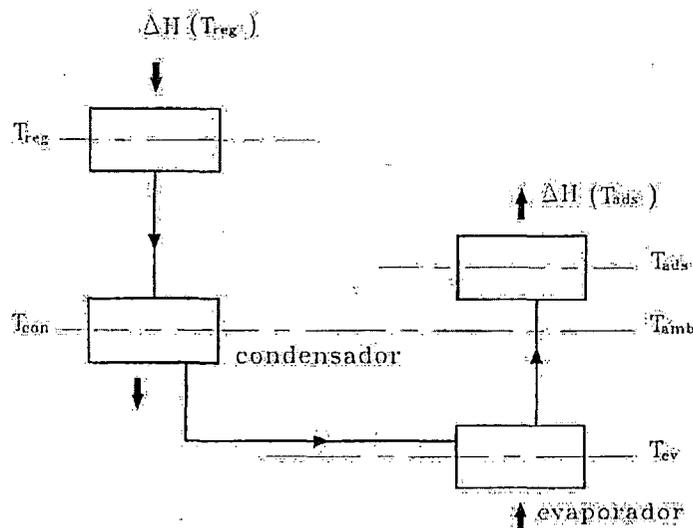


Figura 3.6. Esquema de una máquina ideal de cuatro temperaturas [5]

La aparición de la temperatura de referencia ocurre debido a que la energía producida en una fase no corresponde a la energía utilizada en la otra. Cuando la energía interna producida sin regeneración es igual a la necesaria para la adsorción, se tiene el caso de una máquina tritérmica ideal. La temperatura T_0 , que representa la temperatura mínima que debe alcanzar el regenerador para que el ciclo funcione.

Aplicando las leyes fundamentales de la termodinámica al proceso de regeneración, se tiene:

$$\Delta H - L = \Delta Q + U \dots\dots [3.3]$$

$$\frac{\Delta H}{T_{reg}} - \frac{(L + \Delta Q)}{T_{con}} \leq 0 \dots\dots [3.4]$$

La igualdad representa un proceso reversible; donde “ ΔH ” es la entalpía de adsorción, “ L ” el calor latente de condensación, “ ΔQ ” es el calor suministrado por el medio exterior y “ U ” es la energía interna producida.

De las ecuaciones 3.3 y 3.4 se obtiene:

$$U \leq \Delta H \left(1 - \frac{T_{con}}{T_{reg}} \right) \dots\dots [3.5]$$

Análogamente para el proceso de producción frigorífica, considerando ahora las temperaturas T_{ev} y T_{ads} , se obtiene para la energía interna utilizada en este proceso:

$$U \leq \Delta H \left(1 - \frac{T_{eva}}{T_{ads}} \right) \dots\dots [3.6]$$

Donde T_{ads} es la temperatura de adsorción, equivalente a la temperatura final del adsorbente, es decir, antes del inicio de su regeneración.

Si comparamos las ecuaciones 3.5 y 3.6 y considerando que ΔH depende no solo de la temperatura, si no también de la concentración de la fase adsorbida, se vuelve evidente la diferencia entre la máquina tritérmica y la máquina quatritérmica. En efecto, si la energía interna “U” producida en la regeneración fuera superior a aquella necesaria para la adsorción, este último proceso se puede dar a una temperatura superior a la temperatura ambiente, o de condensación, conforme a lo mostrado en la figura 3.5.

La temperatura de referencia T'_0 puede ser determinada a través de la relación de Clausius – Clapeyron (ecuación 2.50), con auxilio de la isósteras (función de masa adsorbida constante) del para adsorbente – adsorbato, mostrada en la figura 3.11.

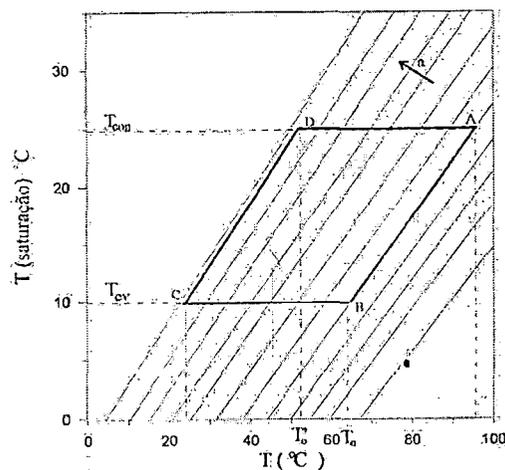


Figura 3.7. Representación de las isósteras en un ciclo de adsorción [5]

La integración de la relación 2.50, a lo largo del proceso de desorción AB, provee a la fase adsorbida:

$$\ln \frac{P_{con}}{P_{eva}} = \int_{T_{ads}}^{T_o'} \frac{\Delta H(a,T)}{RT^2} dT \dots [3.7]$$

Donde P_{con} y P_{ev} son las presiones de saturación, respectivamente a las temperaturas T_{con} y T_{ev} , y “a” es la concentración (masa adsorbida/masa de adsorbente).

Y para la fase líquida

$$\ln \frac{P_{con}}{P_{eva}} = \int_{T_{ev}}^{T_{con}} \frac{L(T)}{RT^2} dT \dots [3.8]$$

Combinando 3.7 y 3.8 se obtiene:

$$\int_{T_{ev}}^{T_{con}} L d\left(\frac{1}{T}\right) = \int_{T_{ads}}^{T_o'} \Delta H d\left(\frac{1}{T}\right) \dots [3.9]$$

Suponiendo L y ΔH constantes durante el proceso isostérico:

$$L \left(\frac{1}{T_{ev}} - \frac{1}{T_{con}} \right) = \Delta H \left(\frac{1}{T_{ads}} - \frac{1}{T_o'} \right) \dots [3.10]$$

De igual manera en relación al proceso de adsorción (isóstera CD), se obtiene:

$$L\left(\frac{1}{T_{ev}} - \frac{1}{T_{con}}\right) = \Delta H\left(\frac{1}{T_O} - \frac{1}{T_{reg}}\right) \dots\dots [3.11]$$

De las ecuaciones 3.10 y 3.11, se obtiene la correlación entre T_O y T'_O :

$$\frac{1}{T_{ads}} - \frac{1}{T'_O} = \frac{1}{T_O} - \frac{1}{T_{reg}} \dots\dots [3.12]$$

3.2.2. Coeficiente de desempeño térmico ideal

El COP de una máquina cuatritérmica representa el rendimiento termodinámico ideal, correspondiente a aquellas cuatro temperaturas (T_{ev} , T_{ads} , T_{con} y T_{reg}) del ciclo. En el se indica el desempeño máximo al cuál tendería la máquina, si esta operase en un ciclo continuo con una recuperación de calor sensible ideal. Y definido como:

$$COP = \frac{L(T_{ev})}{\Delta H(T_{reg})} \dots\dots [3.13]$$

De acuerdo con la ecuación 3.11, se tiene que:

$$COP = \frac{\frac{1}{T_O} - \frac{1}{T_{reg}}}{\frac{1}{T_{ev}} - \frac{1}{T_{con}}} \dots\dots [3.14]$$

Esta ecuación es equivalente a la ecuación 3.2, establecida para el COP de

Carnot.

Considerando el estado de equilibrio entre las fases adsorbidas y gaseosa, la variación de entropía del sistema ΔS_e puede ser descrita mediante la ecuación de Clausius – Clapeyron:

$$\Delta S_e = \frac{\Delta H}{T_{reg}} - \frac{L}{T_{cond}} \dots\dots [3.15]$$

Luego se tiene para el COP la siguiente relación:

$$COP = \frac{T_{con}}{T_{reg}} \frac{1}{\left(1 + \frac{T_{con} \Delta S_e}{L}\right)} \dots\dots [3.16]$$

Considerando que $T_{con} \Delta S_e \approx 0$, se puede expresarse el desempeño térmico del ciclo de una máquina cuatritérmica, en función de una simple razón entre las temperaturas de condensación y de regeneración.

$$COP \cong \frac{T_{con}}{T_{reg}} \dots\dots [3.17]$$

La variación de este coeficiente de desempeño con la temperatura de regeneración se muestra en la figura 3.4. Para $T_{reg} = 100$ °C, el valor es de 0.81, en tanto que para un COP de una máquina tritérmica es de 1.4. Estos valores coinciden cuando la $T_{reg} = 72$ °C.

La experiencia también demuestra que los desempeños de los ciclos

intermitentes de refrigeración por adsorción, son inferiores a los valores máximos relativos de la máquina cuatritérmica, debido a la degradación de la energía disponible en forma de calor sensible (MEUNIER, 1990). Los mayores valores obtenidos están entre 0,4 y 0,5. En efecto, los bajos desempeños de las máquinas reales se deben al hecho de que los intercambios de calor ocurren en diversos niveles de temperatura. Los sistemas de adsorción, en realidad, se comportan como máquinas politérmicas.

3.2.3. Coeficiente de desempeño térmico solar

Es importante analizar un posible uso de la Energía Solar como fuente para la regeneración, a continuación se da un alcance al respecto.

El coeficiente de desempeño solar COP_s es calculado a partir del coeficiente de desempeño térmico de la máquina COP_t , considerando el calor sensible del sistema (adsorbente / adsorbato + colector solar), en un ciclo intermitente sin recuperación de calor.

Para una temperatura dada de regeneración T_{reg} , el COP_t está dado por:

$$COP_t = \frac{m_1 \Delta a L(T_{ev}) - Q_1}{m_1 \Delta a \Delta H(T_{reg}) + Q_2 + Q_3} \dots\dots [3.18]$$

Donde:

“ m_1 ” es la masa del adsorbente.

“ Δa ” es la variación de la concentración del adsorbato.

“ Q_1 ” es la cantidad de calor sensible transferido en el enfriamiento del adsorbato de

“ T_{con} ” a “ T_{ev} ”.

“ Q_2 ” es la cantidad de calor sensible necesaria para aumentar la temperatura del reactor (masa de adsorbente + masa del colector solar) de “ T_{ads} ” a “ T_0 ”.

“ Q_3 ” es la variación de la energía interna de la masa adsorbida correspondiente a la variación de la temperatura del reactor de “ T_{ads} ” a “ T_{con} ”.

Multiplicando la ecuación 3.18 por la eficiencia térmica del colector solar “ n_c ”, se tiene el COP_s :

$$COP_s = \frac{n_c [m_1 \Delta a L(T_{ev}) - Q_1]}{m_1 \Delta a \Delta H(T_{reg}) + Q_2 + Q_3} \dots\dots [3.19]$$

La eficiencia “ n_c ” esta determinada por transformación del equipo captador solar.

3.3. EVALUACIÓN EXPERIMENTAL DE UN PROTOTIPO DE REFRIGERADOR SOLAR ADSORTIVO

3.3.1. Introducción

Este prototipo de refrigerador solar ha sido construido por EG-Solar de Altötting en Alemania y donado a la Universidad Nacional de Ingeniería en el año 1998, con el objeto de ser evaluado experimentalmente en el Perú bajo condiciones ambientales diversas.

El prototipo EG-Solar fue evaluado a su llegada a la UNI por dos profesionales de esta institución provenientes de Alemania. Lamentablemente no quedaron registros de los resultados obtenidos.

Desde el año 1999, el prototipo EG-Solar ha sido sometido a diversos ensayos de laboratorio, los cuales se muestran en los puntos 3.3.4 y 3.3.5. Estos resultados son suficientes para conocer las características operativas de este prototipo. Con los resultados obtenidos se han realizados modificaciones con el objeto de mejorar su funcionamiento y operatividad. Estas modificaciones son mostradas en el punto 3.3.5.

Este prototipo es comercializado por EG-Solar, según lo publicitado en su página Web. Según esta referencia, este prototipo ha sido utilizado por la Organización Mundial de la Salud – OMS, para mantener vacunas en frío.

3.3.2. Par adsorbtivo agua - zeolita

El agua es un compuesto químico cuya fórmula es H_2O , a temperatura entre 0 – 100 °C (P = 1000 mbar) es un líquido insípido, inodoro e incoloro en cantidades pequeñas, en grandes cantidades retiene las radiaciones del rojo, por lo que a nuestros ojos adquiere un color azul.

A continuación mostramos algunas propiedades termodinámicas del agua:

	Temperatura (°C)	Presión (mbar)		Temperatura (°C)	Presión (mbar)
1	100	1003.50	1	0.01	6.113
2	95	845.54	2	0	6.108
3	90	701.39	3	-2	5.177
4	85	578.34	4	-4	4.376

5	80	473.90	5	-6	3.639
6	75	385.78	6	-8	3.102
7	70	311.88	7	-10	2.601
8	65	250.33	8	-12	2.176
9	60	199.41	9	-14	1.815
10	55	157.58	10	-16	1.510
11	50	123.50	11	-18	1.252
12	45	95.93	12	-20	1.036
13	40	73.84	13	-22	0.854
14	35	56.28	14	-24	0.701
15	30	42.46	15	-26	0.574
16	25	31.17	16	-28	0.468
17	20	23.39	17	-30	0.381
18	15	17.05	18	-32	0.309
19	10	12.28	19	-34	0.249
20	5	8.72	20	-36	0.202
21	0	6.11	21	-38	0.161

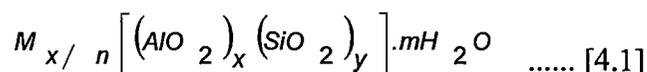
Tabla 3.3. Propiedades termodinámicas del agua [7]

Las zeolitas, desde muchos años las zeolitas han sido muy usadas como intercambiadores catiónicos; se emplean como ablandadores de agua y también como tamices moleculares para la separación de moléculas de diferentes formas y tamaños (por ejemplo como agentes desecantes) y se tiene un interés especial en la capacidad que poseen para actuar como catalizadores en una gran variedad de reacciones, muchas de ellas altamente específicas, y ahora se utilizan extensamente en la industria para este propósito. Se han caracterizado aproximadamente 40 zeolitas que existen en la naturaleza, pero en la búsqueda de nuevos catalizadores se han desarrollado más de 130 estructuras sintéticas por completo.

Las zeolitas fueron descritas por primera vez como un grupo de minerales por el mineralogista sueco barón Axel Cronstedt en 1756 [6]. Son una clase de aluminosilicatos cristalinos basados en un esqueleto estructural

aniónico rígido, con canales y cavidades bien definidas. Estas cavidades contienen cationes metálicos intercambiables (Na^+ , K^+ , etc.) y pueden también retener moléculas huéspedes removibles y reemplazables (agua en las zeolitas naturales). Su nombre proviene de su capacidad para perder agua por calentamiento; Cronstedt observó que al calentarlas con un soplete siseaban y burbujaban, y las denominó zeolitas por las palabras griegas *zeo*, hervir, y *lithos*, piedra.

La fórmula general de la composición de la zeolita es:



Donde los cationes M (Na^+ , K^+ , etc.) de valencia n neutralizan las cargas negativas del esqueleto estructural del aluminosilicato.

Las unidades de construcción primarias de las zeolitas son los tetraedros $[\text{SiO}_4]^{4-}$ y $[\text{AlO}_4]^{3-}$ unidos por compartición de vértices formando puentes de oxígeno no lineales (figura 4.1). Los tetraedros silicio – oxígeno son eléctricamente neutros cuando se conectan entre sí en un retículo tridimensional como en el cuarzo, SiO_2 . Sin embargo, la sustitución de Si(IV) por Al(III) en tal estructura crea un desequilibrio eléctrico, y para preservar la neutralidad eléctrica total es necesario equilibrar cada tetraedro de (AlO_4) con una carga positiva. Ésta la proporcionan los cationes intercambiables, que se sostienen electrostáticamente dentro de la zeolita.

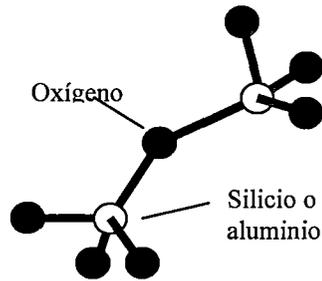


Figura N° 3.8. Unidades de construcción de la zeolita. Dos tetraedros $\text{SiO}_4/\text{AlO}_4$ unidos por compartición de vértices [6].

Los tetraedros pueden unirse compartiendo dos, tres o los cuatro vértices, formando así una gran variedad de estructuras diferentes.

Muchas estructuras de zeolitas se basan en una unidad de construcción secundaria que consiste en 24 tetraedros de silicio o aluminio unidos entre sí; aquí encontramos anillos de 4 y 6 unidos para formar una estructura tipo canasta llamada octaedro truncado.

Una zeolita sintética, la zeolita A (llamada también Linde A) se muestra en la figura 4.2. [6]

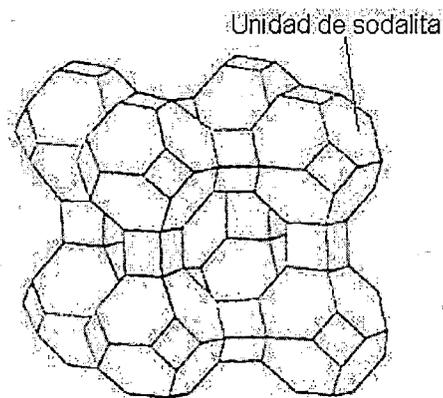
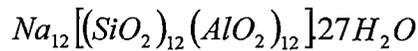


Figura 3.9. Zeolita A, Linde A

La fórmula de la zeolita A viene dada por



El tipo de zeolita artificial utilizado en el prototipo de refrigerador construido por EG-Solar esta dado por la siguiente fórmula:



Donde:

M^I : Cation metal alcalino Li, Na, K, Rb, Cs, Fr

M^{II} : Cation metal alcalino Mg, Ca, Sr, Ba

Las zeolitas pueden utilizarse como agentes deshidratantes, como intercambiadores de iones, como adsorbentes.

La característica estructural importante de las zeolitas, que pueden ser aprovechada para varias aplicaciones, es el retículo de cavidades o poros vinculados para formar un sistema de canales por toda la estructura. Estas cavidades son de dimensiones moleculares y pueden adsorber especies lo bastante pequeñas para tener acceso a ellas. Un factor que controla si las moléculas pueden o no ser adsorbidas en las cavidades es el tamaño de la ventana o de la apertura del poro hacia el interior del canal; de ahí la importancia del número de tetraedros que forman la ventana, esto es, el tamaño del anillo.

Las zeolitas se preparan a partir de disoluciones que contienen silicatos de sodio y aluminatos, $[Al(OH)_4]^-$, a pH alto, las cuales se obtienen utilizando

un hidróxido de metal alcalino o una base orgánica, o las dos cosas. Se forma un gel por un proceso de co-polimerización de los iones silicatos y aluminato. Seguidamente, el gel es calentado suavemente (a 60 – 100°C) en un recipiente cerrado durante aproximadamente dos días, produciéndose una zeolita condensada. (Estas se denominan condiciones hidrotérmicas). El producto que se obtiene está determinado por las condiciones de síntesis: la temperatura, el tiempo, el pH y el movimiento mecánico son posibles variables. La presencia de bases orgánicas es útil para sintetizar zeolitas ricas en silicio [6].

Entre las principales aplicaciones de la zeolita podemos mencionar [6]:

- **Agentes deshidratantes.** Las zeolitas cristalinas normales contienen moléculas de agua coordinadas con los cationes intercambiables. Como se indicó previamente, estas estructuras pueden deshidratarse por calentamiento al vacío; en estas circunstancias los cationes cambian de posición y con frecuencia quedan en sitios con número de coordinación mucho más bajo. Las zeolitas deshidratadas son buenos agentes desecantes, pues adsorben agua para volver a la condición preferida de coordinación alta.
- **Zeolitas como intercambiadores de iones.** Los cationes M^{n+} de una zeolita se intercambian con otros de una disolución circundante. Por esto que la forma Na^+ de la zeolita A puede servir como ablandador de agua: los iones Na^+ se intercambian con los iones Ca^{2+} del agua dura. El ablandador de agua es reutilizable ya que puede regenerarse pasando a través de él una disolución salina muy pura; éste es un proceso familiar para cualquiera que ha utilizado una máquina lavavajillas. La zeolita A se

agrega actualmente a los detergentes como ablandador de agua, reemplazando a los polifosfatos que habían provocado preocupación por el posible daño ecológico. Es posible producir agua potable a partir del agua de mar desalinizándola mediante unas mezclas de zeolitas de Ag y Ba. Sin embargo, éste es un proceso tan costoso que sólo es útil en una emergencia. Algunas zeolitas tienen una fuerte afinidad por cationes específicos. La clinoptilotita es una zeolita natural que secuestra el cesio. Puede servir para recobrar el ^{137}Cs de los desperdicios radiactivos, intercambiando sus propios iones Na^+ por cationes Cs^+ . De manera similar, la zeolita A puede servir para recobrar el estroncio radiactivo.

- **Zeolitas como adsorbentes.** Como las zeolitas deshidratadas tienen estructuras porosas muy abiertas, poseen áreas superficiales internas extensas y son capaces de adsorber grandes cantidades de sustancias aparte del agua. Los tamaños de anillo de las ventanas que conducen al interior de las cavidades determinan el tamaño de las moléculas que pueden ser absorbidas. Una zeolita individual tiene una capacidad de tamizado altamente específica que puede ser aprovechada para la purificación o la separación.
- **Zeolitas como catalizadores.** Las zeolitas son catalizadores muy útiles que poseen varias propiedades importantes que no presentan los catalizadores tradicionales amorfos. Estos últimos siempre se han preparado en un estado altamente dividido con objeto de tener un área superficial elevada y por ende un gran número de sitios catalíticos. Las cavidades de las zeolitas ofrecen un área superficial interna tan grande

que pueden albergar hasta 100 veces más moléculas que una cantidad equivalente de catalizador amorfo. Además, las zeolitas son cristalinas y por tanto pueden prepararse con alto grado de reproducibilidad: en general no muestran la variación en la actividad catalítica de los catalizadores amorfos. Por añadidura, la acción de sus tamices moleculares puede aprovecharse para controlar las moléculas que tienen acceso a los sitios activos o que pueden abandonarlos. Esto se conoce en general como catálisis selectiva de forma.

3.3.3. Descripción del prototipo

El refrigerador está compuesto por una caja térmica de poliuretano cuya capacidad es de 44 litros la cual se cierra herméticamente, en su tapa se encuentra integrado el evaporador, consistente de un recipiente de acero inoxidable el cual tiene forma de bandeja y cuya capacidad máxima es de 1 litro, el ingreso de agua se realiza sobre la parte superior y es muy importante para su buen funcionamiento que el evaporador quede ubicado horizontalmente.

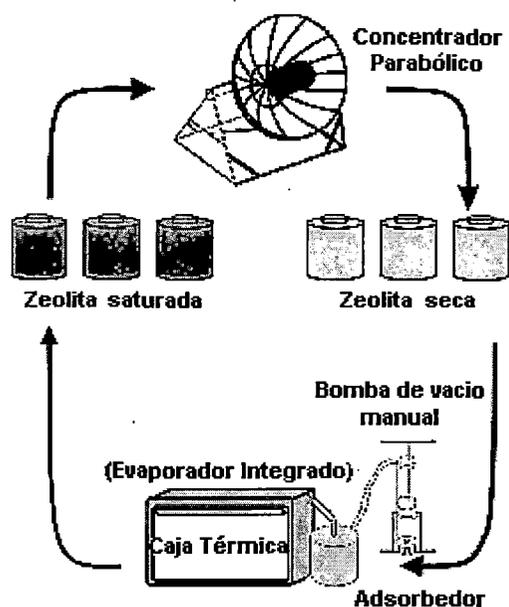


Figura 3.10. Esquema del prototipo EG-Solar

El evaporador está conectado herméticamente a través de una manguera plástica con un comportamiento contiguo que contiene un recipiente con zeolita que capturará los vapores de agua.

Se cuenta con dos recipientes de zeolita con un peso total (recipiente más zeolita) de 6,320 kg y 6,520 kg cada uno.

El refrigerador en su conjunto está montado sobre una estructura de perfiles de fierro, sobre unas ruedas para su facilitar su transporte, el peso total del refrigerador es de 18 kg. La etapa de regeneración se realiza en un concentrador parabólico modelo SK14, que viene a formar parte del refrigerador.

Para la puesta en marcha se coloca uno de los recipientes con zeolita seca, se cierra herméticamente la tapa del adsorbedor mediante sus seguros correspondientes, por uno de los extremos de la manguera que conecta el

adsorbedor con el evaporador (el más cercano al adsorbedor) se agrega agua (máximo 1 litro). Se debe tener cuidado al cerrar la tapa (donde se encuentra integrado el evaporador) que el agua no retorne y pueda mojar la zeolita.

Luego se cierra la tapa de la caja térmica, se hace vacío mediante la bomba manual, bombeando hasta donde sea posible, luego de esto se cierra con una pinza la manguera que conecta la bomba con el adsorbedor, para no dejar que el vacío se pierda. Finalmente se obtendrá el enfriamiento en la cámara térmica.

El prototipo EG-Solar, como ya se mencionó cuenta con dos recipientes de zeolita, que permiten utilizar uno mientras el otro se encuentre regenerando. Luego de terminar el proceso de enfriamiento, y cuando la cámara en el interior incrementa su temperatura, se retira la pinza de presión dejando ingresar aire nuevo a la línea perdiéndose el vacío generado, se retira el recipiente con la zeolita saturada y se procede a someterla al calentamiento solar en el concentrador parabólico SK14. Esta desorción se debe realizar a una temperatura igual o superior a 250°C durante 2,5 horas como mínimo aproximadamente para obtener los niveles de contenido de humedad necesarios que permitan realizar nuevamente el proceso de frío.

3.3.4. Principio de funcionamiento

3.3.4.1. Proceso de regeneración

El proceso de regeneración o separación del vapor de agua de la zeolita, consiste en añadir calor suficiente para poder separar la sustancia adsorbida por la zeolita (agua), como se observará en los resultados

experimentales la zeolita debe ser sometida a un calentamiento durante aproximadamente 2,5 horas a una temperatura de 250°C a presión atmosférica para poder tenerla a las condiciones apropiadas para su uso en el proceso de enfriamiento.

Este prototipo está diseñado para que el proceso de regeneración se realice en una cocina parabólica SK-14, fabricada por EG-Solar. Sin embargo, se ha observado que este método de regeneración es inapropiado, por las razones que más adelante se mencionaran.

3.3.4.2. Proceso de enfriamiento

El proceso de enfriamiento en nuestro caso es el conocido “enfriamiento evaporativo”, el cual consiste en evaporar dentro de un espacio (evaporador) un líquido refrigerante (agua), quien absorberá el calor de los alrededores necesario para realizar el cambio de fase.

Para explicar el proceso de funcionamiento del refrigerador mencionaremos lo siguiente:

- En la figura 3.11a muestra el evaporador conteniendo una masa “m” de agua líquida, cuyas condiciones iniciales de presión y temperatura son: 1000 mbar y 25°C respectivamente. Este evaporador además es de volumen invariable.
- En la figura 4.5b., se realiza la succión extrayendo todo el aire, hasta alcanzar una presión en el evaporador de 2 mbar. Por un instante obtenemos 2 mbar y 25 °C, sin embargo, como se puede ver en la tabla

4.2., la temperatura de saturación correspondiente a la presión de 2 mbar, esta por debajo de 25°C, lo cual origina una evaporación brusca.

- Esta evaporación brusca se realiza con una extracción de calor de los alrededores para el cambio de fase, líquido - vapor, y por consiguiente una disminución de temperatura, sin embargo la presión parcial del vapor de agua comienza a incrementarse; supongamos entonces que la temperatura dentro del evaporador ahora sea de 10°C el proceso de evaporación continuará hasta que la presión total en el evaporador alcance un valor aproximado de 12 mbar (que es la presión de saturación a $T = 10^{\circ}\text{C}$).
- Existirá entonces un equilibrio termodinámico, dentro del evaporador. Claro que la temperatura final en él aún no es tan baja como deseamos (figura 4.5c).
- Es por ello que es añadido al sistema un adsorbedor (zeolita), cuya función es hacer que el valor de la presión parcial del vapor de agua no se incremente (adsorbiendo los vapores de agua que se generen), ocasionando un desequilibrio termodinámico dentro del evaporador; la evaporación continuará, y con esta evaporación la disminución de la temperatura. Este proceso continuará hasta que se evapore la totalidad del agua o hasta que la zeolita este completamente saturada. En resumen el añadir el adsorbente al sistema ocasionará que una mayor cantidad de masa de agua evapore adsorbiendo mayor cantidad de calor de los alrededores y que la presión del sistema sea baja, por consiguiente una mayor caída de temperatura (figura 4.5d).

- Con la caída de temperatura, una parte del líquido (dependiendo de la cantidad de masa de agua inicial, si esta es poca, toda ella es evaporada y adsorbida por la zeolita) se congela teniendo una mezcla de sólido y vapor. La presión total dentro del evaporador es la presión parcial del vapor de agua dentro de él. Esta presión cae de acuerdo a la adsorción presente en el proceso. Es decir si por ejemplo el evaporador está a una presión de 2 mbar, el sólido tendrá una temperatura de saturación de entre -12 y -14 °C.
- En el proceso además se observa (como se verá más adelante con los resultados experimentales) que luego que la temperatura del evaporador cae a su punto mínimo. Por pérdidas de calor con el exterior este comienza a incrementarse, este incremento origina luego de un intervalo de tiempo la descongelación y vaporización del hielo formado en el evaporador, el proceso comienza a incrementar presión y temperatura, todo el agua contenida es finalmente vaporizada debido a la baja presión y por consiguiente toda la masa de agua es adsorbida finalmente. Este proceso ocurre en un lapso de tiempo mayor al período de enfriamiento, esto se podrá analizar más adelante con los datos experimentales.
- En el refrigerador se cumple que la capacidad máxima de adsorción de la zeolita (30% de su masa) es mayor que la cantidad de masa de agua máxima dentro del evaporador, con lo que se garantizará que la masa total de agua en el evaporador pueda ser adsorbida por la zeolita (siempre y cuando se cuenta con zeolita totalmente seca).

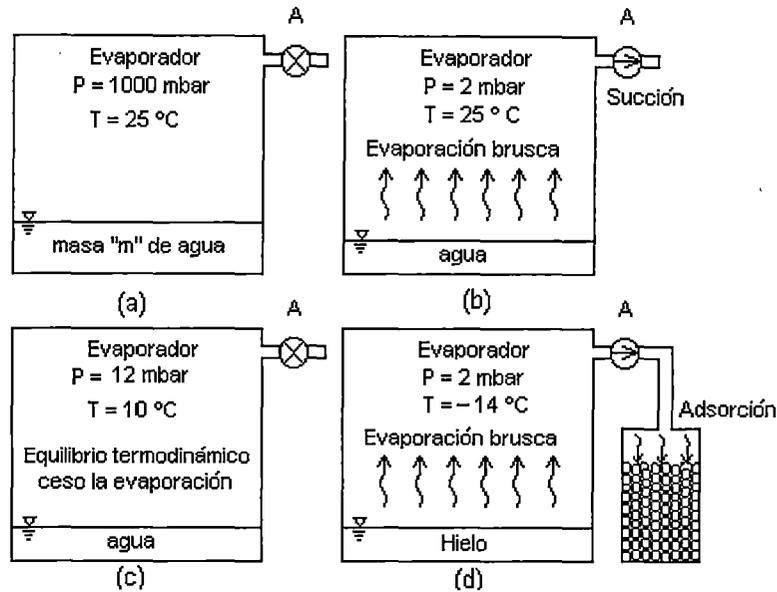


Figura 3.11. Proceso de enfriamiento evaporativo

3.3.5. Modificaciones realizadas

A lo largo del desarrollo de las pruebas experimentales se realizaron modificaciones en el prototipo EG-Solar con el objeto de mejorar el proceso de enfriamiento.

- Reemplazo de la bomba de vacío mecánica por una eléctrica: el prototipo es suministrado con una bomba de vacío manual de tipo pistón, la cual genera vacío de un lado del émbolo extrayendo paulatinamente el aire contenido en el evaporador. Esta extracción se realiza debido al movimiento manual del pistón, cuando la presión descende en el evaporador este movimiento es cada vez más complicado realizarlo debido al incremento de las fuerzas de oposición en el émbolo ocasionado por la diferencia de presión en cada lado. Los valores de presión obtenidos, cercano a los 12 mbar, reflejan valores de 10 °C. Para

obtener temperaturas inferiores a 0 °C, es necesario obtener presiones cercanas a los 2 mbar, lo cual resultaba complicado obtener con la bomba manual. Por esta razón se prueba el uso de una bomba de vacío de desplazamiento operada con energía eléctrica a voltaje continuo de 12 VDC con un consumo aproximado de 7,6 A (92 W), la cual operaba unos 2 minutos al inicio de cada etapa de enfriamiento.

- Instalación de 2 válvulas de control: ubicadas entre el evaporador y el adsorbedor y la bomba de vacío, con el objeto de aislar el evaporador y realizar una primera succión sólo al compartimiento del adsorbedor, y poder realizar un mejor control de la etapa de enfriamiento mejorando el proceso de adsorción.
- Cambio de adsorbente, con el transcurrir de la experiencia se observó una disminución en la velocidad de adsorción de la zeolita reflejada en el hecho de no obtener presiones al inicio de la etapa de enfriamiento cercanas a los 2 mbar. La disminución de su velocidad de adsorción se debe al deterioro de los poros, principalmente aquellos de mayores tamaños y físicamente ubicados de tal forma que son “llenados” rápidamente al contacto con las moléculas de agua. Este deterioro se puede haber originado debido al contacto con elementos o partículas del medio ambiente: recordemos que el grano se encuentra expuesto al medio ambiente durante la etapa de regeneración. Debido a este hecho se procedió al retiro del grano, zeolita, contenido originalmente en los dos recipientes metálicos. Este suceso además es una de las razones por la cual se prefiere evitar el contacto con el medio exterior del grano.

- Trampa del grano, instalada entre el adsorbedor y la bomba de vacío con el propósito de evitar la posibilidad de que “un” grano pueda “escapar” del recipiente metálico y pueda ser succionado por la bomba de vacío lo que pueda originar el rompimiento de uno de sus alabes internos. De hecho indicamos que lo mencionado ocurrió durante una de las experiencias antes de colocar esta trampa del grano.

3.3.6. Resultados experimentales

Como anteriormente se mencionó, el prototipo EG-Solar ha sido evaluado desde su llegada a la UNI en el año 1998. Esta evaluación fue inicialmente realizada por dos profesionales de EG-Solar de Alemania y posteriormente por alumnos y bachilleres de la Facultad de Ciencias y de Mecánica de la UNI. Para fines del presente trabajo se evaluó este prototipo desde el año 1999 hasta el 2004. A continuación se muestran algunos de estos resultados, los cuales considero suficientes para mostrar su operatividad.

- **Proceso de regeneración**, inicialmente se intentó realizar este proceso utilizando el concentrador SK-14, tal como lo indican los fabricantes, sin embargo, no se pudo obtener condiciones adecuadas de humedad en la zeolita. Por ello, y debido a que el mayor interés en el funcionamiento de prototipo es la etapa de producción de frío, se optó por realizar este proceso en un horno eléctrico. Para obtener los parámetros de adsorción y desorción se sometieron muestras de zeolita a ensayos experimentales cuyos resultados se aprecian en las tablas 3.4 y 3.5, hay que indicar que

estas experiencias fueron realizadas en el año 2000 en los laboratorios de la Facultad de Ciencias de la UNI, por los estudiantes de pre-grado Torres Solis Saúl y Chunga Amaya Manuel.

$W_{\text{zeolita seca}} = 111.4 \text{ g}$			$W_{\text{zeolita seca}} = 111.4 \text{ g}$			$W_{\text{zeolita seca}} = 111.4 \text{ g}$			$W_{\text{zeolita seca}} = 111.4 \text{ g}$		
T = 200°C			T = 250°C			T = 300°C			T = 350°C		
t	W	X	t	W	X	t	W	X	T	W	X
0	155.3	0.394	0	154.8	0.390	0	155.8	0.399	0	155.2	0.393
30	147.1	0.320	20	145.0	0.302	20	140.6	0.262	10	142.8	0.282
50	141.8	0.273	40	136.5	0.225	40	128.9	0.157	20	131.6	0.181
70	137.8	0.237	60	129.2	0.160	60	122.7	0.101	30	124.8	0.120
90	134.5	0.207	80	125.3	0.125	80	119.1	0.069	40	120.4	0.081
110	132.0	0.185	100	121.3	0.089	100	115.7	0.039	50	117.2	0.052
130	130.0	0.167	120	119.3	0.071	120	114.3	0.026	60	115.1	0.033
150	128.4	0.153	140	118.1	0.060	140	113.5	0.019	70	113.7	0.021
170	127.4	0.144	160	117.1	0.051	160	113.1	0.015	80	113.0	0.014
190	126.4	0.135	200	115.8	0.039	180	112.9	0.013	90	112.6	0.011
210	125.7	0.128	240	115.0	0.032	200	112.7	0.012	100	112.3	0.008
230	125.0	0.122	300	114.6	0.029	220	112.6	0.011	110	111.9	0.004
250	124.4	0.117	360	114.5	0.028	240	112.6	0.011	120	111.7	0.003
270	124.0	0.113	420	114.3	0.026	260	112.6	0.011	130	111.6	0.002
290	123.4	0.108	-	-	-	280	112.5	0.010	140	111.5	0.001
310	123.1	0.105	-	-	-	300	112.5	0.010	150	111.4	0.000
330	122.7	0.101	-	-	-	320	112.5	0.010	160	111.4	0.000
350	122.4	0.099	-	-	-	360	112.4	0.009	-	-	-
-	-	-	-	-	-	400	112.3	0.008	-	-	-
-	-	-	-	-	-	440	112.3	0.008	-	-	-
-	-	-	-	-	-	480	112.2	0.007	-	-	-

Tabla N° 3.4. Proceso de regeneración de una muestra de 100 gr. de zeolita a diferentes temperaturas

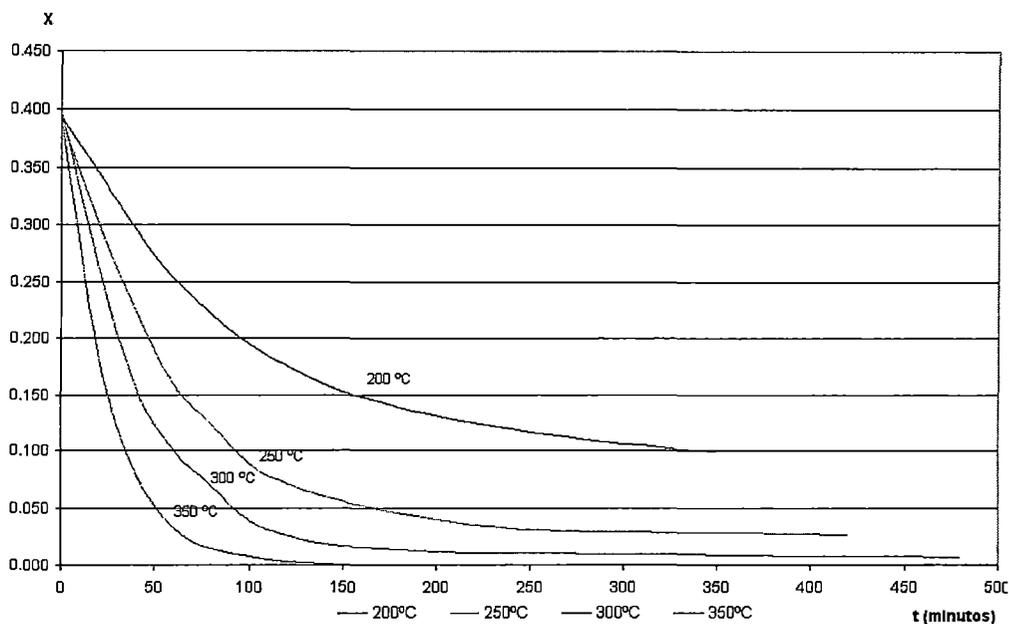


Gráfico 3.1. Proceso de adsorción y desorción de una muestra de 100 gr. de zeolita (prueba obtenida en Laboratorio, FC-UNI, junio del año 2000)

Desorción $W_{zeolita} = 61.4 \text{ g}$			Desorción $W_{zeolita} = 44.1 \text{ g}$		
HR	W	X	HR	W	X
100.0	61.40	0.3923	36.0	51.91	0.17710
98.7	59.80	0.3560	47.7	52.42	0.18866
97.8	57.90	0.3129	54.0	52.63	0.19342
96.1	56.20	0.2744	63.3	52.82	0.19773
93.8	55.50	0.2585	90.5	53.70	0.21769
88.4	54.40	0.2336	91.0	53.80	0.21995
84.3	54.00	0.2245	94.0	54.30	0.23129
79.1	53.80	0.2200	95.5	55.20	0.25170
72.7	53.60	0.2154	96.8	56.30	0.27664
69.2	53.50	0.2132	97.5	57.50	0.30385
64.3	53.30	0.2086	99.3	60.00	0.36054
62.8	53.30	0.2086	100.0	61.60	0.39683
52.0	53.10	0.2041	-	-	-
50.5	53.00	0.2018	-	-	-
48.9	52.90	0.1995	-	-	-
44.0	52.87	0.1989	-	-	-
40.4	52.72	0.1955	-	-	-
38.8	52.64	0.1937	-	-	-
37.7	52.61	0.1930	-	-	-
36.4	52.45	0.1893	-	-	-

35.0	51.83	0.1885	-	-	-
30.0	51.11	0.1690	-	-	-

Tabla 3.5. Adsorción, desorción de la zeolita, HR : Humedad relativa; W : Peso (gramos); X : Contenido de humedad.

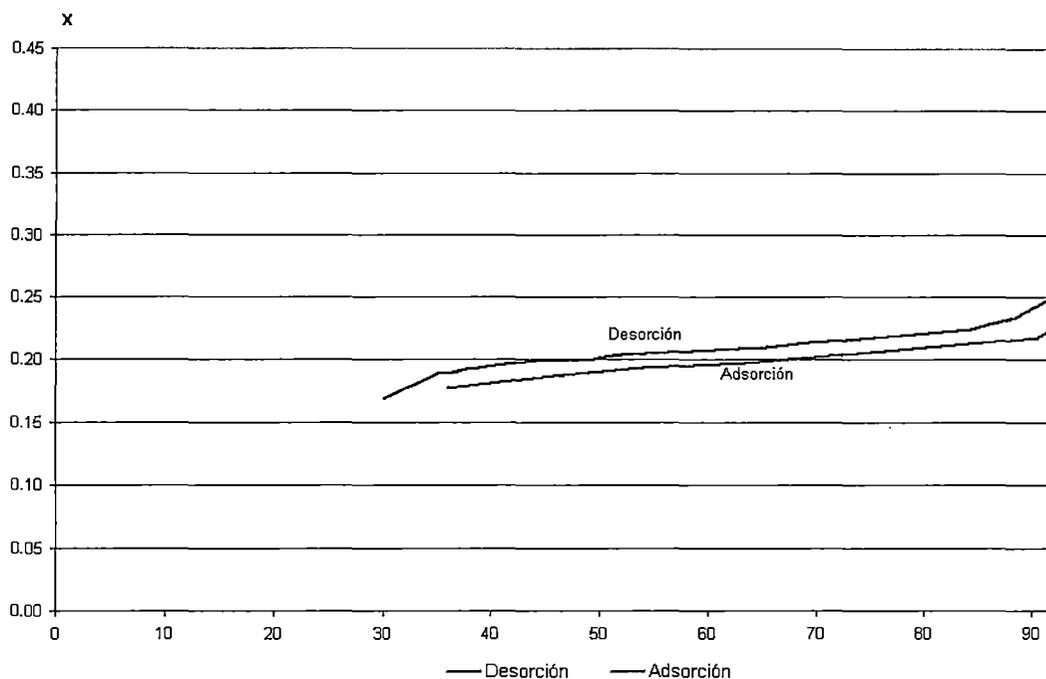


Gráfico 3.2. Proceso de adsorción y desorción de una muestra de 100 gr. de zeolita (prueba obtenida en Laboratorio, FC-UNI, junio del año 2000)

El proceso de regeneración se realiza en un horno refractario (solo para fines experimentales) cuyas características son: Marca Thermolyne, 52 A, 60 ciclos, 220 VAC, 1 fase de 0 – 2000 °C. La temperatura de regeneración es de 350 °C y el tiempo de permanencia en el horno es de 2.5 horas.

Tiempo (minutos)	0	5	10	20	30	42	55	60	120	180	210	240	280	340
Temperatura (T°C)	18	50	100	150	200	250	300	350	350	350	350	340	330	300

Tabla 3.6. Variación de la temperatura en el interior del horno

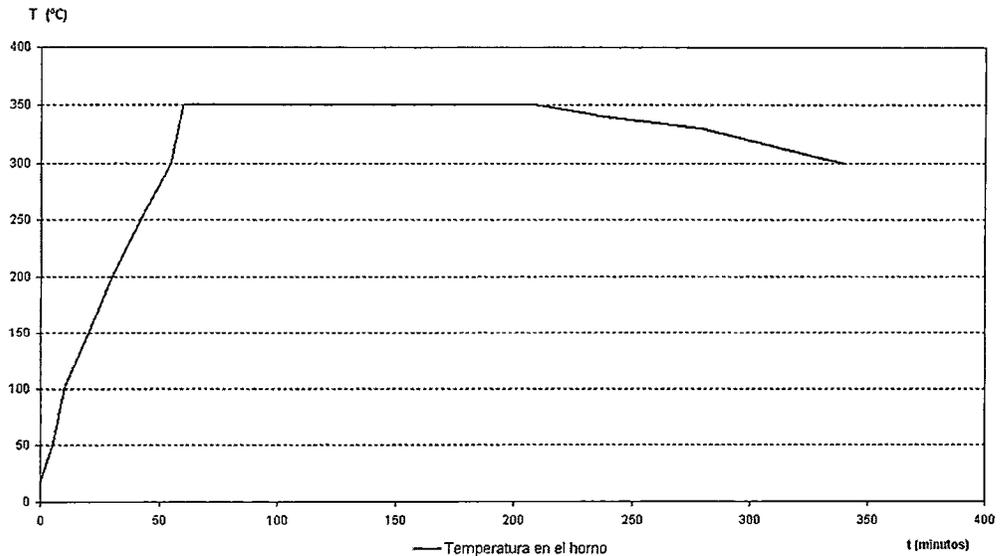


Gráfico 3.3. Comportamiento de la temperatura en el horno eléctrico utilizado (prueba obtenida en Laboratorio, FC-UNI, junio del año 2000)

- **Proceso de enfriamiento**

Todas las pruebas mostradas han sido realizadas en el Laboratorio de Energía Solar de la Facultad de Ciencias o en la oficina del Centro de Energías Renovables, ambas instituciones ubicadas en el campus de la Universidad Nacional de Ingeniería en Lima – Perú.

Estas dos primeras experiencias fueron realizadas mediante toma de datos manual utilizando los siguientes equipos e instrumentos:

- Bomba de vacío eléctrica marca Zeo-Tech de 92 W, 12 VDC, 3300 l/min
- Manómetro analógico marca Leybold
- 02 sensores de temperatura tipo K ubicados para medición de la temperatura en el evaporador y en el ambiente circundante.
- Cronómetro

Nomenclatura

“t”: Tiempo en horas minutos y segundos desde el inicio de la prueba

“P”: Presión en el sistema en milibar

“T_E”: Temperatura en la placa del evaporador en grados centígrados

Condiciones iniciales: condiciones referidas al inicio de la prueba

“Fecha de realización”: fecha de realizada la prueba

“Masa de agua en el evaporador”: Cantidad de agua que se agrega el evaporador, cantidad de refrigerante en kilogramos.

“Masa de zeolita seca”: Masa de zeolita contenida en el recipiente metálico en kilogramos.

Temperatura ambiente promedio del lugar.

Condiciones iniciales:

Fecha de realización: 07 de octubre del 2000

Masa de agua en el evaporador: 0.25 kg

Masa de zeolita seca: 4.8 kg.

Temperatura ambiente promedio: 22 °C

T	P	T _E	t	P	T _E	t	P	T _E	t	P	T _E
00:00:00	1000	21.2	00:24:17	10	7.6	00:47:00	8	3.9	01:18:30	2.0	-1.1
00:01:10	200	20.5	00:24:25	10	7.5	00:47:52	8	3.8	01:19:20	3.0	-1.2
00:08:00	200	20.7	00:24:27	10	7.4	00:49:11	8	3.7	01:20:49	3.0	-1.3
00:08:55	80	20.5	00:24:35	10	7.3	00:50:22	5	3.6	01:22:00	3.0	-1.4
00:13:00	80	20.5	00:24:44	10	7.2	00:51:36	8	3.5	01:23:35	3.0	-1.5
00:13:45	40	19.9	00:24:50	10	7.1	00:52:55	8	3.4	01:25:22	3.0	-1.6
00:15:35	40	19.5	00:24:59	10	7.0	00:54:07	8	3.3	01:26:35	3.0	-1.7
00:15:45	40	19.4	00:25:08	10	6.9	00:55:20	8	3.2	01:28:24	3.0	-1.8
00:16:06	40	19.2	00:25:15	10	6.8	00:56:30	8	3.1	01:30:25	3.0	-1.9
00:16:22	40	19.1	00:25:25	10	6.7	00:56:58	8	3.0	01:32:14	3.0	-2.0
00:16:41	40	19.0	00:25:35	10	6.6	00:57:19	8	2.9	01:35:15	3.0	-2.1

00:17:25	20	17.2	00:25:43	10	6.5	00:57:54	8	2.7	01:36:00	3.0	-2.1
00:17:45	20	16.2	00:25:50	10	6.4	00:58:02	8	2.6	01:37:00	3.0	-2.2
00:18:12	20	15.8	00:26:01	10	6.3	00:58:17	8	2.5	01:38:52	3.0	-2.3
00:18:23	20	15.0	00:26:11	10	6.2	00:58:40	8	2.4	01:40:02	3.0	-2.4
00:18:45	20	14.4	00:26:22	10	6.1	00:58:44	8	2.3	01:41:32	3.0	-2.5
00:18:52	20	14.3	00:26:32	10	6.0	00:58:54	8	2.2	01:43:35	3.0	-2.6
00:19:02	20	14.0	00:26:45	10	5.9	00:59:10	8	2.1	01:45:47	3.0	-2.7
00:19:15	20	13.7	00:27:00	6	5.8	00:59:21	8	2.0	01:47:23	3.0	-2.8
00:19:24	20	13.5	00:27:15	8	5.7	00:59:46	4	1.9	01:50:20	3.0	-2.9
00:19:32	20	13.3	00:27:30	8	5.4	01:00:28	5	1.8	01:51:00	1.5	-2.9
00:19:37	20	13.2	00:27:54	8	5.2	01:00:35	5	1.6	01:51:55	2.5	-3.0
00:19:44	20	13.1	00:28:05	8	5.1	01:00:42	5	1.4	01:53:28	2.5	-3.1
00:19:53	20	12.9	00:28:13	8	5.0	01:00:57	5	1.3	01:55:10	2.5	-3.2
00:19:59	20	12.7	00:28:22	8	4.9	01:01:04	5	1.2	01:56:54	2.5	-3.3
00:20:07	20	12.6	00:28:31	8	4.8	01:01:20	5	1.1	01:58:02	2.5	-3.4
00:20:14	20	12.4	00:28:39	8	4.7	01:01:38	5	1.0	02:01:07	2.5	-3.5
00:20:20	20	12.3	00:28:47	8	4.6	01:01:56	5	0.9	02:04:03	2.5	-3.6
00:20:27	20	12.1	00:28:55	8	4.5	01:02:10	5	0.8	02:06:20	2.5	-3.7
00:20:33	20	12.0	00:29:02	8	4.7	01:02:35	5	0.7	02:07:14	2.5	-3.8
00:20:42	20	11.9	00:29:22	8	4.8	01:02:53	5	0.6	02:10:10	2.5	-3.9
00:20:49	20	11.7	00:29:42	8	4.9	01:03:18	5	0.5	02:13:15	1.5	-4.0
00:21:24	20	10.7	00:29:48	8	5.0	01:03:42	5	0.4	02:14:00	2.5	-4.0
00:21:55	8	10.2	00:30:05	8	5.1	01:04:08	5	0.3	02:15:10	2.5	-4.0
00:22:01	10	10.0	00:30:10	8	5.2	01:04:44	5	0.2	02:15:52	2.5	-4.1
00:22:17	10	9.8	00:30:15	5	5.3	01:05:20	5	0.1	02:18:50	2.5	-4.2
00:22:20	10	9.6	00:32:48	7	5.2	01:05:48	5	0.0	02:19:53	2.5	-4.3
00:22:24	10	9.5	00:33:04	8	5.1	01:06:50	2	0.0	02:22:40	2.5	-4.4
00:22:35	10	9.3	00:35:15	8	4.9	01:07:20	4	0.0	02:25:50	2.5	-4.5
00:22:43	10	9.1	00:35:58	8	4.8	01:07:36	4	-0.1	02:29:07	2.5	-4.6
00:22:48	10	9.0	00:37:24	8	4.7	01:08:05	4	-0.2	02:30:00	2.5	-4.6
00:23:00	10	8.8	00:38:00	5	4.7	01:08:45	4	-0.3	02:30:10	1.5	-4.6
00:23:07	10	8.7	00:38:30	7	4.6	01:09:43	4	-0.4	02:31:05	2.5	-4.6
00:23:18	10	8.5	00:39:30	8	4.5	01:10:21	4	-0.5	02:32:02	2.5	-4.6
00:23:27	10	8.4	00:41:13	8	4.4	01:11:15	4	-0.6	02:32:10	2.5	-4.7
00:23:35	10	8.2	00:42:19	8	4.3	01:12:11	4	-0.7	02:34:20	2.5	-4.8
00:23:45	10	8.1	00:44:18	7	4.2	01:13:02	4	-0.8	02:36:52	2.5	-4.9
00:23:54	10	7.9	00:44:50	5	4.1	01:15:01	4	-0.9	02:38:52	2.5	-5.0
00:24:02	10	7.8	00:45:10	7	4.1	01:16:38	4	-1.0	02:42:24	2.5	-5.1
00:24:11	10	7.7	00:45:42	7	4.0	01:18:00	4	-1.1	02:48:08	2.5	-5.2

Tabla 3.7. Proceso de enfriamiento realizada el 07 de octubre del 2000

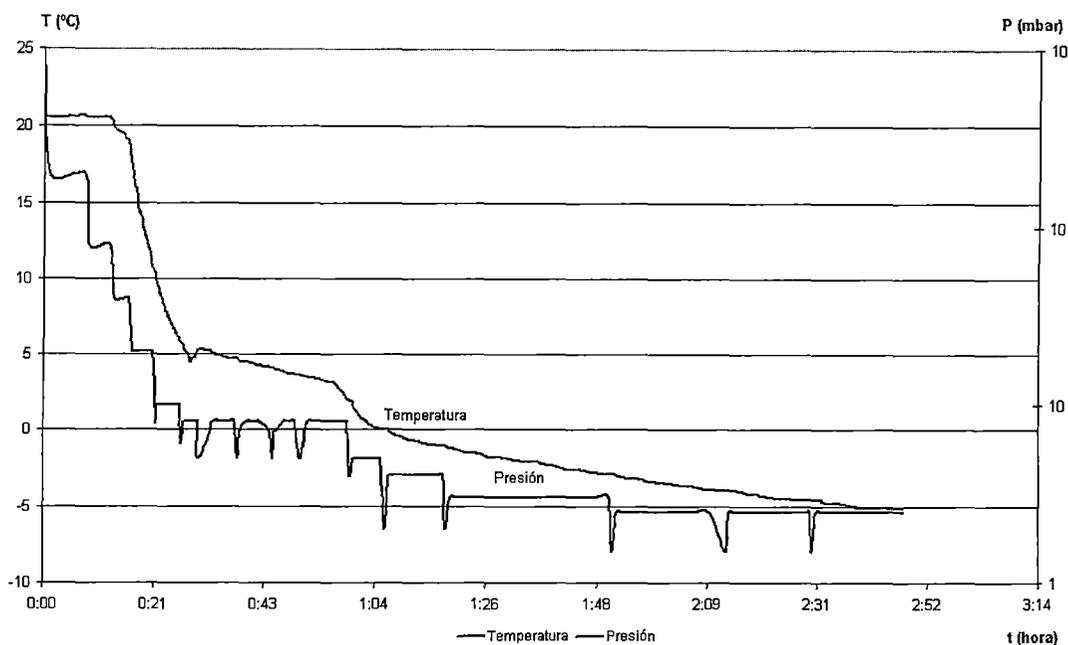


Gráfico 3.4. Proceso de enfriamiento 07.10.2000, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:					
Fecha de realización: 13 de octubre del 2000					
Masa de agua en el evaporador: 0.4 kg					
Masa de zeolita seca: 4.8 kg.					
Temperatura ambiente promedio: 21 °C					
t	T _E	P	t	P	T _E
00:00:00	21	1000	01:11:00	6	-2
00:00:30	20	400	01:11:30	6	-3
00:01:00	20	200	01:12:00	6	-3
00:01:30	20	100	01:14:30	6	-4
00:02:10	19	40	01:17:00	6	-4
00:02:45	18	20	01:20:00	6	-4
00:03:00	16	30	01:25:00	6	-4
00:04:10	13	30	01:26:30	5	-4.1
00:04:30	13	30	01:27:30	6	-4.2
00:04:45	12	10	01:28:00	4	-4
00:05:00	10	10	01:29:00	6	-4.5
00:05:30	8	9	01:32:00	6	-4.6
00:06:00	6	8	01:33:00	6	-4.7
00:07:20	5	8	01:35:00	6	-5
00:07:38	4	9	01:40:00	6	-5.2
00:08:40	2	7	01:45:00	6	-5.5

00:09:40	1	8	01:46:00	4	-5.5
00:10:45	0	8	01:47:00	5	-5.5
00:11:30	0	8	01:48:00	4	-5.6
00:12:00	0	8	01:49:00	5	-5.7
00:13:00	-1	8	01:55:00	5	-5.8
00:14:00	0	8	02:00:00	5	-5.9
00:14:30	1	6	02:05:00	5	-6
00:15:50	1	6	02:05:30	4	-6
00:16:00	1	6	02:06:30	5	-6
00:16:15	1	8	02:10:00	5	-6.1
00:17:30	1	8	02:15:00	5	-6.2
00:19:00	1	8	02:20:00	5	-6.3
00:19:30	1	8	02:25:00	5	-6.4
00:20:00	1	8	02:30:00	5	-6.5
00:20:30	1	8	02:35:00	5	-6.6
00:21:00	1	8	02:40:00	5	-6.7
00:22:00	1	8	02:45:00	5	-6.8
00:23:00	1	8	02:50:00	5	-6.8
00:24:00	1	8	02:55:00	5	-6.8
00:25:00	1	8	03:00:00	5	-6.9
00:26:00	1	6	03:05:00	5	-7
00:27:40	1	8	03:15:00	5	-6.9
00:29:00	1	8	03:20:00	5	-6.8
00:30:00	1	6	03:25:00	5	-6.8
00:31:00	0	6	03:30:00	5	-6.8
00:31:10	0	7	03:35:00	5	-6.9
00:32:00	0	7	03:35:30	3	-6.9
00:35:00	0	7	03:36:30	5	-7
00:40:00	0	8	03:40:00	5	-7.2
00:45:00	0	8	03:45:00	5	-7.1
00:50:00	0	8	03:50:00	5	-7.1
00:55:00	0	8	03:55:00	5	-7.1
01:00:00	0	6	04:00:00	5	-7.1
01:00:30	0	8	04:05:00	5	-7.1
01:05:00	0	8	04:35:00	5	-7.1
01:08:00	-1	5	07:35:00	5	-6.9
01:08:30	-1	6	09:55:00	6	-5.8
01:10:00	-2	5			

Tabla 3.8. Proceso de enfriamiento realizado el 13 de octubre del 2000

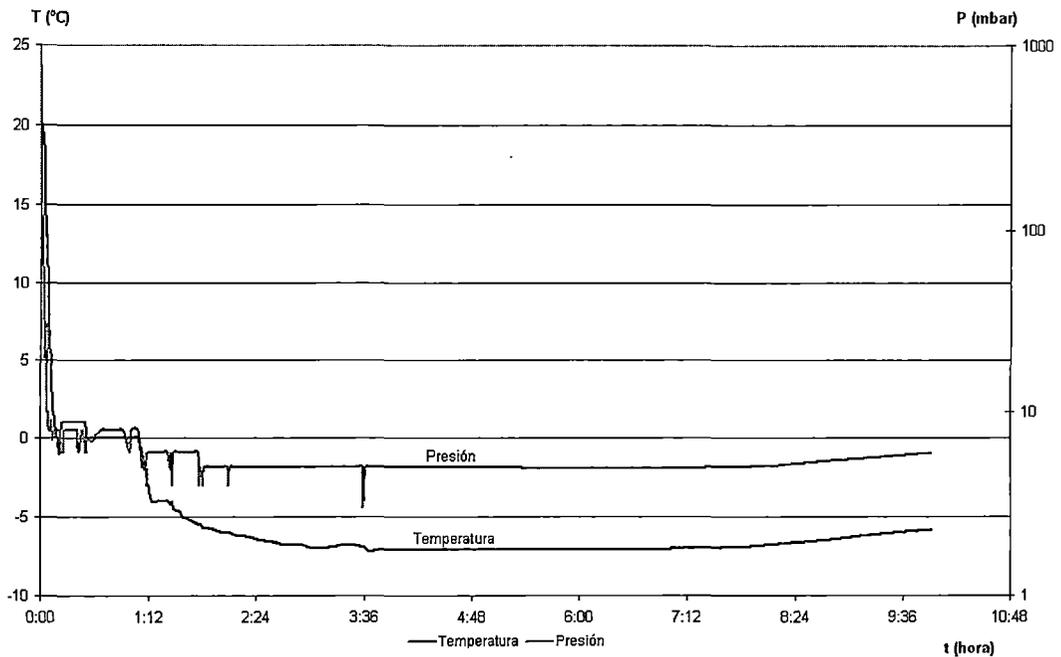


Gráfico 3.5. Proceso de enfriamiento 13.10.2000, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Las experiencias que se muestran a continuación fueron realizadas mediante toma de datos automática, registrando un valor por parámetro cada minuto el que resulta de promediar 30 valores (por parámetro) capturado cada 2 segundos. Se utilizaron los siguientes equipos e instrumentos:

- Bomba de vacío eléctrica marca Zeo-Tech de 92 W, 12 VDC, 3300 l/mi
- Medidor de Presión, marca: Leybold, THERMOVAC TM 20, rango de medición: 1×10^{-3} – 1000 mbar.
- Horno Refractario, marca Thermolyne, 52 A, 60 ciclos, 220 VAC, 1 fase de 0 – 2000 °C.

- Una termocupla tipo K, Chromel – Alumel, medidor de temperatura -50 a 200°C .
- Modas Mobile Data Acquisition System, acumulador de datos, modelo M 1217 DATA LOGGER, 8 canales analógicos diferenciales
- 03 Sensores de Temperatura, LM 335, rango -40 a 100°C , 1 mA, $V_{\text{max input}} 3.04 \text{ V}$
- 01 PT100, rango 180 a 700°C , 1 mA

Nomenclatura

- “t”: Tiempo en minutos, transcurridos desde el inicio de la prueba
- “P”: Presión en el sistema en milibar
- “ T_E ”: Temperatura en la placa del evaporador en grados centígrados
- “ T_I ”: Temperatura en el interior de la cámara térmica en grados centígrados
- “ T_A ”: Temperatura ambiente del lugar en grados centígrados
- “ T_Z ”: Temperatura en el recipiente de zeolita en grados centígrados

Condiciones iniciales: condiciones referidas al inicio de la prueba

“Fecha de realización”: fecha de realizada la prueba

“Masa de agua en el evaporador”: Cantidad de agua que se agrega el evaporador, cantidad de refrigerante en kilogramos.

“Masa de zeolita seca”: Masa de zeolita contenida en el recipiente metálico en kilogramos.

Condiciones iniciales:											
Fecha de realización: 16 de marzo del 2001											
Masa de agua en el evaporador: 0.4 kg											
Masa de zeolita seca: 4.8 kg.											
Temperatura ambiente promedio: 25 °C											
t	T _E	T _Z	P	t	T _E	T _Z	P	t	T _E	T _Z	P
0	30	30	1000	15	4.9	34	6.8	70	1.3	46	6.4
1	25	30	600	16	4.3	34	6.4	75	1.2	46	4
2	23.1	30	45	17	3.7	35	6.1	80	1.1	46	6
3	22.9	30	4.8	18	3.2	35	5.8	90	1.1	47	6.3
4	22.8	30	2.1	19	2.8	35	5.7	100	1.1	48	6.4
5	22.2	30	5.5	20	2.4	36	5.5	120	0.9	51	7
6	19.3	30	3.0	25	2.4	36	5.5	155	-0.5	51	5.7
7	15.8	30	4.0	30	1	37	4.9	175	-1.2	51	5.3
8	13.7	30	4.4	35	0	39	4.6	205	-1.7	49	4.9
9	11.9	31	4.4	40	1.2	40	5.3	235	-2.3	49	4.7
10	10.3	31	7.2	45	1.4	41	5.6	245	-2.6	48	4.6
11	9	31	8.1	50	1.4	42	5.7	265	-2.8	47	4.5
12	8	32	8.3	55	1.4	43	5.8	280	-2.8	47	4.4
13	6	32	8.2	60	1.4	44	6	295	-3.1	47	4.3
14	5.4	33	7.2	65	1.3	45	6.2	310	-3.1	46	4.4

Tabla 3.9. Proceso de enfriamiento realizado el 16 de marzo del 2001.

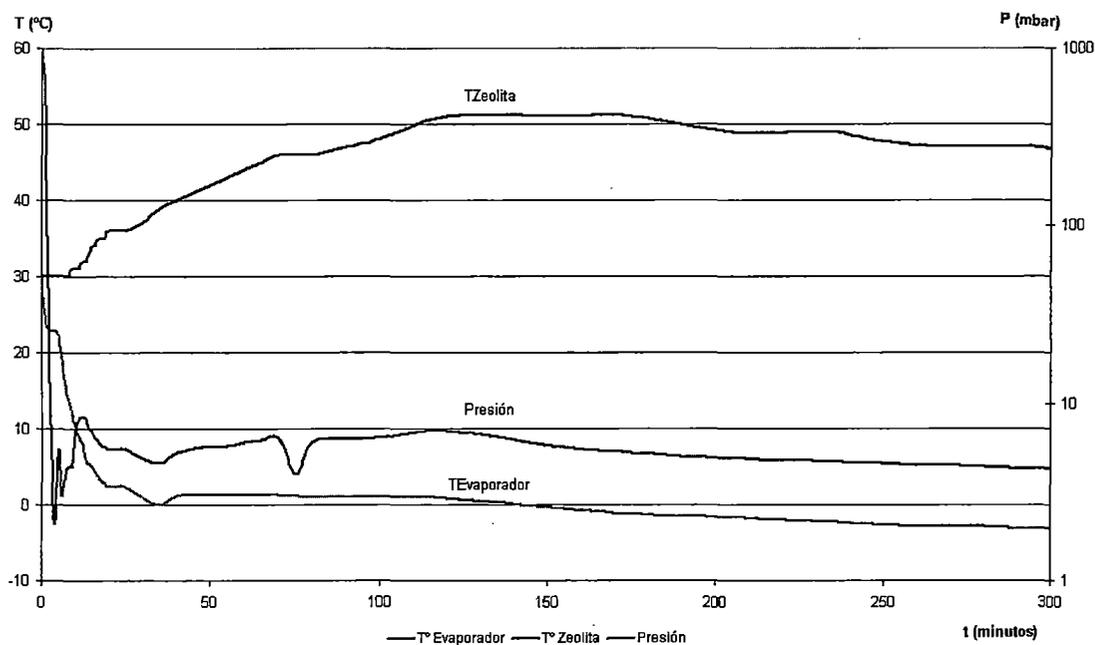


Gráfico 3.6. Proceso de enfriamiento 16.03.2001, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:									
Fecha de realización: 19 de marzo del 2001									
Masa de agua en el evaporador: 0.4 kg									
Masa de zeolita seca: 4.8 kg.									
Temperatura ambiente promedio: 28 °C									
T	T _E	T _Z	T _I	P	T	T _E	T _Z	T _I	P
0	28.8	30	29	1000	110	-1.5	48	8	5.6
1	28.8	30	29	220	120	-2.7	47	7	5
2	28.3	30	29	50	130	-3	47	7	4.7
3	26.5	30	29	20	140	-3.3	47	6	4.6
4	21.9	30	29	4.3	150	-3.5	46	6	4.4
5	17.2	30	29	11	160	-3.7	44	5	4.2
6	13.4	30	29	11	170	-3.9	44	5	4.1
7	11.1	30	28	9.9	180	-4.1	44	4	4
8	9.2	30	28	9.2	190	-4.2	45	4	3.9
9	8.5	30	28	8.5	200	-4.4	45	4	3.8
10	7.8	31	28	7.8	210	-4.5	45	4	3.8
20	1.1	38	19	5.2	220	-4.6	45	3	3.7
30	-0.7	41	16	4.6	230	-4.7	45	3	3.7
40	1.2	43	15	5.7	240	-4.7	45	3	3.7
50	1.1	46	13	6	250	-4.7	45	3	3.7
60	1.0	47	12	6.3	260	-4.8	44	3	3.6
70	0.9	47	11	5.9	270	-4.9	43	3	3.6
80	0.9	49	10	6.2	280	-5	42	2	3.6
90	0.9	50	10	6.4	290	-4.9	42	2	3.5
100	0.8	49	9	6.6	-	-	-	-	-

Tabla 3.10. Proceso de enfriamiento realizado el 19 de marzo del 2001

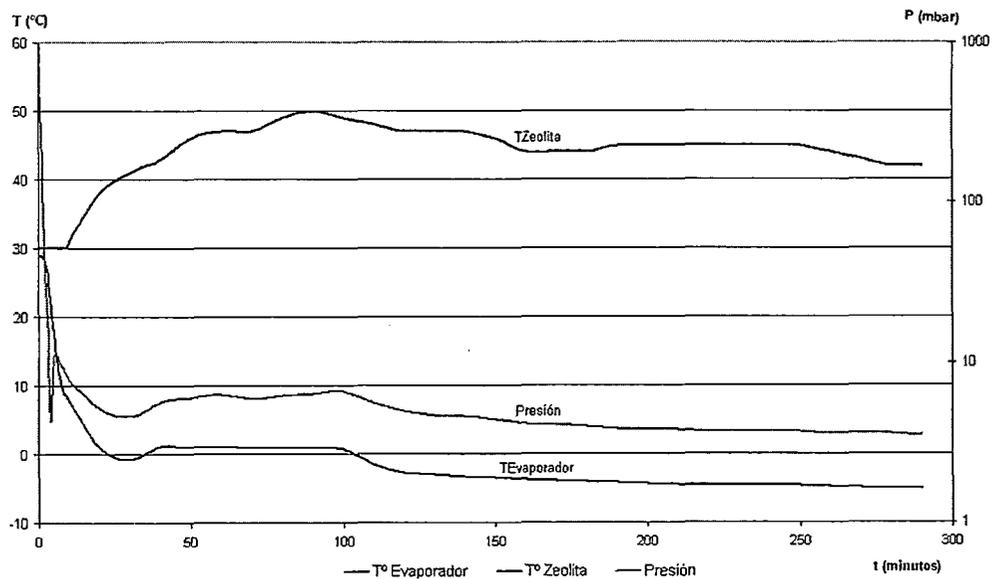


Gráfico 3.7. Proceso de enfriamiento 19.03.2001, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:																			
Fecha de realización: 23 de junio del 2001																			
Masa de agua en el evaporador: 0.5 kg																			
Masa de zeolita seca: 4.8 kg.																			
Temperatura ambiente promedio: 18 °C																			
t	P	T _E	T _I	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _Z
0.0	1000	17	17	17	20	4.7	0.9	16	23	107	5	-6.5	9	39	240	3	-10.7	-1	33
1.0	500	16.3	17	17	22	4.7	0.9	15	24	110	5	-6.5	7	39	250	3.2	-10.7	-1	33
1.5	200	15	17	17	23	4.5	1	15	24	115	5	-6.5	7	39	260	3.3	-10.7	-1	33
2.0	10	13.4	17	17	25	4.5	1	15	25	120	2.7	-6.1	6	38	270	2.3	-10.7	-1	32
2.5	2.4	12	17	17	28	4.9	1	15	26	123	2.8	-7.3	6	37	272	2.3	-10.7	-1	32
3.0	2.2	11	17	17	30	5	0.9	15	28	126	2.9	-7.7	6	37	273	2.4	-11.1	-1	32
3.3	3.4	10.2	17	17	33	2.5	0.9	15	28	128	3	-8	6	37	275	2.4	-11.2	-1	32
4.0	3.6	9	17	17	35	3	0.8	14	28	132	3	-8.2	6	37	280	2.5	-11.3	-1	32
4.3	3.6	8.2	17	17	40	3.4	0.7	14	29	134	3.1	-8.3	6	37	285	2.6	-11.4	-2	32
5.0	3.7	7.7	17	18	45	3.8	0.7	13	31	136	3.1	-8.5	6	37	295	2.8	-11.4	-2	32
6.0	3.7	6.3	17	18	50	4.4	0.6	12	32	138	3.2	-8.5	6	37	300	2.8	-11.4	-2	32
7.0	3.8	5.2	17	18	55	4.9	0.6	12	33	140	3.2	-8.5	5	37	310	1.4	-11.4	-2	32
8.0	3.9	4.1	16	18	60	5.5	0.6	11	35	150	3.4	-8.6	4	37	312	1.8	-11.6	-2	31
9.0	3.9	3.3	16	19	70	3.7	0.3	11	36	160	3.4	-8.6	3	37	316	1.8	-11.8	-2	31
10.0	3.9	2.5	16	19	72	4.4	0.2	11	36	170	3.6	-8.7	2	37	320	1.9	-12	-3	31
11.0	4	1.8	16	20	74	4.7	-0.1	10	36	180	3.7	-8.7	2	37	325	2	-12.1	-3	31
12.0	4.1	1.3	16	20	76	4.8	-1	10	37	190	3.9	-8.8	1	37	330	2.1	-12.1	-3	31
13.0	4.1	0.7	16	21	78	4.8	-2.2	10	37	200	4	-8.9	0	37	335	2.2	-12.5	-3	31
14.0	4.2	0.1	16	21	85	4.8	-4	10	38	210	4.1	-8.9	0	36	340	1.4	-10.7	-3	31
14.5	4.2	0	16	21	87	4.8	-5	10	38	218	2	-7.3	0	35	350	1.8	-12.2	-3	31
15.0	4.2	-0.2	16	22	90	4.8	-5.8	10	38	220	2.3	-8.5	0	35	355	1.9	-12.3	-3	31
16.0	4.3	-0.7	16	22	92	4.8	-6.1	10	38	224	2.4	-9.9	0	35	360	2	-12.4	-3	30
17.0	4.5	0.5	16	23	95	4.8	-6.1	9	39	227	2.5	-10.2	0	34	380	2.1	-12.5	-3	30
18.0	4.7	0.7	16	23	98	4.8	-6.4	9	39	230	2.6	-10.4	0	34	400	2.3	-12.4	-3	30
19.0	4.7	0.8	16	23	105	4.9	-6.4	9	39	235	3	-10.6	-1	34	420	2.4	-12.4	-3	30

Tabla 3.11. Proceso de enfriamiento realizado el 23 de junio del 2001

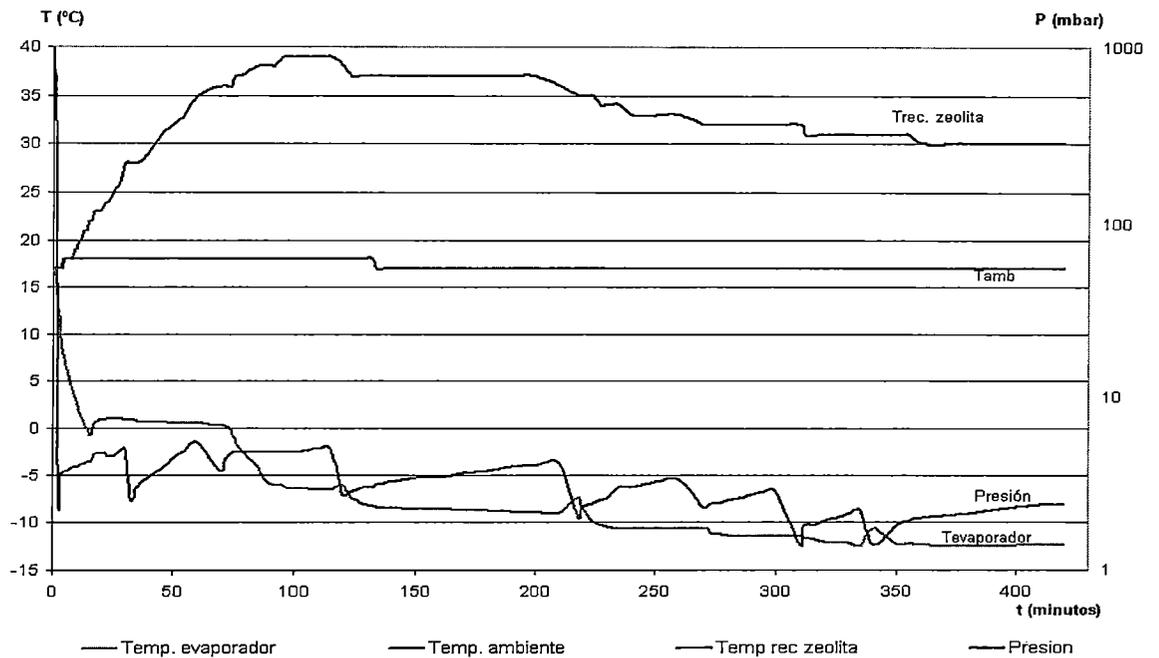


Gráfico N° 3.8. Proceso de enfriamiento 23.06.01, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:														
Fecha de realización: 25 de octubre del 2001														
Masa de agua en el evaporador: 0.5 kg														
Masa de zeolita seca: 4.8 kg.														
t	T _E	T _I	T _A	T _Z	t	T _E	T _I	T _A	T _Z	t	T _E	T _I	T _A	T _Z
0	23.0	23.5	24.3	22.9	19	26.8	16.8	1.2	22.6	388	37.3	-1.2	-8.7	23.1
1	23.0	23.5	23.9	22.7	20	27.0	16.4	0.7	22.6	440	36.0	-1.3	-8.7	23.0
2	23.0	23.5	21.7	22.5	30	29.2	14.7	2.2	21.8	500	34.8	-1.4	-8.6	22.7
3	23.0	23.2	18.5	22.5	35	29.7	13.8	1.8	21.8	550	33.9	-1.3	-8.4	22.5
4	23.1	22.6	15.6	22.6	37	29.9	13.4	0.7	21.8	650	32.5	-1.0	-8.0	22.2
5	23.2	22.1	13.3	22.8	38	29.9	13.1	0.0	21.7	850	30.2	-0.2	-6.8	22.2
6	23.4	21.6	12.3	22.6	39	30.0	12.8	-0.5	21.8	1000	29.9	0.7	-5.7	22.8
7	23.6	21.3	12.0	22.6	40	30.2	12.5	-1.1	21.8	1250	30.4	3.1	-2.7	24.3
8	23.8	21.1	11.7	22.6	50	31.2	11.6	0.6	21.3	1500	29.5	5.7	0.1	24.0
9	24.0	20.7	10.3	22.6	80	31.5	9.6	1.3	21.5	1750	26.7	6.1	1.0	23.1
10	24.2	20.3	8.8	22.6	100	34.6	8.3	0.3	21.3	2000	25.9	9.3	5.5	22.4
11	24.5	19.9	7.5	22.6	140	42.4	6.6	-1.9	23.3	2250	24.6	11.6	8.5	21.7
12	24.8	19.5	6.3	22.6	145	43.3	6.1	-3.8	23.5	2500	23.8	13.5	10.8	21.9
13	25.1	19.0	5.3	22.6	150	43.9	5.4	-5.2	23.6	3000	23.5	16.8	14.9	22.3
14	25.4	18.7	4.5	22.6	155	44.2	4.7	-6.0	23.6	3500	22.0	18.2	16.7	21.1
15	25.7	18.3	3.7	22.6	160	44.3	4.0	-6.4	23.7	4000	21.7	18.9	17.8	21.8
16	26.0	17.7	2.9	22.6	165	44.3	3.5	-6.7	23.6	4500	22.6	20.6	19.9	22.8
17	26.3	17.4	2.3	22.6	170	44.2	3.1	-6.9	23.7	5000	21.4	20.8	20.2	21.1

18	26.6	17.0	1.7	22.6	230	42.4	0.5	-8.0	23.8	5200	21.2	20.5	20.0	21.3
----	------	------	-----	------	-----	------	-----	------	------	------	------	------	------	------

Tabla 3.12. Proceso de enfriamiento realizado el 25 de octubre del 2001

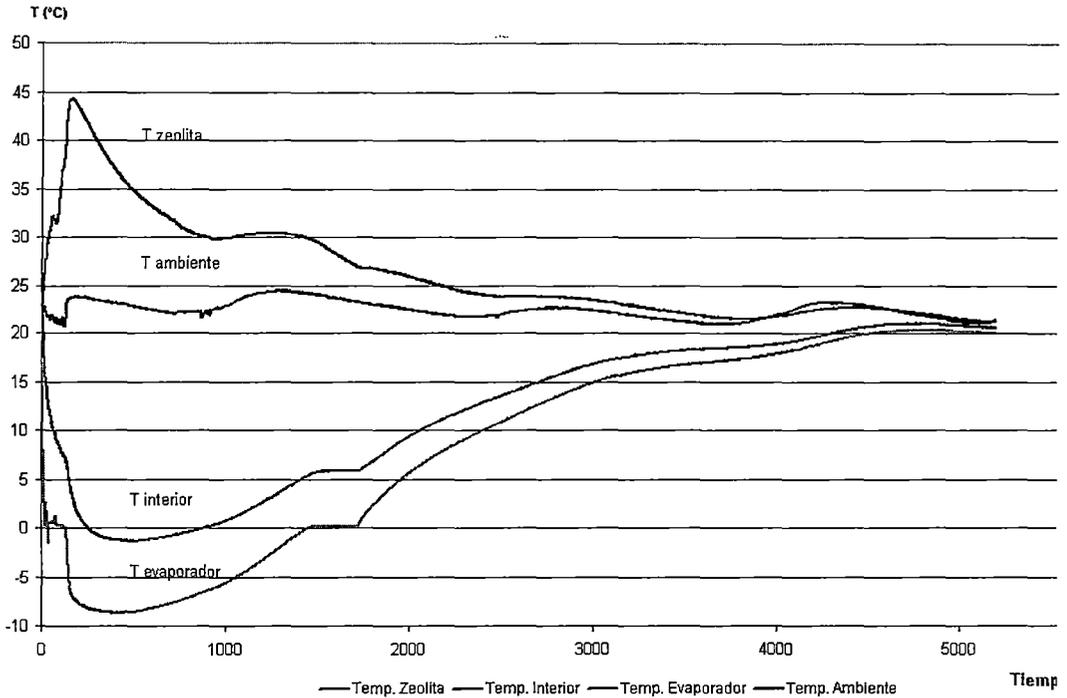


Gráfico N° 3.9. Proceso de enfriamiento 25.10.01, Temperaturas vs. Tiempo

Condiciones iniciales:												
Fecha de realización: 12 de febrero del 2002												
Masa de agua en el evaporador = 0.3 kg												
Masa de zeolita seca = 4.2 kg. (peso sin el recipiente)												
t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z	
1	3.2	29.4	29.6	29.0	30.2	350	10.3	2.3	8.6	29.0	38.8	
10	3.0	29.5	29.6	28.9	30.1	400	11.0	2.9	8.6	29.0	38.2	
15	3.0	29.4	29.6	28.8	30.1	450	11.9	3.7	9.1	29.1	37.9	
20	12.5	17.5	26.9	28.8	30.5	500	12.5	4.4	9.5	29.1	37.5	
25	9.4	10.3	24.5	28.8	31.8	600	13.7	5.7	10.4	29.0	36.8	
30	8.4	7.5	22.6	28.8	33.3	700	14.8	7.0	11.5	29.1	35.9	
40	7.9	4.9	20.0	28.7	35.4	800	16.8	8.4	12.6	28.6	35.1	
50	7.9	3.6	17.8	28.6	36.7	900	18.9	9.8	13.8	28.6	34.8	
70	9.2	4.0	15.3	28.4	38.5	1000	19.3	16.0	17.2	28.8	30.0	
100	9.3	3.3	13.0	28.4	39.9	1250	19.3	22.6	23.3	29.1	30.0	
150	9.7	2.8	10.8	28.5	40.3	1500	19.3	25.7	26.1	28.5	29.5	
200	9.9	2.5	9.7	28.6	40.3	1750	19.3	27.2	27.5	28.3	29.3	
250	10.0	2.4	9.1	28.4	39.6	2000	19.3	27.9	28.1	28.0	29.0	

300	10.1	2.4	8.8	29.0	39.3	2500	19.3	28.8	29.0	28.9	29.9
-----	------	-----	-----	------	------	------	------	------	------	------	------

Tabla N° 3.13. Proceso de enfriamiento 12 de febrero del 2002

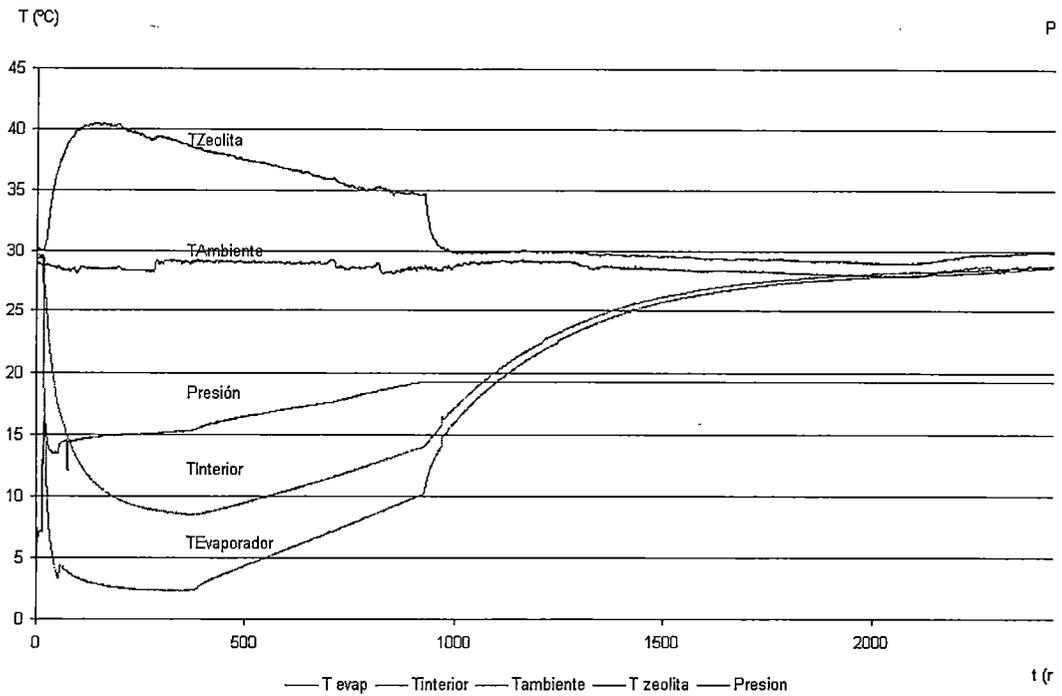


Gráfico 3.10. Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:											
Fecha de realización: 26 de febrero del 2002											
Masa de agua en el evaporador = 0.4 kg											
Masa de zeolita seca = 4.2 kg. (peso sin el recipiente)											
t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z
1	4.1	29.1	29.3	28.9	29.6	450	5.6	-3.4	3.7	28.0	41.0
30	3.9	29.1	29.3	28.7	29.5	500	5.6	-3.4	3.7	27.9	40.0
35	8.1	18.8	27.2	29.2	30.1	600	5.7	-3.0	3.8	27.8	38.8
40	5.7	10.1	24.2	28.8	31.8	700	5.9	-2.5	4.2	27.8	38.0
50	5.0	4.4	20.4	28.7	35.6	800	6.3	-1.9	4.7	27.8	37.5
60	5.9	4.5	18.1	28.7	37.9	900	6.9	-1.2	5.3	27.7	37.1
70	6.7	4.1	16.3	28.5	40.0	1000	7.4	-0.3	5.9	26.7	35.5
80	7.3	3.7	14.9	28.3	41.7	1200	8.6	1.4	7.6	28.5	36.0
120	8.3	2.0	11.1	28.7	46.8	1400	9.8	3.7	9.7	28.8	35.7
140	7.5	0.0	9.5	28.7	47.4	1600	11.7	6.1	12.1	28.6	35.0
150	7.2	-0.5	8.7	28.7	47.3	1800	13.9	6.1	13.5	28.3	34.3
180	6.6	-1.5	7.2	28.7	46.6	2000	12.6	17.9	18.8	28.1	32.5
200	6.4	-1.9	6.5	28.7	45.9	2200	10.5	22.5	23.0	27.9	30.7

240	6.0	-2.6	5.3	28.6	44.9	2400	9.8	24.9	25.2	28.1	29.9
300	5.8	-3.1	4.3	28.4	43.3	2600	9.7	26.5	26.7	28.9	29.9
350	5.6	-3.4	4.0	28.3	42.5	2800	9.8	27.7	27.8	29.9	30.4
400	5.6	-3.5	3.8	28.1	41.4	3200	10.2	29.0	29.0	28.8	30.1

Tabla N° 3.14. Proceso de enfriamiento 26.02.2002

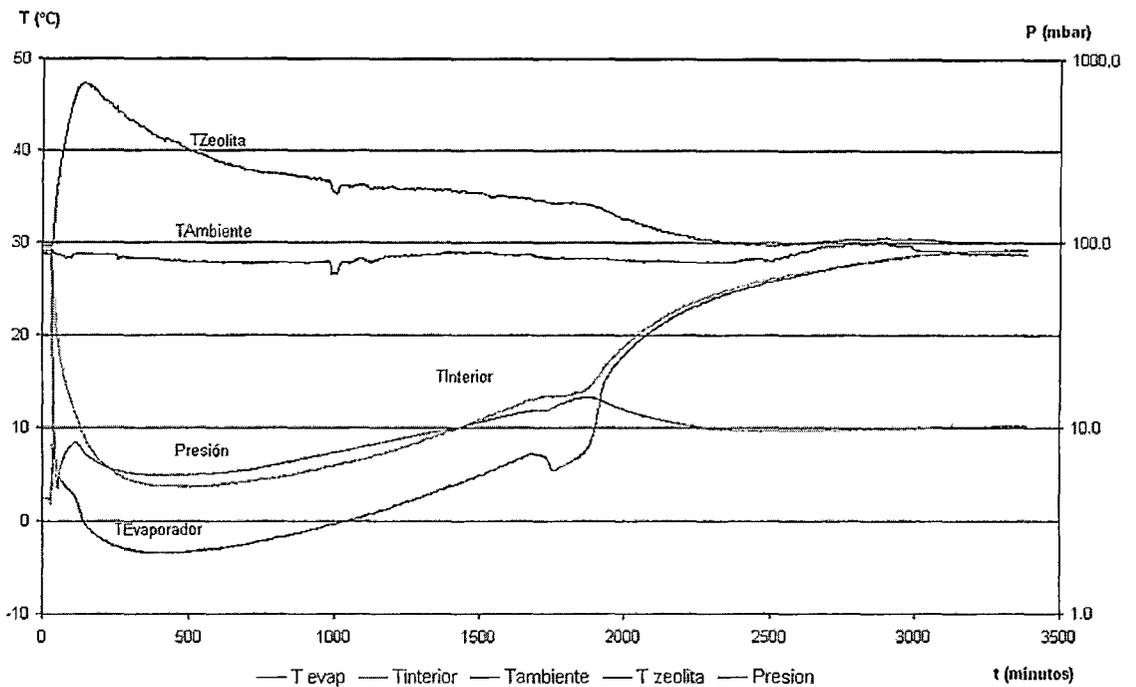


Gráfico N° 3.11. Proceso de enfriamiento 26.02.2002, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:

Fecha de realización: 05 de febrero del 2002

Masa de agua en el evaporador = 0.5 kg

Masa de zeolita seca = 4.2 kg. (peso sin el recipiente)

t	P	TE	TI	TA	TZ	t	P	TE	TI	TA	TZ
1	2.9	27.6	27.4	28.4	29.3	220	5.9	-2.6	5.6	27.8	45
14	20.0	27.5	27.5	28.5	29.3	230	5.8	-2.9	5	27.9	44.9
15	645.9	27.6	27.5	28.6	29.2	240	5.7	-3.1	4.6	27.9	44.7
16	577.5	27.5	27.5	28.6	29.3	250	5.7	-3.3	4.1	27.9	44.4
17	206.4	27.5	27.6	28.6	29.3	260	5.7	-3.5	3.8	28	44
18	35.6	27.5	27.5	28.7	29.4	270	5.7	-3.6	3.4	28	43.8
19	6.9	27.4	27.6	28.6	29.3	280	5.6	-3.8	3.2	28	43.4
20	3.5	27.4	27.6	28.4	29.3	290	5.6	-3.8	2.9	27.9	43.2
21	2.8	27.4	27.5	28.2	29.2	300	5.5	-4	2.7	27.9	42.8
22	3.2	27.4	27.6	28.1	29.2	310	5.5	-4.1	2.5	27.8	42.5
30	3.3	27.4	27.6	28.2	29.2	320	5.5	-4.2	2.4	27.8	42.2

100	3.3	10	22.2	27.5	30.1	330	5.5	-4.2	2.2	27.8	42
105	2.9	6.5	19.9	26.7	31.2	340	5.5	-4.3	2.1	28	41.7
110	2.8	4.3	18	26.8	32.7	350	5.5	-4.3	2	27.9	41.4
115	2.8	2.7	16.3	27	33.8	360	5.5	-4.4	1.9	28	41.1
120	3.3	3.3	15.1	26.7	34.5	555	5.5	-4.5	1.3	28	37.5
125	3.6	3.5	14.4	26.6	35.4	1300	5.5	-4.3	1.5	27.9	37.2
130	3.8	3.3	13.6	27	36.5	1000	6.4	-2.4	3	27.4	34.7
135	4.2	3.1	12.9	26.7	37.1	1200	7.3	-1.2	4.2	29.3	35.4
140	4.6	3	12.2	27.1	38	1400	8.2	0.4	5.7	29.9	35.6
150	5.1	2.6	11.1	27.6	35	1600	9.2	1.9	7.1	29	35.2
160	5.7	2.4	10.3	26.6	37	2000	11.6	2.8	8.6	29.1	33.8
170	6.0	2.1	9.6	26.9	40.4	2250	16.1	7.2	11.6	29.1	33.5
180	6.4	1.3	8.9	26.9	42.1	2500	18.6	11	15.3	28.8	32.5
190	6.4	0.1	8	27	43.1	3000	13.8	25.3	25.6	29.8	30.5
200	6.2	-1.2	7.1	26.9	43.6	3380	13.2	27.6	27.7	29.5	29.9
210	5.9	-2.2	6.3	27.8	44.9	3950	13.0	28.5	28.6	28.5	29.6

Tabla N° 3.15. Proceso de enfriamiento 05 de febrero del 2002

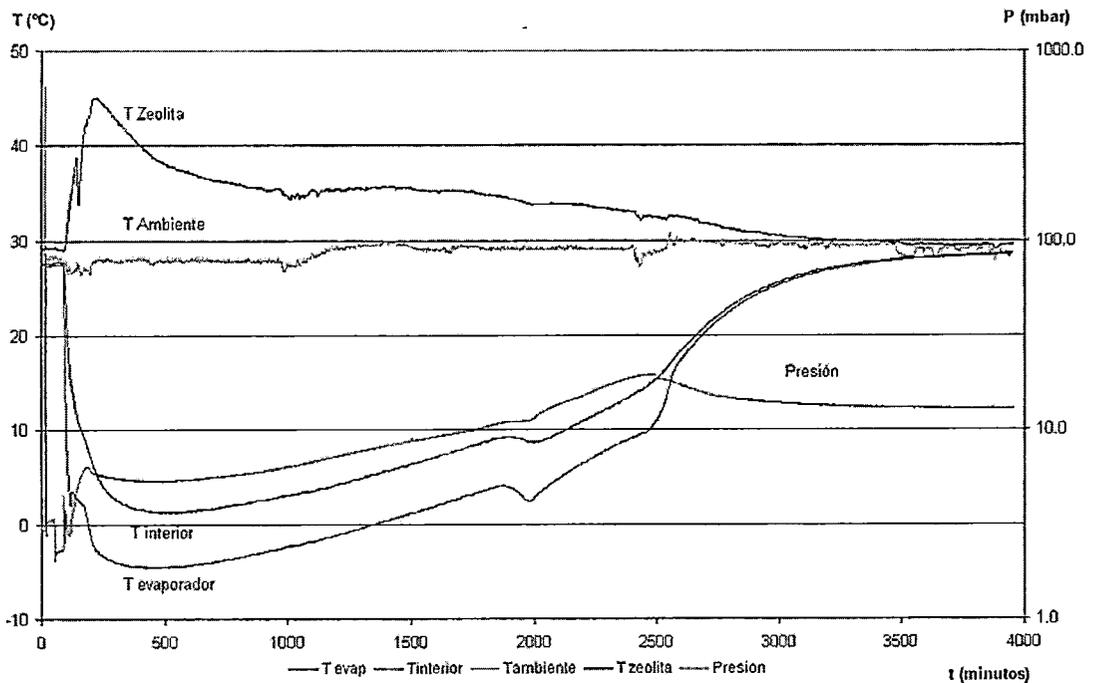


Gráfico N° 3.12. Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo

Condiciones iniciales:											
Fecha de realización: 25 de marzo del 2002											
Masa de agua en el evaporador = 0.6 kg											
Masa de zeolita seca = 4.2 kg. (peso sin el recipiente)											
t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z	t	P	T _E	T _I	T _A	T _Z
1	5.0	29.7	29.4	29.3	30.1	340	5.3	-5.1	1.6	28.8	47.6

10	5.0	29.0	29.5	29.5	30.2	380	5.2	-5.5	1.0	28.8	46.4
30	5.1	29.2	29.4	29.2	30.3	420	5.1	-5.7	0.8	28.7	45.4
35	5.1	29.2	29.4	29.3	30.3	460	5.1	-5.8	0.5	28.7	44.5
40	9.9	20.9	27.6	29.3	31.1	500	5.1	-5.8	0.4	28.6	43.8
45	6.1	13.4	24.6	29.4	33.9	600	5.2	-5.6	0.5	28.5	42.2
50	5.3	9.6	22.4	29.4	36.7	800	5.8	-4.7	1.2	28.5	40.4
60	4.6	5.5	18.7	29.4	40.5	900	6.2	-4.0	1.9	28.5	40.0
70	4.4	3.2	15.9	29.2	43	1000	6.8	-3.2	2.4	29.4	39.6
80	5.4	4.0	14.4	29.3	44.6	1100	7.5	-2.3	3.3	28.8	38.9
90	5.8	3.8	13.1	29.2	46.6	1200	8.1	-1.4	4.1	28.5	38.1
100	6.1	3.4	12.1	29.1	48.2	1300	8.8	-0.5	5.0	28.7	38.1
120	7.0	2.9	10.5	29.1	50.9	1400	9.5	0.6	5.9	29.0	37.8
140	7.8	2.5	9.6	29.2	53.4	1500	10.4	1.6	6.8	28.5	37.3
160	8.1	1.5	8.6	29.1	54.5	2000	17.2	7.2	11.0	28.7	35.6
180	7.6	0.0	7.5	29.1	54.8	2300	23.9	11.6	14.8	28.6	34.6
200	6.8	-1.6	6.2	29.1	54.2	2400	26.3	12.9	15.9	28.7	34.2
220	6.3	-2.5	5.1	29.1	53.4	2500	29.7	14.0	16.8	28.7	34.0
240	6.0	-3.2	4.1	29.0	52.2	2600	32.5	15.1	17.8	28.6	33.5
260	5.8	-3.8	3.4	29.0	51.2	3000	43.8	18.8	21.1	28.6	32.4
280	5.6	-4.3	2.8	28.9	50.1	3500	71.6	22.1	24.1	28.3	31.3
300	5.5	-4.6	2.3	28.8	49	4000	57.1	27.1	27.3	28.5	30.1
320	5.3	-4.9	1.9	28.8	48.5	4500	55.0	28.6	28.7	28.2	29.7

Tabla N° 3.16. Proceso de enfriamiento 25 de marzo del 2002

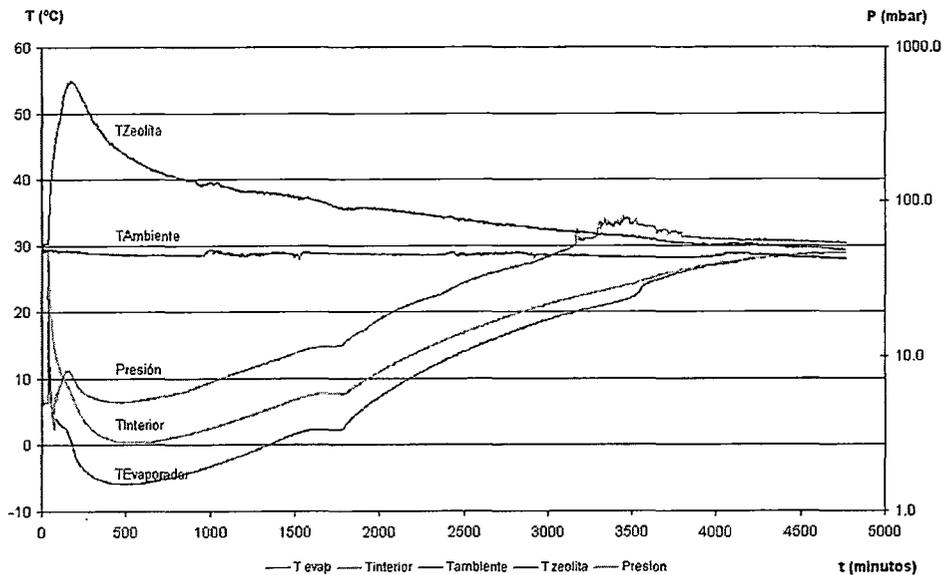


Gráfico N° 3.13. Proceso de enfriamiento, Temperatura y Presión vs. Tiempo

De los gráficos N° 3.4, 3.5, 3.6 y 3.7 mostrados anteriormente podemos extraer la curva que indica el comportamiento de la temperatura en el evaporador y agruparla en un solo gráfico obteniéndose lo siguiente.

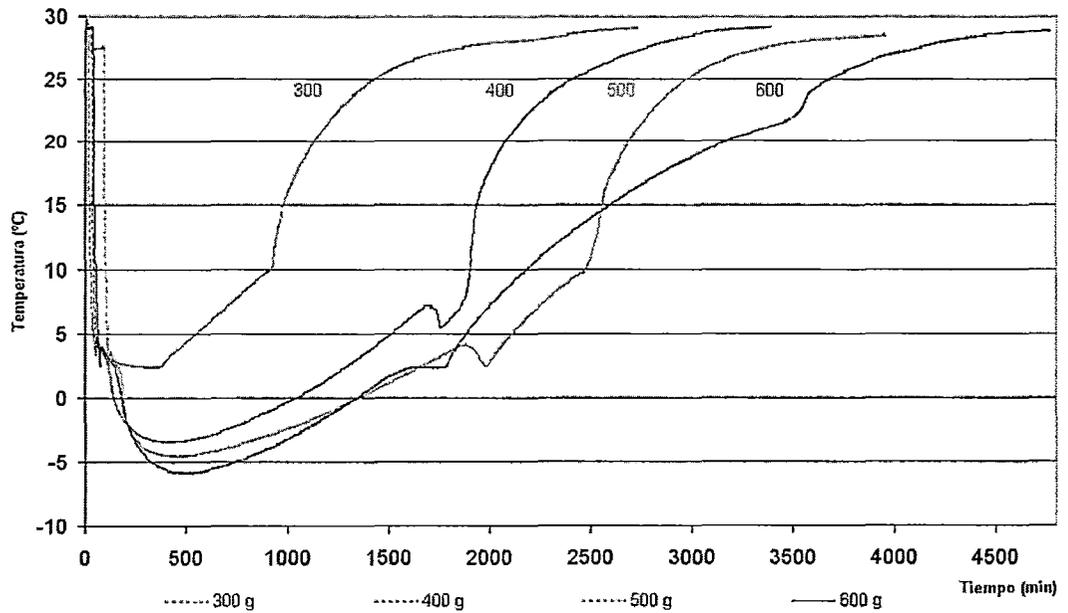


Gráfico N° 3.14. Comparación, temperatura del evaporador a masas diferentes

3.3.7. Conclusiones experimentales

Analicemos ahora los resultados obtenidos experimentalmente, los cuales han sido mostrados en el punto 3.3.6.

- **Proceso de regeneración, propiedades adsorptivas y desorptivas de la zeolita**

De los gráficos 3.1. y 3.2, se observa que es recomendable extraer del 30% al 12% de humedad ya que continuar el secado resultaría un gasto de energía alto, teniendo como consideración que la humedad relativa es baja (menos del 20%). Por ello la temperatura apropiada de regeneración de la zeolita es de 250 °C. En ella se obtiene 5% de humedad (extracción de 84% de masa de agua contenida) en aproximadamente 2.5 horas; si trabajamos a una menor temperatura, 200°C, se obtiene 10 % de humedad (extracción de 66 % de masa de agua contenida) en 6 horas, tiempo de secado que resulta inapropiado para nuestro fin; de la misma forma para una temperatura de 300°C obtenemos un producto casi seco de 0.01% (con extracción de 97% de masa de agua contenida) en aproximadamente 3.5 horas y finalmente a una temperatura de 350 °C obtenemos un producto seco en 2.5 horas, claro que los dos últimos escenarios se producen a un costo de energía cada vez mayor. Algunos investigadores afirman que el someter a la zeolita a una temperatura superior a los 300 °C puede ocasionar el deterioro de su estructura cristalina, este hecho no ha sido corroborado, mas aún, alguna bibliografía estudiada afirma que la zeolita por ser un aluminosilicato soporta temperaturas de alrededor de 700 °C.

Como se puede observar ambas gráficas tienen como mayor contenido de humedad un valor cercano a 0,4, teóricamente este tipo de zeolita debe retener como máximo una masa de agua 0,3 veces su masa total, esta

diferencia se atribuye al procedimiento experimental de humidificación del grano en el laboratorio. En la prueba en laboratorio se coloca una muestra de zeolita sumergida en agua, con el fin de que adsorba agua y se sature, esto para garantizar su saturación máxima. Posteriormente, se seca el grano en forma natural, este secado por no ser controlado y hacerlo en forma natural no garantiza que se toda el agua líquida en la superficie exterior del grano se evapore (es decir la zeolita aun queda mojada), de hecho debe ocurrir que sobre la superficie del grano y no en los poros queden adheridas algunas moléculas de agua líquida lo que influye en el peso final de la zeolita. Esta prueba tal vez debió realizarse exponiendo el grano a vapores de agua, garantizando así su saturación natural, sin embargo estos resultados arrojan el comportamiento regenerativo de la zeolita en forma adecuada, por lo que estamos convencidos de su utilidad y suficiencia para nuestros fines.

El gráfico 3.3. muestra la curva de operación del horno eléctrico utilizado, solo para fines experimentales, en el proceso de regeneración, en esta gráfica el horno es calibrado para trabajar a una temperatura de 350 °C, sin embargo para la mayoría de experiencias se seleccionó una temperatura de 250 °C.

El prototipo EG-Solar está diseñado para que el proceso de regeneración se realice en un concentrador parabólico modelo SK-14. Sin embargo, para nosotros no fue posible realizarlo durante todo el año debido a las condiciones climáticas de la ciudad de Lima. Algunos resultados experimentales realizados en la ciudad de Lima con 5.2 kWh/m²-día

(radiación promedio estimada en Lima, 18 febrero del 2001) de radiación acumulada global, colocando el adsorbedor con la zeolita saturada (peso total 5 kg de zeolita) durante aproximadamente 6 horas (desde las 9:00 a las 16:00 horas), se logró evacuar solamente 120 gramos de agua, es decir solo el 24 % de la cantidad de agua contenida en ella (0,5 kg).

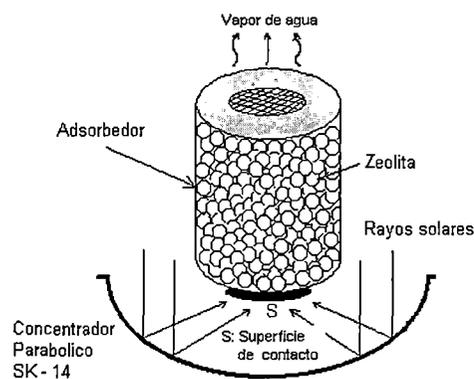


Figura 3.12. Esquema del proceso de regeneración, prototipo EG-Solar

En la figura 3.12. se muestra un esquema que corresponde al proceso de regeneración que se realiza en el concentrador SK-14, a continuación indicamos las razones que hacen que este procedimiento de regeneración no sea adecuado y no se obtengan los resultados esperados:

- La superficie de contacto "S", es pequeña, en ella se pueden obtener temperaturas de hasta 350 °C, sin embargo, la transferencia de calor desde este punto, hasta el interior del grano es deficiente sobre todo debido a las pérdidas de calor por convección en las paredes del recipiente metálico.

- La desorción se realiza inicialmente en los granos que se encuentran cercanos a la superficie "S", estos granos expulsan el agua contenida, el cual atraviesa los granos superiores para salir por la rejilla al exterior. Sin embargo, puede ocurrir que los granos superiores no se encuentren a una temperatura apropiada para la desorción y, si no estén saturados, pueden adsorber estos vapores de agua (recordemos que el refrigerador esta diseñado para utilizar como máximo 1 kg de agua, y el contenido de la zeolita seca es de 4,5 kg, es decir, si adsorbiera esta masa de agua tendría un $a = 22\%$, pudiendo llegar a 30% , por ello, el prototipo trabaja siempre con un grano no saturado con la capacidad de adsorber más vapor de agua que el de diseño), de esta forma el proceso de regeneración se hace mas lento, y en forma no uniforme, no garantizándose el secado óptimo del grano.

- **Proceso de enfriamiento**

Gráficos 3.4 y 3.5, estos gráficos son el resultado de pruebas realizadas en octubre del 2000 en las que se utilizó una bomba eléctrica de 12 V y la toma de datos realizada en forma manual durante las primeras 4 y 9 horas respectivamente. Sólo se tomaron los valores de temperatura en el evaporador y la presión en el sistema obteniéndose para el caso de la prueba del 07.10.2000 una temperatura mínima de $-5.2\text{ }^{\circ}\text{C}$ mientras que en la prueba del 13.10.2000 se obtuvo $-7.2\text{ }^{\circ}\text{C}$ en la placa del evaporador, de la misma forma las presiones mínimas obtenidas en las experiencias fueron 2.5 mbar y 4.0 mbar respectivamente.

Durante el desarrollo y análisis de los resultados, como se puede apreciar en los gráficos, los picos de caída de la curva de presión indican la puesta en marcha de la bomba de vacío, varias horas después de iniciado el proceso de enfriamiento. Este hecho puede originar la succión del vapor de agua antes que sea adsorbido por la zeolita, y será comentado más adelante en las conclusiones de este capítulo.

Gráfico 3.6, muestra el comportamiento de las diferentes temperaturas y la presión de la prueba experimental realizada el 16 de marzo del 2001, con 0,4 kg de agua en el evaporador. La temperatura mínima obtenida en la superficie del evaporador fue de $-3.1\text{ }^{\circ}\text{C}$. y la presión mínima del sistema de 2.1 mbar. Esta prueba fue una de las primeras realizadas con un sistema de adquisición de datos automático que monitoreaba el tiempo, las temperaturas en la placa del evaporador y la zeolita, además de la presión del sistema.

Gráfico 3.7, prueba realizada el 19 de marzo del 2001, con 0,4 kg de masa de agua en el evaporador. La temperatura mínima en la superficie del evaporador fue de $-5,0\text{ }^{\circ}\text{C}$ y la presión mínima del sistema de 3.5 mbar. El procedimiento y la toma de datos se realizaron de la misma forma que en el punto anterior.

Gráfico 3.8, prueba realizada el 23 de junio del 2001, con 0,5 kg de masa de agua en el evaporador. Esta fue la primera prueba en la que se monitorea el comportamiento de la temperatura interior de la cámara fría. Los resultados indican una temperatura mínima en la superficie del evaporador de $-12,4\text{ }^{\circ}\text{C}$ y la presión mínima del sistema de 1,4 mbar. La

presión del sistema es controlada y mantenida baja debido a la puesta en marcha de la bomba de vacío.

Gráfico 3.9, prueba realizada el 25 de octubre del 2001, con 0,5 kg de masa de agua en el evaporador. Además de las temperaturas mencionadas anteriormente, se monitorea la temperatura ambiente. Los resultados muestran una temperatura mínima en la superficie del evaporador de $-8,7$ °C. La presión en esta prueba no fue monitoreada debido a que al medidor de presión estaba en mantenimiento.

Gráfico 3.10, muestra la prueba realizada el día 12 de febrero del 2002, con 0,3 kg de masa de agua en el evaporador. La temperatura mínima en la superficie del evaporador fue de $2,3$ °C y la presión mínima del sistema de $3,0$ mbar.

Gráfico 3.11, muestra la prueba realizada el día 26 de febrero del 2002, con 0,4 kg de masa de agua en el evaporador. La temperatura mínima en la superficie del evaporador fue de $-3,5$ °C y la presión mínima del sistema de $3,9$ mbar.

Gráfico 3.12, muestra la prueba realizada el día 05 de febrero del 2002, con 0,5 kg de masa de agua en el evaporador. La temperatura mínima en la superficie del evaporador fue de $-4,5$ °C y la presión mínima del sistema $2,8$ mbar.

Gráfico 3.13, muestra la prueba realizada el día 25 de marzo del 2002, con 0,6 kg de masa de agua en el evaporador. La temperatura mínima en la superficie del evaporador fue de $-5,8$ °C y la presión mínima del sistema de $4,4$ mbar.

Gráfico 3.14, este gráfico es construido con los resultados obtenidos en las experiencias del 05, 12, 26 de febrero del 2002 y del 25 de marzo del 2002 y mostrados en los gráficos 3.10, 3.11, 3.12 y 3.13 y muestra el comportamiento de las temperaturas en la superficie del evaporador con diferentes masas de agua en su interior. Las experiencias realizadas con 800 y 1000 gramos (capacidad máxima del evaporador) no se obtuvieron resultados adecuados, debido a que en el momento de la evaporación el vapor de agua arrastraba agua líquido que mojaba el grano echando a perder la prueba.

3.3.8. Comentarios

- El prototipo original está diseñado para alojar en su interior hasta 1000 gramos de agua, sin embargo no fue posible evaluarlo con masas superiores a los 800 gramos debido a que la evaporación violenta del agua originaba un arrastre del líquido hacia el adsorbente.
- Es importante tener el evaporador en posición horizontal durante el proceso de enfriamiento, para evitar la formación de hielo en la manguera que lo interconecta con el adsorbedor y evitar así una obstrucción que impida total o parcialmente el proceso de adsorción incrementando así la presión parcial del vapor de agua y la temperatura en el evaporador.
- Se ha podido observar un comportamiento similar en las curvas de enfriamiento de la temperatura y la presión: en la figura siguiente se muestra la gráfica de un proceso de enfriamiento obtenido

experimentalmente el 05.02.2002. Véase el gráfico 3.12. sobre el que se han indicado puntos de los que mencionaremos.

Las curvas antes del punto “a”, reflejan las tareas previas al inicio de la experiencia y las temperaturas fluctúan próximas a la temperatura ambiente. La presión del sistema registra un valor bajo, sin embargo, el evaporador (por estar aislado) está a la presión atmosférica. La prueba se inicia con la apertura de la válvula instalada entre el evaporador con el resto del sistema, iniciándose el proceso de enfriamiento (durante unos minutos se enciende la bomba de vacío, la cual succiona el aire que se encuentra en el interior del evaporador)

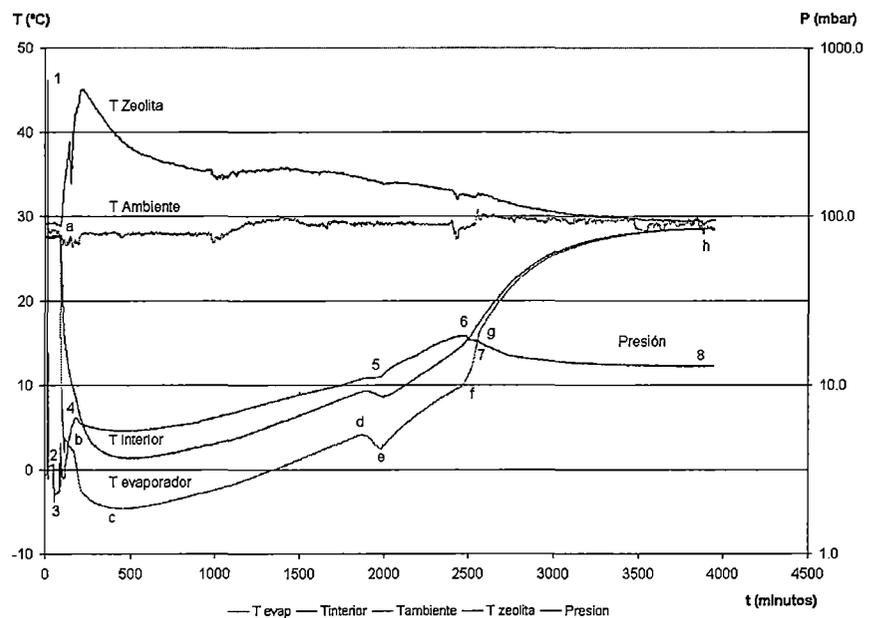


Gráfico 3.15. Comportamiento de las temperaturas del prototipo EG-Solar y presión en el proceso de enfriamiento

El proceso se inicia en el punto “a”, la temperatura del evaporador es próxima a la temperatura ambiente, luego de ello, la temperatura cae muy rápidamente, debido a la evaporación brusca del refrigerante ocasionada por la caída de presión en el sistema. Esta caída se observa hasta el punto “b”, desde donde la temperatura decrece a una velocidad menor a la inicial (en algunas pruebas inclusive se observa un incremento pequeño en la temperatura, y un posterior decrecimiento), esto se debe básicamente a la disminución en la velocidad de adsorción y por ello, el incremento de la presión parcial del vapor de agua en el evaporador (la masa de agua evaporada es mayor a la masa de agua adsorbida). En el tramo b – c, se observa esta disminución de temperatura a una velocidad menor a la mostrada en el tramos a – b, el punto “c” es el punto mínimo obtenido en el proceso de enfriamiento. En el tramos b – c, parte del refrigerante es solidificado (formación de la capa de hielo), por consiguiente tenemos una mezcla sólido vapor en el evaporador (sólido a baja presión).

El tramo c – d, muestra el calentamiento del evaporador debido a las pérdidas de calor por medio de las paredes de la cámara de frío, sin embargo, este incremento en la temperatura es uniforme hasta “d”, luego de ello se observa una nueva caída en la temperatura del evaporador, esto se interpreta básicamente a, la evaporación de la capa de hielo, se forma vapor, el cual es adsorbido por la zeolita, originándose así un pequeño proceso de enfriamiento el cual llega a su punto mas bajo en “e”, en algunos casos es muy probable que durante este tramo se formen

nuevamente pequeños sólidos en el interior del evaporador. El tramo e – f es similar al tramo c – d, y es ocasionado por la misma razón, en el se observa un calentamiento a una velocidad menor que el tramo siguiente (pero mayor que en el tramo c-d, debido a que el proceso de enfriamiento en d-e es menor al originado en b-c), debido a la evaporación de los sólidos formados porque se requiere de mayores cantidades de calor para su evaporación. En el tramo f – g, se produce la adsorción de últimos vapores generador, sin embargo este proceso ya es no es suficiente para producir frío. El último tramo, g – h, es el calentamiento final del evaporador, en su interior ya no existe refrigerante (ha sido totalmente adsorbido) y es originado por las pérdidas de calor en las paredes de la cámara de frío, este calentamiento se realiza hasta la temperatura ambiente.

La temperatura en el interior de la cámara de frío es un reflejo de la temperatura del evaporador, y su comportamiento es similar, la diferencia de sus temperaturas es básicamente al colchón de aire que los separa ya que el enfriamiento a la cámara se realiza por convección natural desde la parte superior de esta, donde se encuentra el evaporador.

Una temperatura importante, que refleja el proceso de adsorción, es la temperatura de la zeolita: se puede observar un incremento rápido en ella, hasta antes que la temperatura en el evaporador llegue al punto “c”, (la gráfica muestra una caída de esta temperatura en este tramo, y se debe al encendido de un ventilador para disipar el calor del adsorbedor, sin embargo, esta fluctuación solamente se observa en esta experiencia, hay

que mencionar que este hecho por ser en corto tiempo no alteró los datos experimentales en esta prueba), este incremento de temperatura en el grano, dificulta y obstaculiza el proceso de enfriamiento. Las fluctuaciones de esta curva reflejan los momentos en que se realizan pequeños procesos de evaporación y adsorción, sin embargo, la temperatura del grano no supera el valor obtenido durante la primera etapa de adsorción, pero permanece por encima de la temperatura ambiente durante toda la experiencia. El adsorbedor se enfría lentamente por convección natural, con el aire que lo rodea.

- Durante el proceso de enfriamiento se realiza la succión del aire contenido en toda la línea del refrigerador. Esta succión debe ser realizada solamente al inicio de la prueba, ya que realizarla posteriormente puede ocasionar (como ha ocurrido durante algunas experiencias realizadas) la succión del vapor de agua.
- Como ya ha sido mencionado, el proceso de adsorción es realizado con expulsión de calor, por ello, un indicador apropiado de cuando se esta realizando el proceso de adsorción es la temperatura de la zeolita.
- Otro indicador que influye sobre el comportamiento y obtención de la temperatura final¹ en el evaporador es la temperatura ambiente, esto debido principalmente a la velocidad de enfriamiento que por estar ligado a la velocidad de adsorción la que disminuye si no es evacuado rápidamente el calor de adsorción. A continuación se indican hechos que no favorecen a la caída de la temperatura del evaporador.

¹ Referido a la temperatura mínima obtenida en el evaporador

Calentamiento en el grano, el cual origina una disminución de la velocidad de adsorción, y es debido básicamente a que el calor de adsorción no es evacuado correctamente.

Distribución del grano, la saturación rápida de los granos ubicados en la parte superior del adsorbedor (figura 3.14), evitan el contacto rápido entre el vapor de agua y los granos inferiores.

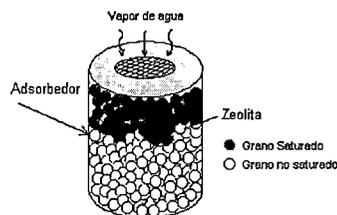


Figura 3.14. Esquema del proceso de adsorción, prototipo EG-Solar

Esta disminución del proceso de adsorción se puede apreciar en todos nuestros resultados experimentales con la disminución de la velocidad de enfriamiento en el evaporador.

- Han sido mencionados algunos inconvenientes obtenidos en la evaluación experimental del prototipo EG-Solar. A continuación se muestra un resumen al respecto:

Pérdida del refrigerante en cada ciclo de enfriamiento – regeneración, recambio de agua, preferiblemente agua destilada que evite la formación de sarro dentro del evaporador, situación que se torna complicada en zonas rurales.

La pérdida de presión en la línea, que obliga el uso de una bomba de vacío manual, con los problemas ya mencionados o eléctrica, con la necesidad de contar con una fuente de generación eléctrica en la zona.

El hecho de succionar el refrigerante, agua, si no se utiliza adecuadamente la bomba de vacío.

El contacto permanente entre el medio ambiente y la zeolita lo que a la larga origina un obstrucción y deterioro de sus poros disminuyendo o perdiendo su capacidad de adsorción.

El no poder extraer adecuadamente la cantidad de agua contenida en la zeolita por el deficiente proceso de regeneración en los concentradores SK-14.

- La figura 3.13 muestra el comportamiento de las temperaturas durante uno de los procesos de enfriamiento realizados en laboratorio, el que es tomado como ejemplo por tener un comportamiento similar con los diversos procesos mostrados. En la figura 3.13 se aprecia que a partir de prueba mostrada obtiene su mínima temperatura luego de aproximadamente 555 minutos (9,3 horas) de iniciado el proceso manteniendo una temperatura inferior a los 0 °C los siguientes 845 minutos (14,1 horas), a partir de este momento continúa el calentamiento de la cámara térmica debido a las pérdidas por conducción y convección con el medio exterior.

CAPÍTULO IV

DISEÑO DE UN PROTOTIPO EXPERIMENTAL DE REFRIGERACIÓN POR ADSORCIÓN DE CICLO INTERMITENTE, PROTOTIPO ADS-UNI

4.1. CONSIDERACIONES GENERALES

El prototipo ADS-UNI ha sido diseñado y construido sobre la base de los resultados obtenidos con el prototipo EG-Solar, superando algunos inconvenientes para ser utilizado en zonas rurales. Este prototipo además puede ser el inicio para el diseño y construcción de un equipo de refrigeración que pueda ser una alternativa para la obtención de frío en zonas rurales aisladas. A continuación indicamos algunos aspectos técnicos, ambientales y económicos, tomados en consideración para el diseño y construcción.

4.1.1. Técnicos

A partir de la experimentación en laboratorio del prototipo EG-Solar surge la necesidad de mejorar su operatividad, para ello se consideran los siguientes aspectos:

- Reutilización del refrigerante

- Aislamiento del adsorbente con el medio exterior
- Regeneración con una fuente gas propano, para su experimentación en laboratorio y en un futuro, el diseño un regenerador que utilice energía solar
- Se realizará vacío una sola vez y se sellará el prototipo
- Instalación de una botella captadora del refrigerante
- Posibilidad de retirar y ensayar otro adsorbente

4.1.2. Ambientales

El par adsorbente a utilizarse es agua – zeolita, ambos son compuestos no contaminantes.

La fuente de regeneración del adsorbente, solo para fines experimentales, será gas propano, cuyo efecto contaminante es menor a la quema de petróleo diesel o kerosene.

Por ejemplo, para la generación de 1 kWh de energía eléctrica obtenido a partir de la quema de petróleo diesel se generan:

- 0.0002667 toneladas de CO₂
- 0.000003 toneladas de CH₄
- 0.000015 toneladas de NO₂
- 0.000005 toneladas de CO

4.1.3. Económicos

En el prototipo ADS-UNI, por ser experimental, no se han considerado aspectos económicos para su construcción, la construcción del prototipo ha sido realizada utilizando el financiamiento de la Universidad Nacional de Ingeniería, a

través de las diferentes partidas económicas que se consiguieron de tres de sus instituciones:

- Instituto General de Investigación de la UNI
- Instituto de Investigación de la Facultad de Ciencias de la UNI
- Centro de Energías Renovables de la UNI

4.2. PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO

El prototipo ADS-UNI realiza dos procesos denominados intermitentes (enfriamiento y regeneración) debido a que se realizan en tiempos diferentes, ambos compuestos por dos etapas.

El Proceso de Enfriamiento, compuesto por una etapa de enfriamiento isostérico $A \rightarrow B$ y otra de enfriamiento isobárico/isotérmico, $B \rightarrow C$, y un segundo Proceso de Regeneración, compuesto por una etapa de regeneración isostérica, $C \rightarrow D$ y una isobárica/isotérmica, $D \rightarrow A$. Ambos procesos pueden apreciarse en la figura siguiente:

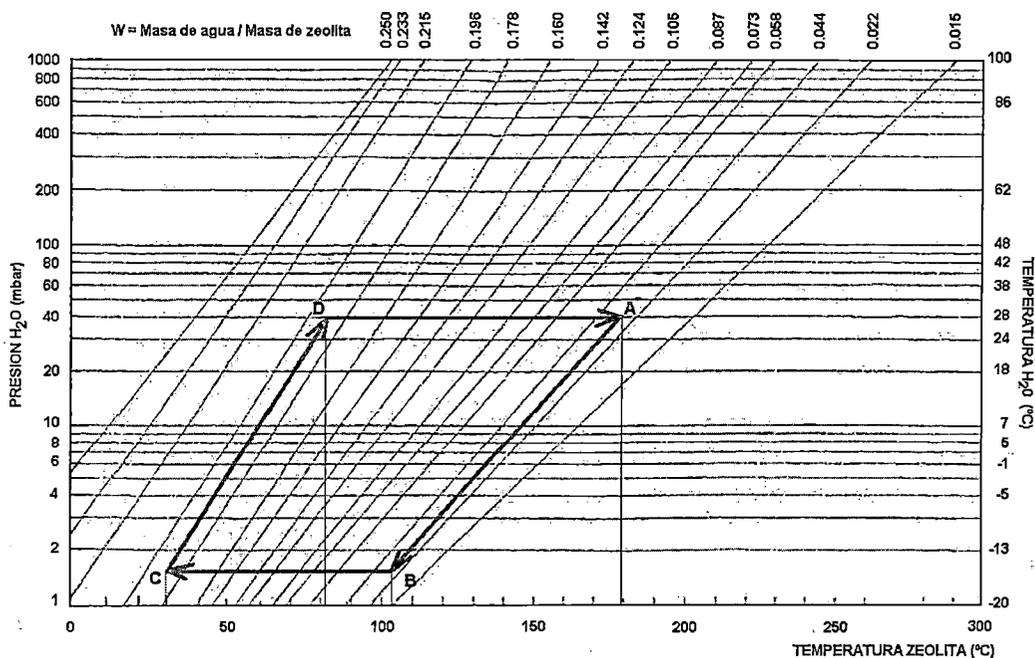


Figura N° 4.1 Diagrama funcionamiento teórico del prototipo ADS-UNI

4.2.1. Proceso de enfriamiento

4.2.1.1. Proceso isostérico, A→B

En el punto “A” se tiene zeolita “seca” o “regenerada” con $W_B \cong 0.03$ (3% de contenido de agua), con una temperatura de aproximadamente 180 °C, al retirarse la fuente de calor externa la zeolita sufre un enfriamiento natural debido a que la temperatura ambiente externa es menor, aproximadamente 30 °C, este enfriamiento origina el descenso de la presión y la temperatura de saturación del adsorbato alojado en sus poros.

4.2.1.2. Proceso de Enfriamiento, adsorción isobárica, B→C

Al alcanzar la zeolita las condiciones del punto “B” ($T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$) recupera su capacidad de adsorción la cual estuvo limitada debido a su condición de “saturación” y temperatura superficial elevada.

Las condiciones termodinámicas del adsorbato alojado en los poros de la zeolita, su baja presión que es igual en la línea y en el evaporador que contiene el refrigerante, permiten adsorber rápidamente los vapores los que paulatinamente se generan en el evaporador (evaporación y adsorción del refrigerante). Esta adsorción ocasiona que la presión dentro del evaporador se mantenga en niveles bajos. Por supuesto, la evaporación del refrigerante está asociada a la extracción de calor de los alrededores de la cámara térmica. El proceso isobárico culmina en el punto “C” donde la totalidad del vapor de agua ha sido adsorbido por la zeolita, es decir, no existe vapor de agua en el interior del evaporador y la zeolita tiene la condición “saturada” o “húmeda” con $W_C \cong 0.2$.

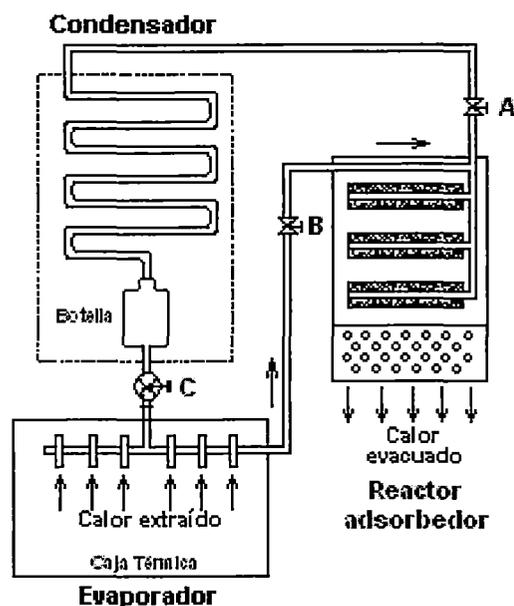


Figura N° 4.2 Esquema del proceso de enfriamiento

La figura N° 4.2 representa esquemáticamente el proceso de enfriamiento, el que se inicia con la totalidad del refrigerante captado en fase líquida en la botella y la zeolita “seca”.

Se cierra la válvula “A” y se abre la válvula “B” mientras que la válvula “C” es abierta para permitir el ingreso paulatino del refrigerante, (figura N° 4.2).

La presión durante el proceso de evaporación es alrededor de 1-2 mbar, es decir tenemos la etapa de “baja presión”. El ingreso del refrigerante en el evaporador hace que la presión dentro de él comienza a incrementarse, sin embargo esta se mantiene baja hasta finalizar la etapa de adsorción, ya que los vapores son totalmente capturados por el adsorbente.

4.2.2. Proceso de regeneración

4.2.2.1. Proceso de Regeneración, proceso isostérico, C→D

Luego de ocurrido el proceso de enfriamiento y obtenido las condiciones del punto “C”, se inicia el calentamiento de la zeolita mediante una fuente externa de calor, en un primer tramo desde T_C hasta T_D , donde, aún la energía entregada no es suficiente para iniciar la desorción del vapor de agua alojado en los poros del grano, es decir, el proceso se realiza con el incremento de temperatura del grano, desde los 30 °C hasta los 82 °C con el vapor agua contenido en los poros de la zeolita sin la suficiente energía que permita expulsar el adsorbato.

4.2.2.2. Proceso de Regeneración, desorción isobárica, D→A

En este proceso continúa el calentamiento de la zeolita pero a diferencia del proceso C→D se observa la desorción del vapor de agua que se prolonga hasta obtener la condición inicial del ciclo, punto “A”, con ello se posibilita el inicio de un nuevo ciclo de enfriamiento.

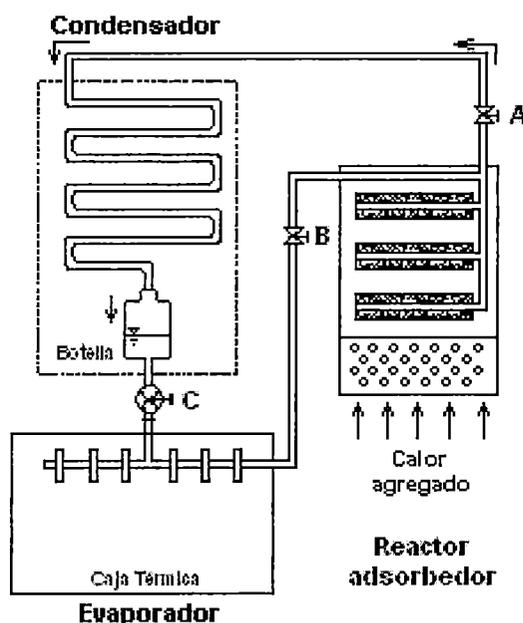


Figura N° 4.3. Esquema del proceso de regeneración

Para realizar este proceso se cierran las válvulas A y C, y se abre la válvula B (figura 4.3), luego se entrega la cantidad de calor suficiente para realizar la separación del vapor con el sólido; este calor es el denominado calor integral de adsorción, equivalente a la suma aritmética del calor de vaporización (a la presión correspondiente) y el calor equivalente a la energía libre, producto de la adherencia y la posición de las moléculas líquidas en los microporos, mesoporos y macroporos del sólido.

El proceso se inicia con la entrega del calor integral de adsorción. Ello origina que el vapor de agua sea expulsado del adsorbente y obligado a atravesar el condensador, donde es extraído su calor latente de vaporización, condensándolo y almacenándolo en la botella captadora.

Al final del proceso se obtiene la totalidad del refrigerante líquido (agua) almacenado en la botella captadora y el adsorbente seco y listo para utilizarse nuevamente para adsorber los vapores que se generan durante el proceso de enfriamiento.

Durante el desarrollo del proceso de regeneración se incrementa la presión del sistema desde 1 mbar hasta la presión de saturación correspondiente a la temperatura del condensador, obteniéndose al final del proceso en la línea de condensación una etapa de “alta presión” de alrededor de 40 - 100 mbar.

4.3. DISEÑO DE LOS COMPONENTES PRINCIPALES DEL REFRIGERADOR

4.3.1. Reactor

El reactor es el equipo diseñado para alojar el adsorbedor, zeolita, en él se realizarán los procesos de adsorción y regeneración, este equipo es capaz de facilitar la transferencia de calor requerido en el proceso de regeneración desde la fuente externa de calor hacia el grano y, durante la adsorción, desde el grano hacia el exterior.

Para el diseño del reactor se ha considerado lo siguiente:

- Capacidad de almacenamiento, hasta 14 kg. de adsorbente (zeolita).
- Distribución adecuadamente del grano con la finalidad de facilitar el proceso de adsorción y desorción del refrigerante (agua) durante los respectivos procesos.
- Transferencia adecuada del calor hacia el grano o del grano al exterior durante los procesos de regeneración o adsorción según corresponda.
- Facilitar el cambio o extracción del adsorbente lo que posibilita realizar el recambio o ensayar otro tipo de adsorbente.
- Esta diseñado considerando el calentamiento del grano mediante gases de combustión los que atraviesan perpendicularmente el reactor
- Posee una cubierta que le permite acelerar la expulsión de los gases luego que atraviesan los tubos
- Permitir el uso, para fines experimentales, de un quemador de gas propano.
- La figura 1 muestra el esquema del reactor el cual está compuesto por 14 tubos de 0.6m de 2" de diámetro y en su interior se encuentra una malla metálica de 1" de diámetro, entre el tubo y la malla se encuentra el adsorbente.

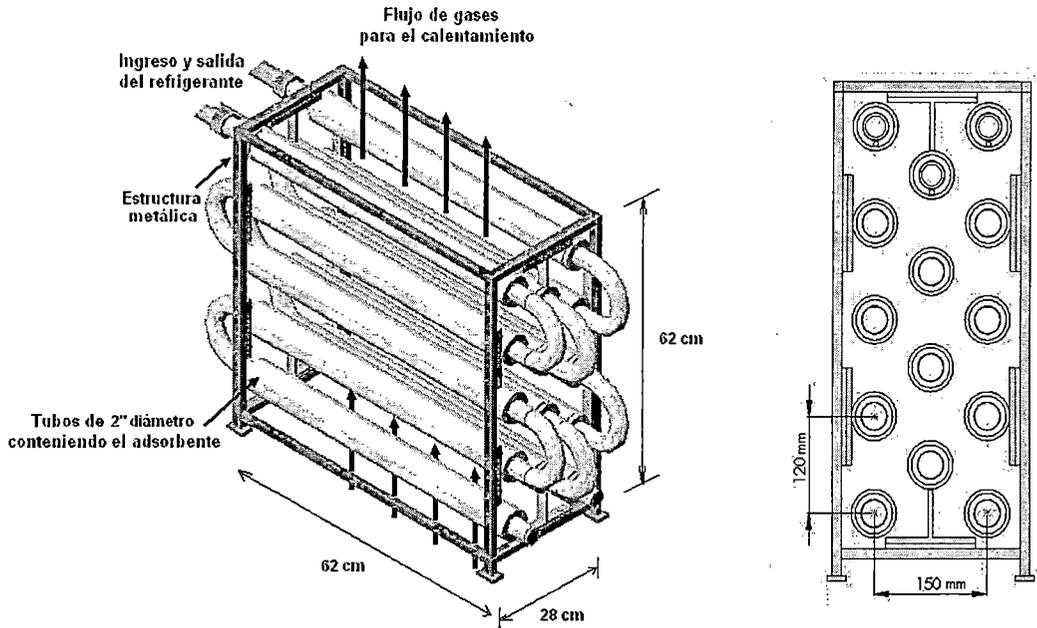


Figura N° 4.4. Esquema del reactor

Para calcular el coeficiente promedio de transferencia de calor para todo el haz de tubos compuesto de 10 o más líneas, Griminson [1] plantea la siguiente correlación:

$$Q = h_D A_T (\Delta T) \dots\dots\dots (4.1)$$

$$h_D = Nu_D \frac{k}{D} \dots\dots\dots (4.2)$$

Donde: $Nu_D = 1.13 C_1 Re_{D,max}^m Pr^{1/3} \dots\dots\dots (4.3)$

Para: $N_L \geq 10$;

$$2000 < Re_{D,max} < 40000$$

$$Pr \geq 0.7$$

Tenemos que: $V_{m\acute{a}x} = \frac{S_T}{2(S_D - D)}V \dots\dots\dots (4.4)$ $Re_{D,m\acute{a}x} \equiv \frac{\rho V_{m\acute{a}x} D}{\mu} \dots\dots\dots (4.5)$

Todas las propiedades son evaluadas a la temperatura de pel\icula. Para $N_L < 10$, se aplica un factor de correcci3n tal que:

$Nu_{D(N_L < 10)} = C_2 Nu_{D(N_L \geq 10)} \dots\dots\dots (4.6)$

Las constantes C_1 y C_2 son extra\idos de las tablas 4.1 y 4.2.

SL/D	ST/D									
	1.25		1.5		2.0		2.5		3.0	
	C ₁	m	C ₁	M						
Alineado										
1.250	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704			0.063	0.752
1.500	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702			0.068	0.744
2.000	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632			0.198	0.648
3.000	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581			0.286	0.608
Escalonado										
0.600	-	-	-	-	-	-			0.213	0.636
0.900	-	-	-	-	0.446	0.571			0.401	0.581
1.000	-	-	0.497	0.558	0.460	0.568	0.457	0.570	0.453	0.572
1.125	-	-			0.478	0.565			0.518	0.56
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556			0.522	0.562
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568			0.488	0.568
2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556			0.449	0.570
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562			0.428	0.574

Tabla N° 4.1. Constantes de C₁

N _L	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Alineado	0.64	0.8	0.87	0.9	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99
Escalonado	0.68	0.75	0.83	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

Tabla N° 4.2. Constantes de C₂

Tenemos los siguientes valores de dise\io:

1	Diámetro, D	0.0603 m (Diámetro nominal 2")
2	Longitud del tubo	0.58 m
3	Área total de los tubos	1.54 m ²
4	S _T	0.15 m
5	S _L	0.06 m
6	S _D	0.096 m

Tabla N° 4.3. Parámetros de diseño

Además los siguientes valores de temperatura:

1	Temperatura de los gases	282 °C (555 K)
2	Temperatura de la superficie del tubo	246 °C (519 K)
3	Temperatura de la película	264 °C (537 K)

Tabla N° 4.4. Valores de las temperaturas en el proceso de desorción

1	Velocidad de los gases (V)	2.0 m/s
2	Densidad (ρ)	0.6890 Kg/m ³
3	Viscosidad cinemática ($\nu \times 10^7$)	273.5 N.s/m ²
4	Número de Prandtl (Pr)	0.707
5	Conductividad térmica ($k \times 10^3$)	40.56 W/mK

Tabla N° 4.5. Propiedades a la temperatura de la película¹

Los valores que a continuación se muestran han sido obtenidos luego de iteraciones realizadas en una hoja de cálculo.

Reemplazando valores en (4.4) y (4.5) tenemos que:

$$V_{m\acute{a}x} = 4.2 \text{ m/s}; \quad Re_{D,m\acute{a}x} \equiv 6370 \leq 40000$$

Luego en (3) $Nu_{D(N_L \geq 10)} = 67.76$

Y en (6), con $C_2 = 0.83$ ($N_L=3$, escalonado tabla N° 2) tenemos, $Nu_{D(N_L < 10)} = 56.24$

Reemplazando en (4.2) obtenemos: $h_D = 37.8 \text{ W/m}^2$

¹ Para el cálculo de las propiedades de los gases de combustión a la temperatura de la película se ha realizado una aproximación considerando la composición en masas de los gases de combustión producidos en la quema de leña. En el caso de utilizar propano como fuente térmica las características de los gases de combustión hacen que las dimensiones del reactor estén sobredimensionadas.

De la ecuación (4.1) obtenemos $\Delta T = 36.3 \text{ K}$

Comparando con los valores de diseño se observa que:

$$\Delta T = \text{Temp. Gases} - \text{Temp. Tubos} = 36 \text{ K}$$

Variación en el cálculo = 0.3 K,

Por lo que se concluye que los parámetros de diseño son correctos.

4.3.2. Condensador

En el condensador se extraerá la cantidad de calor que se requiere para el cambio de fase vapor – líquido del agua expulsada por el reactor durante la regeneración. El condensador fue diseñado bajo los siguientes criterios:

- Capaz de extraer el calor latente necesario para el cambio de fase vapor – líquido de hasta 2 kg de agua.
- Compuesto por un tubo de cobre, dispuesto en espiral con una longitud aproximada de 8m, sumergido en agua dentro de un cilindro metálico.
- El condensador cuenta en su parte inferior con un recipiente (botella de vidrio), el cual capta el refrigerante condensado y dosifica su ingreso al evaporador.

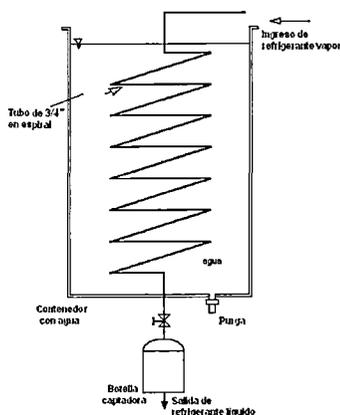


Figura N° 4.6. Esquema del condensador

Los tubos espirales mejoran la transferencia de calor entre el fluido exterior y el interior, las características del flujo y el coeficiente de transferencia de calor por convección en estos tubos espirales se rigen por el número de Reynolds y la relación del diámetro del tubo con el diámetro del espiral D/d_c . El producto de estos dos números adimensionales se denomina número de Dean $D_n \equiv Re_D (D/d_c)^{1/2}$. Es posible distinguir tres regiones [2].

- Número de Dean pequeños, $D_n < 20$, donde las fuerzas inerciales producidas por el flujo secundario son despreciables. En esta región, el número de Nusselt periféricamente promedio está dado por la siguiente relación:

$$Nu_D = 1.7(D_n^2 Pr)^{1/6} \dots\dots\dots (4.7)$$

$$\text{si } D_n^2 Pr > 10000$$

- La región de números de Dean intermedios, $20 < D_n < 100$, donde las fuerzas inerciales producidas por el flujo secundario equilibran las fuerzas viscosas. En esta región la correlación recomendada es:

$$Nu_D = 0.9(Re^2 Pr)^{1/6} \dots\dots\dots (4.8)$$

- La región de números de Dean grandes, $D_n > 100$. En esta región, las fuerzas viscosas son significativas sólo en el límite cercano a la pared del tubo. En el intervalo $100 < D_n < 830$, el número de Nusselt periféricamente promedio es:

$$Nu_D = 0.7 Re_D^{0.43} Pr^{1/6} \left(\frac{D}{d_c}\right)^{0.07} \dots\dots\dots (4.9)$$

En nuestro caso tenemos:

$$D = 0.01905 \text{ m}$$

$$A = 28.5 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$d_c = 0.4 \text{ m}$$

Entonces $D/d_c = 0.04763$

Tenemos que:

1	Temperatura del fluido interior (Correspondiente a la temperatura del vapor de agua saturación a la $P = 135 \text{ mbar}$)	52 °C (325 K)
2	Temperatura del fluido exterior	26 °C (299 K)
3	Temperatura de la película	39 °C (312 K)

Tabla N° 4.6. Valores de las temperaturas en el proceso de condensación

1	Flujo de masa de vapor	0.67 Kg/h
2	Densidad (ρ)	0.04787 Kg/m ³
3	Viscosidad cinemática ($\mu \times 10^6$)	957x10 ⁸ N.s/m ²
4	Número de Prandtl (Pr)	0.877
5	Entalpía de vaporización (H_V)	2409.2 KJ/Kg

Tabla N° 4.7. Propiedades del vapor a la temperatura de la película

Cálculo de la velocidad del vapor:

$$V = \frac{\dot{m}}{\rho A} \dots\dots\dots (4.10)$$

Reemplazando valores en (4.10) se obtiene: $V = 13.6 \text{ m/s}$

Reemplazando valores en (4.5) obtenemos: $Re_{D,m\acute{a}x} = 1293.3$

Tenemos que el número de Dean es, $D_n \equiv Re_D (D/d_c)^{1/2}$, reemplazando obtenemos:

$$D_n \equiv 282.2$$

Entonces utilizando la correlación (4.9) obtenemos:

$$Nu_D = 12.05$$

En (4.2) con $k = 0.6304 \text{ W/m}^2$, se obtiene: $h_D = 398.84 \text{ W/m}^2$ el calor transferido entonces es: $Q_T = 398.84 \times A_T (52 - 26) = 10370 A_T \text{ W/m}^2 \dots \dots \dots (4.11)$

Considerando la temperatura de la superficie del tubo igual a la temperatura del agua de enfriamiento.

También el calor requerido para la condensación de 2 Kg. de agua, corresponde a:

$$Q_T = mH_V$$

Donde:

m: masa del vapor

H_V : Entalpía de vaporización a la temperatura de película

Reemplazando: $Q_T = 4818.4 \text{ KJ} \dots \dots \dots (4.12)$

Igualando (4.11) y (4.12) obtenemos el área necesaria para la transferencia de calor:

$$A_T = 0.46 \text{ m}^2$$

Finalmente la longitud del tubo resulta: $L_T = 7.7 \text{ m}$

Que resulta menor a la considerada en nuestro diseño, 8.4 m.

4.3.3. Evaporador

Este dispositivo ha sido diseñado bajo los siguientes criterios:

- Con la capacidad de extraer el calor necesario para el enfriamiento de una cámara de 45 litros.
- Compuesto por una caja de acero inoxidable colocada horizontalmente en la parte superior de una caja térmica aislada.

- El evaporador se encuentra dentro de una caja térmica de poliuretano de 45 l. adecuadamente aislada, la apertura y cierre de esta caja es por su parte superior.

El evaporador tiene las siguientes dimensiones:

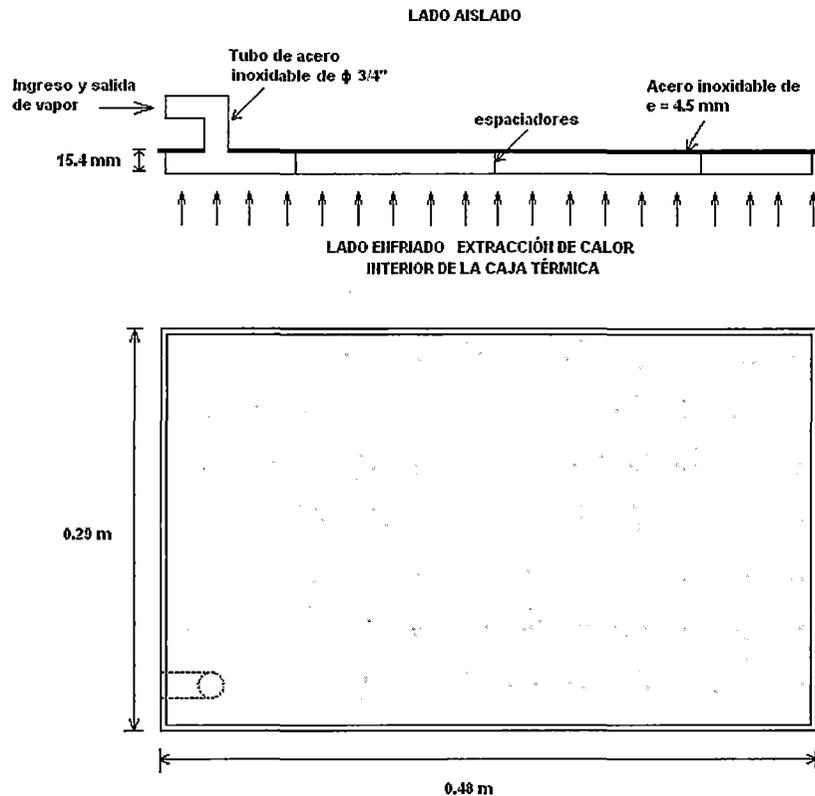


Figura N° 4.7. Esquema de evaporador

El área total de la superficie de transferencia de calor es:

$$A_T = 0.29 \times 0.48 + 0.0154 \times 2 \times (0.48 + 0.29), \text{ entonces el } A_T = 0.163 \text{ m}^2$$

Considerando que la temperatura del vapor de agua en el interior del evaporador es igual a la temperatura de la superficie del evaporador de acero inoxidable ($K=14.4 \text{ W/m-K}$) ya que el espesor del material es de 1 mm. podemos calcular la

cantidad de calor extraído del interior de la caja térmica, equivalente al calor latente de vaporización de 2 kg de agua.

Entalpía de vaporización $\cong 2409$ kJ/kg

Calor absorbido $\cong 4818$ kJ

4.3.4. Caja térmica

La caja térmica está construida de poliuretano, tiene un volumen interior de 44 litros, en su tapa se encuentra integrado el evaporador, consistente de un recipiente de acero inoxidable donde se aloja el refrigerante.

Las medidas externas de la caja térmica son 71 x 56 x 49 cm, el volumen interno de la cámara de frío = 44 litros, peso total = 18 kg.

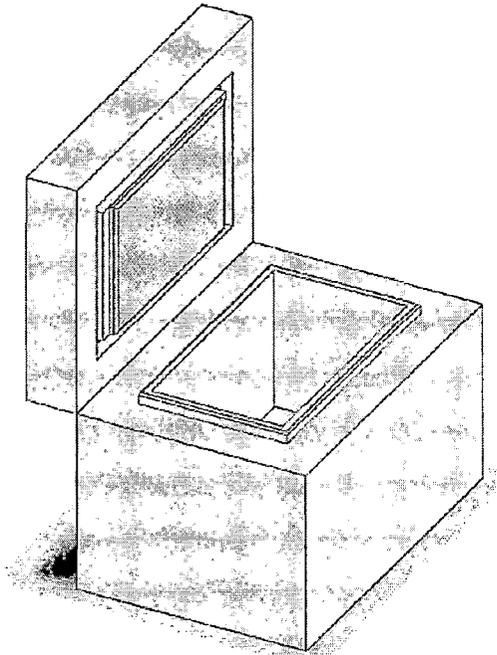


Figura N° 4.8. Esquema de la caja térmica

4.3.5. Recipiente captador

El recipiente captador de vidrio tiene un volumen de 18 litros, una altura de 38 cm.

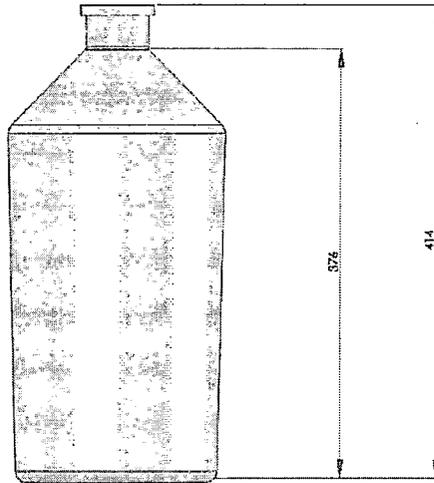


Figura N° 4.9. Esquema del recipiente captador

4.3.6. Chimenea de aire caliente

Diseñado para direccionar el paso de aire caliente a través del reactor en donde se produce la adsorción y desorción, el contacto es directo y la transferencia de calor se realiza por convección natural.

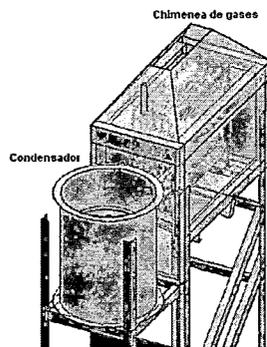


Figura N° 4.10. Esquema de la chimenea de gases

4.4. DESCRIPCIÓN Y ENSAMBLE DEL REFRIGERADOR ADS-UNI

De acuerdo a los parámetros obtenidos y mostrados en el punto anterior a continuación se muestra un resumen de la descripción de cada componente y su ensamble. Esquema del refrigerador adsorbtivo construido

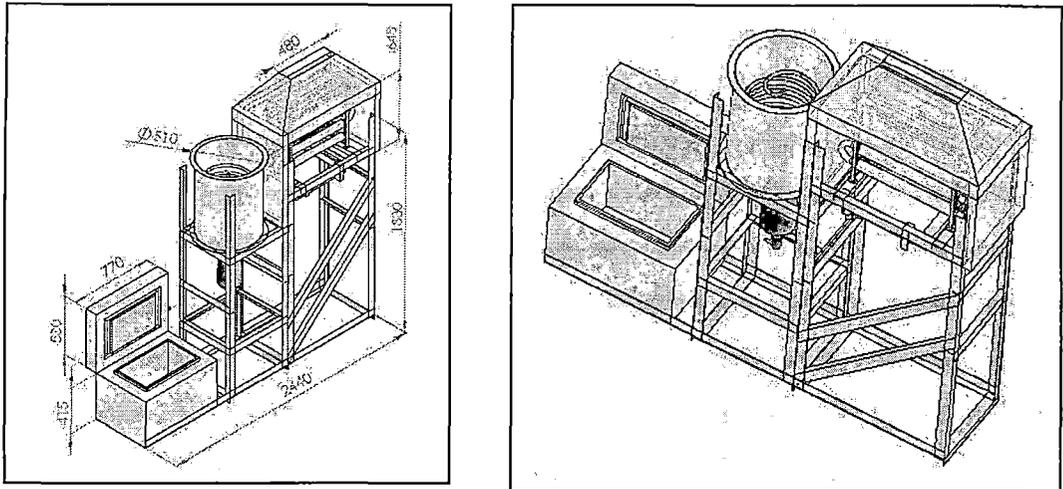


Figura N° 4.11 Esquema del refrigerador

A continuación se muestra un resumen con las características principales de los componentes que forman parte del refrigerador:

	Componente	Material	Dimensiones	Consideraciones constructivas
1	REACTOR	Acero inoxidable	Tubo exterior de $\square 2''$ 0,6m Con malla interior de $\square 1''$	14 tubos doblados y soldados con MIG MAG, sujetos en una armazón de fierro de tubo cuadrado
2	CONDENSADOR	Cobre	Tubo helicoidal de $\square \frac{3}{4}''$ de 8,4m	Colocado en un cilindro metálico de diámetro 0,6m y 0,65m de alto. Tubo doblado y soldado con soldadura de plata, sujeto en el interior del cilindro mediante

				agarraderas especiales de fierro
3	EVAPORADOR	Acero inoxidable	Paralelepípedo hueco de 0,015m x 0,3 m x 0,5 m	Con tubo soldado de 3/4" con distanciadores internos para rigidez
4	CAJA TÉRMICA	Poliuretano	Dimensiones exteriores de 0,71m x 0,56m x 0,49m	El volumen interior es de 45 litros, pesa 18 kg. tiene en su interior una capa de aislamiento de lana de vidrio de 0,11 m de espesor
5	RECIPIENTE CAPTADOR	Vidrio templado	Capacidad 18 litros, de 0,38m de altura	Con tapa especial de vidrio, empaque de teflón y boquilla inferior
6	CHIMENEA DE AIRE CALIENTE	Fierro galvanizado	De 0,65 m de alto x 0,54m de ancho, con boca exterior de 0,13 m x 0,48m	Cobertor del reactor, con tapas aisladas con lana de vidrio
7	SOPORTE DEL REFRIGERADOR	Fierro negro	Perfiles de fierro ranurado, especiales con protección esmalte, pintados al horno	Se ha construido de acuerdo a las dimensiones del refrigerador, para posicionar cada elemento, posee ruedas inferiores par su movilización

Tabla N° 4.8. Resumen de parámetros principales de los componentes del refrigerador

A continuación se indica la secuencia de ensamble del refrigerador, la cual puede apreciarse en los planos anexos:

- **Posicionamiento de la estructura**, la estructura está formada con perfiles de fierro ranurado de 4 x 6 cm. de 1/4", con protección anticorrosiva fijados con pernos de 1/2" x 3/4", tuerca y arandela plana y de presión. La estructura tiene tres niveles, el nivel inferior posicionado al ras del suelo a una distancia de 10 pulgadas (diámetro de la rueda); el nivel intermedio a 45 cm. arriba del nivel inferior y el nivel superior posicionado a 82 cm. arriba del nivel intermedio. La

estructura escalonada permite que el evaporador se sitúe en el nivel inferior, mientras que el condensador se posiciona en el nivel intermedio y el reactor en el nivel superior. En la parte inferior se han instalado cuatro ruedas para facilitar el transporte de la estructura.

- **Posicionamiento del evaporador y caja térmica**, la caja térmica con el evaporador adosado en su tapa, descansa sobre el nivel inferior de la estructura, sujeta solo por su peso.
- **Posicionamiento del condensador**, el condensador se sitúa en el nivel intermedio de la estructura, posicionándose sobre ella sólo por su propio peso. El condensador está formado por un cilindro de fierro de 51,6 cm. de diámetro y en su interior un tubo espiral de cobre de $\frac{3}{4}$ " sujeto en distanciadores que eviten su deformación y fijen el tubo de cobre.
- **Posicionamiento del reactor**, el reactor se encuentra en el nivel superior de la estructura y en su parte inferior se coloca el quemador de gas. Las tres filas de tubos que conforman el reactor, son montadas sobre una estructura de fierro cuadrado de $\frac{1}{4}$ ".
- **Las tuberías y válvulas** son instaladas luego que los componentes se encuentren en su posición final. Entre el evaporador y la botella captadora se coloca una manguera de plástico reforzado, a la salida de la botella se une, con otra manguera, a un tubo de $\frac{3}{4}$ " de pulgada que ingresa al reactor. Luego la unión reactor – condensador se realiza con una tubería de acero inoxidable de $\frac{3}{4}$ " hasta la válvula de ingreso del reactor y luego de 1" para la unión con el tubo helicoidal de cobre. Finalmente la salida del condensador es vía una manguera de 1" para unirla con la botella captadora.

4.5. COMPORTAMIENTO ESPERADO

4.5.1. Cálculo del calor de regeneración

Mediante la siguiente relación, la cual es una aproximación de la curva descrita por Dubinin, podemos aproximar el calor requerido para la regeneración el cual es numéricamente igual al calor integral de adsorción. [9]

$$Q = \lambda + \Delta F - \alpha T W \left(\frac{\partial \Delta F}{\partial W} \right)_T \quad (4.13)$$

Donde: λ es el calor de condensación del adsorbato y α es el coeficiente de expansión térmica del agua. Una buena aproximación que simplifica la expresión anterior es considerar al tercer término del lado derecho despreciable. Por consiguiente el calor integral de adsorción es la suma aritmética del calor de condensación del adsorbato y la energía libre representada por ΔF .

Tenemos la siguiente relación que involucra el calor latente de evaporación / condensación con la temperatura del fluido [9]:

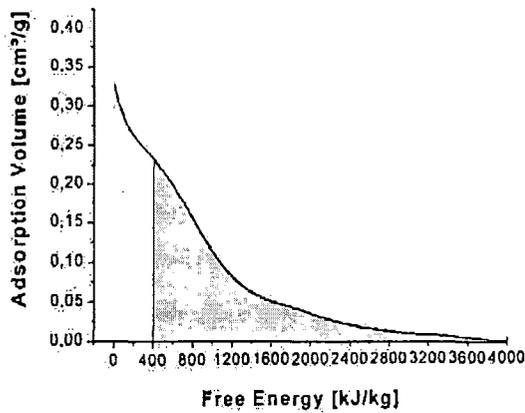
$$L(T) = 3408.8736 - 5.20995T + 0.01011T^2 - 11.94644E - 6T^3 \quad (4.14)$$

Donde: T en K y L(T) en kJ/kg.

Reemplazando para T = 298 K L(T) = 2437,97 kJ/kg para 1 kg de agua tenemos 2437,97 kJ.

De la figura 4.12 se obtiene que la energía libre, correspondiente para una desorción de 0,3 hasta 0,05, es 1800 kJ/kg de zeolita (aproximadamente). Considerando una masa de zeolita de 5 kg, se tiene entonces 7200 kJ, lo que corresponde a la denominada energía libre. Finalmente se tiene como calor integral

de adsorción 9637,97 kJ (2,7 kWh). Este valor es el valor mínimo necesario para la desorción.



Fuente [9]

Figura N° 4.12 Curva característica de la energía libre para zeolitas

4.5.2. Coeficiente de Performance teórico (COP)

El ciclo real de refrigeración por adsorción necesita de 4 niveles de temperatura por ello el ciclo ideal para un sistema de adsorción debe ser aquel de una hipotética máquina “cuatritérmica”, correspondiendo al acoplamiento de dos máquinas a dos temperaturas, operando como un mismo fluido condensable y sin conversión de energía mecánica figura N° 4.13.

El COP Carnot de una máquina cuatritérmica puede ser expresado por:

$$COP = \frac{1 - \frac{T_{con}}{T_{reg}}}{\frac{T_o}{T_{ev}} - 1} \dots\dots\dots(4.15)$$

Donde T_0 es una temperatura de referencia, encima de la temperatura ambiente, correspondiente a una máxima temperatura posible para que ocurra la desorción.

Durante la regeneración del adsorbente, ocurre una transferencia de masa de la fase adsorbida a la temperatura T_{reg} , para la fase líquida a la temperatura del condensador T_{con} . Esta transferencia corresponde a una producción de energía interna, originada por la diferencia de energía de ligación entre la fase adsorbida y la fase líquida. Durante la producción frigorífica, se da el transporte de masa de la fase líquida a baja temperatura (T_{ev}), para la fase adsorbida a la temperatura de referencia T_0 .

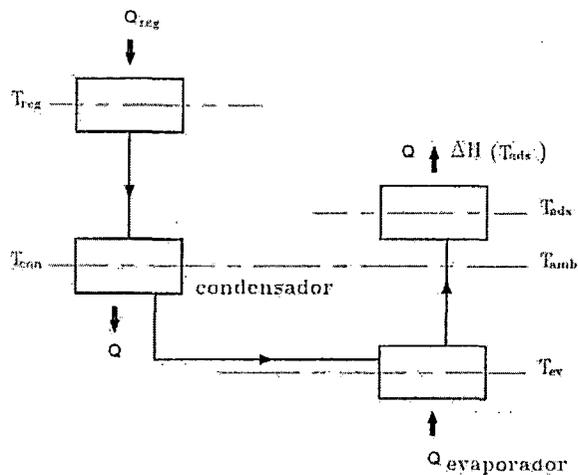


Figura N° 4.13 Esquema de una máquina que opera con 4 temperaturas “cuatritérmica”.

Para el cálculo del COP esperador del prototipo ADS-UNI tomamos dos valores:

El primero, relacionado a la cantidad de energía térmica que se requiere para en el proceso de regeneración, que es equivalente a la quema de gas propano de acuerdo a lo siguiente:

Poder calorífico del gas propano: 12000 kCal/kg

Eficiencia experimental del quemador de gas natural: 0.15 (experimental)

Masa de gas propano quemado: 4 kg.

Tiempo de quema: 4 horas

Es decir se han quemado 55,68 kWh en un proceso de regeneración.

Por otro lado, tenemos que la obtención de frío correspondiente a la evaporación de 2 kg de agua, es de 2,7 kWh.

Finalmente el COP equivale a: $2.7 \text{ kWh} / 55,68 \text{ kWh}$ es decir 0,05 COP, valor similar a otros prototipo similares.

4.5.3. Carga térmica admisible

A continuación se muestran algunas características de los diversos alimentos:

	0°C	22°C	38°C
Carne	6-10	1	<1
Pescado	2-7	1	<1
Frutas	2-180	1-20	1-7
Semillas secas	>1000	>350	>100
Frutos secas	>1000	>350	>100
Vegetales frescos	3-20	1-7	1-3

Tabla N° 4.9. Vida útil de alimentos a diferentes temperaturas (en días) [21]

Producto	Temperatura recomendable	Calor específico (kcal/kg/°C)	Por cada kilogramo a enfriar 30 °C
Broccoli	0°C	0,92	27,6
Choclo	0°C	0,79	23,7
Ciruela	-0.5 a 0°C	0,89	26,7
Durazno	-0.5 a 0°C	0,87	26,1

Esparrago	0° a 2°C	0,94	28,2
Kakis	-1°C	0,83	24,9
Kiwi	-0.5 a 0°C	0,86	25,8
Lechuga	0°C	0,96	28,8
Mandarinas	4°C	0,9	27
Manzanas	-1° a 4°C	0,87	26,1
Naranja	0° a 9°C	0,89	26,7
Peras	-1.5° a -0.5°C	0,87	26,1
Pomelo	10° a 15°C	0,9	27
Tomate	8° a 15°C	0,95	28,5

Tabla N° 4.10. Calor específico requerido de frutas (en kCal) [6]

4.6. COSTOS DEL PROTOTIPO

De acuerdo al registro económico del proyecto tenemos lo siguiente:

	Descripción	Gasto realizado (S/.)
1	REACTOR	
	Construcción y ensamble	6800.00
2	CONDENSADOR	
	Construcción y ensamble	2100.00
3	EVAPORADOR	
	Adecuación prototipo EG-Solar	450.00
4	CAJA TÉRMICA	
	Adecuación prototipo EG-Solar	450.00
5	SOPORTE DEL REFRIGERADOR	
	Construcción, ensamble, herramientas para montaje y accesorios	2500.00
6	OTROS COMPONENTES	
	1. Adquisición de materiales para el montaje del captador de vidrio. 2. Construcción y ensamble de la chimenea 3. Ensamble del cobertor del reactor con aislamiento de lana de vidrio 4. Montaje final del quemador de gas 5. Materiales menores	1432.40
7	OTROS ACCESORIOS	
	1. Tubos de acero inoxidable de ½" y 1" 2. Planchas aisladoras de 5cm. de espesor 3. Válvulas de ½", ¾", 1" tipo bola 4. Mangueras de PVC, especiales para vacío 5. Pernos para sujeción de tapas aisladoras	2800.00

	6. Pernos para sujeción del quemador 7. Electrodo para soldadura 8. Empaquetaduras de sogas cuadradas de teflón asbestado	
8	SERVICIOS	
	1. Doblado de tubos 2. Soldadura especial MIG-MAG 3. Transporte de componentes y gastos de movilidad	4200.00
TOTAL GASTOS		20732.40

Tabla N° 4.11. Resumen de costos de accesorios principales del prototipo

Como ya se indicó, los gastos fueron financiados por la Universidad Nacional de Ingeniería a través de tres instituciones:

- Centro de Energías Renovables
- Instituto General de Investigación
- Instituto de Investigación de la Facultad de Ciencias

Además de los gastos de materiales indicados en la tabla anterior, los gastos de personal, honorarios y dedicación del asesor e investigadores fueron financiados por el Centro de Energías Renovables de la UNI, ya que el personal dedicado al desarrollo del proyecto de investigación, fue, principalmente, personal propio del CER-UNI.

CAPÍTULO V

ESCENARIOS PROPICIOS PARA APLICACIÓN DEL PROTOTIPO

5.1. GENERALIDADES

El Perú tiene un área de 1'285,000 km², con una población proyectada al año 2010, de 29'885,300 habitantes¹ con una densidad poblacional de 22,7 hab/km², en donde el 25,2% de peruanos viven en zonas rurales.

Desde el punto de vista climático, el Perú posee una variedad de climas como se muestra en la figura N° 5.1, es notable, el contraste que existe entre el litoral y la región amazónica: la Costa es una de las zonas más áridas del mundo por falta casi absoluta de lluvias. Su característica es la formación de un techo de nubes que, en los meses de invierno, se condensa en pequeñas gotas, sobre todo en la región de Lima. La Selva donde la temperatura es constantemente elevada, el régimen de lluvias abarca la mayor parte del año y las precipitaciones son abundantes (arriba de 3m). El clima de la Sierra varía desde el templado hasta el glacial, según la altura, con una estación de lluvias muy marcada de octubre a mayo.

¹ Fuente: INEI-Perú: Estimaciones y Proyecciones de Población por Sexo, estimaciones según región, enero 2010

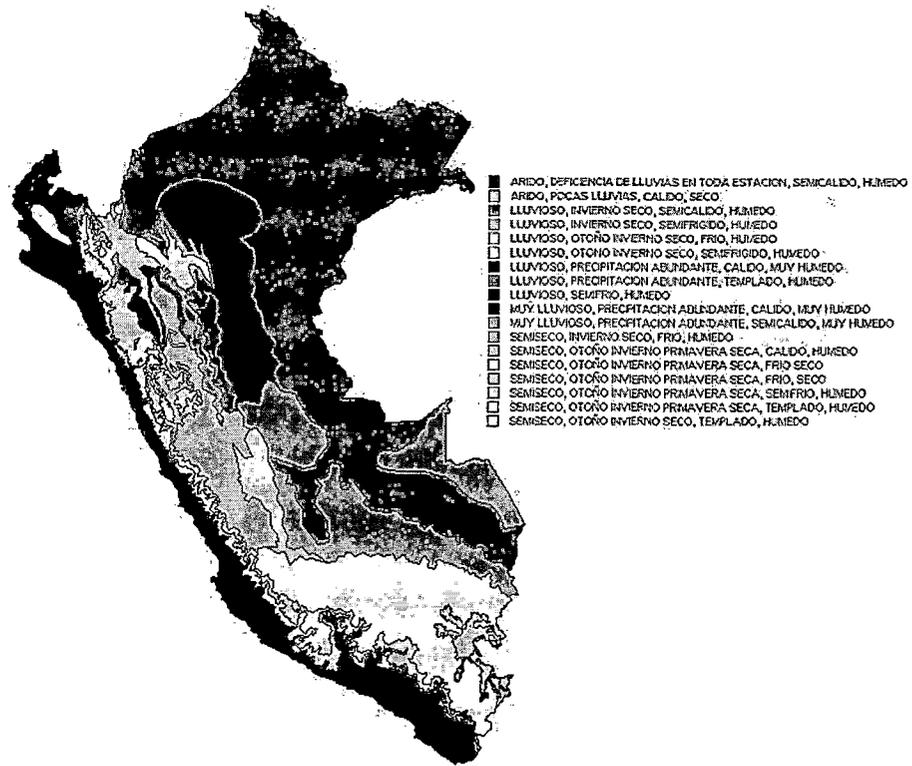


Figura N° 5.1 Mapa climático del Perú, cada color representa un tipo de clima (Fuente Senamhi, 2002)

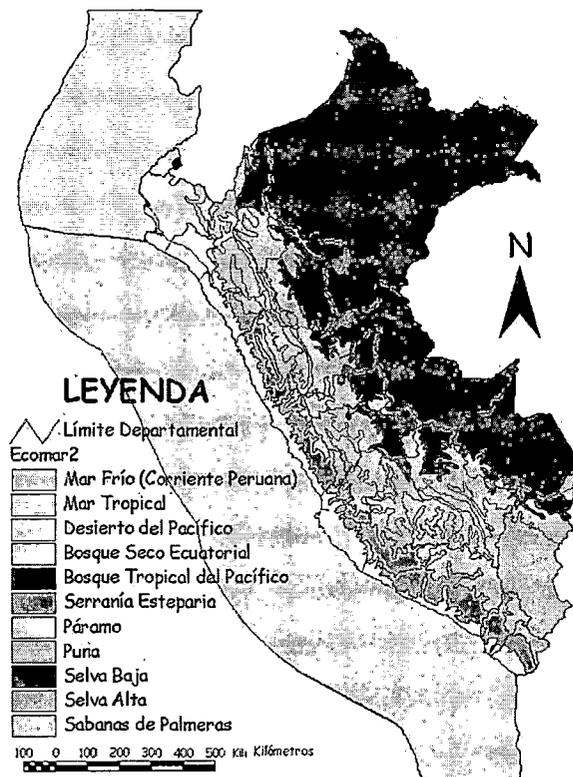


Figura N° 5.2. Mapa de eco regiones del Perú (Fuente Senamhi, 2002).

5.2. CARACTERIZACIÓN DEL ESCENARIO

Para caracterizar nuestro escenario de trabajo hemos considerado cuatro aspectos importantes, los cuales son: social, ambiental, técnico y económico, en cada uno de ellos se muestran criterios de selección y caracterización, los cuales nos ayudarán a determinar los escenarios propicios para nuestro equipo de refrigeración.

5.2.1 Social

De acuerdo a las cifras proyectadas del Instituto Nacional de Estadística e Informática, al año 2010 el 25.4% de la población total vive en zonas rurales, es decir 7'596,600 habitantes, ubicadas en aproximadamente 1'611,738 viviendas.

En relación al servicio eléctrico rural, de acuerdo a la información contenida en el Plan Nacional de Electrificación Rural 2011-2020, el coeficiente de electrificación rural a nivel nacional ascendió al 55% el año 2010.

EVOLUCION DEL COEFICIENTE DE ELECTRIFICACION RURAL
(1993 - 2010)

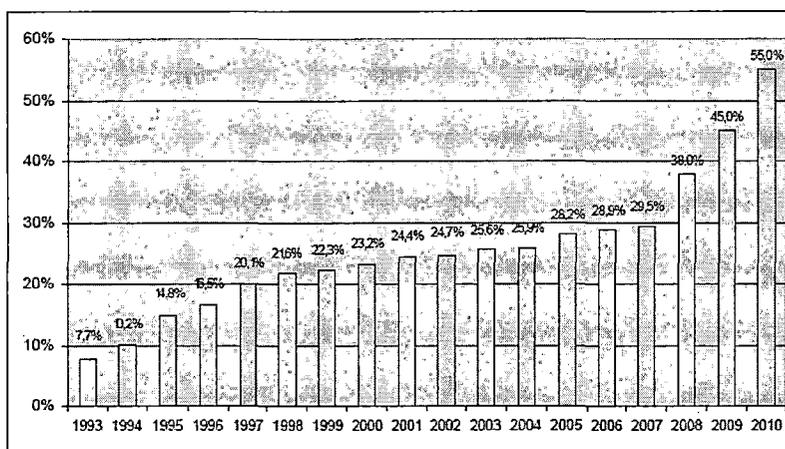


Figura N° 5.3. Evolución del Coeficiente de Electrificación Rural Nacional 1993-2010 (Fuente Plan Nacional de Electrificación Rural 2011-2020 – Dirección General de Electrificación Rural – Ministerio de Energía y Minas).

**EVOLUCION DEL COEFICIENTE DE ELECTRIFICACION NACIONAL
(1993 - 2010)**

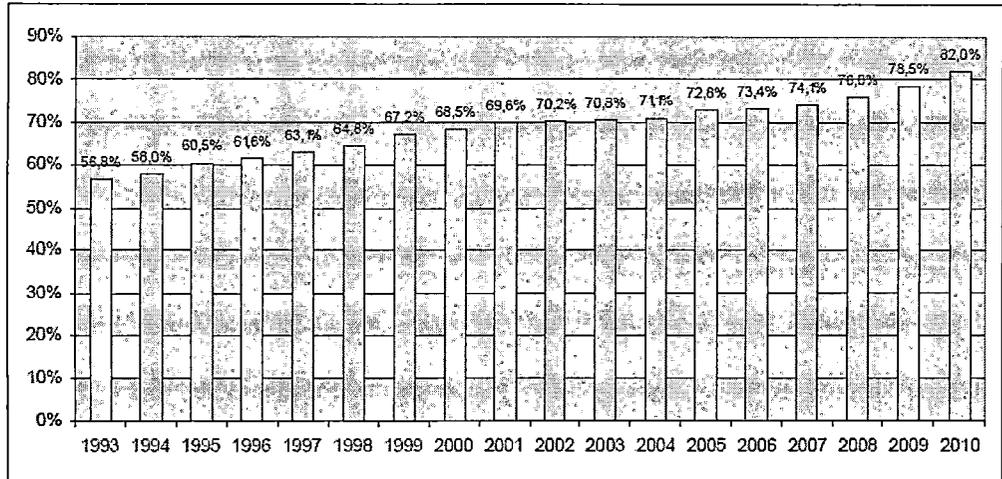


Figura N° 5.4. Evolución del Coeficiente de Electrificación Nacional 1993-2010 (Fuente Plan Nacional de Electrificación Rural 2011-2020 – Dirección General de Electrificación Rural – Ministerio de Energía y Minas).

**COEFICIENTE DE ELECTRIFICACION DEPARTAMENTAL
AÑO 2011**

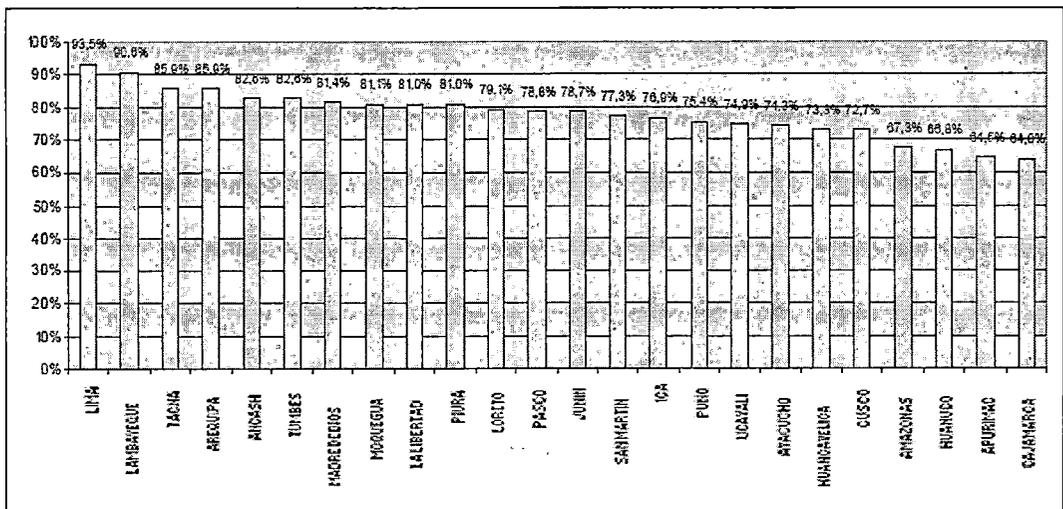


Figura N° 5.5. Coeficiente de Electrificación Departamental al año 2011 (Fuente Plan Nacional de Electrificación Rural 2011-2020 – Dirección General de Electrificación Rural – Ministerio de Energía y Minas).

Algunas de las características propias de diversas comunidades rurales hacen que la electrificación convencional por red resulte difícilmente aplicable, por ejemplo:

- El alto grado de dispersión entre las viviendas.
- El escaso número de familias agrupados en la comunidad (usuarios); resulta no rentable para distribuidores de energía eléctrica brindarles el servicio.
- Difícil acceso y geografía accidentada.

Definitivamente nuestro escenario de trabajo debe enmarcarse en zonas aisladas, rurales, con deficiencia de energía eléctrica de red pública y con necesidades de refrigeración y conservación.

5.2.2 Ambiental

Se deben considerar para la selección del escenario de trabajo algunos parámetros ambientales como temperatura, humedad relativa, presión atmosférica, radiación solar², además se debe contar con una fuente energética de calor suficiente y económico. Para fines de experimentación en laboratorio se ha adaptado un quemador de gas propano, en la aplicación real se utilizaría la energía solar.

Hemos señalado que las sustancias de trabajo son: el agua como refrigerante y el mineral zeolita como adsorbente, ambas sustancias por sus características químicas no son contaminantes, ni tóxicas para el ser humano.

² La radiación solar podrá ser utilizada como fuente de energía luego de una posterior adaptación de este prototipo, no mencionado en la presente tesis.

El prototipo de refrigerador mostrado en este trabajo pretende convertirse en un equipo de refrigeración cuyo funcionamiento y operación no tenga efectos contaminantes ni degrade el habitat en que se encuentre instalado para ser utilizado en poblaciones rurales aisladas donde resulta difícil y antieconómica la utilización de refrigeradoras y conservadoras convencionales³.

5.2.3 Técnico

Para el desarrollo y sostenibilidad de nuestro proyecto es imprescindible que se cuente con un conocimiento mínimo del equipo de parte de los usuarios, este nivel mínimo comprende algunos aspectos importantes, tales como:

Operación y funcionamiento del equipo, el usuario debe ser instruido para este fin, de forma personal y por medio de cartillas de operación u otro material gráfico.

Mantenimiento preventivo, mínimo indispensable, aquel que involucrará al usuario en las tareas mínimas indispensables como por ejemplo:

- Drenaje del agua en el condensador
- Verificación del posicionamiento del reactor
- Verificación del cerramiento de la caja térmica que aloja en evaporador
- Estado de las válvulas
- Limpieza del equipo

³ Referidas a aquellos equipos que utilizan como fuente de operación la energía eléctrica o algún combustible fósil.

Stock mínimo de repuestos para garantizar el punto anterior

- Válvulas de ½”, ¾”, 1” tipo bola
- Pernos, tuercas y arandelas de medidas similares a la utilizadas en el refrigerador
- Mangueras de PVC especiales para vacío
- Abrazaderas metálicas regulables

Además de herramientas como

- Juego de llaves del tipo “boca”
- Juego de desarmadores
- Juego de alicates

Asesoría Técnica en la zona, debe ser importante que alguna persona de la zona o una ciudad cercana pueda brindarles el servicio de mantenimiento correctivo de alguno de los componentes, por ejemplo:

- Limpieza en tuberías
- Reparaciones con soldadura
- Desarmado de válvulas para vacío
- Mantenimiento del captador de vidrio
- Mantenimiento al reactor
- Verificación del grano adsorbedor

Sin embargo, estos puntos aún no corresponden precisarlos, pero sí advertirlos, debido a que este trabajo presenta el diseño de un prototipo a nivel experimental, el cual deberá en su debido momento y de acuerdo a los resultados que se obtengan convertirse en un equipo de refrigeración alternativo que no utilice fuentes de energía eléctrica y que utilice el fenómeno de adsorción para su funcionamiento.

5.2.4 Económico

Lógicamente debemos lograr que el sistema de refrigeración sea rentable económicamente, que pueda competir con los equipos actuales dentro del escenario descrito en el punto 2.2.1. sin embargo, el presente trabajo de tesis solo refiere los gastos realizados en la construcción del prototipo, el mismo que servirá para continuar la investigación del fenómeno adsorptivo para fines de enfriamiento.

5.3. POTENCIAL DE REFRIGERACIÓN

La conservación de productos alimenticios, comenzó a ser estudiada con mayor interés en la década de los 60'.

Existen diversas técnicas para la conservación de alimentos como: la pasteurización, conservantes químicos, envasado al vacío, deshidratación y la refrigeración entre otras.

La aplicación de nuestro prototipo estará orientada especialmente a cubrir demandas individuales en viviendas rurales, postas de salud, etc., podemos entonces, sobre esta base, mencionar como potencial de refrigeración lo siguiente:

- a.- Conservación de alimentos
- b.- Enfriamiento de bebidas
- c.- Producción de hielo en pequeñas cantidades
- d.- Conservación de medicinas y vacunas, siempre y cuando no se requiera un control exacto de la temperatura.

Si consideramos como capacidad calorífica 1,393.2 kCal, equivalente a la evaporación de 1.2 kg de agua (60% de la capacidad de almacenamiento del refrigerante en el evaporador del prototipo) podemos extraer el calor específico requerido para la reducción de 30°C de los siguientes alimentos, los valores de peso mostrados se encuentran en kilogramos.

Producto	Temperatura recomendable de almacenamiento	Calor específico (kcal/kg/°C)	Calor requerido por cada kilogramo a enfriar 30°C (*)	Peso máxima a almacenar (Kg) (**)
Broccoli	0°C	0.92	27.6	50.5
Choclo	0°C	0.79	23.7	58.8
Ciruela	-0.5 a 0°C	0.89	26.7	52.2
Durazno	-0.5 a 0°C	0.87	26.1	53.4
Esparrago	0° a 2°C	0.94	28.2	49.4
Kakis	-1°C	0.83	24.9	56.0
Kiwi	-0.5 a 0°C	0.86	25.8	54.0
Lechuga	0°C	0.96	28.8	48.4
Mandarinas	4°C	0.90	27.0	51.6
Manzanas	-1° a 4°C	0.87	26.1	53.4
Naranja	0° a 9°C	0.89	26.7	52.2
Peras	-1.5° a -0.5°C	0.87	26.1	53.4
Pomelo	10° a 15°C	0.90	27.0	51.6
Tomate	8° a 15°C	0.95	28.5	48.9
Pescado	0°C	0.80	24	58.1
Carne de res	0°C	3.90	117	11.9

Pollo	0°C	3.6	108	12.9
Carne de cerdo	0°C	3.8	114	12.2

(*) Considerando la reducción de 30°C del producto con una disponibilidad de 1393.2 kCal.

(**) La capacidad de almacenamiento indicada solo considera la capacidad calorífica más no la capacidad física de la refrigeradora.

Tabla N° 5.1. Capacidad de enfriamiento del Prototipo ADS-UNI

Los valores mostrados en la tabla anterior, deberán reducirse de acuerdo a la capacidad en volumen del refrigerador de 45 litros.

CONCLUSIONES

1. Se ha logrado mostrar, mediante la evaluación experimental del prototipo EG-Solar, el proceso de enfriamiento utilizando el par adsorptivo agua – zeolita.
2. Se ha diseñado un prototipo experimental de refrigerador de ciclo intermitente, que utiliza el ciclo termodinámico de adsorción, sobre la base de las mejoras en operatividad y funcionamiento del prototipo EG-Solar.
3. Se han realizado modificaciones al prototipo EG-Solar, producto de los resultados experimentales obtenidos en la evaluación en laboratorio.
4. Con la evaluación experimental en laboratorio, del prototipo de refrigeradora, agua – zeolita, EG-Solar, se han obtenido los siguientes resultados:
 - 4.1. Se ha logrado obtener temperaturas en la superficie del refrigerador de $-8,7^{\circ}\text{C}$ luego de la formación de hielo a baja presión en el interior del evaporador.
 - 4.2. Se ha logrado obtener 1,4 mbar de presión en el evaporador durante el proceso de enfriamiento.
 - 4.3. Se ha logrado verificar, mediante pruebas en laboratorio, que la capacidad de adsorción de la zeolita utilizada es de 30% de su peso.
 - 4.4. Se ha logrado verificar que el prototipo EG –Solar, tiene la capacidad de alojar 1 kg. de agua en el evaporador, sin embargo, no fue posible realizar una experiencia con la capacidad máxima debido a que se origina una

evaporación brusca en el interior del evaporador durante la caída de presión, formándose hielo que obstruye, la tubería de salida/ingreso del evaporador.

- 4.5.No fue posible obtener presiones menores a 12 mbar en la línea del refrigerador, utilizando la bomba manual, debido a su poca maniobrabilidad.
- 4.6.Se ha observado que con el concentrador parabólico SK-14 no ha sido posible obtener un grano de zeolita con menos del 12% de su contenido de humedad.
- 4.7.Se ha determinado como temperatura óptima de regeneración 250 °C con un tiempo de secado de 2,5 horas.
5. Las modificaciones realizadas en el prototipo EG-Solar con la finalidad de mejorar su operatividad son:
 - 5.1.Reemplazo de la bomba manual por otra eléctrica de vacío.
 - 5.2.Instalación de dos válvulas para control.
 - 5.3.Cambio de adsorbente.
 - 5.4.Instalación de dos trampas de zeolita.
6. Se ha diseñado y construido un prototipo de refrigerador, ADS-UNI, que permite:
 - 6.1.Una mejor distribución del adsorbente, facilitando el proceso de regeneración.
 - 6.2.Recuperar el refrigerante luego de la etapa de regeneración.
 - 6.3.Durante el proceso de refrigeración una caída de presión sin necesidad de realizar la succión en la línea.
 - 6.4.Proteger el refrigerante evitando el contacto con el medio exterior, ya que permanecerá alojado en el reactor del refrigerador.
 - 6.5.Incrementar la capacidad de enfriamiento del refrigerador ya que permite alojar una mayor cantidad del adsorbente.

- 6.6. Ensayar otros pares adsorptivos.
- 6.7. Enfriar el espacio de diseño de 45 litros a temperatura menores a 4°C.
- 6.8. Trabajar en dos rangos de presión, entre 2 mbar durante el proceso de enfriamiento y 45 mbar durante el proceso de regeneración.
7. Los materiales utilizados para la construcción del prototipo fueron seleccionados de acuerdo a los cálculos de transferencia de calor utilizados.
8. El proceso constructivo se realizó en su mayor parte con el apoyo del Taller Mecánico de la Facultad de Ciencias de la UNI.
9. Durante el proceso de enfriamiento es importante una adecuada evacuación de calor del adsorbente ya que el incremento de su temperatura se ve disminuida la velocidad de adsorción. El prototipo también posee una cubierta fácilmente removible que permite este enfriamiento requerido.
10. Es posible el uso de sistemas de adsorción, para la obtención de frío, en zonas alejadas donde no exista la disponibilidad de energía eléctrica a través de redes convencionales, siempre que se cuente con la fuente de calor que permita el proceso de regeneración.
11. Es posible la adaptación de un sistema de captación solar, por ejemplo un Concentrador Parabólico Compuesto (CPC) considerando como parámetros de diseño, el suministro de calor de 2,7 kWh/día-kg de zeolita durante 2,5 horas a una temperatura promedio de 250 °C.
12. El Coeficiente de Performance (COP) estimado para este tipo de máquinas es de alrededor de 0,5 debido a que generalmente requiere de cantidades grandes de calor (respecto a la cantidad de calor extraído en el proceso de enfriamiento). Sin

embargo se debe considerar que la fuente de calor utilizada sea económica o, en el caso de la energía solar, sin costo.

13. En el cálculo teórico del prototipo ADS-UNI se obtuvo COP de 0,05,
14. El prototipo ADS-UNI construido deberá ser evaluado luego de la adquisición e instalación de los sensores de presión y de los termómetros, los cuales deberán ser monitoreados bajo un sistema automático de adquisición de datos.

BIBLIOGRAFÍA

- [1]. Sergio E. Droguett, Elementos de la Catálisis Heterogénea, Secretariat of the Organization of American States Washington, D. C. , (1983)
- [2]. Luiz Simao de Andrade Filho “Contribucao ao Estudo Experimental da Difusao de Calor e Massa em Sílica Gel”, Tese de doutorado Universidade Federal da Paraiba, Joao Pessoa, PB, Brasil (2001).
- [3]. Ing. Daniel Herencia Quispe, notas del Curso de Refrigeración, “V Curso de Eficiencia Energética”, Universidad Nacional de Ingeniería 1999.
- [4]. Ing. Paulo Vodianitskaia “Desenvolvimento Experimental de um Refrigerador Solar a Adsorção utilizando o par frigorígeno gel de Sílica – Agua”, tesis posgrado em Engenharia Mecânica – Universidade federal da Paraíba – Paraíba – Brasil, 1984.
- [5]. Antonio Pralon Ferreira Leite “Sistema Frigorífico a Adsorcao Utilizando Carvao Ativado Metanol com Regeneracao por Energía Solar” Tese presentada

- en concurso público para profesor titular. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande-PB, Brasi, 1996.
- [6]. Torresman M. A. “Etude expérimentale de la cinétique d’adsorption dans les zeólithes”, Thèse de Doctorat en Energétique. Université Pierre et Marie Curie. Paris 6, 1991.
- [7]. Van Wyle G.J.sonntay R.E,Borgnakke, Fundamentos de la Termodinámica, C. Limusa 1999.
- [8]. Isaac Pilatowsky Figueroa “Notas del curso de Refrigeración Solar”, “VII Simposio Peruano de Energía Solar”, Piura, Perú, (1998).
- [9]. Antonio Pralon Ferreira Leite, Michel Daguén “Performance of a new solid adsorption ice maker with solar energy regeneration”, “Energy Conversion & Management”, 41, 1625-1647 (2000).
- [10]. Miguel Ramos, Manfred Horn “Comportamiento experimental de un refrigerador por adsorción” “Memorias del I Encuentro Iberoamericano de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar”, memorias, Sevilla, España (2001).
- [11]. Miguel Ramos, Manfred Horn, “Diseño preliminar de un prototipo experimental de refrigeradora por adsorción”, “IX Simposio Peruano de Energía Solar”, memorias, Arequipa, Perú (2001).

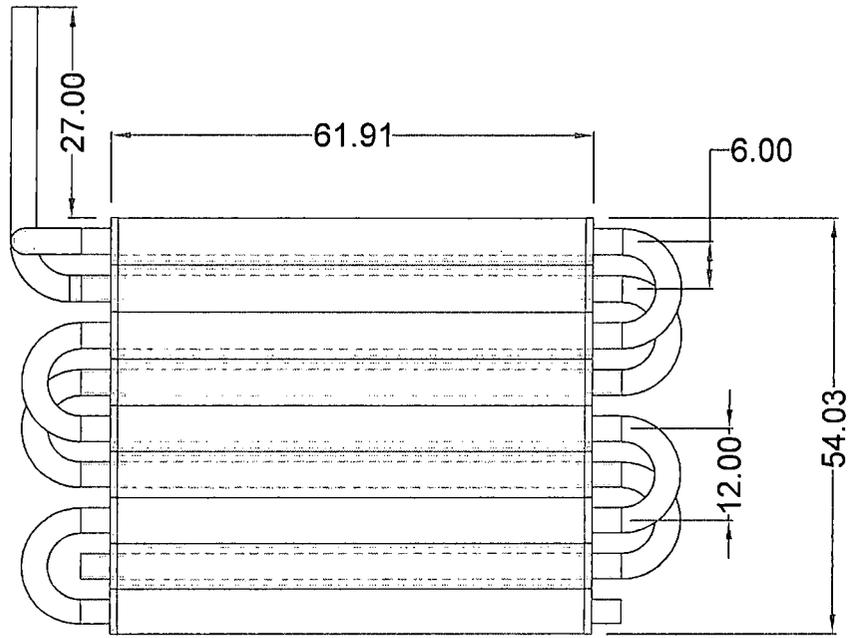
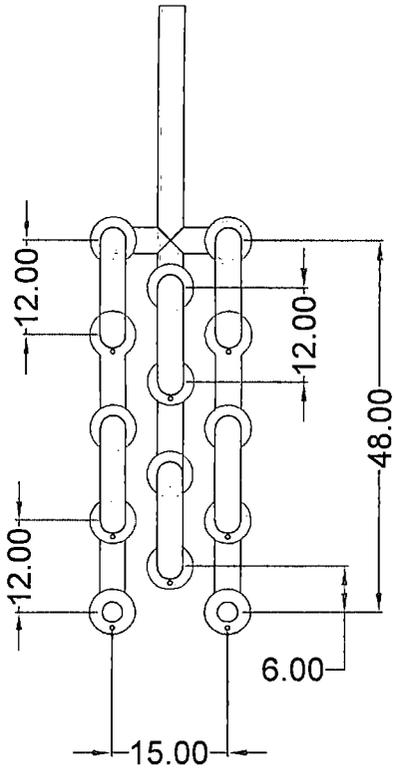
- [12]. Francis Meunier, “Fundamentals of Adsorption 6”, Sixth International Conference of Fundamentals of Adsorption, 1998.
- [13]. Zanife Tahn-neissay. “Etude d’une pompe a chaleur de 230 kW et d’une machine frigorifique a adsorption solide” These docteur. Université de Paris 6, 1999.
- [14]. R. M. Ramos, M. Horn, “Evaluación y diseño preliminar de un prototipo experimental de refrigeración por adsorción” publicado en el Vol. 12 N° 2 de la Revista TECNIA que publica el Instituto General de Investigación de la Universidad Nacional de Ingeniería, diciembre 2002.
- [15]. R. M. Ramos, M. Horn, “Evaluation of a zeolithe-water solar adsorption refrigerator” presentado en el ISES Solar World Congress 2003, Solar Energy for a Sustainable Future en junio del 2003, en Göteborg, Sweden.
- [16]. R. M. Ramos, M. Horn, A. Pralon, M. Grilo, “Description and operation of two prototypes of adsorptive solar refrigerators” presentado en la International Conference on Energy and the Environment, en mayo del 2003 en la ciudad de Shanghai, China. Esta publicación es realizada en conjunto con el Dr. Antonio Pralon F. Leite (Department of Mechanical Engineering - Universidade Federal de Campina Grande) and Marcelo B. Grilo (Laboratory of Solar Energy – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa-PB, Brasil).

- [17]. R. M. Ramos, M. Horn, “Actividades de Investigación y Desarrollo en el Área de Enfriamiento Solar en el CER-UNI”, presentado en el marco de las Jornadas Iberoamericanas sobre enfriamiento Solar: Tecnología para el desarrollo económico y social de la región iberoamericana”, ciudad de Cartagena de Indias, Colombia mayo del 2004.
- [18]. R. M. Ramos, M. Horn, “Actividades de Investigación y Desarrollo en el Área de Enfriamiento Solar en el CER-UNI”, presentado en el marco del III Taller Iberoamericano de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar, ciudad de México, México junio del 2004.
- [19]. Marcelo Bezerra Grilo “Desenvolvimento experimental de um refrigerador solar para fabricação de gelo usando o par adsorptivo carvão ativado – metanol tesis doutor em Engenharia Mecânica – Universidade federal da Paraíba – Paraíba – Brasil, 2004.
- [20]. Meunier, F., Neveu, P., Castaing-Lasvignottes, J. Equivalent Carnot cycles for sorption refrigerator. *Int. Journal of refrigeration*, Vol. 21, N, N. 6, pp. 472-489, 1998.
- [21]. Roy J Dossat, “Principios de la refrigeración” Editorial CECSA (México) ISBN 968-26-0201-7.

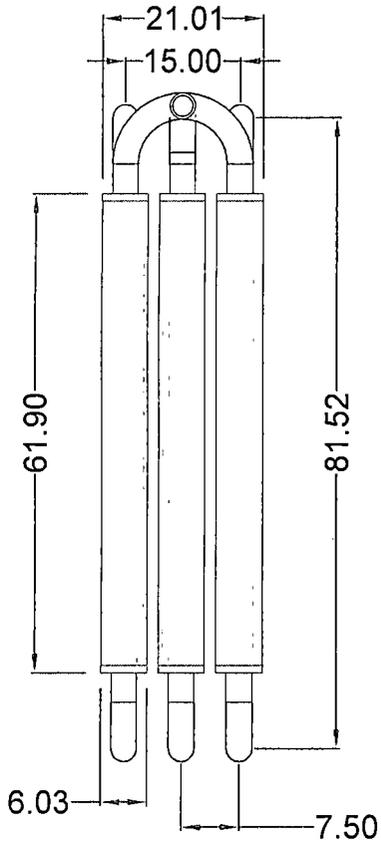
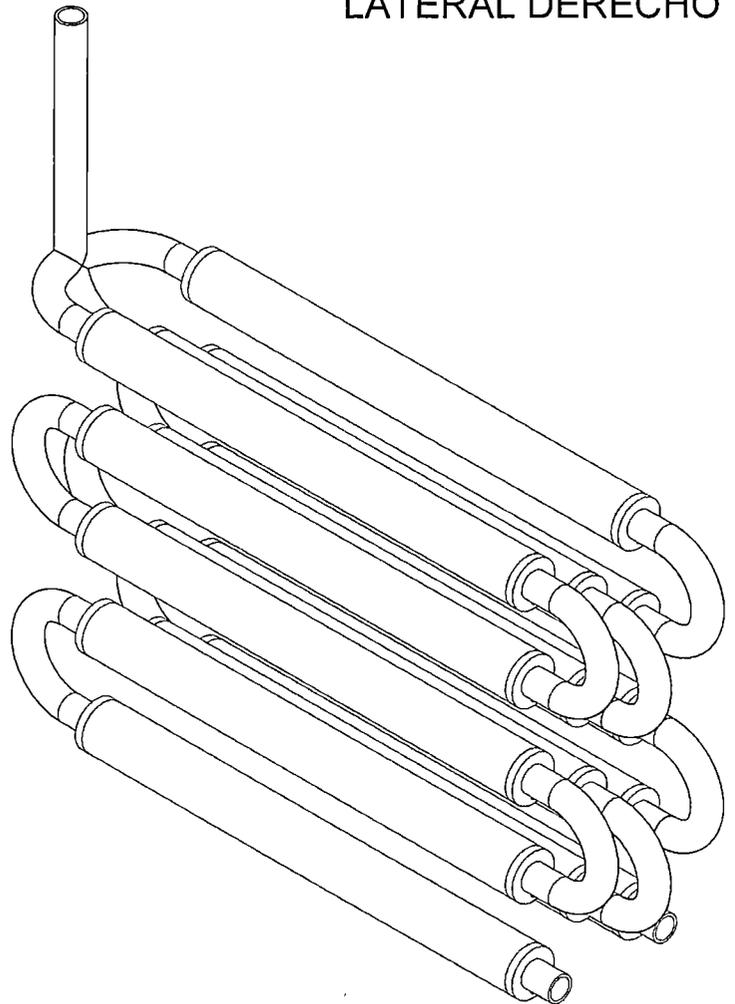
- [22]. Francisco Pontes Carvalho, “Refrigeração solar aplicada á consevação do leite em pequenas propiedades rurais do semi-árido” tesis posgrado em Engenharia Mecânica – Universidade federal da Paraíba – Paraíba – Brasil, 1998.
- [23]. José Espinola Silva Junior “Simulação numérica de um refrigerador alternativo usando adsorção sólida” tesis posgrado em Engenharia Mecânica – Universidade federal da Paraíba – Paraíba – Brasil, 1997.
- [24]. Ennio Cruz Da Costa “Refrigeração” Editora Edgar Blücher Ltda. 1982 terceira edição.
- [25]. J. Bonnin, P. J. Wilbur, S. Karaki “Réfrigération Solaire” Editions S. C. M. Centre BUREF – Place des Reflets, 15 Paris – 1977.
- [26]. Artículo “Hydrocarbons and other progressive answer to refrigeration” GREENPEACE – 2000.

PLANOS

FRONTAL



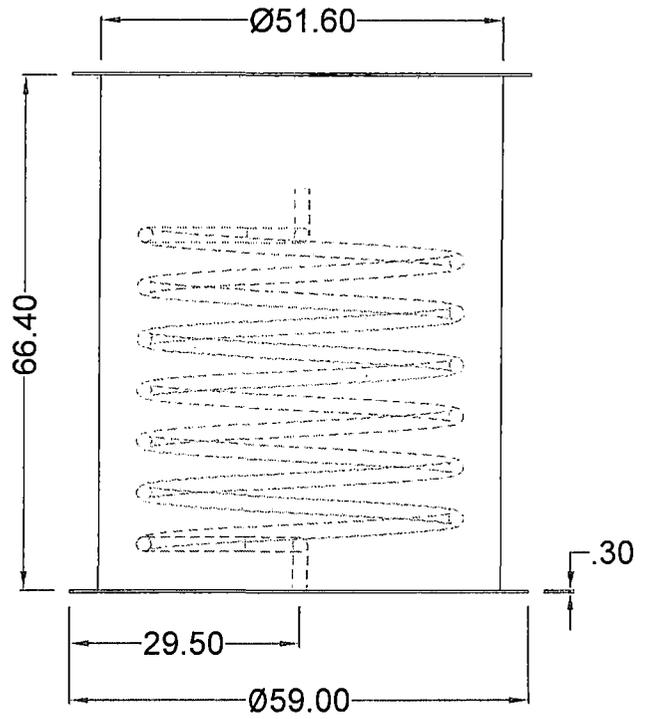
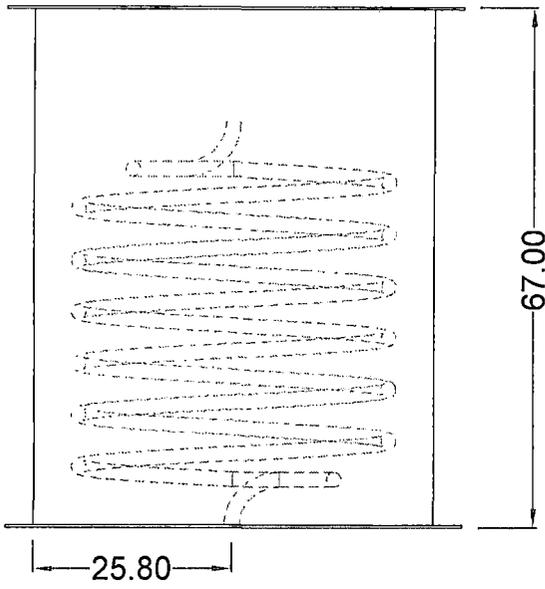
LATERAL DERECHO



PLANTA

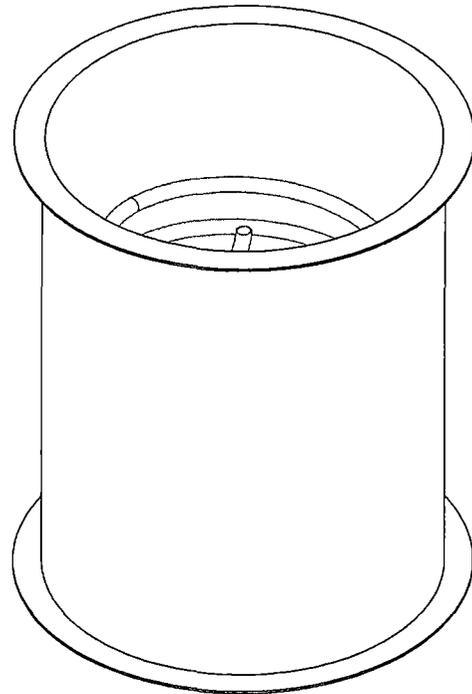
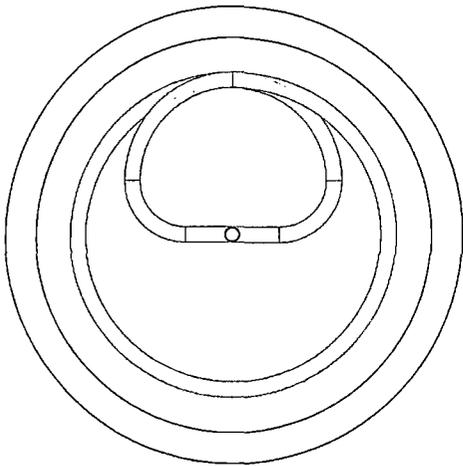
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
PROYECTO: REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN		
FECHA: OCT.2011	PLANO: REACTOR (REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN)	Nº DE PLANO: 01
ESCALA: 1 : 10		

FRONTAL



LATERAL DERECHO

PLANTA



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

PROYECTO:

REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN

FECHA:
OCT.2011

PLANO:

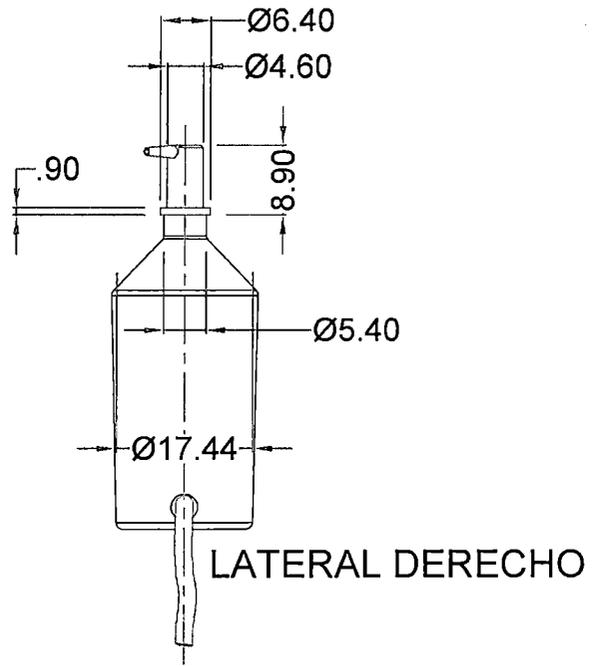
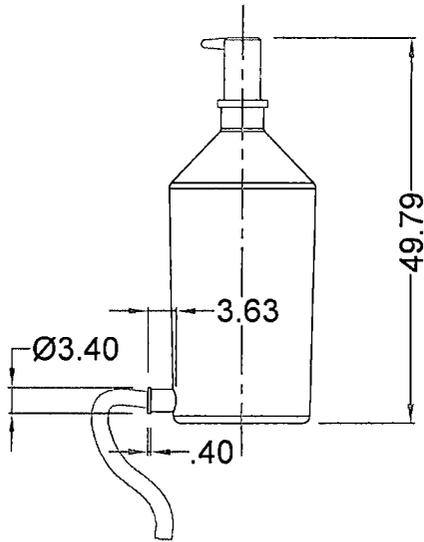
CONDENSADOR
(REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN)

Nº DE PLANO:

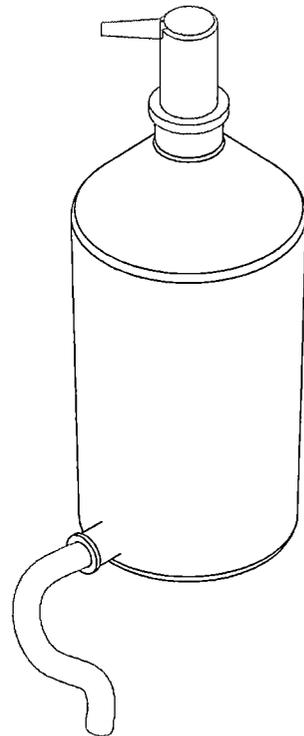
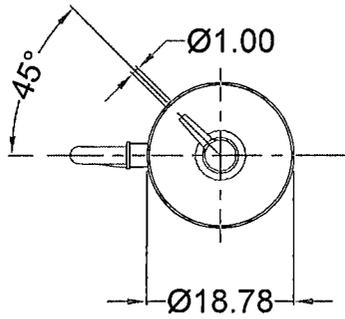
02

ESCALA:
1 : 10

FRONTAL

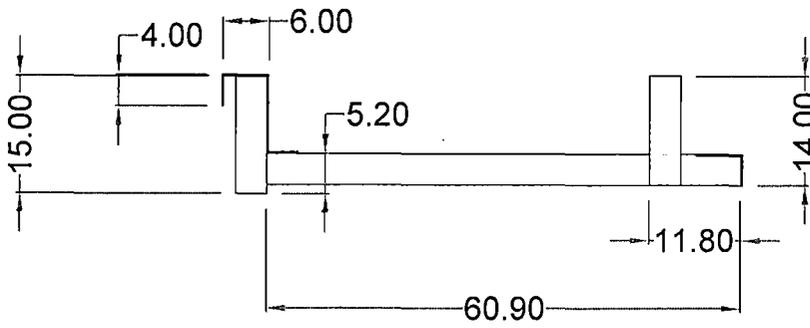


PLANTA

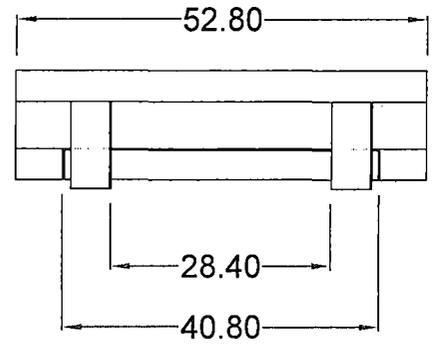


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
PROYECTO: REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN		
FECHA: OCT.2011	PLANO: Botella de Vidrio (REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN)	Nº DE PLANO: 03
ESCALA: 1 : 10		

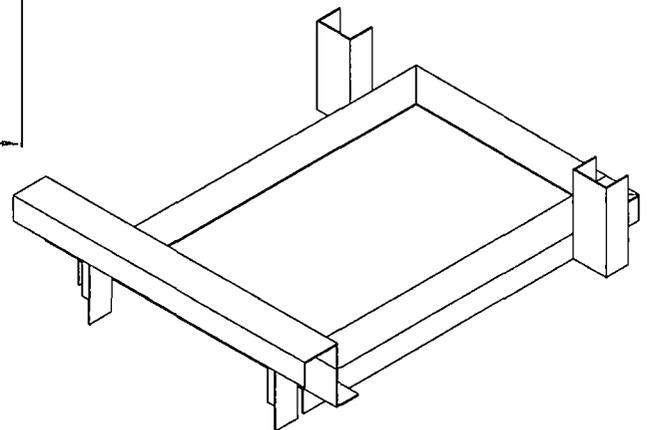
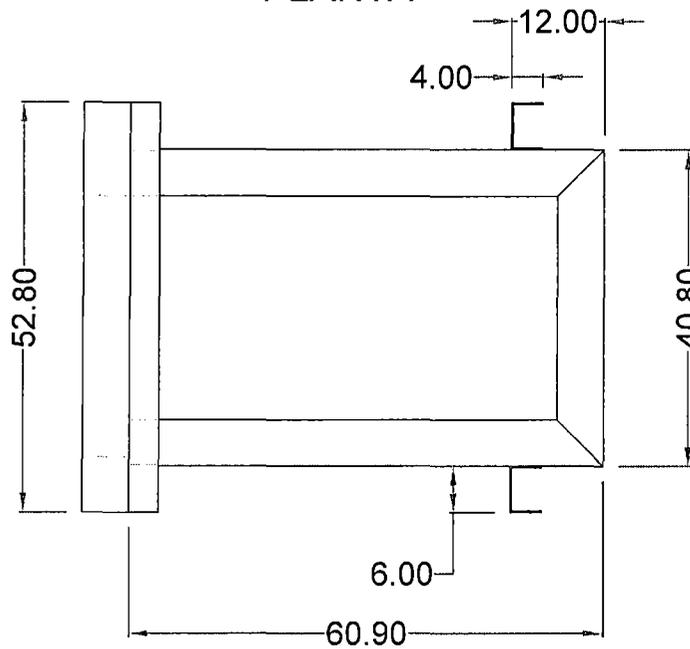
FRONTAL



LATERAL DERECHO



PLANTA



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
PROYECTO: REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN		
FECHA: OCT.2011	PLANO: QUEMADOR (REFRIGERADOR DE ADSORCIÓN)	Nº DE PLANO: 04
ESCALA: 1 : 10		

ANEXOS

DESCRIPTION AND OPERATION OF TWO PROTOTYPES OF ADSORPTIVE SOLAR REFRIGERATORS

Antonio Pralon Ferreira Leite

*Department of Mechanical Engineering, Universidade Federal de Campina Grande
Av. Aprigio Veloso, 882 – CEP 58109-900 Campina Grande-PB, BRASIL
pralon@dem.ufpb.br*

Miguel Ramos Chaya & Manfred Horn

*Renewable Energy Center, Universidad Nacional de Ingeniería
Av. Túpac Amaru 210 – Lima 25, PERU*

Marcelo Bezerra Grilo

*Laboratory of Solar Energy, Universidade Federal da Paraíba
Cidade Universitária – CEP 58059-900 João Pessoa-PB, BRASIL*

Keywords: Adsorption, Solar refrigeration, Activated Carbon-methanol, Zeolite-water

ABSTRACT: The description and the functioning of two different prototypes of adsorptive solar refrigeration systems are presented. One of them is based on the adsorption of the methanol on activated carbon and its adsorber is coupled to a static solar collector. Its purpose is the ice production and it was designed to produce up to 10 kg of ice/day m² in the Northeastern region of Brazil. In the present system, the adsorber is covered with transparent insulation material (TIM), the geometric configuration of the main components is multi-tubular and a water condenser is used. The other prototype uses the zeolite-water pair and a CPC collector for the regenerating process. It has a cold chamber with a capacity of 44 liters aimed for food and vaccine conservation in rural areas of Peru. This system uses a mobile adsorber, which is regenerated out of the refrigeration cycle and no condenser is applied, because the solar regeneration is made in the ambient air.

1 INTRODUCTION

The use of sorption processes to produce refrigeration has been extensively studied in the last twenty years as a technological alternative to vapor compression systems. Several theoretical and experimental studies demonstrated that sorption refrigeration systems, especially those using solid-gas heat powered cycles, are well adapted to simple technology applications. They can operate without moving parts and with low-grade heat from different sources such as residual heat or solar energy. The two main technologies concerning the solid-gas sorption concept are the adsorption and the chemical reaction, including metal hydrides. The similarities and differences between these systems, as well as the advantages and disadvantages of each one are extensively described in [1].

Refrigeration is an interesting application of solar energy because the incident radiation and the need for cold production both reach maximum levels in the same period. In developing countries, solar refrigeration is an increasingly acknowledge priority [2] in view of the needs for food and vaccine preservation and due to the fact that solar energy is generally widely available in these countries. Different solar refrigeration systems using sorption processes have been proposed and tested with success. In relation to the solar adsorptive refrigeration systems, different types of solid-gas were considered. The zeolite-water [3, 4, 5] and silica gel-water [6, 7] were chosen for cold sto-

rage, while the activated carbon-methanol pair was for ice production [8, 9, 10]. The activated carbon-ammoniac pair [11, 12] was also employed for different refrigeration applications using solar energy. The adsorptive systems development is still limited by the adsorber/solar collector component cost, and by the intermittence of the incident solar radiation, which makes it difficult to be competitive with conventional compression systems. Different technologies for solar adsorptive devices were tested to increase the ice production and to reduce the manufacturing cost, as shown in a recent study [13].

In the present work the description and the operation of two different solar adsorptive refrigerators are shown. These systems operate under an intermittent cycle, without heat recovering, and both are regenerated by solar energy using different technologies, representing innovative ways, in order to obtain higher performances than those above-mentioned systems. One of them uses the activated carbon-methanol pair and the other the zeolite-water. The first is aimed for ice production and some innovations were considered in relation to most of the units already constructed and tested, specially in France, where the adsorber had always been in the shape of a box with extended surfaces and air condensers had been used. In the proposed system the main components are multi-tubular and a double glass cover filled out with polycarbonate cylindrical cells as *transparent insulation material* (designed TIM) has been used in the adsorber-collector. The second prototype uses the zeolite-water pair and a CPC collector for the regenerating process; it uses a mobile adsorber, which is regenerated out of the refrigerator and no condenser is applied because the solar regeneration is made in the ambient air. Its purpose is the food and vaccine conservation.

2 CHARACTERISTICS OF THE ADSORBENT-ADSORBATE PAIR

The choice for the working fluid – the adsorbate – depends on the evaporator temperature and must have high latent heat of evaporation and small molecular dimensions to allow an easy adsorption.

For ice production, which is the aim of the first prototype, methanol is an appropriate adsorbate because it can evaporate at a temperature largely below 0°C. Its normal boiling point (~ 65°C) is much higher than the room temperature and its working pressure is always lower than the atmospheric one. This is adequate as a safety factor because any machine abnormality can be detected before methanol leaks from the system. Besides, its molecule is small enough (4 Å) to be easily adsorbed in micro-pores with a diameter smaller than 20 Å, which is the case of the activated carbon. This material is obtained from the pinewood by heating it to 950°C in presence of water vapor. This adsorbent has a significant micro-pores volume, whose empty spaces correspond to 78% of the total volume. Cylindrical grains of 2 mm diameter and 3 mm length (Fig. 1), average dimensions, compose the adsorbent bed. The maximal adsorption capacity of the activated carbon-methanol pair is about 0.3 kg of adsorbate/kg of adsorbent, for an ambient temperature of 30°C. For regenerating 75% of an activated carbon with this initial concentration and a condensation temperature of 40°C, the heat source must provide a temperature of about 110°C, which can be obtained with a technology of flat plate solar collectors.

Concerning the second prototype, aimed for cold storage, the water is used as adsorbate. Its most important property is the high enthalpy of vaporization (~ 2500 kJ/kg at 0°C), whose value is about the double of the one corresponding to the methanol. On the other hand, with water as adsorbate, the pressure necessary to obtain temperatures around 0°C is about 6 hPa, while using methanol it is necessary about 40 hPa to reach the same temperature level. The water as adsorbate is indeed suitable with zeolite as adsorbent. This material is basically porous aluminum silicate that can be found raw or synthesized. Zeolite is widely used in industrial applications, especially in hydration processes. Spherical pellets of 4 mm average diameter compose the adsorbent bed (Fig. 2). For the same ambient temperature given above, the maximal adsorption capacity of the zeolite-water pair is about 0.25 kg of adsorbate/kg of adsorbent. To regenerate this adsorbent, considering the above-mentioned conditions, temperatures around 200°C are necessary. These temperatures can be reached by using solar collector with weak concentration as a CPC collector.

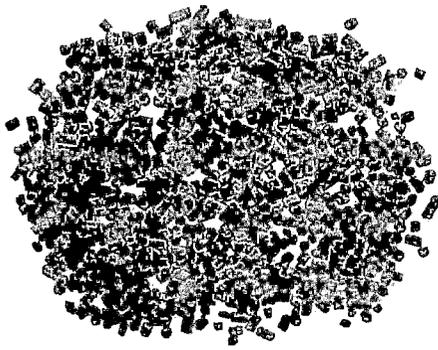


Figure 1. Grains of activated carbon.

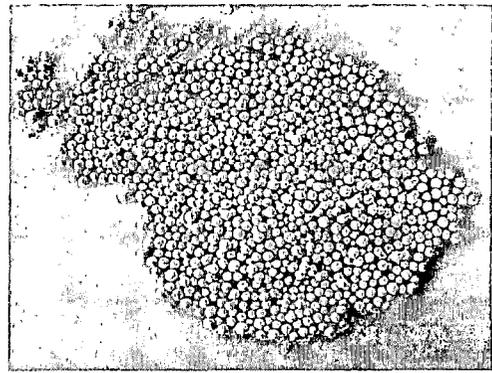


Figure 2. Pellets of synthesized zeolite.

3 FUNCTIONING PRINCIPLE

The refrigeration systems are based on an intermittent cycle, which is without heat recovering. This cycle consists on two typical stages: one characterized by the adsorption process, when the evaporation of the working fluid (the adsorbate) takes place; and another consisting of the regeneration of the solid medium (the adsorbent) by solar energy, when the adsorbate is condensed.

The solar ice-maker is mainly composed of an adsorber/solar collector connected to a condenser and an evaporator, as shown in Fig. 3. The direction of the gaseous flow is altered, according to the cycle stage; it goes from the adsorber towards the condenser during the regeneration, and from the evaporator towards the adsorber, during the adsorption process.

The stage of refrigeration begins at the end of the afternoon, when the temperature and the pressure of the adsorber decrease, following an isosteric process, i.e., a process in which the adsorbed phase concentration is constant. The evaporation takes place when the gaseous adsorbate flows to the adsorber during the whole night period, producing the refrigeration effect until the adsorber temperature reaches a minimum value. In another isosteric process the adsorber is heated by the solar radiation incidence, increasing temperature and pressure until they reach the condenser pressure. Then condensation takes place and the adsorbate is transferred to the condenser until the adsorber reaches a maximum temperature, which means the end of the cycle.

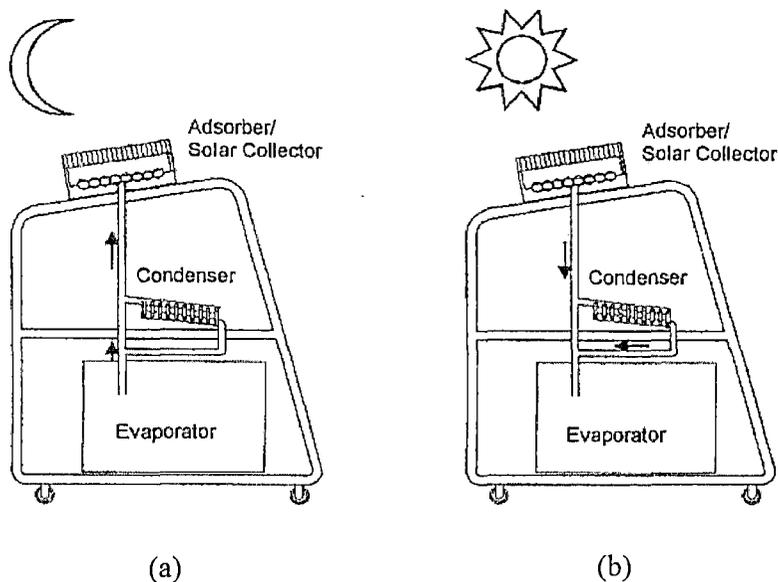


Figure 3. Scheme of the ice-maker and its operation: (a) stage of refrigeration ; (b) stage of regeneration.

The solar system for cold storage is basically composed of an evaporator positioned on the top of a cold chamber connected to a mobile adsorber (a cylindrical reservoir containing the zeolite) and a CPC collector for regenerating the adsorbent. Its principle of functioning is shown in Fig. 4.

The refrigeration process begins when the adsorbent with a minimal concentration of adsorbate is connected with the adsorbent through a valve. At this moment, the evaporation takes place in a very quickly process, attaining temperatures bellow 0°C , when the solid-gas equilibrium is reached and remains for the whole evaporation period. When the evaporator temperature is stabilized, the saturated adsorber is removed from the reservoir and positioned in the CPC for regenerating.

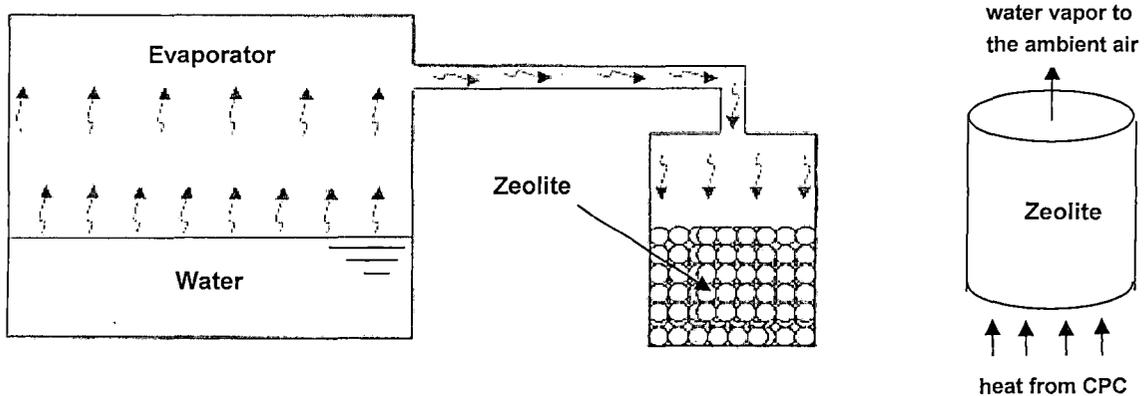


Figure 4. Scheme functioning of the zeolite-water solar refrigerator.

4 DESCRIPTION OF THE PROTOTYPES

4.1 The solar ice-maker

The actual prototype of the solar ice-maker (Fig. 5) has been designed and built after results from numerical simulations utilizing meteorological data of João Pessoa ($7^{\circ} 8' \text{ S}$, $34^{\circ} 50' \text{ WG}$), whose climate is typically hot and humid, as presented in [14].

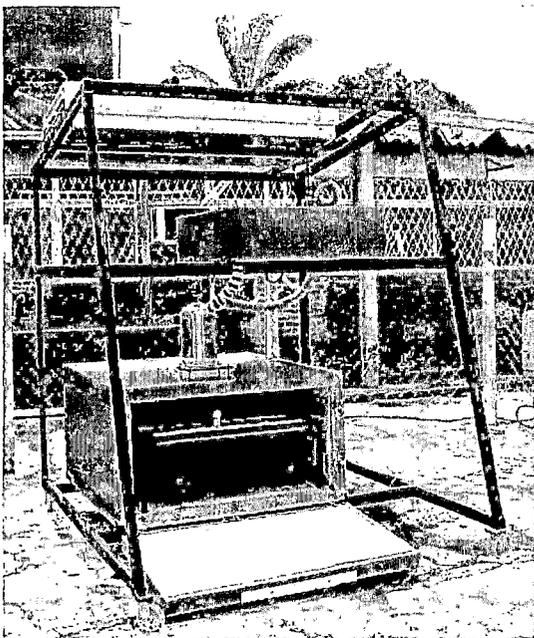


Figure 5. General view of the solar ice-maker.

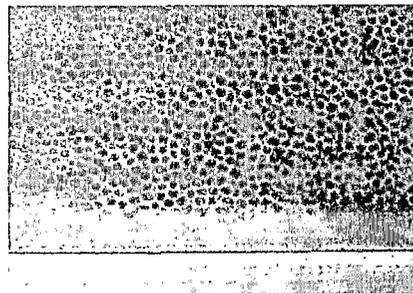


Figure 6. Polycarbonate honeycomb view.



Figure 7. Upper TIM cover view.

The main components are: an adsorber/solar collector, a condenser, an evaporator and a cold chamber, as shown in Fig. 5. All these components were made from stainless steel. A transparent graduated reservoir was installed between the condenser and the evaporator in order to measure the volume of condensed methanol directly.

Some innovations were implemented, as regards the prototypes and commercial units already operating with the same adsorptive pair, especially those idealized by the French laboratory LIMSIS. In order to improve the collector performance and to obtain temperatures higher than 100°C, the solar collector cover was built with two glass plates containing an anti-convective material in polycarbonate – TIM – between them, as shown in Figures 6 and 7. The cells have an average diameter of 3 mm. The bottom insulation of the collector is also a TIM cover, to allow a bifacial irradiation of the adsorber through reflectors positioned below the plan of the tubes. This TIM cover was made in two identical parts and they are articulated around a central and longitudinal axis, in order to improve the heat dissipation from the adsorber during the stage of adsorption (Fig. 8). The heights of the TIM covers are 80 mm for the upper and 60 mm for the lower.

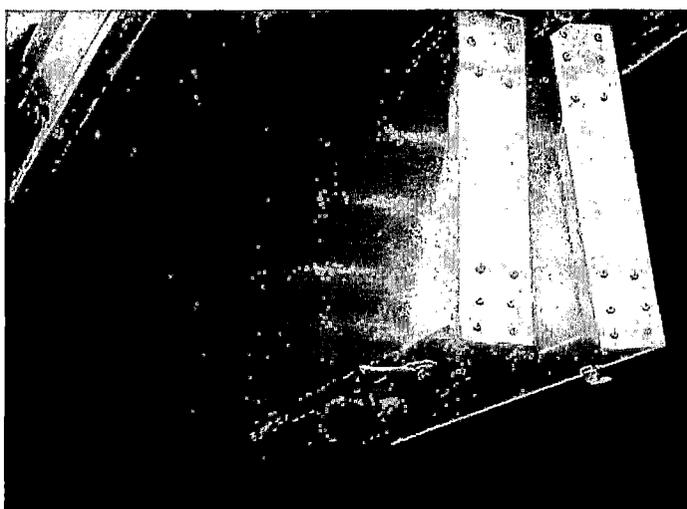


Figure 8. View of the lower and articulated TIM cover.

The other innovation was the use of multi-tubular configurations for the adsorber (Fig. 8) and the evaporator (Fig. 9), instead of a rectangular/trapezoidal one used in most of the above-mentioned French prototypes. In such systems, the adsorber was always a one-box shape with extended surfaces, and air condensers were used. In the present prototype, a water condenser is used (Fig. 10). The two main advantages of the multi-tubular components are the simplicity of its construction, and its capacity for standing pressure differences with thinner walls, considering that the system operates under vacuum.

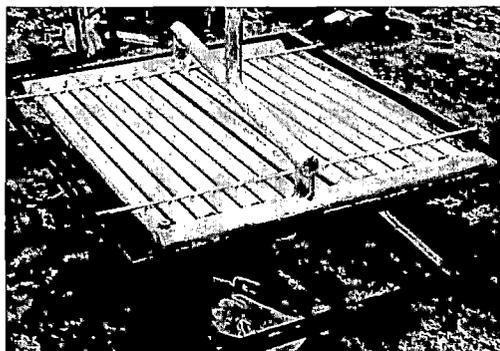


Figure 9. View of the multi-tubular evaporator.

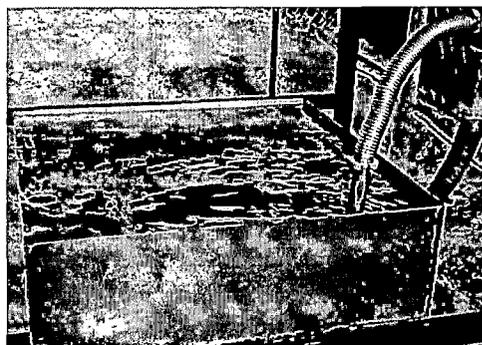


Figure 10. View of the water condenser.

The adsorber/solar collector component consists of a series of tubes, placed side-by-side, making up the radiation absorber plate, whose surface was painted in matt black. This component was designed to allow an incidence of solar radiation on both faces of the tubes, corresponding to a total collector area equal to the double of the plan formed by the tubes of the adsorber, namely 2 m^2 . To obtain this effect, the solar collection plan was lengthened (the tubes make $0,60 \times 1,70 \text{ m}^2$). Considering the ratio of $20 \text{ kg adsorbent/m}^2$ collection area, which is the standard value in most of experimental studies, the radiation absorber surface is then composed of 8 tubes of 76 mm outside diameter and 1.7 m length, with an axial metal net of 33 mm diameter, corresponding to an annular space in each tube that contains 2.5 kg of activated carbon. The quantity of methanol introduced in the system was 6 kg.

The evaporator is made of a series of tubes with 57 mm outside diameter, in parallel position and interconnected in their extremities to guarantee an even distribution of methanol in each of them (Fig. 9). The recipient with the water to be frozen has a 10 liter capacity, corresponding to the water level in half of the tubes. The total volume of methanol distributed in the tubes is 7.5 liters. This value corresponds to a maximum adsorption capacity of 0.3 kg/kg of activated carbon, for a specific mass of liquid methanol at -5°C of 1200 kg/m^3 . The evaporation area is 1.25 m^2 . Considering that only half of the tubes are in contact with the water, this heat transfer area corresponds to 14 tubes with 1 m length each. The cold chamber internal dimensions are $1.2 \times 1.3 \times 0.6 \text{ m}^3$ and the thermal insulation made in polyurethane is 80 mm thick.

The condenser consists of a series of parallel and interconnected tubes with 48 mm outside diameter. It is positioned inside of a reservoir measuring $1.00 \times 0.95 \times 0.30 \text{ m}^3$, made with stainless steel sheet, 3 mm thick, able to contain up to 250 liters of water (Fig. 10). The tubes form a plan-tilted 7° from the horizontal to allow a maximum flow of liquid methanol towards the evaporator. The condensation area was calculated to be 1.2 m^2 , what corresponds to 10 tubes with 0.8 m length each. Considering the two distribution tubes, the total effective heat transfer area is 1.5 m^2 .

4.2 The zeolite-water system

The actual prototype of the solar refrigerator using the zeolite-water pair (Fig. 11) was constructed by EG-Solar, in Germany, and donated to the Renewable Energy Center of the Universidad Nacional de Ingeniería, in Peru, to be tested. The adsorber of this refrigerator is mobile to allow the regenerating process out of the system, by using a CPC collector. Therefore, no condenser is used because the desorbed water is transferred to the ambient air. For each cycle, it is necessary to evacuate the system with a vacuum pump. The evaporator has the shape of a rectangular box with a heat transfer area of 0.15 m^2 and a capacity to contain up to 1 liter of water. It is positioned on the top of the cold storage chamber, which is its hinged cover. The external dimensions of the refrigerating chamber are $0.71 \times 0.56 \times 0.49 \text{ m}$ and its useful capacity is of 44 liters. The adsorber is composed of a stainless steel cylinder containing 4.2 kg of zeolite (Fig. 12).

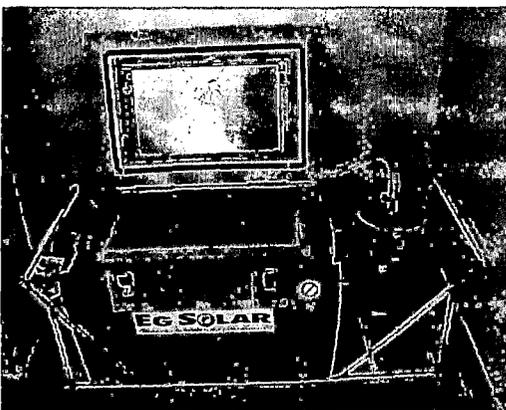


Figure 11. Zeolite-water refrigerator.

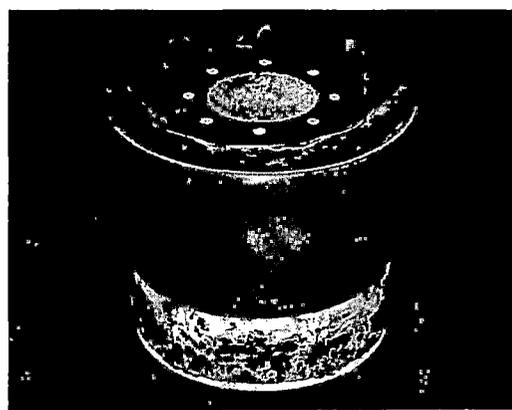


Figure 12. Metallic depot containing the zeolite.

4.3 Preliminary tests and comments

To verify the solar ice-maker prototype dynamic functioning, we used an electrical panel with incandescent lamps distributed over a surface of dimensions similar to the adsorber plan. This total filament supply in this heater issues 9200 W of thermal power, and it was positioned to provide a suitable temperature of regeneration. First, the evaporator was heated at 60°C to guarantee the methanol transfer to the adsorber. Afterwards, the adsorber was heated and the following parameters have been measured: the adsorbent temperature, the water temperature in the condenser and the duration of the condensation. The adsorbent temperature was stabilized in 85°C, after approximately 1 hour heating, while the water temperature increased about 2°C. Considering the sensible heat gain of the water condenser, the quantity of condensed methanol was calculated to be about 2 kg. Comparing this value with that obtained from the isosters diagram, under the same initial adsorbed phase concentration, we notice a difference of about 50%. Probably some leaking happened before or during the tests and, accordingly air entered in the system thus blocking the adsorption process. Consequently we had to evacuate the system and check its pressure, which should vary during the adsorption cycle from about 40 to 300 hPa, according to the isosters diagram. Nowadays, we are implementing the solar conversion components in order to carry out field tests.

Concerning the zeolite-water prototype, dynamic tests were made using an electrical vacuum pump of 92 W, 12 Volts, and a furnace to regenerate the adsorber. Originally, the refrigerator was conceived to operate with a manual vacuum pump, but experiences showed that its use was unsuitable for obtaining the pressure level required. On the other hand, the energy supply for this electrical pump can be provided by a weak power photovoltaic system. The operation time of this electrical pump to obtain a minimal pressure in the system of 3.5 hPa was of about 10 minutes. For regenerating the zeolite, the electrical furnace supplied a temperature of 350°C for 2.5 hours. The initial mass of water in the evaporator was 0.4 kg. The details of these tests and results are given in [15]. The first experimental results for the adsorption process are shown in Fig. 13. The minimal temperature obtained on the evaporator was -5°C, after almost 5 hours, and the average temperature in the adsorber was about 45°C. Basing on the results obtained, several modifications in the project of the refrigerator will be done, including changes in the operation cycle. The new adsorption cycle will be closed to avoid the need of producing vacuum to each cycle of the refrigerator and to assure a working fluid without the impurities generated with the regenerating process having place in the ambient air.

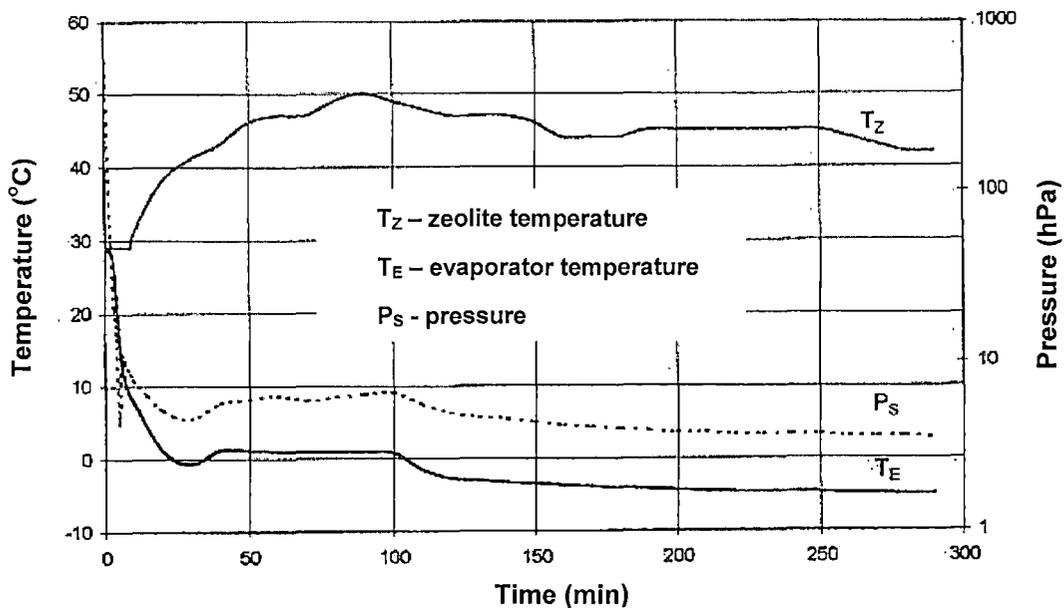


Figure 13. Experimental results for the zeolite-water system: variations of the zeolite and evaporator temperatures and pressure during the adsorption process.

5 ACKNOWLEDGEMENT

The authors gratefully acknowledge the Brazilian agency, National Council of Scientific and Technological Development – CNPq, for the financial support provided for this work through Research Project Grant No. 522637/96-5, and the Iberian-American Net of Solar Refrigeration and Air Conditioning – RIRAAS through the Iberian-American Program of Science and Technology for Development – CYTED, which makes the cooperation between the Peruvian and Brazilian researcher groups possible.

6 REFERENCES

- [1] F. Meunier. (1998). Solid sorption heat powered cycles for cooling and heat pumping application. *Applied Thermal Engineering* 18, pp. 715-729, 1998.
- [2] UNEP Report, “World Solar Program 1996-2005”, UNEP report. Paris, France, June 1996.
- [3] M.R. Chaya and M. Horn, “Preliminary design of an experimental prototype of an adsorption refrigerator”, presented at the IX Peruvian Symposium of Solar Energy, Arequipa, Peru, 2001.
- [4] Ph. Grenier, J.J. Guilleminot, F. Meunier and M. Pons. (1988). Solar powered solid adsorption cold store. *J. Solar Energy Engng.* 110, pp. 192-197
- [5] J.J. Guilleminot and F. Meunier. (1981). Etude expérimentale d’une glacière solaire utilisant le cycle zéolithe-eau. *Revue Générale de Thermique* 23, pp. 825-834.
- [6] R.P. Klüppel and J.M. Gurgel. (1988). Solar adsorption cooling using silicagel/water. *Advances in Solar Energy Technology* 3, pp. 2627-2631.
- [7] V. Tangkongsirisin, A. Kanzawa and T. Watanabe. (1998). A solar-powered adsorption cooling system using a silica gel-water mixture. *Energy* 5, pp. 347-353.
- [8] A. Boubakri, M. Arsalane, B. Yous, L. AliMoussa, M. Pons and F. Meunier. (1992). Experimental study of adsorptive solar powered ice-makers. *Renewable Energy* 2, pp. 7-15.
- [9] F. Lemini, J. Buret-Bahraoui, M. Pons and F. Meunier. (1992). Simulation des performances d’un réfrigérateur solaire à adsorption: 1. Comparaison des performances pour deux types de charbon actif. *Revue Int. du Froid* 15, pp. 159-167.
- [10] N. Medini, B. Marmottant, E.S. Golli and Ph. Grenier. (1991). Etude d’une machine solaire à fabriquer de la glace. *Revue Int. du Froid* 14, pp. 363-367.
- [11] J. Bougard and G. Veronikis, “Adsorbeur modulaire pour machine frigorifique solaire charbon actif-ammoniac”. In *Proc. Meeting on Solid Sorption Refrigeration*, Paris, France, 1992, Vol.1, pp. 302-307.
- [12] R.E. Critoph and F. Gong, “A rapid cycling ice-maker for use in developing countries”, in *Proc. 2nd World Renewable Energy Congress*, Reading, UK, 1992.
- [13] A. Boubakri, J.J. Guilleminot and F. Meunier. (2000). Adsorptive solar powered ice maker: Experiments and model. *Solar Energy* 69, pp. 249-263.
- [14] A.P.F., Leite and M. Daguene. (2000). Performance of a new solid adsorption ice maker with solar energy regeneration. *Energy Conversion & Management* 41, pp. 1625-1647.
- [15] M.R. Chaya and M. Horn, “Experimental behavior of an adsorption refrigerator”, presented at the 1st Iberian American Meeting on Solar Refrigeration and Air Conditioning, Sevilla, Spain, 2001.

DISEÑO DE UN PROTOTIPO EXPERIMENTAL DE REFRIGERACIÓN POR ADSORCIÓN

Miguel Ramos / Rafael Espinoza / Manfred Horn
Centro de Energías Renovables - Universidad Nacional de Ingeniería
Av. Túpac Amaru 210 Lima 25, Perú Tel/Fáx 51-1-3821058;
E-mail: mramos@uni.edu.pe / cer@uni.edu.pe

I. RESUMEN

El Centro de Energías Renovables de la Universidad Nacional de Ingeniería, CER-UNI, viene ejecutando un proyecto con el objeto de desarrollar una refrigeradora para el medio rural, donde no existe disponibilidad de una red eléctrica convencional.

El presente trabajo muestra algunas evaluaciones de un prototipo de refrigeradora por adsorción de ciclo intermitente, el cual basa su funcionamiento en un ciclo termodinámico de adsorción, utilizando como refrigerante agua y como adsorbente el mineral zeolita. Se presenta la evaluación experimental de un prototipo de refrigeradora, desarrollado por EG-Solar (Altötting, Alemania) y donado a la UNI, cuyos resultados parcialmente ya han sido presentados el año 2001, en el I. Encuentro Iberoamericano de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar, en Sevilla, España [1] y en el IX. Simposio Peruano de Energía Solar en Arequipa [2].

Además mostramos algunos criterios y parámetros principales de diseño del nuevo prototipo de refrigeradora por adsorción que pretendemos construir, indicando algunas ventajas de operación y funcionamiento respecto al prototipo de EG-Solar.

II. INTRODUCCIÓN

La refrigeración de diversos productos tiene una gran importancia en muchos procesos utilizados por el hombre. Los métodos de refrigeración son diversos: entre ellos se encuentra la refrigeración adsorptiva, la cual aprovecha la adsorción de gases (adsorbato) en la superficie de un sólido determinado (adsorbente).

La adsorción de gases es un fenómeno de adherencia de un gas en la superficie de un sólido. Este proceso se realiza con la expulsión de calor (proceso exotérmico). Dentro del fenómeno de adsorción existen dos tipos de interacción que dependen del grado de la misma, la quimisorción y la fisisorción, las cuales básicamente se diferencian por el grado de interacción de las moléculas del gas con el sólido. Mientras que en la quimisorción las moléculas del gas y del sólido llegan a interpenetrarse a nivel químico, en la fisisorción es solo a nivel superficial y la fuerza de cohesión se conoce como fuerza de Van der Waals.

La refrigeración adsorptiva se diferencia básicamente de la refrigeración por compresión mecánica de un gas (usada en las refrigeradoras comunes), cuando el compresor, que requiere energía eléctrica, es reemplazado por el conjunto adsorbedor – adsorbente. Este tipo de sistemas adsorptivos resultarán apropiados cuando exista disponibilidad técnica y económica de una fuente de calor, necesaria para su funcionamiento. Es por ello que esta alternativa de refrigeración podrá ser utilizada en poblaciones rurales con deficiencia de energía eléctrica convencional. Se pretende entonces mostrar algunas características de diseño y funcionamiento de una refrigeradora, adecuada a las condiciones energéticas y sociales en comunidades rurales en el Perú.

III. FUNDAMENTO TEORICO

Termodinámica de adsorción

Un aspecto importante en la adsorción es la variación de las propiedades termodinámicas del sistema durante el proceso [3], [4], [5], [6]. Varios parámetros influyen en el desprendimiento de energía, como la presión del gas, la temperatura, el grado de recubrimiento, etc. Por tanto, es posible obtener

distintas expresiones del calor de adsorción según la forma en que se defina el sistema o las condiciones experimentales usadas.

Hill [4], entre otros, ha definido diferentes tipos de calores de adsorción. En su análisis, se distinguen tres formas importantes:

Calor integral, el que se define como la diferencia de energía de las moléculas gaseosas antes y después de adsorberse

$$Q_{\text{int}} = E'_b - E_b = n_{\sigma} (e_g - e_{\sigma}) \dots\dots\dots [1]$$

donde:

E_b , es la energía inicial del baño, e_g , la energía media por molécula gaseosa, E'_b , es la energía interna del baño al final del proceso, n_{σ} , el número de moléculas adsorbidas en el equilibrio, e_{σ} , la energía media por molécula adsorbida. El sólido se supone inerte respecto a la adsorción, es decir los átomos superficiales no son afectados energéticamente después del asentamiento de las moléculas gaseosas. Además, e_g , es función sólo de la temperatura y e_{σ} , función de la temperatura, la presión y el número de moléculas adsorbidas por unidad de superficie: $\Gamma = n_{\sigma} / A$. Γ también es función de la presión y la temperatura.

Calor diferencial, relaciona el calor integral por unidad de moles y número de moléculas y se define como:

$$Q_{\text{dif}} = \left(\frac{\partial Q_{\text{int}}}{\partial n} \right)_{A,T} = e_g - e_{\sigma} - n_{\sigma} \left(\frac{\partial e_{\sigma}}{\partial n_{\sigma}} \right)_{A,T} \dots\dots [2]$$

El ultimo término del segundo miembro expresa la variación de e_{σ} , con el número de moléculas adsorbidas, producida por la heterogeneidad de los sitios y las interacciones laterales.

Calor isostérico: para definir el calor isostérico es preciso recurrir a algunas relaciones termodinámicas tradicionales, recordando que la variación de energía libre de Gibbs de un sistema termodinámico, formado por solo un gas, puede expresarse por:

$$dG = -SdT + VdP - \pi dA + \mu d\eta \dots\dots\dots [3]$$

con: $G = -\pi A + \mu \eta \dots\dots\dots [4]$

donde: G es la energía libre de Gibbs, π es la "presión bidimensional", A la "superficie bidimensional" del adsorbente, μ el potencial químico, η el número de moles de la fase adsorbido, S la entropía y V el volumen adsorbido.

Considerando que el volumen de la fase adsorbido V es despreciable, en relación al volumen del adsorbente, y la temperatura constante ($dT=0$), obtenemos, a partir de las ecuaciones dG y G, lo siguiente:

$$d\mu = \frac{A}{\eta} d\pi \dots\dots\dots [5]$$

Para el equilibrio entre la fase adsorbida y la fase gaseosa se obtiene la "isoterma de Gibbs":

$$\frac{A}{\eta RT} d\pi = \frac{d\mu}{RT} = \frac{dP}{P} \quad \text{ó} \quad \ln P = \frac{\mu - \mu_o}{RT} \dots\dots\dots [6]$$

Esta isoterma, basada en la ecuación de gases perfectos, es una relación genérica. Puede ser adaptada para condiciones de concentración más elevadas, a partir de otras ecuaciones de estado. Su limitación cae justamente en la hipótesis implícita de considerar que las propiedades termodinámicas de la fase adsorbida móvil pueden ser representadas por una ecuación de estado típica de gases.

La derivación parcial de esta isoterma en la forma integrada, en relación a la temperatura, conduce a una función denominada isótera (masa adsorbida constante), expresada por la siguiente relación, conocida como la *fórmula de Clausius-Clapeyron*, donde q_{st} es el llamado *calor isostérico*, liberado en el proceso de adsorción:

$$\left(\frac{\partial \ln P}{\partial T}\right)_a = -\frac{q_{st}}{RT^2} \dots\dots\dots [7]$$

Aplicando esta ecuación a la condición de saturación ($P = P_s$), se obtiene el calor latente de cambio de fase L

$$L = -RT^2 \left(\frac{\partial \ln P_s}{\partial T}\right)_a \dots\dots\dots [8]$$

La derivación de la ecuación de Dubinin-Astakhov resulta

$$\frac{\partial \ln P}{\partial T} = \frac{\partial \ln P_s}{\partial T} + \ln(P_s / P) \left\{ T^{-1} + \frac{\alpha}{nD} [T \ln(P_s / P)]^{-n} \right\} \dots\dots\dots [9]$$

con:

$$\alpha = W_o \frac{\partial \ln(\rho_l / a)}{\partial T} \dots\dots\dots [10]$$

donde: α representa el coeficiente de expansión térmica del sorbato líquido.

Multiplicando cada termino de la ecuación diferencial por RT^2 , se obtiene finalmente la representación del calor isostérico.

$$q_{st} = L + RT \ln(P_s / P) + \left[\frac{\alpha RT}{nD} \right] [T \ln(P_s / P)]^{(1-n)} \dots\dots\dots [11]$$

Una relación importante y que finalmente se traduce en el conocido diagrama isostérico de adsorción es la denominada ecuación de Dubinin – Astakhov:

$$a = W_o \rho_l(T) \exp \left\{ - D \left[T \ln \left(\frac{P_s}{P} \right) \right]^n \right\} \dots\dots\dots [12]$$

donde, a , es la masa adsorbida por unidad de masa de adsorbente, W_o es la capacidad máxima de adsorción (volumen de adsorbato / masa de adsorbente), ρ_l es la masa específica de adsorbato líquido, D es el "coeficiente de afinidad" y n es un parámetro característico del par adsortivo.

Esta relación se cumple para procesos de adsorción en materiales microporosos, con distribución de dimensiones de poro del tipo polimodal, como por ejemplo zeolitas, carbones activos, silica, entre otros.

PAR ADSORTIVO AGUA - ZEOLITA

Zeolitas.- Grupo de minerales de una clase de aluminosilicatos cristalinos, basados en un esqueleto estructural aniónico rígido, con canales y cavidades bien definidas, que pueden retener moléculas huéspedes removibles y reemplazables. La fórmula general de la composición de las zeolita es $Mx/n[AlO_2]_x(SiO_2)_y \cdot mH_2O$, donde los cationes M (Na^+ , K^+ , etc.) de valencia n neutralizan las cargas negativas del esqueleto estructural del aluminosilicato. Existen más de 40 zeolitas naturales y alrededor de 150 artificiales [7]. Las zeolitas pueden utilizarse como agentes deshidratantes, como intercambiadores de iones, como adsorbentes; su densidad es de alrededor de 800 kg/m^3 y su costo varía de entre 0,50 y 4.00 \$/kg.

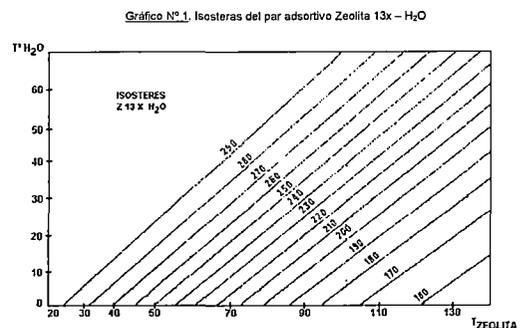
Adsorbato Agua.- Compuesto químico cuya fórmula es H_2O , a temperatura entre $0 - 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ($P = 1000 \text{ mbar}$) es un líquido insípido, inodoro e incoloro en cantidades pequeñas; en grandes cantidades retiene las radiaciones del rojo, por lo que a nuestros ojos adquiere un color azul.

A continuación mostramos algunas propiedades termodinámicas del agua.

Líquido - Vapor						Sólido - Vapor						
	T ($^\circ\text{C}$)	P (mbar)		T ($^\circ\text{C}$)	P (mbar)		T ($^\circ\text{C}$)	P (mbar)		T ($^\circ\text{C}$)	P (mbar)	
1	100	1003.50		12	45	95.93	1	0.01	6.113	12	-20	1.036
2	95	845.54		13	40	73.84	2	0	6.108	13	-22	0.854
3	90	701.39		14	35	56.28	3	-2	5.177	14	-24	0.701
4	85	578.34		15	30	42.46	4	-4	4.376	15	-26	0.574
5	80	473.90		16	25	31.17	5	-6	3.639	16	-28	0.468
6	75	385.78		17	20	23.39	6	-8	3.102	17	-30	0.381
7	70	311.88		18	15	17.05	7	-10	2.601	18	-32	0.309
8	65	250.33		19	10	12.28	8	-12	2.176	19	-34	0.249
9	60	199.41		20	5	8.72	9	-14	1.815	20	-36	0.202
10	55	157.58		21	0	6.11	10	-16	1.510	21	-38	0.161
11	50	123.50					11	-18	1.252			

Tabla N°1. Propiedades termodinámicas del agua

En el gráfico N°1 se muestra las isósteras del par adsorbivo Zeolita 13x - H_2O , este tipo de zeolita es la que utilizamos actualmente. Como se observa en la figura la capacidad máxima de adsorción es aproximadamente 30% de su masa. (figura de Zeo-Tech, Alemania, proveedor de la zeolita artificial utilizada).



IV. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ENFRIAMIENTO

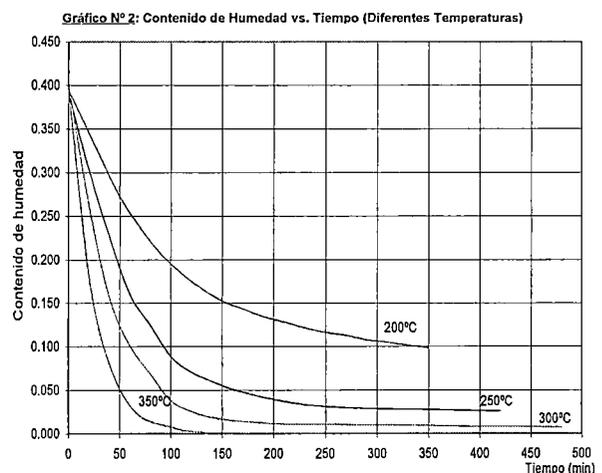
El proceso de enfriamiento en nuestro caso es conocido por enfriamiento evaporativo, el cual consiste en evaporar dentro de un espacio (evaporador) un líquido refrigerante (agua): este líquido absorberá calor de los alrededores para realizar el cambio de fase [1], [2].

1. En el evaporador se encuentra una masa "m" de agua, (en nuestro caso $\leq 1 \text{ kg}$) cuyas condiciones iniciales de presión y temperatura son: 1000 mbar y 25°C respectivamente.
2. Se realiza la succión extrayendo el aire con una bomba de vacío; la presión final en el evaporador es, en nuestro caso, $P = 2 \text{ mbar}$ (esta presión depende de la capacidad de la bomba de vacío).
3. Como se observa en la tabla N°1, la temperatura de saturación a la presión de 2 mbar , está muy por debajo de 25°C , lo que origina una evaporación brusca.

4. Esta evaporación brusca se realiza con una extracción de calor de los alrededores para el cambio de fase, y por consiguiente una disminución de temperatura. Sin embargo, la presión parcial del vapor de agua comienza a incrementarse: supongamos entonces que la temperatura dentro del evaporador ahora sea de 10°C , el proceso de evaporación continuará hasta que la presión total en el evaporador alcance un valor aproximado de 12 mbar (que es la presión de saturación correspondiente a esta temperatura).
5. Existirá entonces un equilibrio termodinámico dentro del evaporador. Claro que la temperatura final en él aún no es muy baja como queremos. Entonces añadimos al sistema un adsorbente, zeolita, cuya función es hacer que el valor de la presión parcial del vapor de agua no se incremente (adsorbiendo los vapores de agua), ocasionando un desequilibrio termodinámico dentro del evaporador. La evaporación continuará con la disminución de la temperatura. Este proceso continuará hasta que se evapore la totalidad del agua o hasta que la zeolita esté completamente saturada. En resumen, el añadir el adsorbente al sistema ocasionará que una mayor cantidad de masa de agua evapore y que la presión del sistema sea baja, por consiguiente se obtiene una mayor caída de temperatura.
6. Con la caída de temperatura, una parte del refrigerante se congela, teniendo una mezcla de sólido y vapor. La presión total dentro del evaporador es prácticamente igual a la presión del aire restante que quedó en el sistema (ya que el vapor ha sido casi totalmente adsorbido). Es decir, si por ejemplo el evaporador está a una presión de 2 mbar, el sólido tendrá una temperatura de saturación comprendida entre -12 y -14°C .
7. Otra etapa del proceso, y como se verá más adelante con los resultados experimentales, es que luego que la temperatura del evaporador cae a su punto mínimo, por pérdidas de calor con el exterior, esta comienza a incrementarse. Este incremento origina, luego de un intervalo de tiempo, la descongelación del hielo; el proceso comienza a incrementar presión y temperatura, Todo el agua contenida es finalmente vaporizada (debido a la baja presión) y adsorbida en la zeolita (siempre que el adsorbente no sature).
8. En el refrigerador se cumple que la capacidad máxima de adsorción de la zeolita, (30% de 4.2 kg de zeolita, es 1,26 kg de agua aproximadamente) es mayor que la cantidad de masa dentro del evaporador (debido a que la capacidad máxima del evaporador es de 1 kg de agua). Con esto se garantizará que la masa total de agua en el evaporador pueda ser adsorbida por la zeolita.
9. En pruebas experimentales se ha registrado temperaturas en el evaporador de alrededor de -14°C , obteniéndose en el interior del refrigerador (caja térmica) una temperatura de -7°C . (Prueba realizada en el laboratorio de la Facultad de Ciencias de la Universidad Nacional de Ingeniería en Lima el 23 de junio del 2001, con 0,5 kg de agua en el evaporador).

V. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REGENERACIÓN

El proceso de regeneración o separación del vapor de agua de la zeolita es una etapa posterior al proceso de enfriamiento. Esta se debe realizar para poder utilizar nuevamente el adsorbente. En el gráfico N° 2 se presenta los resultados de este proceso de una muestra de zeolita sometida a diferentes temperaturas de regeneración. Estas pruebas son realizadas en una estufa eléctrica a la presión atmosférica (1000 mbar). En cuanto al proceso de regeneración mostrado en este gráfico, se observa que es recomendable extraer de 30% a 12% de humedad ya que continuar el secado resultaría un gasto de energía alto, teniendo como consideración que la humedad relativa es baja (menos del 20%) [1], [2].



Por ello la temperatura apropiada de regeneración de la zeolita es de 250 °C. Con esta temperatura se obtiene zeolita con 5% de humedad (extracción de 84% de masa de agua contenida) en aproximadamente 2.5 horas; si trabajamos a una menor temperatura 200°C se obtiene zeolita con 10 % de humedad (extracción de 66 % de masa de agua contenida) en 6 horas, lo que resulta inapropiado para nuestro fin; de la misma forma para una temperatura de 300°C obtenemos un producto casi seco de 0.01% (con extracción de 97% de masa de agua contenida) en aproximadamente 3.5 horas y finalmente a una temperatura de 350 °C obtenemos un producto seco en 2.5 horas. Claro que los dos últimos escenarios se producen a un costo de energía cada vez mayor.

VI. DESCRIPCIÓN DEL PROTOTIPO EG-SOLAR

El prototipo de refrigerador fue construido por EG-Solar de Altötting en Alemania y donado a la Universidad Nacional de Ingeniería. El refrigerador está compuesto de una caja térmica de poliuretano de una capacidad de 44 litros (usado por la OMS para mantener vacunas en frío) y en su tapa se encuentra integrado el evaporador, consistente de un recipiente de acero inoxidable con una capacidad de 1 litro de agua. El evaporador está conectado herméticamente por una manguera con un compartimiento que contiene al recipiente con el adsorbedor zeolita.

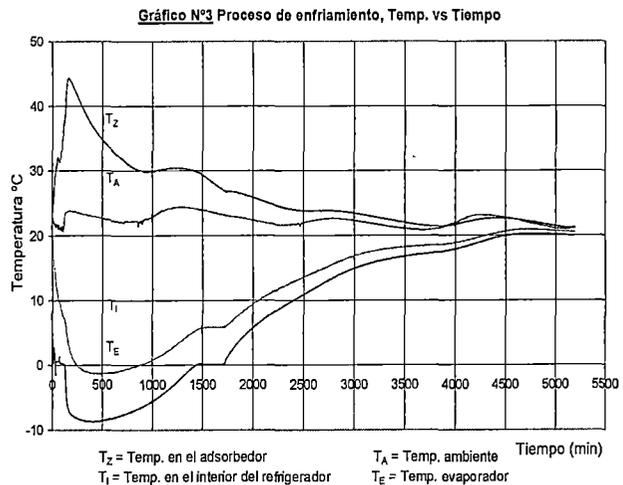
Medidas externas de la caja térmica = 71 x 56 x 49 cm, el volumen interno de la cámara de frío = 44 litros, peso total = 18 kg.

VII. RESULTADOS EXPERIMENTALES

La evaluación se realizó en laboratorios de la Universidad Nacional de Ingeniería en Lima. Las condiciones ambientales fueron: $P_{atm} = 1000$ mbar, $T_{ambiente} = 22^{\circ}C$. y la masa de zeolita = 4,2 kg. El interior del refrigerador (caja térmica) no contenía ningún producto [1], [2].

En el gráfico N° 3 , se muestra una prueba de enfriamiento realizada con 0,5 kg. de agua en el evaporador.

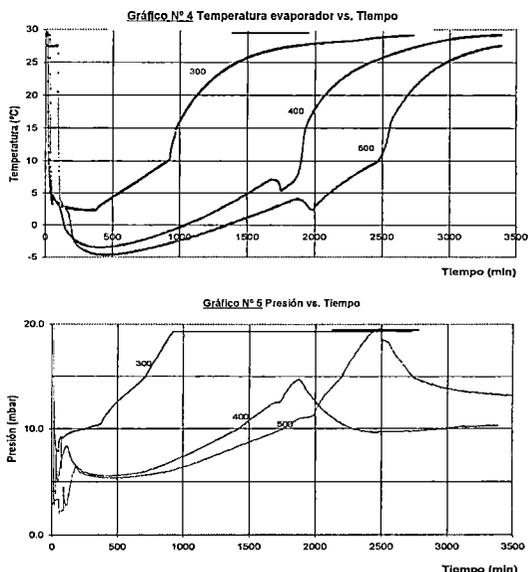
En los primeros 40 minutos, la temperatura cae de 25 a 0 °C, esta caída de temperatura es originada debido a la evaporación violenta de una parte de la masa de agua en el evaporador, la presión en este lapso de tiempo ha descendido desde 1000 mbar hasta 1.9 mbar, luego de ello la presión parcial del vapor de agua comienza a incrementarse obteniéndose valores de presión de 4.6 mbar, fluctuando en este valor aproximadamente 100 minutos más, esto es debido a que la velocidad de evaporación supera la velocidad de adsorción.



El adsorbente comienza a realizar su función lentamente, ocasionando nuevamente en 4.5 horas que la presión caiga a un valor de 1,8 mbar, por consiguiente la temperatura cae desde los 0°C hasta $-8.7^{\circ}C$ (la presión de saturación del sólido a esta temperatura es de $P = 3$ mbar) que es el valor mínimo conseguido en esta experiencia, además tiempo antes, la temperatura del recipiente que contiene la zeolita llega a su valor máximo ($45^{\circ}C$). Este valor se mantendrá unas 3 horas más como se puede observar en el gráfico N°3. A partir de este punto la cámara comienza a perder calor debido a las pérdidas por las paredes del refrigerador, esta pérdida continua lentamente. La temperatura se incrementa, el sólido formado dentro del evaporador comienza a evaporarse en pequeñas cantidades, originándose la adsorción de este vapor y una disminución de la temperatura, esto ayuda a que el aumento de la temperatura del evaporador sea aún más lento. Finalmente el equilibrio en temperaturas con la temperatura ambiente se realiza aproximadamente luego de 3.5 días de iniciado el proceso de enfriamiento, la presión del sistema queda en 6 mbar.

Las curvas que a continuación se muestran se han desarrollado en febrero del 2002. La característica importante es que se desarrollaron a una temperatura ambiente de 28 °C, todas comenzaron a las 5:00 pm. y se evaluaron durante 2 a 3 días cada una.

En el gráfico N° 4 se muestran diferentes procesos de enfriamiento variando la masa de agua en el evaporador. En las curvas se puede observar, como se mencionó antes, un pequeño proceso de enfriamiento luego de varias horas, esto se interpreta como el resultado del desprendimiento de hielo dentro del evaporador y su cambio de fase. En la curva que corresponde a 0,3 kg. de agua no se formó este sólido debido a que la masa es pequeña y por ello la temperatura no descendió de los 2°C. Pretendemos añadir curvas con masas de 0,6 hasta 1 kg., las cuales se encuentran siendo procesadas. Se realizó una prueba con 1 kg. de agua, lamentablemente sin resultados satisfactorios debido a que el evaporador se encontraba en su capacidad máxima. El gráfico N°5 representa las presiones correspondientes a estos procesos.



VIII. DESCRIPCIÓN DEL NUEVO PROTOTIPO - UNI

Este nuevo diseño es un refrigerador que utiliza un sistema evaporador - adsorbedor permanentemente cerrado, reduciendo fuertemente la posibilidad de fuga del vacío y del refrigerante. El ciclo seguirá siendo intermitente. El nuevo prototipo trabajará a presiones bajas, se eliminará el uso de una bomba eléctrica de vacío; además se evitará cambiar el refrigerante (agua) cada vez que se requiera realizar el proceso de enfriamiento. El diseño del equipo que debe añadir calor para la regeneración se encuentra en marcha: entre las alternativas encontramos la construcción de un colector parabólico compuesto (CPC) ó el de un pequeño horno a leña.

Parámetros a determinar

Cantidad de calor necesaria para la regeneración

Mediante la siguiente relación, la cual es una aproximación de la curva descrita por Dubinin, podemos aproximar el calor requerido para la regeneración el cual es numéricamente igual al calor integral de adsorción. [8]

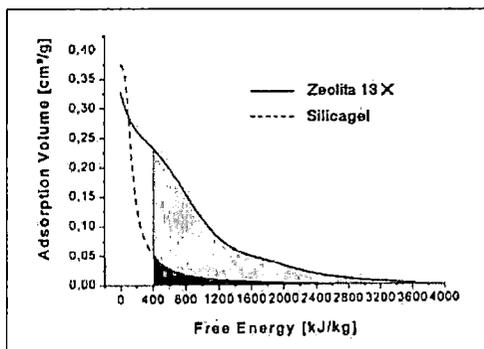
$$Q = \lambda + \Delta F - \alpha T W \left(\frac{\partial \Delta F}{\partial W} \right)_T \dots [13]$$

donde: λ es el calor de condensación del adsorbato y α es el coeficiente de expansión térmica del agua. Una buena aproximación que simplifica la expresión anterior es considerar al tercer término del lado derecho despreciable. Por consiguiente el calor integral de adsorción es la suma aritmética del calor de condensación del adsorbato y la energía libre representada por ΔF . Tenemos la siguiente relación que involucra el calor latente de evaporación / condensación con la temperatura del fluido [9]:

$$L(T) = 3408.8736 - 5.20995T + 0.01011T^2 - 11.94644E - 6T^3; \text{ T en Kelvin y } L(T) \text{ en kJ/kg.}$$

Reemplazando para T = 298 K $L(T) = 2437.97$ kJ/kg para 1 kg de agua tenemos 2437.97 kJ.

Figura N°1. Curva característica de la energía libre para zeolita y sílicagel



De la figura N°1 se obtiene que la energía libre, correspondiente para una desorción de 0,3 hasta 0.05, es de 1800 kJ/kg de zeolita (aproximadamente). Considerando una masa de zeolita de 4 kg, se tiene entonces 7200 kJ, lo que corresponde a la denominada energía libre. Finalmente se tiene como calor integral de adsorción 9637.97 kJ (2.7 kWh). Este valor es el valor mínimo necesario para la desorción.

ESQUEMA TERMODINAMICO

C : Condensador
 E : Evaporador
 ADS : Adsorbente
 A, B y C: Válvulas
 Q : Calor de regeneración
 m1, m2 : flujos de agua

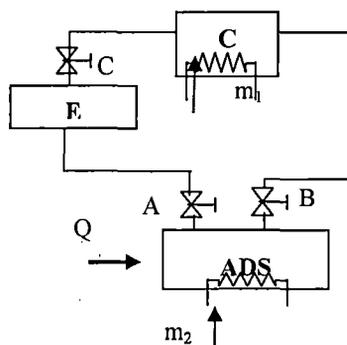


Figura N°2. Esquema Termodinámico

IX. COMENTARIOS FINALES

- Como ya se mencionó, el prototipo UNI será cerrado, de ciclo intermitente, superando así los problemas actuales: generar en cada ciclo nuevamente vacío; pérdida del vacío por fugas; conseguir, cada vez, agua sin impurezas.
- Un equipo capaz de suministrar la cantidad de energía requerida para la desorción a una temperatura de 250 °C es un concentrador parabólico compuesto (CPC).
- Otra fuente alternativa que cumple con nuestros requerimientos energéticos es la leña: un horno a leña cuya eficiencia sea del 50%, por ejemplo, requerirá la quema de 8,6 kg (considerando una biomasa de poder calorífico 2240 kJ/kg).
- El condensador a diseñar será tubular sumergido en agua.
- La masa de agua en el evaporador de 1 kg, la masa de zeolita 13 X, de 4 kg.
- Las presiones de trabajos serán presión mínima 2 mbar (proceso de enfriamiento), y la presión máxima 96 mbar (proceso de regeneración).

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos al Sr. Nicolaus Himmelstoss (de Altötting de Alemania), quien nos donó dos bombas de vacío 92 W, además de zeolita artificial, y al Dr. Antonio Pralon por su asesoría en el diseño del prototipo UNI.

BIBLIOGRAFIA

- [1]. Comportamiento experimental de un refrigerador por adsorción, Miguel Ramos, CER-UNI, Memorias del I Encuentro Iberoamericano de Refrigeración y Aire Acondicionado Solar, 12 - 14.06. 2001, Sevilla, España.
- [2]. Diseño preliminar de un prototipo experimental de refrigeradora por adsorción; Miguel Ramos, IX Simposio Peruano de Energía Solar, del 12 al 16 de noviembre del 2001, Arequipa, Perú
- [3]. Sistema Frigorífico a Adsorcao Utilizando Carvao Ativado - Metanol com Regeneracao por Energia Solar - Antonio Pralon Ferreira Leite Tese de doutorado, 1996 Campina Grande -Brasil.
- [4]. Elementos de la catálisis heterogénea, Sergio E. Droguett, Copyright 1983 by Secretariat of the Organization of American States - Washington, D. C.
- [5]. Notas del curso de Refrigeración Solar Isaac Pilatowsky Figueroa, Dr. Roberto Best Brown Universidad Nacional Autónoma de México, presentadas en el VII Simposio Peruano de Energía Solar, seminario de actualización y capacitación, del 30 de noviembre al 02 de diciembre del 1998, Piura, Perú.
- [6]. Artículo: Performance of a new solid adsorption ice maker with solar energy regeneration, Antonio Pralon Ferreira Leite, Michel Daguén, Publicado en Energy Conversion & Management.- 2000.
- [7]. Contribucao ao Estudo Experimental da Difusao de Calor e Massa em Sílica - Gel, Luiz Simao de Andrade Filho, 2001, Tese de doutorado UFPB, Joao Pessoa -Brasil.
- [8]. Fundamentals of Adsorption 6, Proceedings of Sixth International Conference of Fundamentals of Adsorption, Editor Francis Meunier, 1998, Editions scientifiques et médicales Elsevier.
- [9]. Etude expérimentale de la cinétique d'adsorption dans les zeólithes, Torresman M. A. París 1991, 145 p. Thèse de Doctorat en Energétique. Université Pierre et Marie Curie. París VI.