

33
Lej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

**PROCESO DE PURIFICACION DE UNA CORRIENTE DE AGUA
PROVENIENTE DE UN PROCESO DE PRODUCCION
DE UREA, IMPURIFICADA CON LA MISMA**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A :

ARTEMISA ROBLES RAMIREZ



MEXICO, D. F.

DICIEMBRE 1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA DE
INGENIERIA QUIMICA**

OF/IQ/JU/082/019/96

**C. ARTEMISA ROBLES RAMIREZ
P R E S E N T E.**

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, les comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: DR. SERGIO TREJO MARTINEZ
VOCAL: QUIM. FERNANDO A. CANTU GARZA
SECRETARIO: M. en C. ROBERTO MENDOZA SERNA
SUPLENTE: ING. GONZALO RAFAEL COELLO GARCIA
SUPLENTE: ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 17 de octubre 1995


ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

Agradecimientos:

A Dios:

Gracias Padre por estar siempre conmigo.

Especialmente a:

MI Padre: Dr. Rafael Robles Morales con infinito cariño por brindarme todo su amor y apoyo siempre.

MI Madre: Dra. Artemisa Ramírez de Robles que aunque no ha estado presente también le debo éste logro.

Con afecto a:

Mis hermanos César y Minerva, a Albinita, a mi Padrino Rafael Galvez, a mis tías Piedad Ursúa y Socorro Vargas, a mis primas Alma Leticia y Guadalupe, a mis ahijados: Irene, César, Federico y Jonathan; en quienes nunca he dejado de encontrar amistad cariño y apoyo.

A Socorrito Saeb de Robles (Bienvenida).

A la FES Zaragoza UNAM y su profesorado, por su enseñanza.

A la Dra. I.Q. Carmen Durán de Basúa, por su apoyo profesional.

Al jurado: Dr. I.Q. Segio Trejo Martínez, Q. Fernando Cantú Garza, M en C. Roberto Mendoza Seras, I.Q. Rafael Coello García, I.Q. Benjamín Rangel Granados, por su dirección y valiosos comentarios.

A mis compañeros y amigos, especialmente:

**Adrián Barrios Martínez, Alejandra García López,
Alejandra Valentán González, Alfredo Choza Sosa,
Alejandro Vázquez Avila, Amanda Flores Mejía,
Ana María Villaseca Flores, Angel Angeles López,
Angel Andrés Torres Manjarrez, Armando Pérez Sánchez,
Carlos Sánchez Alvarado, Claudia Sánchez Hernández,
Cresenciano Echavarrleta Albiter, Fabiola Morales Gómez,
Fernando Rueda Alvarez, Francisco González Alfaro,
Guadalupe Hernández Eugenio, Guadalupe Martínez Martínez,
Hermelinda Concepción Sánchez Tlaxqueño,
José Luis Ocampo Tapla, Jorge Baños Hernández,
María Elena Avelar Ezquivel, María de Lourdes Jurado Almazán,
María del Mar Arvizu Barrera, María Teresa Hernández Vargas,
Martha Elena Padilla Reyes, Martina Guerrero Medina,
Melchor Ballesteros Ojeda, Nicolás Ruiz Fuentes,
Norma Luz Corredor Carrillo, Norma Minerva Roa García,
Patricia Rodríguez Haro, Sandra Olvera Martínez,
Yedí Angélica Galindo García, Zaida Avendaño Gómez.**

**PROCESO DE PURIFICACION DE
UNA CORRIENTE DE AGUA
PROVENIENTE DE UN PROCESO
DE PRODUCCION DE UREA,
IMPURIFICADA CON LA
MISMA.**

CONTENIDO

Contenido.

Contenido.	Página.
OBJETIVO.	6
RESUMEN.	7
INTRODUCCION.	8
CAPITULO UNO: GENERALIDADES.	
1.1.- ANTECEDENTES.	11
1.2.- FORMACION DE LA UREA EN EL SER HUMANO.	11
1.3.- REACCIONES DE OBTENCION DE UREA ORGANICAMENTE.	16
1.4.- PROPIEDADES DE LA UREA.	18
1.5.- REACCIONES DE LA UREA.	21
1.5.1.- REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA.	25
1.6.- OBTENCION DE LA UREA INDUSTRIALMENTE.	27
1.7.- EL PROCESO DE PRODUCCION DE UREA A PARTIR DE AMONIACO Y DE BIOXIDO DE CARBONO.	28
1.7.1.-PRINCIPALES DIFERENCIAS ENTRE LOS PROCESOS DE PRODUCCION DE UREA A PARTIR DE BIOXIDO DE CARBONO Y AMONIACO.	29
1.7.2.-PROCESO STAMICARBON O DUTCH STATE MINES (DSM).	33
1.7.3.-PROCESO DE RECICLO-CALOR UTIL.	37
1.8.- USOS DE LA UREA.	40

Contenido.

**CAPITULO DOS: TRATAMIENTO DE LAS CORRIENTES DE AGUA
EN PLANTAS DE PRODUCCION DE UREA.**

**2.1.- TRATAMIENTO DE LAS CORRIENTES DE AGUA EN LAS
PLANTAS DE PRODUCCION DE UREA. 43**

CAPITULO TRES: ADSORBENTES.

3.1.- ADSORCION. 49

3.2.- NATURALEZA DE LOS ADSORBENTES. 50

3.2.1.- ALUMINA. 52

3.2.2.- ARENA. 53

3.2.3.- ARCILLA. 54

3.2.4.- BENTONITA. 55

3.2.5.- CARBON ACTIVADO. 55

3.2.6.- SILICE. 57

3.2.6.A.- SILICA GEL. 58

3.2.8.- ZEOLITAS. 59

CAPITULO CUATRO.- OXIDANTES.

4.1.- OXIDACION. 60

4.1.A.- NUMERO DE OXIDACION. 60

4.3.- HIPOCLORITO DE SODIO. 63

4.4.- HIPOCLORITO DE CALCIO. 63

Contenido.

CAPITULO CINCO: PARTE EXPERIMENTAL.

5.1.- HIPOTESIS DE TRABAJO.	66
5.2.- DESARROLLO.	66
5.3.- TECNICA ANALITICA.	74
5.3.1.- PRINCIPIO DE LA TECNICA ANALITICA.	75
5.3.2.- REACTIVOS.	75
5.3.3.- CURVA DE CALIBRACION.	75
5.3.4.- REACCION.	78
5.4.- RESULTADOS DEL EMPLEO DE LA TECNICA ANALITICA PARA REALIZAR LA CURVA DE CALIBRACION PARA MEDIR CONCENTRACIONES DE UREA.	78

CAPITULO SEIS: RESULTADOS Y ANALISIS.

6.1.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA.	86
6.2.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA, EMPLEANDO COMO CATALIZADORES ACIDO SULFURICO Y ACIDO CLORHIDRICO DE MANERA INDEPENDIENTE.	87
6.3.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESION ALTAS.	90
6.4.- RESULTADOS DEL MANEJO DE ADSORBENTES DE LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.	101
6.5.- RESULTADOS DEL MANEJO DE OXIDANTES EN REACCION CON LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.	104

Contenido.

**CAPITULO SIETE: ANALISIS ECONOMICO DE LA MEJOR
CONDICION OPERACIONAL PARA CADA
ALTERNATIVA PLANTEADA.**

**7.1.- DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO
CONDICIONES DE OPERACION DE TEMPERATURA Y PRESION
ALTAS. 109**

**7.2.- DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA
DE UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM. 120**

**7.3.- DEL MANEJO DE OXIDANTES , EN REACCION CON LA
DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.
131**

CAPITULO OCHO: CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS.

**8.1.- DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO
CONDICIONES DE OPERACION DE TEMPERATURA Y PRESION
ALTAS. 139**

**8.2.- DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA
DE UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM. 139**

**8.3.- DEL MANEJO DE OXIDANTES, EN REACCION CON LA
DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.
140**

APENDICE A.- MEMORIA DE CALCULOS.

**A-1.- CONSTANTE DE EQUILIBRIO EN LA REACCION DE HIDROLISIS
DE LA UREA. 141**

A-1-1.- HIDROLISIS DE LA UREA (DIMENSIONAMIENTO).

A-1.1.1- REACTOR DC-1. 143

A.1.1.1.a.-REACTOR DC-1. (COSTOS). 150

A-1.1.2.- DESORBEDOR DC-3. 153

A-1.1.2.a.- DESORBEDOR DC-3. (COSTOS). 163

Contenido.

A-1.1.3.-	ABSORBEDOR DC-4.	167
A-1.1.3.a.-	ABSORBEDOR DC-4. (COSTOS).	173
A-1.1.4.-	REACTOR DC-2.	175
A.1.1.4.a.-	REACTOR DC-2. (COSTOS).	179
A-2.-	PROCESO ADSORCION DE LA UREA. (DIMENSIONAMIENTO).	
A-2.1.-	ADSORBEDORES FA-1...FA-8.	181
A-2.1.A.-	ADSORBEDORES FA-1...FA-8. (COSTOS).	184
A-2.2.-	ADSORBEDORES FB-1...FB-10.	186
A-2.2.a.-	ADSORBEDORES FB-1...FB-10. (COSTOS).	188
A-3.-	PROCESO OXIDACION DE LA UREA. (DIMENSIONAMIENTO).	
A-3.1.-	REACTOR DC-1.	190
A-3.1.A.-	REACTOR DC-1.(COSTOS).	195
 APENDICE B.- EMPRESAS PRODUCTORAS DE ACIDO SULFURICO, ACIDO CLORHIDRICO, ADSORBENTES, OXIDANTES, Y UREA, ASI COMO DIRECCIONES.		
 B.1.- EMPRESAS PRODUCTORAS DE ACIDO SULFURICO, ACIDO CLORHIDRICO, ADSORBENTES, OXIDANTES Y UREA.		
		197
 B.2.- DIRECCIONES DE LAS EMPRESAS PRODUCTORAS DE ACIDO SULFURICO, ACIDO CLORHIDRICO, ADSORBENTES, OXIDANTES Y UREA.		
		201
GLOSARIO.		209
BIBLIOGRAFIA.		213

OBJETIVO

Objetivo.

OBJETIVO.

I.- Analizar diferentes alternativas experimentales en el laboratorio para reducir la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) en agua (H_2O) de 15 000 ppm (15 000 mg/L) a un mínimo de 150 ppm (150 mg/L) considerando las siguientes opciones:

Ia.- Hidrólisis de la Urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$).

Ib.- Adsorbentes.

Ic.- Oxidantes.

En cada caso se buscarán las condiciones de operación más favorables, sin considerar técnicas de Biotecnología.

II.- Para la mejor alternativa operacional de cada opción se dá un estimado preliminar de lo que sería el proceso industrial con costos.

RESUMEN

RESUMEN.

En plantas nacionales de producción de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se generan aguas residuales de la sección de evaporación que contienen como impureza urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) arrastrada en concentraciones de hasta 15 000 ppm (15 000 mg/L), las cuales son arrojadas al mar violando la legislación vigente (concentración máxima de 300 mg N/L: Referencia 93: pág. 15). Este trabajo se abordó haciendo la suposición de que la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) puede ser disminuida y/o eliminada de ésta corriente de 170 000 L/hr mediante procesos de reacción y de separación física. **Las reacciones que se consideraron fueron la hidrólisis de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y la de su oxidación. La separación física fué la adsorción.** Se hicieron disoluciones sintéticas en el laboratorio empleando urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) grado reactivo químico disuelta en agua (H_2O) destilada. **Para determinar el contenido de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se montó una metodología analítica** basada en la formación de un compuesto colorido entre la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y el p-dimetilaminobenzaldehído ($\text{CH}_3)_2\text{N-C}_6\text{H}_4\text{CHO}$, cuya intensidad de color es proporcional a la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y se cuantifica colorimétricamente. **Para la hidrólisis de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se consideraron el tiempo de reacción, la temperatura de reacción y presión de reacción. Para la adsorción (en carbón (C) activado, kieselgel (adsorbente para cromatografía), sílica gel (agente desecante), alúmina (Al_2O_3), bentonita (arcilla esméctica), tierra diatómea (arcilla), zeolita sintética (material sintético, poroso), alúmina (Al_2O_3) calcinada, arcilla "barro de oro", arena 20/30, arena número 5, arena-sílica 20/30, arena grano de oro, barro negro, feldespato (KAISi_3O_6), zeolita faujacita Y: F-Y y, klinoptilolita: arcilla), se tomaron en cuenta el tiempo de contacto, la relación adsorbente/adsorbato y el tipo de adsorbente. Para la oxidación a N_2 , H_2O y CO_2 (usando hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6% de cloro (Cl_2) libre, hipoclorito de calcio: $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 65 y 99% de cloro (Cl_2) libre y peróxido de hidrógeno (H_2O_2) comercial, se estudiaron el tiempo de contacto, la cantidad de oxidante y el tipo. Para la mejor alternativa operacional de cada opción, se hizo un estimado preliminar del proceso industrial con costos. Concluyéndose que la hidrólisis de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a 180 °C y 12.561 atm en un tiempo de 20 minutos y con un costo unitario promedio anual de agua de 5.144×10^{-1} $\text{US}\$/\text{m}^3$ de agua (4.115 $\text{\$/m}^3$ de agua) es el proceso más viable técnica y económicamente. El proceso de adsorción de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) con carbón (C) activado a temperatura ambiente y presión atmosférica, llevándose a cabo dos etapas (un total de doce días), donde en la primera etapa la duración fué de 4 días bajando la concentración de 15 000 ppm a 6700 ppm y, en la segunda etapa la duración fué de 8 días y la concentración bajo de 6 700 ppm a 0 ppm, el costo unitario promedio anual de agua es de 5.028 $\text{US}\$/\text{m}^3$ de agua (40 $\text{\$/m}^3$ de agua), resulta un proceso caro. En el proceso de oxidación el mejor resultado fué manejando hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6% de cloro (Cl_2) libre a temperatura ambiente y presión atmosférica, en un tiempo de 20 minutos y, en una proporción 1:1 volumen (se requieren 62.5 moles de hipoclorito de sodio (NaOCl) por cada mol de urea: $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), el costo unitario promedio anual de agua es 151 $\text{US}\$/\text{m}^3$ de agua (1 208 $\text{\$/m}^3$ de agua), éste es el proceso más caro de los tres.**

INTRODUCCION

INTRODUCCION.

Dada la alta contaminación ambiental en ciertas zonas del país, debido en gran medida a las condiciones de operación de los procesos industriales, surge la necesidad de contrarrestarla, con el fin de evitar efectos en los diversos ecosistemas, utilizando medidas que favorezcan su eficiencia y satisfagan su competitividad.

El problema particular que se aborda se presenta en plantas de producción de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) nacionales. Se analiza este proceso en su etapa final (Ver la figura I.1), en la que se obtiene una disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) diluida en agua (H_2O), ésta es concentrada en la sección de evaporadores. Como resultado de ello el agua (H_2O) arrastra una concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) de 15 000 ppm (15 000 mg/L), esta agua (H_2O) es tirada al mar y la legislación ambiental permite sólo una mínima cantidad, entre 150 y 300 ppm (mg N/L), (Referencia 93: pág.15), el objetivo perseguido no es que se tire el agua (H_2O) con una concentración mínima de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), sino que sirva para el suministro de agua (H_2O) de servicio en la producción de las plantas, ya que es un caudal considerable (170 000 L/hr).

Cabe aclarar que el objetivo de éste trabajo es bajar la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) en el agua (H_2O) de 15 000 ppm (15 000 mg/L) a un mínimo de 150 ppm (150 mg/L), para ello se estudiaron tres procesos:

- Ia.-Hidrólisis de la Urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$),
- Ib.-Adsorbentes,
- Ic.-Oxidantes.

De acuerdo a los resultados obtenidos, se dá un estimado preliminar de lo que sería cada proceso a nivel industrial con costos, de acuerdo a las mejores condiciones de operación encontradas para cada uno.

El trabajo está dividido en ocho capítulos, a continuación se presenta una descripción breve de lo que en cada uno de ellos se trata.

En el Capítulo 1 se presentan aspectos generales de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), desde como se produce en los seres vivos, hasta como se produce a nivel industrial, así como de sus aplicaciones.

El Capítulo 2 es sobre el tratamiento de corrientes de agua (H_2O) que contienen urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), en los procesos industriales de producción de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a base de amoníaco (NH_3) y de bióxido de carbono (CO_2).

Introducción.

El Capítulo 3 trata de aspectos generales de adsorción, así como de los adsorbentes que se utilizaron.

El Capítulo 4 aborda aspectos generales sobre oxidación, así como de los oxidantes manejados.

El Capítulo 5 incluye la parte experimental, en donde se establece la hipótesis de trabajo, así como la propuesta preliminar de solución y, como se desarrolló a detalle la técnica analítica.

El Capítulo 6 es sobre los resultados y análisis, en donde se plantean las dificultades que se fueron presentando para constantemente delimitar la experimentación e ir encontrando las condiciones de operación de cada una de las alternativas planteadas.

El Capítulo 7 muestra el análisis económico de las mejores condiciones de operación de cada alternativa propuesta (el estimado preliminar de cada proceso industrial con costos).

El Capítulo 8 contiene las conclusiones y sugerencias.

El Apéndice A, incluye la memoria de cálculos y, el Apéndice B lista las empresas productoras de ácido sulfúrico (H_2SO_4), ácido clorhídrico (HCl), adsorbentes, oxidantes y urea, ($H_2N-CO-NH_2$) así como sus direcciones, enseguida se presentan el Glosario y la Bibliografía.

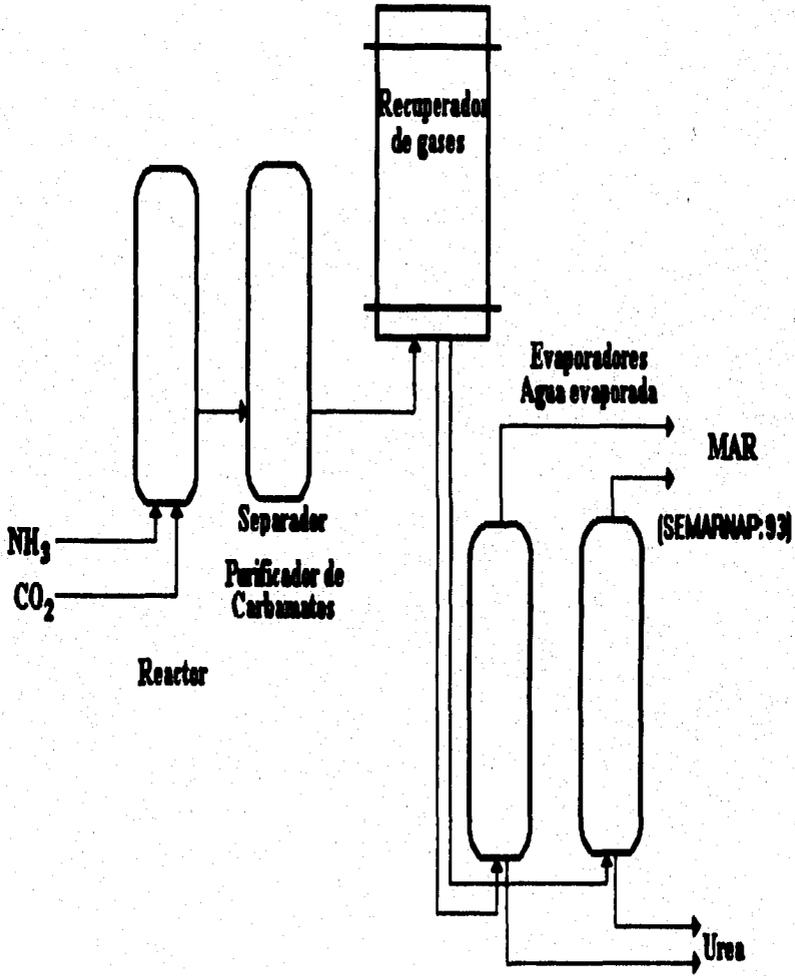
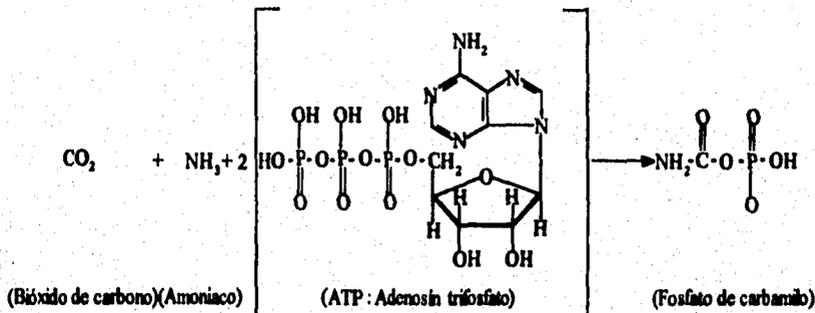


FIGURA I.1. PROCESO GENERAL, DE PRODUCCION DE UREA.

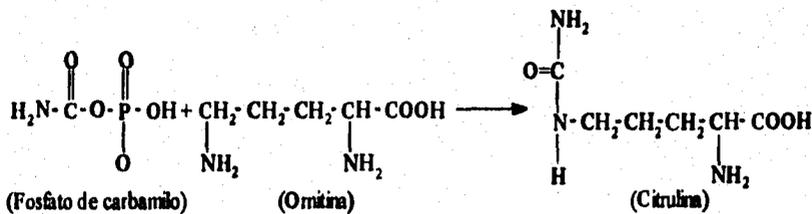
CAPITULO UNO GENERALIDADES

los *aminoácidos*: ornitina ($C_3H_{12}O_2N_2$), citrulina ($C_6H_{13}O_3N_3$) y arginina ($C_6H_{14}O_2N_4$), pero el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) no reaccionan como tales con ellos. Primero es sintetizado el fosfato de carbamilo (CH_3O_2NP) a partir de bióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3) por una reacción compleja que requiere dos moléculas de ATP (adenosín trifosfato).



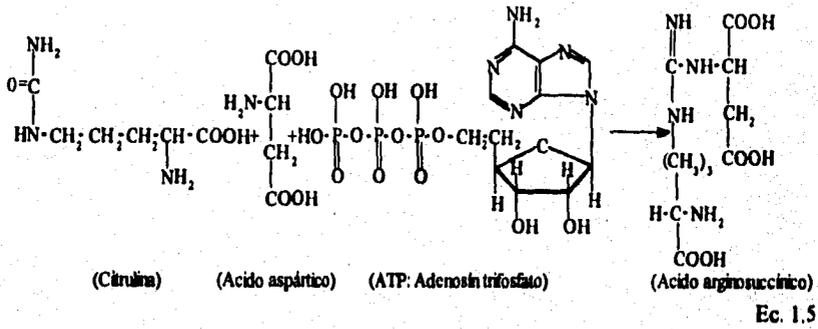
Ec. 1.3

El fosfato de carbamilo (CH_3O_2NP) se condensa con un grupo terminal del *aminoácido* ornitina ($C_3H_{12}O_2N_2$) para formar el *aminoácido* citrulina ($C_6H_{13}O_3N_3$).

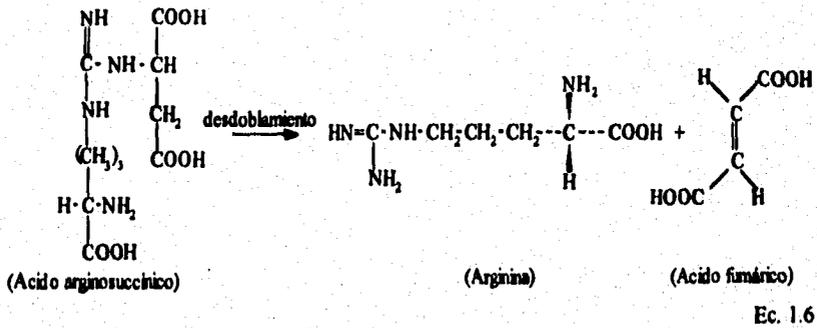


Ec. 1.4

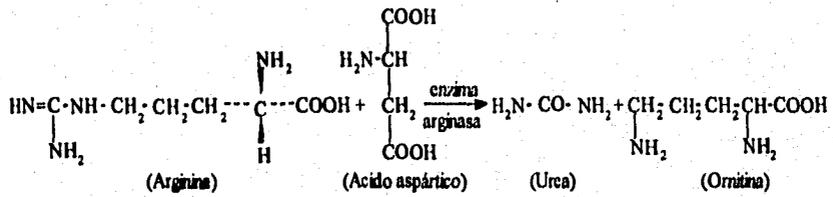
Esta a su vez reacciona con el ácido aspártico ($C_4H_7O_4N$) para formar un producto intermedio, el ácido arginosuccínico ($C_{10}H_{19}O_6N_4$) reacción que requiere ATP (adenosín trifosfato) para consumarse.



El ácido argininosuccínico ($C_{10}H_{18}O_6N_4$) es desdoblado para producir el *aminoácido* arginina ($C_6H_{14}O_2N_4$) y ácido fumárico ($C_4H_4O_4$).



Así el grupo amino del ácido aspártico ($C_4H_7O_4N$) es transferido al *aminoácido* arginina ($C_6H_{14}O_2N_4$). El *aminoácido* arginina ($C_6H_{14}O_2N_4$) es hidrolizado por la *enzima* arginasa para producir urea ($H_2N-CO-NH_2$) y el *aminoácido* ornitina ($C_3H_{12}O_2N_2$), el cual puede utilizarse en el ciclo siguiente (ver la figura 1.1).



Ec. 1.7

Estas reacciones ocurren en el hígado, una vez obtenida la urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$), ésta pasa a los riñones.

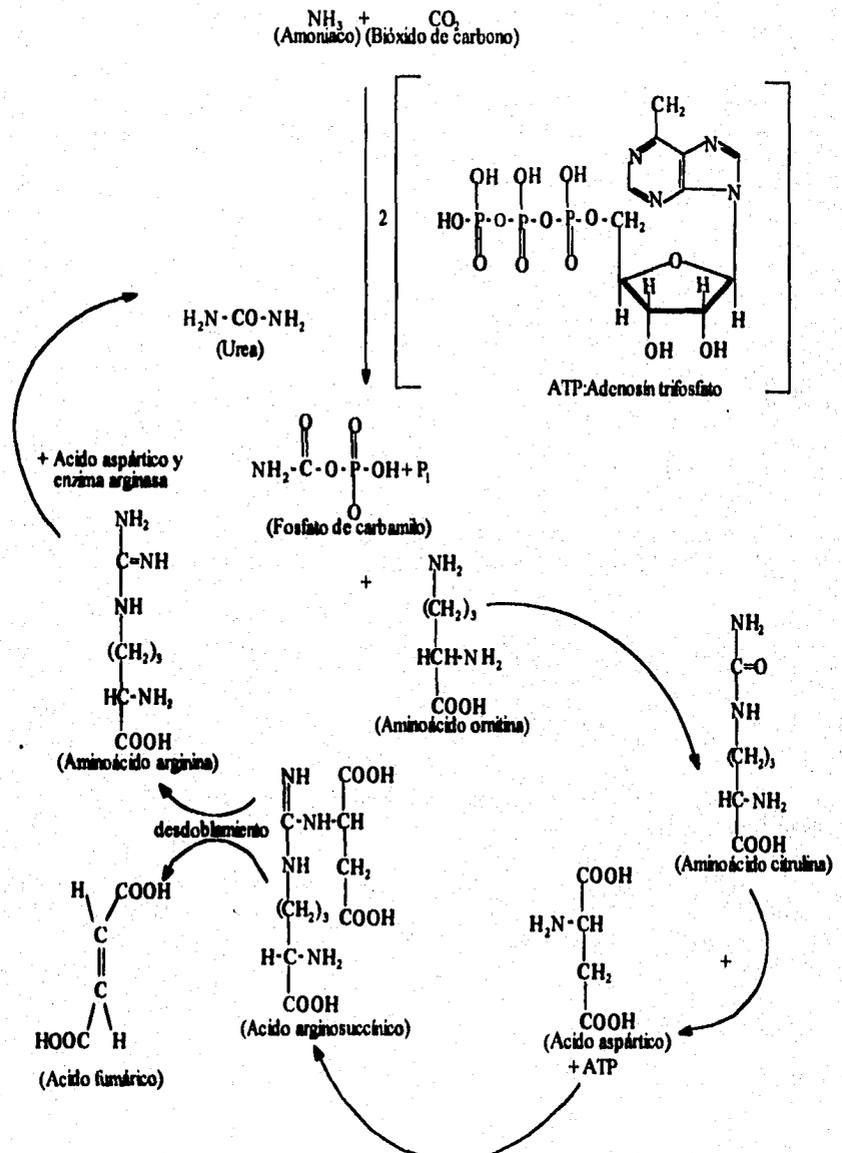
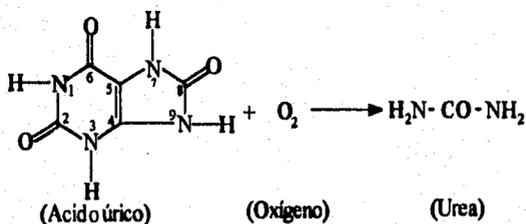


FIGURA 1.1. - CICLO DE LA UREA. (Referencia 47: pág. 360).

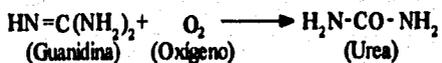
1.3.- REACCIONES DE OBTENCION DE UREA ORGANICAMENTE.

1) Por oxidación del ácido úrico ($C_5H_4O_3N_4$) (Referencia 43: pág. 353, 354), que es la 2,6,8, trioxopurina, se encuentra en los cálculos urinarios (Referencia 44: pág. 300).



Ec.1.8

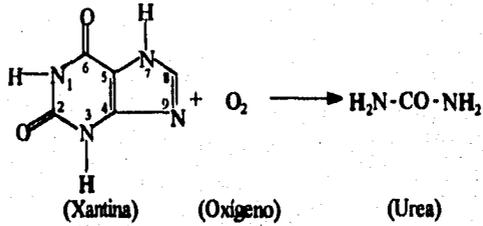
2) Por oxidación de la guanidina $\text{HN}=\text{C}(\text{NH}_2)_2$ (Referencia 43: pág. 353; Referencia 52: pág. 652), que se encuentra principalmente en el guano (Referencia 44: pág. 299).



Ec.1.9

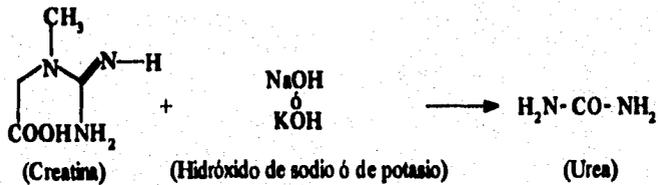
3) Por ebullición de las sales de guanidina ($\text{HN}=\text{C}(\text{NH}_2)_2$) con agua (H_2O) de barita. (Referencia 35: pág. 1412).

4) Por oxidación de la xantina ($C_5H_4O_2N_4$) (Referencia 43: pág. 353). La xantina ($C_5H_4O_2N_4$) es la 2,6 dioxopurina, se encuentra en la sangre y secreciones animales y en muchas plantas (Referencia 44: pág. 299).



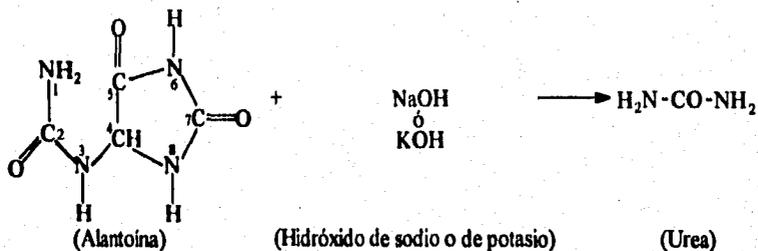
Ec.1.10

5) Por oxidación de los álcalis caústicos sobre la creatina ($\text{C}_4\text{H}_7\text{O}_2\text{N}_3$) (Referencia 35: pág. 1412). La creatina ($\text{C}_4\text{H}_7\text{O}_2\text{N}_3$) es el ácido metilguanidinocético. Descubierta por Chevreul en la carne en 1834, en los músculos por Liebig en 1847 (Referencia 44: pág. 300).



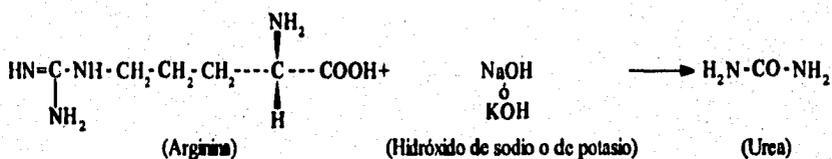
Ec.1.11

6) Por acción de los álcalis caústicos sobre alantoina (5-ureidohidantoina, glioxildiureido: $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3\text{N}_4$) (Referencia 43: pág. 354). La alantoina ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3\text{N}_4$) abunda en el reino vegetal y es excretada por casi todos los mamíferos, como producto final del metabolismo de las purinas (Referencia 39: pág. 749).



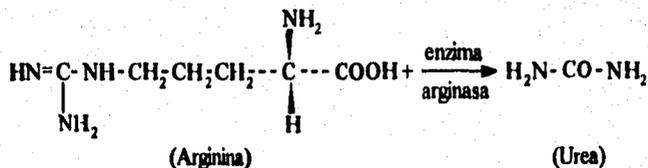
Ec.1.12

7) Por acción de los álcalis caústicos sobre el *aminoácido* arginina (C₆H₁₄O₂N₄) (Referencia 35: pág. 1412)



Ec.1.13

8) En el desdoblamiento del *aminoácido* arginina (C₆H₁₄O₂N₄) por la *enzima* arginasa (Referencia 43: pág. 358).



Ec.1.14

1.4.- PROPIEDADES DE LA UREA.

Material cristalino, blanco, inodoro, de sabor fresco y salino. (Ver la tabla 1.1).

Los cristales no se alteran en aire seco.

La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) está considerada como un compuesto no tóxico.

En el vacío, la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se sublima cuando escasamente se ha alcanzado su punto de fusión. Se disuelve fácilmente en agua (H_2O): ver la tabla 1.2; en alcoholes (ver la tabla 1.3) y en el amoníaco (NH_3) líquido (ver la tabla 1.4). Es poco soluble en éter etílico ($\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-O-CH}_2\text{-CH}_3$), en acetato de etilo ($\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OOC-CH}_3$) y en piridina ($\text{C}_5\text{H}_5\text{N}$) a las temperaturas ordinarias. La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) es higroscópica.



(piridina)

TABLA 1.1.- PROPIEDADES DE LA UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$).

Propiedad	Valor
Punto de fusión, °C	132.7
Índice de refracción	1.620
Densidad g/mL	1.323
Forma cristalina	tetragonal
Energía libre de formación a 25 °C, cal/mol	- 47.119
Calor de fusión cal/g	59.99
Calor de solución en agua (H_2O), cal/g	58.078
Calor de cristalización, 70 % de disolución acuosa de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) cal/g	109.943
Calor específico cal/(kg °K) a :	
273°K (20 °C)	0.344
323°K (50 °C)	0.397
373°K (100 °C)	0.451
423°K (150 °C)	0.504

(Referencia 38: pág.549).

TABLA 1.2.- PROPIEDADES EN DISOLUCION ACUOSA DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$)

Temperatura (°C)	Solubilidad en agua (H_2O)	Densidad g/ml.	Viscosidad (mPa.s=cp)	Presión (atm)
0	41.1	1.120	2.63	0.005
20	51.6	1.147	1.96	0.017
40	62.2	1.167	1.72	0.052
60	72.2	1.184	1.72	0.118
80	80.6	1.198	1.93	0.210
100	88.3	1.210	2.35	0.289
120	95.5	1.221	2.93	0.178
130	99.2	1.226	3.25	0.009

donde: mPa = megapascuales; s = segundos; cp=centipoises
(Referencia 38: pág. 549).

TABLA 1.3.- PROPIEDADES DE DISOLUCIONES SATURADAS DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) EN METANOL (CH_3OH), Y EN ETANOL (C_2H_5OH).

Temperatura (°C)	Urea %W	Densidad (g/mL)	Urea % W	Densidad (g/cm ³)
20	22	0.869	5.4	0.804
40	35	0.890	9.3	0.804
60	63	0.930	15.0	0.805

(Referencia 38: pág. 550; Referencia 77: pág. 55).

TABLA 1.4.- PROPIEDADES DE DISOLUCIONES SATURADAS DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) EN AMONIACO (NH_3).

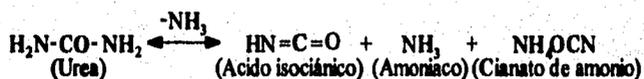
Temperatura (°C)	Disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) %W	Presión de vapor de la disolución (atm)
0	36	3.99
20	49	7.00
40	68	9.39
60	79	10.79
100	90	12.50
120	96	5.00

(Referencia 38: pág. 550).

1.5.- REACCIONES DE LA UREA.

A presión atmosférica y en su punto de fusión (132.7 °C) la urea (H₂N-CO-NH₂) se descompone en (Referencia 38: pág. 548).

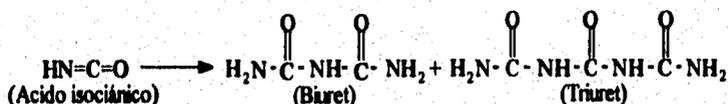
- 1) Acido isocianico (HN=C=O) (Referencia 28: pág. 3386).
- 2) Amoníaco (NH₃).
- 3) Cianato de amonio (NH₄OCN).



Ec. 1.15

Al elevar la temperatura entre 140 y 180°C, el liquido acaba por solidificarse y se forma:

- 4) Biuret (H₂N-CO-NH-CO-NH₂) y,
- 5) Triuret (H₂N-CO-NH-CO-NH₂-CO-NH₂).

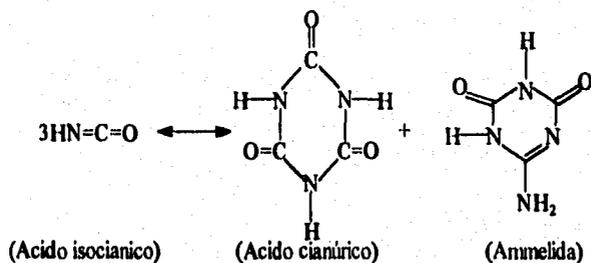


Ec.1.16

El biuret (H₂N-CO-NH-CO-NH₂) es el compuesto menos deseable para la urea (H₂N-CO-NH₂) comercial, con un 2 % en los fertilizantes, se perturba el crecimiento de las plantas.(Referencia 38: pág. 548; Referencia 121: pág. 1).

Si se calienta el biuret (H₂N-CO-NH-CO-NH₂) a una temperatura de 190 °C, se descompone de nuevo ácido isocianico (HN=C=O), que se polimeriza dando:

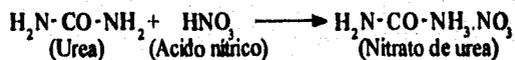
- 6) Acido cianúrico (CONH)₃ y,
- 7) Anmelida (C₃H₄O₂N₄)



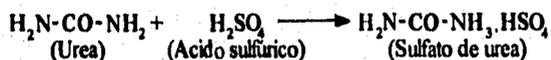
Ec. 1.17

Este grupo de reacciones es conocido como reacciones de condensación de la urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$) (Referencia 50: pág. 332).

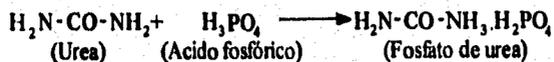
La urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$), forma sales con ácidos inorgánicos, como el ácido nítrico (HNO_3), el ácido sulfúrico (H_2SO_4), el ácido fosfórico (H_3PO_4) y el ácido clorhídrico (HCl) y, con algunos de los orgánicos, notablemente el ácido acético (CH_3COOH) y el ácido oxálico o dicarboxílico ($\text{HOOC}-\text{COOH}$), (Referencia 36: pág. 730; Referencia 39: pág. 723).



Ec. 1.18



Ec. 1.19

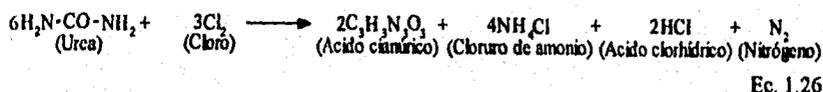


Ec. 1.20

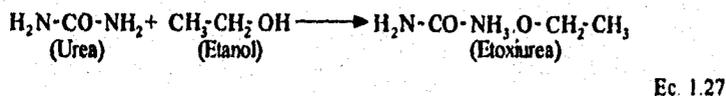


Ec. 1.21

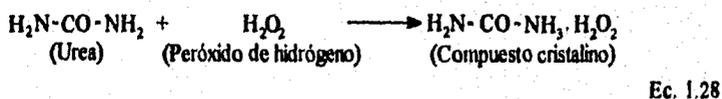
El gas cloro (Cl_2) y vapores de bromo (Br_2), favorecen la conversión de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a ácido cianúrico ($\text{C}_3\text{N}_3\text{O}_3\text{H}_3$) cuando actúan sobre urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) fundida (Referencia 35: pág. 1412).



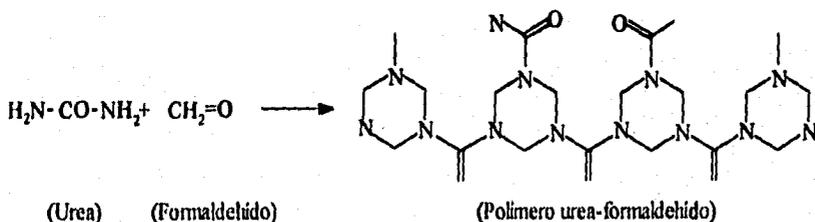
El alcohol etílico ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$) reacciona con la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a temperaturas elevadas (Referencia 39: pág. 724).



El peróxido de hidrógeno (H_2O_2) y la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) forman un compuesto cristalino $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_3\text{H}_2\text{O}_2$, estable por debajo de 80°C , que se utiliza como un agente oxidante y como desinfectante (Referencia 42: pág. 420).



La reacción de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y el formaldehído ($\text{CH}_2=\text{O}$) producen polímeros de condensación insolubles (Referencia 42: pág. 420; Referencia 55: pág. 895). Esta polimerización se detiene cuando el estado es todavía pastoso, se añade pulpa de madera u otro relleno inerte, la mezcla se calienta y se le somete a presión, con lo cual se produce la unión entrecruzada de las cadenas que producen un sólido infusible, el cual se emplea en la fabricación de plásticos urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)-formaldehído ($\text{CH}_2=\text{O}$).



Ec. 1.29

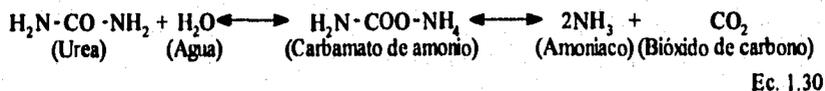
La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) forma aductos cristalinos ("complejos de inclusión") con numerosos compuestos alifáticos de cadena recta (Referencia 1: pág. 2125, Referencia 9: pág. 112; Referencia 11: pág. 494; Referencia 20: pág. 216, Referencia 26: pág. 1300 Referencia 39: pág. 729), y semejante propiedad es de importancia en la resolución de ciertas mezclas; puede citarse la separación de los alcanos y alquenos normales en las fracciones derivadas del *petróleo*: basta tratar con disolución acuosa saturada de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$). Los compuestos de cadena recta se introducen en los intersticios de los cristales de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$); cuando el complejo de inclusión se separa y trata con agua (H_2O), la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se disuelve pero no el compuesto incluido.

Tales complejos tienen al parecer, siempre el mismo punto de fusión que la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) misma y ninguno de los que han sido estudiados hasta ahora es estable por encima de los 133°C . La estabilidad de los complejos formados con la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) parece estar en razón directa con la longitud de la cadena del compuesto incluido y en razón inversa con su presión de vapor.

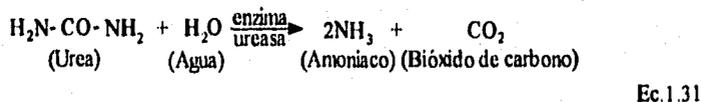
La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) no forma, en general, complejos con los compuestos ramificados o cíclicos, a no ser que incluyan componentes rectos de cierta consideración en las moléculas y que las porciones ramificadas o cíclicas no sean muy grandes. (Referencia 39: pág. 729, Referencia 96: pág. 1, Referencia 97: pág. 1, Referencia 108: pág. 1).

1.5.1.- REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA.

La hidrólisis de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) con agua (H_2O) a ebullición se lleva a cabo en forma parcial, produciendo carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-COO-NH}_2$), bióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3). (Referencia 4: pág. 1 092; Referencia 50: pág. 330; Referencia 69: pág. 887; Referencia 68: pág. 752).



La hidrólisis enzimática en frío es completa. (Referencia 50: pág. 330, Referencia 57: pág. 434; Referencia 69: pág. 884; Referencia 76: pág. 260).

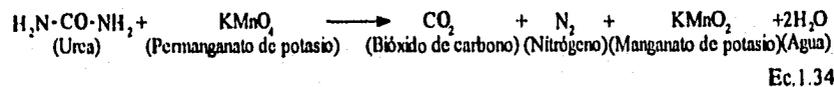
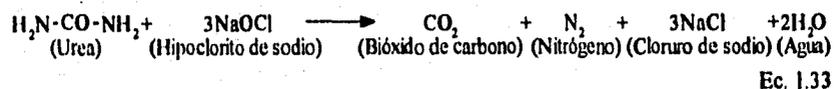
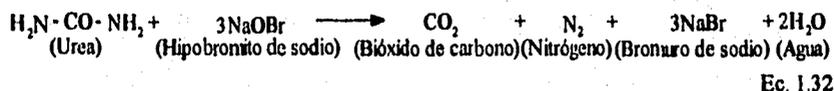


La *enzima* específica de esta *hidrólisis* (Referencia 50: pág. 330; Referencia 65: pág. 400; Referencia 75: pág. 4; Referencia 76: pág. 260), la *ureasa* se encuentra en el reino vegetal: las fuentes más ricas en *ureasa* son el haba de Santiago (*Chunavalia uniformis*) y el haba de soya (*Glycine hispida*). El pH óptimo para la *hidrólisis* es de 7. Si se añade una disolución reguladora de pH 7 en presencia de algunas gotas de *ureasa* y de rojo de fenol, el indicador no tarda en pasar del amarillo al rojo, como resultado de la *hidrólisis*. Esta acción hidrolizante de la *ureasa* es la base de un método preciso de valoración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$). La disolución hidrolizada se alcaliniza y por ebullición desprende amoníaco (NH_3) que se recoge en una disolución valorada de ácido sulfúrico (H_2SO_4) en exceso. Una determinación acidimétrica permite, por diferencia, determinar la cantidad de amoníaco (NH_3) y, por consiguiente de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$).

La *hidrólisis* de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se transforma en carbamato de amonio $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_4$, se produce igualmente en los suelos cuando se emplea la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) o la cianamida cálcica ($\text{N}\equiv\text{C-NH-Ca}$) como abono (Referencia 50: pág.330).

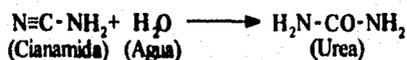
El calor acelera la *hidrólisis* y tienen el mismo efecto los ácidos, las bases, la *enzima* denominada *ureasa* o el aumento en la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$). Se desconocen las sustancias que inhiben esta *hidrólisis* (Referencia 39: pág. 723).

Las disoluciones de hipocloritos, hipobromitos o permanganato oxidan a la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a bióxido de carbono (CO_2), nitrógeno (N_2) y agua (H_2O) (Referencia 39: pág. 723). Las clorureas, obtenidas por acción del cloro (Cl_2) o de los hipocloritos sobre las disoluciones de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) bien enfriadas, son útiles en la preparación de *hidracina* ($\text{H}_2\text{N-NH}_2$).



1.6.- OBTENCION DE LA UREA INDUSTRIALMENTE.

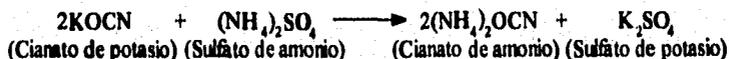
Puede producirse por la *hidrólisis* de la cianamida ($\text{N}\equiv\text{C}\cdot\text{NH}_2$) a una temperatura de 44°C (Referencia 74: pág. 121).



Ec. 1.35

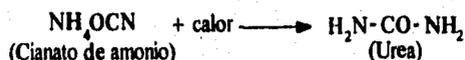
A presiones altas de 33 y 53 atm puede obtenerse la urea ($\text{H}_2\text{N}\cdot\text{CO}\cdot\text{NH}_2$) calentando carbonato de amonio ($\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$. Puede utilizarse éste mismo procedimiento en presencia de sustancias que actúan como *enzimas*, se emplea en particular la *ureasa*, sin embargo la *enzima ureasa* es cara (Referencia 74: pág. 121).

Otro proceso para obtener la urea ($\text{H}_2\text{N}\cdot\text{CO}\cdot\text{NH}_2$) es haciendo reaccionar cianato de potasio (KOCN) con sulfato de potasio ($\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.



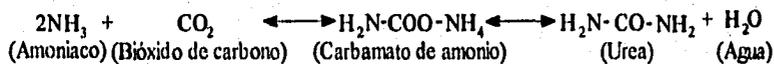
Ec. 1.1

Se prepara la mayor parte del sulfato de potasio (K_2SO_4) formado concentrando a un pequeño volumen, se deja enfriar evaporando a sequedad. Se extrae el residuo con alcohol concentrado, se deja cristalizar y el cianato de amonio (NH_4OCN) se convierte a urea ($\text{H}_2\text{N}\cdot\text{CO}\cdot\text{NH}_2$) por transposición molecular.



Ec. 1.2

El método de producción de urea ($\text{H}_2\text{N}\cdot\text{CO}\cdot\text{NH}_2$) más común es combinando amoniaco (NH_3) con bióxido de carbono (CO_2) a presión para formar carbamato de amonio ($\text{NH}_2\cdot\text{COO}\cdot\text{NH}_3$) que se descompone en urea ($\text{H}_2\text{N}\cdot\text{CO}\cdot\text{NH}_2$) y agua (H_2O). El bióxido de carbono (CO_2) sin reaccionar se recupera y recircula a la operación de síntesis (Referencia 74: pág.121).



Ec.1.37

Este método es el más empleado porque en cuanto a la técnica de llevarlo a cabo, es sencillo de manejar, por tanto hay ahorro en tiempo y además el rendimiento es alto y más costeable por la economía de las materias primas.

Existen varios procesos de éste tipo, se mencionan a continuación.

1.7.- EL PROCESO DE PRODUCCION DE UREA A BASE DE AMONIACO Y BIOXIDO DE CARBONO.

En los procesos de producción de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), la reacción más importante es la que se acaba de mencionar (1.37) y, como puede observarse las materias primas que se necesitan son amoníaco (NH_3) y bióxido de carbono (CO_2).

El amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) se comprimen y se alimentan continuamente a un reactor que se mantiene a temperatura y presión suficientemente alta para formar una mezcla de amoníaco (NH_3), bióxido de carbono (CO_2), carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-COO-NH}_2$), urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y agua (H_2O). Del reactor fluye una corriente continua de la mezcla a través de una válvula de alivio, hasta el lavador de carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-COO-NH}_2$) donde la mezcla se separa en una fase líquida de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y agua (H_2O) y, de otra fase gaseosa de amoníaco (NH_3) y bióxido de carbono (CO_2), que lleva además pequeñas cantidades de agua (H_2O). Este gas se recircula al proceso o se utiliza en la elaboración de un subproducto como son sales de nitrato de amonio (NH_4NO_3) o de fosfato de amonio ($\text{NH}_4\text{}_3\text{PO}_4$). El producto líquido del lavador de carbamatos se puede utilizar en la preparación de soluciones urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)-amoníaco (NH_3) o bien procesar todavía en un evaporador para obtener urea ($\text{NH}_2\text{-CO-NH}_2$).

1.7.1.- PRINCIPALES DIFERENCIAS ENTRE LOS PROCESOS DE PRODUCCION DE UREA A BASE DE BIOXIDO DE CARBONO Y AMONIACO.

Las principales diferencias entre los procesos de producción de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a base de bióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3) se dan en los métodos empleados para manejar el fluido del reactor, para descomponer el carbamato de amonio ($NH_2-COO-NH_4$), para recuperar la urea ($H_2N-CO-NH_2$), para recuperar el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) sin reaccionar y, poder recircularlos con un mínimo de consumo de energía y un máximo de recuperación de calor. En algunos procesos se usa para recircular, una disolución de carbamato de amonio ($NH_2-COO-NH_4$), bióxido de carbono (CO_2), amoníaco (NH_3) y agua (H_2O). En otros se minimiza la cantidad de agua (H_2O) recirculada y sólo se recirculan el bióxido de carbono (CO_2) y el carbamato de amonio ($NH_2-COO-NH_4$). En las plantas más antiguas donde el gas pasa una sola vez por el ciclo, los gases de salida se aprovechan para alimentar a una planta de nitrato de amonio (NH_4NO_3) o de sulfato de amonio ($(NH_4)_2SO_4$). A continuación se presentan en la tabla 1.5 las características de algunos procesos, detallando después el proceso Stamicarbon y el Proceso UTI (Urea Technologies Incorporation) por la importancia que representan en la solución del problema que se plantea en este trabajo, ya que son los únicos procesos que presentan equipos para limpiar corrientes de agua (H_2O) que contienen urea ($H_2N-CO-NH_2$). En este capítulo, tanto para el proceso Stamicarbon como para el proceso UTI se hace una descripción general de lo que es cada proceso y, en el Capítulo Dos en que consiste su sección de tratamiento de agua (H_2O).

TABLA 1.5.- COMPARACIÓN DE ALGUNOS PROCESOS A BASE DE AMONIACO (NH_3) Y BIOXIDO DE CARBONO (CO_2).

Proceso.	Característica principal.	Temperatura. (°C)	Presión. (atm)	Material que cubre al reactor.
Chemico	El bióxido de carbono (CO_2) es absorbido en una disolución de monoetanolamina y, el amoniaco (NH_3) es licuado por condensación. (Referencia 12: pág. 89; Referencia 21: pág. 188; Referencia 74: pág. 123.	345-355 °F	171.168	.
C.P.I. de la Allied Chemical	El amoniaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) se recirculan via sistema monoetanolamina (MEA). (Referencia 74: pág. 123; Referencia 124: pág. 1).	205	275	Zirconio (Zr)
Iventa	Una disolución acuosa de nitrato de urca ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$, NO_3) absorbe selectivamente al amoniaco (NH_3), el cual es lentamente removido y reciclado. (Referencia 5: pág. 327; Referencia 12: pág. 89; Referencia 21: pág. 188; Referencia 39: pág. 727).	360-390	205.131	Alcación especial
Mitsui Toatsu	El carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) no convertido y el exceso de amoniaco (NH_3) son recuperados desde el reactor con el primer vapor calentado a alta presión.	155	168	Titanio (Ti)

Proceso.	Característica principal.	Temperatura. (°C)	Presión. (atm)	Material que cubre al reactor.
	(Referencia 8: pág. 247; Referencia 38: pág. 553; Referencia 105: pág. 1; Referencia 106: pág. 1; Referencia 116: pág. 1; Referencia 117: pág. 1; Referencia 118: pág. 1; Referencia 119: pág. 1).			
Montecanini	El amoníaco (NH_3) es selectivamente absorbido en una disolución acuosa de nitrato de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2 \cdot \text{NO}_3$) y, el bióxido de carbono (CO_2) es venteado a la atmósfera. (Referencia 12: pág. 89; Referencia 21: pág. 188).	320-360	155.797 - 175.190	Acero inoxidable
Once Through	El remanente de carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-COO-NH}_2$) disociado en amoníaco (NH_3) y bióxido de carbono (CO_2) son tratados a baja presión en el reactor, los gases se remueven desde el sistema y, la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se lleva a un evaporador. (Referencia 12: pág. 89; Referencia 21: pág. 186; Referencia 38: pág. 552).	320-390	120.073 - 205.131	Plata (Ag)
Pechiney	El carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) es recirculado en un medio de	180	200	Plomo (Pb)

Proceso.	Característica principal.	Temperatura. (°C)	Presión. (atm)	Material que cubre al reactor.
	acete. (Referencia 12: pág. 89; Referencia 21: pág. 188; Referencia 74: pág. 122).			
Solution recycle Process	Los gases no convertidos se absorben en agua (H ₂ O) y ésta se recicla. (Referencia 16: pág. 111; Referencia 21: pág. 186; Referencia 38: pág. 553.	390-410	409.268	Plata (Ag)
Snamprogetti	Utiliza amoníaco (NH ₃) separando dióxido de carbono (CO ₂) del reactor. (Referencia 8: pág. 248; Referencia 25: pág. 26; Referencia 38, pág. 559).	170	150	Acero inoxidable
Stamicarbon	Se basa en el uso de dióxido de carbono (CO ₂) para separar el amoníaco (NH ₃) del reactor. (Referencia 8: pág. 249; Referencia 25: pág. 26; Referencia 38: pág. 557; Referencia 99: pág. 1; Referencia 107, pág. 1).	185	180	Acero inoxidable
UTI	El exceso de amoníaco (NH ₃) es separado del reactor reduciendo la presión a 22 atm. (Referencia 38: pág. 557; Referencia 110: pág. 1).	180	200	Acero Inoxidable

Los procesos Chemico, Mitsui Toatsu, Snamprogetti, Stamicarbon, UTI, traen un proceso especial de obtención de los gránulos de urea (H₂N-CO-NH₂), tema que no será considerado en este trabajo (Referencia 10: pág. 26; Referencia 22: pág.38; Referencia 23: pág.

39; Referencia 101: pág. 1; Referencia 102: pág. 1; Referencia 114: pág. 1; Referencia 115: pág. 1; Referencia 120: pág. 1; Referencia 122: pág. 1; Referencia 123: pág. 1).

1.7.2.- PROCESO STAMICARBON O DUTCH STATE MINES (DSM).

El proceso consta de cinco secciones, la primera es de síntesis, la segunda de recirculación, la tercera de desorción, la cuarta de evaporación y la quinta de esferización. Ver la figura 1.2.

Se inyecta gas bióxido de carbono (CO_2) por el removedor (FA-1), (línea de corriente 1), que antes de entrar al reactor (DC-1), (línea de corriente 3) pasa primero por el condensador 1 (FA-3), (línea de corriente 2).

El reactor (DC-1) es de acero inoxidable, tiene una cubierta de zirconio (Zr) y opera a 140 atm, presenta tres corrientes de salida; una que va al equipo que saca a los inertes (línea de corriente 4), la otra corriente de salida pasa al removedor (FA-1), (línea de corriente 8) y, la otra corriente de salida es la que comunica con el divisor (línea de corriente 9). El divisor tiene la entrada hacia un equipo (línea de corriente 6) y su salida pasa al condensador 1 (FA-3), (línea de corriente 7).

El condensador 1 (FA-3), tiene una corriente de entrada proveniente del boiler alimentador de agua (H_2O), (EA-1), (línea de corriente 10) y presenta una corriente de salida para el vapor (línea de corriente 11).

El removedor (FA-1), tiene dos corrientes de entrada; una proveniente del reactor (DC-1), (línea de corriente 8), otra proveniente del bióxido de carbono (CO_2) (línea de corriente 1), presenta dos corrientes de salida; una que va hacia la columna de rectificación (líneas de corriente 12 y 13) y una corriente de salida que es de vapor (línea de corriente 14). Esta columna de rectificación tiene dos corrientes de entrada y dos corrientes de salida; una de las corrientes de entrada es la que proviene del removedor (FA-1), (línea de corriente 13) y la otra corriente de entrada proviene del separador 1 (FA-2), (línea de corriente 17), una de las corrientes de salida se dirige al condensador 2 (EA-3), (línea de corriente 18) y la otra corriente de salida es la (línea de corriente 15).

El intercambiador de calor 2 (EA-2), tiene como corriente de entrada la (línea de corriente 15), y como corriente de salida la (línea de corriente 16).

El separador 1 (FA-2) tiene como corriente de entrada la (línea de corriente 16) y, como corrientes de salida las (líneas de corriente 17 y 19).

El separador 2 (FA-4), tiene dos corrientes de salida; una de ellas es dirigida a la zona de intercambiadores de calor (líneas de corriente 21 y 22), la otra va a la zona de condensadores (líneas de corriente 20, 35 y 36).

La línea de corriente 22 lleva su flujo a las (líneas de corriente 23, 24, 25, 26 y 27) para entrar a la torre esferizadora de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), (DA-1).

De la zona de condensadores llega la (línea de corriente 28) que entra al tanque de almacenamiento (FA-6), el cual recircula a la (línea de corriente 29), para llegar a la bomba (GA-4), ésta línea después se continúa con la (línea de corriente 30) que entra a otra bomba (GA-2), de ella sale la (línea de corriente 31) que llega al desorbador (FA-5). Del tanque de almacenamiento (FA-6) sale la (línea de corriente 33 y 34), que recircula al separador 2 (FA-7).

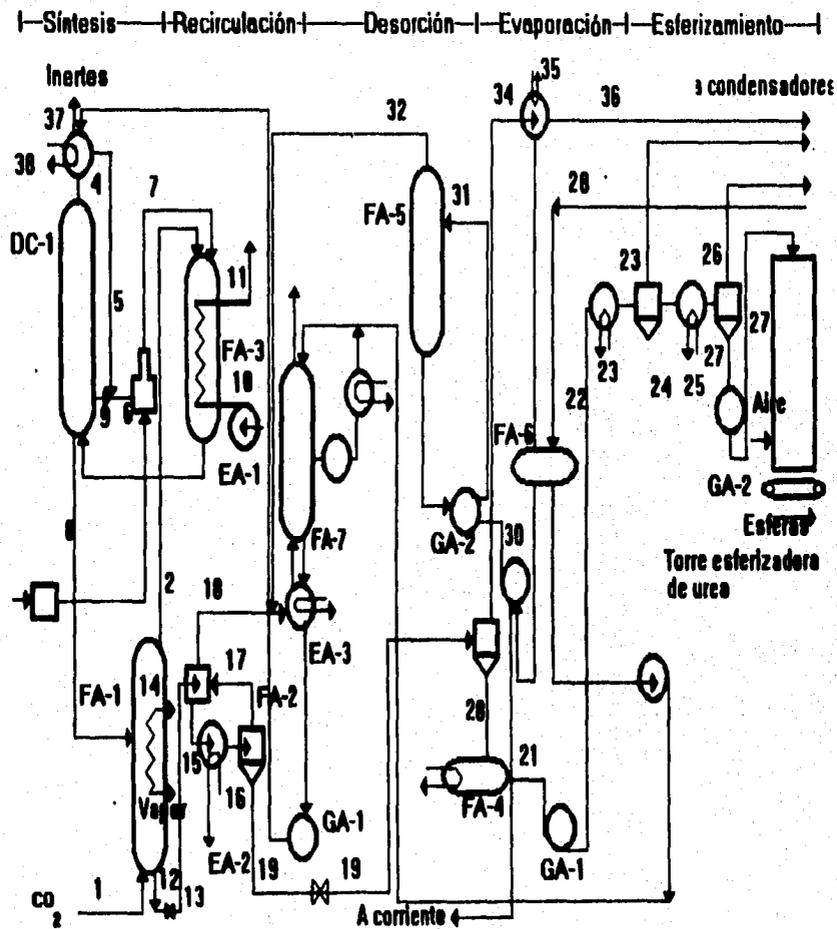


FIGURA 1.2.- PROCESO STAMICARBON (DSM).
(Referencia 38: pág. 560).

Lista de clave y equipo de la figura 1.2.

Clave	Equipo
DC-1	Reactor.
EA-1	Boiler alimentador de agua (H_2O).
EA-2	Intercambiador de calor.
EA-3	Condensador 2.
FA-1	Removedor.
FA-2	Separador 1.
FA-3	Condensador 1.
FA-4	Separador 2.
FA-5	Sistema hidrolizador-desorbedor.
FA-6	Tanque de almacenamiento.
FA-7	Separador 2.
GA-1	Bomba 1.
GA-2	Bomba 2.
GA-3	Bomba fundidora de urea ($H_2N-CO-NH_2$).
GA-4	Bomba 4.
GA-5	Bomba 5.

1.7.3.- PROCESO DE RECICLO-CALOR UTI.

Se inyecta (Ver la figura 1.3) bióxido de carbono (CO_2) a un compresor (GB-1), (línea de corriente 1), *aire* a otro compresor (GB-2), (línea de corriente 2) y amoníaco (NH_3) a otro compresor (GB-3), que se encuentra a alta presión (línea de corriente 3).

El compresor de bióxido de carbono (CO_2) (GB-1) tiene una corriente de salida (línea de corriente 4), el compresor de *aire* (GB-2) tiene una corriente de salida que comunica a la corriente de entrada del reactor (DC-1), (línea de corriente 5) y también a un divisor (línea de corriente 6), cuya salida va al calentador de amoníaco (NH_3) (EA-8), (línea de corriente 7), ésta se continúa con la (línea de corriente 8), que entra al reactor (DC-1). El compresor de amoníaco (NH_3) (GB-3) a alta presión tiene una corriente de salida que comunica al divisor (línea de corriente 7).

El reactor (DC-1) es de acero inoxidable, se le inyecta *aire* para pasivar al metal y evitar la corrosión, opera a 200 atm. Del reactor (DC-1) sale una corriente, que va directamente a una válvula de alivio (línea de corriente 9), pasando después a un distribuidor de líquido (FA-1), (línea de corriente 10). Hay un intercambiador de calor (EA-1) con una corriente de salida (línea de corriente 11), que llega a una válvula de alivio cuya corriente de salida (línea de corriente 12), comunica a un distribuidor de líquido (FA-1).

El distribuidor de líquido (FA-1) a parte de tener éstas dos corrientes de entrada (líneas de corriente 10 y 12), tiene tres corrientes de salida, una de ellas va a un divisor (línea de corriente 14). La otra corriente de salida, la (línea de corriente 16) llega a un divisor, cuya salida es la (línea de corriente 17), que llega a una válvula de alivio cuya salida es la línea de corriente 15 que entra al descomponedor 1 (EA-3). La última corriente de salida, la (línea de corriente 13) que llega primero a una válvula de alivio, cuya salida va a una válvula de alivio cuya salida es la (línea de corriente 20) que entra al separador 1 (FA-2).

El descomponedor 1 (EA-3) tiene cuatro corrientes de entrada; la proveniente del distribuidor de líquido (FA-1), (línea de corriente 15), la proveniente del compresor de bióxido de carbono (CO_2) (GB-1), (línea de corriente 23), otra proveniente del enfriador de reflujo (EA-1), (línea de corriente 22) y la otra del separador 1 (FA-2), (línea de corriente 18), presenta además dos corrientes de salida; una va al intercambiador de calor (EA-2), (línea de corriente 24) y después al separador 1 (FA-2), (línea de corriente 25), la otra corriente de salida va directamente al descomponedor 2 (EA-4), (línea de corriente 19).

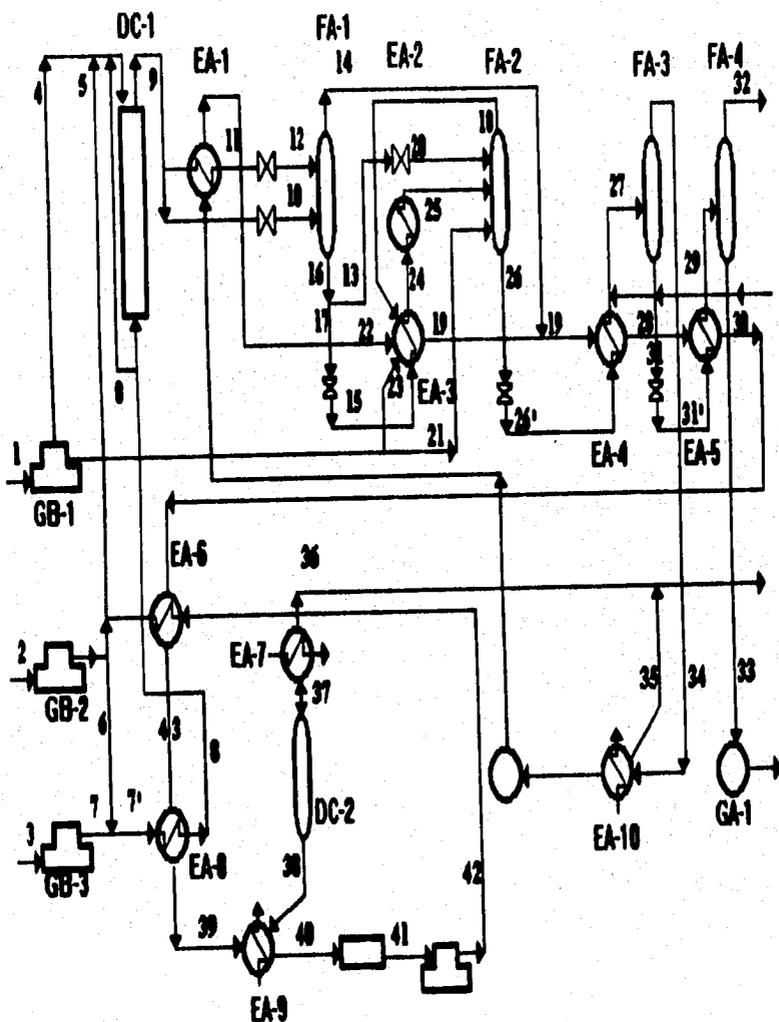


FIGURA 1.3.- PROCESO DE RECICLO-CALOR UTI.
(Referencia 38: pág. 558).

Lista de clave y equipo de la figura 1.3.

Clave	Equipo
DC- 1	Reactor.
DC- 2	Absorbedor de presión media.
EA- 1	Intercambiador de calor.
EA- 2	Intercambiador de calor.
EA- 3	Descomponedor 1.
EA- 4	Descomponedor 2.
EA- 5	Intercambiador de calor.
EA- 6	Calentador de carbamato.
EA- 7	Intercambiador de calor.
EA- 8	Calentador de amoniaco (NH_3).
EA- 9	Condensador 1.
EA-10	Condensador 2.
FA- 1	Distribuidor de liquido.
FA- 2	Separador 1.
FA- 3	Separador 2.
FA- 4	Concentrador de urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$).
GA- 1	Bomba.
GB- 1	Compresor de bióxido de carbono (CO_2).
GB- 2	Compresor de aire.
GB- 3	Alimentación de amoniaco (NH_3) a alta presión.

El descomponedor 2 (EA-4), tiene dos corrientes de entrada; la proveniente del separador 1 (FA-2), (línea de corriente 26') y la proveniente del descomponedor 1 (EA-3), (línea de corriente 19), presenta dos corrientes de salida; una va al separador 2 (FA-3), (línea de corriente 27) y la otra a un intercambiador de calor (EA-5), (línea de corriente 28). Este intercambiador de calor (EA-5) tiene dos corrientes de entrada: una, proveniente del descomponedor 2 (EA-4), (línea de corriente 28) y la otra proviene del descomponedor 1 (EA-3), (líneas de corriente 31 y 31') y, presenta dos corrientes de salida; una para el concentrador de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (FA-4), (línea de corriente 29) y la otra para el calentador de carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-COO-NH}_2$) (EA-6), (línea de corriente 30).

El concentrador de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (FA-4), tiene su corriente de entrada proveniente de un intercambiador de calor (EA-5), (línea de corriente 29) y dos corrientes de salida, una que va a un condensador a vacío (línea de corriente 32) y otra que va a la bomba (GA-1), (línea de corriente 33).

El separador 2 (FA-3), tiene su corriente de entrada proveniente del descomponedor 2 (EA-4), (línea de corriente 27) y dos corrientes de salida; una va al intercambiador de calor (EA-5), (líneas de corriente 31 y 31') y la otra al condensador 2 (EA-10), (línea de corriente 34).

El condensador 2 (EA-10) aparte de su corriente de entrada (línea de corriente 34) tiene una corriente de salida que llega a un divisor (línea de corriente 35) que se conecta con la (línea de corriente 36), que sale del intercambiador de calor EA-7.

Este equipo (DC-2) tiene una corriente de salida (línea de corriente 38), que entra al condensador 1 (EA-9).

El condensador 1 (EA-9) tiene una corriente de entrada (línea de corriente 39), presenta una corriente de salida (línea de corriente 40) que entra al analizador de concentración, el cual tiene una corriente de salida (línea de corriente 41) que es la entrada a un reciclo a alta presión, y cuya salida se recicla al calentador de carbamato de amonio ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (EA-6), (línea de corriente 42).

El intercambiador de calor seis (EA-6), tiene su corriente de salida al intercambiador de calor ocho (EA-8), (línea de corriente 43).

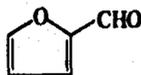
1.8.- USOS DE LA UREA.

El consumo principal de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) es como fertilizante, no sólo como sólido directo (material granular), también como líquido.

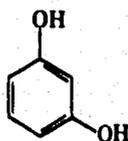
La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se combina con formaldehído ($\text{CH}_2=\text{O}$) para producir compuestos de disolución lenta, que suministran nitrógeno (N_2) a los suelos durante todo el ciclo de crecimiento de las cosechas.

Se utiliza como sustituto proteínico para animales rumiantes (reses, cabras y ovejas), en esta aplicación puede sustituir con eficiencia un tercio de las proteínas de los alimentos preparados, pero debe contarse con una buena formulación para optimizar la concentración.

Las combinaciones urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)-formaldehído ($\text{CH}_2=\text{O}$), urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)-furfural ($\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2$) - formaldehído ($\text{CH}_2=\text{O}$) y urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)-resorcinol ($\text{C}_6\text{H}_4\text{O}_2$) forman resinas termofijas que se usan en aplicaciones de moldeo para gabinetes de radio y T.V; madera contrachapada, polvo para moldear, en el tratamiento de papel (impartiéndole resistencia húmeda), en el tratamiento de la tela (mejorando la resistencia a las arrugas) y como adhesivos para madera.



(Furfural)



(Resorcinol)

Para el curado de estas resinas se añaden pequeñas cantidades de un ácido o de catalizadores generadores de ácidos.

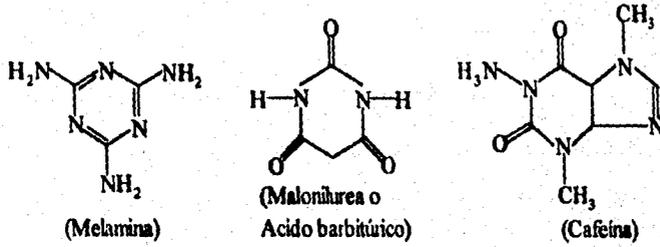
La urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) se usa como ingrediente para ablandadores de celulosa, celofán y madera. Se usa para retardar el agrietamiento de los bordes de tabloncillos durante el secado y facilitar su flexión.

Al reaccionar con peróxido de hidrógeno (H_2O_2), la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) forma un aditivo cristalino, que se usa como desinfectante y agente oxidante.

Cuando se añade a la goma, la gelatina ó al almidón, reduce la *viscosidad* y, permite obtener concentraciones más altas de material activo.

Se consume en la industria del *petróleo* para separar los hidrocarburos de cadena recta, al formar complejos cristalinos con dichos hidrocarburos (Capítulo 1, Sección 1.5, pág. 25).

Se usa en la preparación de ácido barbitúrico ($\text{N}_2\text{H}_4\text{C}_4\text{O}_3$), caféina (1-3-7-trimetilxantina: $\text{C}_8\text{H}_{10}\text{O}_2\text{N}_4$), etil (CH_3CH_2 -)urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), hidracina ($\text{H}_2\text{N-NH}_2$), melamina ($\text{C}_3\text{H}_6\text{N}_6$), guanidina: $\text{HN}=\text{C}(\text{NH}_2)_2$ y ácido sulfámico ($\text{NH}_2\text{SO}_3\text{H}$).



Es una materia prima para la fabricación de medicamentos, algunas composiciones cosméticas y desodorantes, y en las cremas faciales para mejorar la textura.

(Referencia 12: pág. 86; Referencia 16: pág.111; Referencia 38: pág. 573, Referencia 39: pág. 728; Referencia 74: pág. 126).

CAPITULO DOS
TRATAMIENTO DE CORRIENTES
DE AGUA EN PLANTAS DE
PRODUCCION DE UREA

Puesto que el objetivo principal del trabajo es eliminar urea ($H_2N-CO-NH_2$) de agua (H_2O), de una disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm (15 000 mg/L), proveniente de plantas de producción de la misma, es importante conocer el tratamiento que se les da a estas corrientes de agua (H_2O) en en éste tipo de plantas, con el fin de establecer las condiciones de operación.

2.1.- TRATAMIENTO DE CORRIENTES DE AGUA EN LAS PLANTAS DE PRODUCCION DE UREA.

La industria fertilizadora ha realizado un gran esfuerzo para mejorar el tratamiento de las corrientes de agua (H_2O), ya que las concentraciones de urea ($H_2N-CO-NH_2$) y de amoníaco (NH_3) deben de quedar dentro de los valores permisibles.

Por cada mol de urea ($H_2N-CO-NH_2$) se produce un mol de agua (H_2O). Esto se da en las secciones de concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) mediante evaporación. Considerando una producción de 1 200 toneladas diarias de urea ($H_2N-CO-NH_2$), producirán un mínimo de 360 toneladas diarias de corriente de agua (H_2O) (Referencia 38: pág. 562).

El problema que se presenta es reducir el contenido de urea ($H_2N-CO-NH_2$) y de amoníaco (NH_3) en las corrientes de agua (H_2O) por debajo de 100 ppm porque no puede removerse uno en presencia del otro. La corriente de agua (H_2O) puede tratarse con sosa cáustica ($NaOH$) para volatilizar el amoníaco (NH_3).

Sin embargo es más eficiente el método de hidrolizar la urea ($H_2N-CO-NH_2$) a carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$) el cual pasa a formar bióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3).

El sistema Stamicarbon tiene un hidrolizador-desorbedor (Sistema dual: más equipos, ver la figura 2.1) y, el sistema UTI and Vistron tiene un hidrolizador de paso simple-removedor (un sólo equipo). Ambos son sistemas muy efectivos para el tratamiento de corrientes de agua (H_2O). Estos sistemas hidrolizan la urea ($H_2N-CO-NH_2$) a carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$) (Referencia 38: pág. 562).

Analizando la figura 2.1 se puede ver que este sistema consiste de un hidrolizador (FA-2), para urea ($H_2N-CO-NH_2$) y, un sistema separador-desorbedor (FA-3) para remover amoníaco (NH_3). El sistema Stamicarbon reporta una reducción del contenido de amoníaco (NH_3) y urea ($H_2N-CO-NH_2$) en corrientes de agua (H_2O) a un mínimo de 70 ppm. Se puede apreciar en el esquema como la unidad de vacío tiene cuatro corrientes de entrada; una proviene del sistema de voltaje (línea de corriente 1), otra de un separador (línea de corriente 2), otra del depurador (línea de corriente 3) y la otra de un tanque flash (línea de

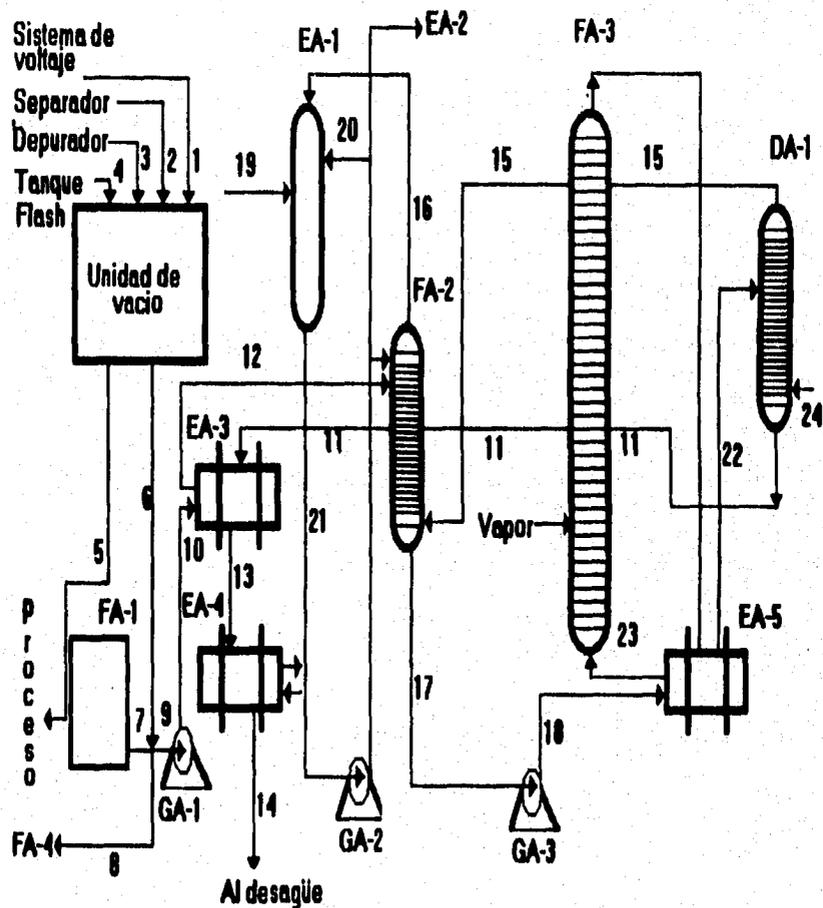


FIGURA 2.1.- TRATAMIENTO DE CORRIENTES DE AGUA EN PLANTAS DE PRODUCCION DE UREA POR EL SISTEMA STAMICARBON. (Referencia 38: pág. 563).

Lista de clave y equipo de la figura 2.1.

Clave	Equipo
DA-1	Desorbedor 2.
EA-1	Condensador de reflujo.
EA-2	Condensador de carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$).
EA-3	Intercambiador de calor.
EA-4	Intercambiador de calor.
EA-5	Intercambiador de calor.
FA-1	Depurador a alta presión.
FA-2	Hidrolizador.
FA-3	Separador-desorbedor.
GA-1	Bomba de alimentación.
GA-2	Bomba de reflujo.
GA-3	Bomba de alimentación.
FA-4	Depurador de alta presión.

corriente 4). Presenta dos corrientes de salida; una va hacia del proceso (línea de corriente 5) y la otra a un divisor (línea de corriente 6), cuya entrada proviene de un tanque de agua (H_2O) y amoníaco (NH_3) (FA-1), (línea de corriente 7). El divisor presenta dos corrientes de salida, una de ellas va hacia el depurador de alta presión (FA-4), (línea de corriente 9) y la otra otra va hacia la bomba (GA-1), (línea de corriente 8).

La bomba (GA-1), tiene una corriente de salida (línea de corriente 10) que está orientada al intercambiador de calor (EA-3). Este intercambiador de calor (EA-3) tiene otra corriente de entrada proveniente del segundo desorbedor (DA-1), (línea de corriente 11); además presenta dos corrientes de salida; una va nuevamente al hidrolizador (FA-2), (línea de corriente 12) y la otra al enfriador de agua (H_2O) (EA-4), (línea de corriente 13). El enfriador de agua (H_2O) (EA-4), tiene una corriente de salida (línea de corriente 14) que va al desagüe.

El hidrolizador (FA-2), tiene dos corrientes de entrada; una proveniente del intercambiador de calor (EA-3), (línea de corriente 12), la otra proveniente del segundo desorbedor (DA-1), (línea de corriente 15) y, dos corrientes de salida; una de ellas va al condensador de reflujo (EA-1), (línea de corriente 16) y, la otra a la bomba (GA-3), (línea de corriente 17) que a su vez tiene una corriente de salida al intercambiador de calor (EA-5), (línea de corriente 18).

El condensador de reflujo (EA-1), tiene tres corrientes de entrada; una proveniente del agua (H_2O) de enfriamiento (línea de corriente 19), la otra es la (línea de corriente 20) y, la otra es la que proviene del hidrolizador (FA-2), (línea de corriente 16).

El intercambiador de calor del hidrolizador (EA-5), presenta dos corrientes de salida; una va al segundo desorbedor (DA-1), (línea de corriente 22) y la otra al separador-desorbedor (FA-3) (línea de corriente 23).

El segundo desorbedor (DA-1), tiene dos corrientes de entrada; una que es de vapor (línea de corriente 24), la otra proviene del intercambiador de calor (EA-5), (línea de corriente 22), además presenta dos corrientes de salida una va al intercambiador de calor (EA-3), (línea de corriente 11) y la otra va al hidrolizador (FA-2), (línea de corriente 15).

El hidrolizador removedor UTI and Vistron (Referencia 98: pág. 1; Referencia 100: pág. 1; Referencia 104: pág. 1; Referencia 109: pág. 1; Referencia 110: pág. 1; Referencia 111: pág. 1; Referencia 112: pág. 1), (figura 2.2) CONSISTE DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACION-AGOTAMIENTO, EN LA CUAL LA UREA ($H_2N-CO-NH_2$) ES HIDROLIZADA Y, EL AMONIACO (NH_3) ES REMOVIDO SIMULTANEAMENTE POR VAPOR, GAS BIOXIDO DE CARBONO (CO_2) Y, AIRE. El aire también tiene la función de prevenir la corrosión a la torre que es de acero inoxidable 316. Este sistema reporta una reducción de amoníaco (NH_3) y de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 5 y 10 ppm (aún menor a las 200 ppm requeridas). Las plantas con capacidad desde 100 hasta 200 toneladas diarias de urea ($H_2N-CO-NH_2$) son tratadas utilizando este procedimiento.

Analizando el esquema (figura 2.2) se ve que la alimentación de la torre consiste de una corriente de agua (H_2O) con amoníaco (NH_3) y bióxido de carbono (CO_2), además de urea ($H_2N-CO-NH_2$). Esta corriente entra a una temperatura de $48.88\text{ }^\circ\text{C}$ y a una presión de 11.2006 atm (línea de corriente 10). ésta línea continúa con la (línea de corriente 12) para entrar al domo de la torre. Del domo de la torre sale la (línea de corriente 25) que lleva principalmente gases: bióxido de carbono (CO_2), amoníaco (NH_3), *aire* y trazas de agua (H_2O), la corriente llega a una válvula de alivio con la que se controla la presión a 11.2006 atm ; de esta línea la corriente pasa al proceso.

La (línea de corriente 10) se continúa a la (línea de corriente 10'), en ese momento la temperatura de la solución aumenta de $48.88\text{ }^\circ\text{C}$ a $160\text{ }^\circ\text{C}$, pasando por un intercambiador de calor (línea de corriente 14) que se continúa con la (línea de corriente 21, ésta a su vez entra en la columna a la altura de la (línea de corriente 22) donde se mantienen las condiciones de operación. A la altura de la línea de corriente 18 aumenta la temperatura a $187.77\text{ }^\circ\text{C}$ y la presión se mantiene en 11.2003 atm . Entre las (líneas de corriente 18 y 31), la presión varía entre 11.2003 atm y 27.2183 atm . En la (línea de corriente 27) se señala líquido condensado (H_2O) y, por la (línea de corriente 26) que se continúa con la (línea de corriente 27) entra vapor; por la (línea de corriente 28) que se continúa con la (línea de corriente 29) entra bióxido de carbono (CO_2) y, por la (línea de corriente 30) que se continúa con la línea de corriente 31) entra *aire*. Por la parte de los fondos sale la (línea de corriente 16) donde sale el agua (H_2O) a $66\text{ }^\circ\text{C}$, esta línea de corriente se continúa con la (línea de corriente 19) para llegar a una válvula de alivio, cuya corriente de salida es la (línea de corriente 20) que finalmente saca el agua (H_2O) con una concentración mínima de urea ($H_2N-CO-NH_2$), alrededor de 20 ppm .

Comparando: el Sistema Stamicarbon tiene más equipo para limpiar corrientes de agua (H_2O) que el Sistema UTI, por ello se eligió el Proceso UTI; ya que entre menos equipo haya, el proceso resulta más económico.

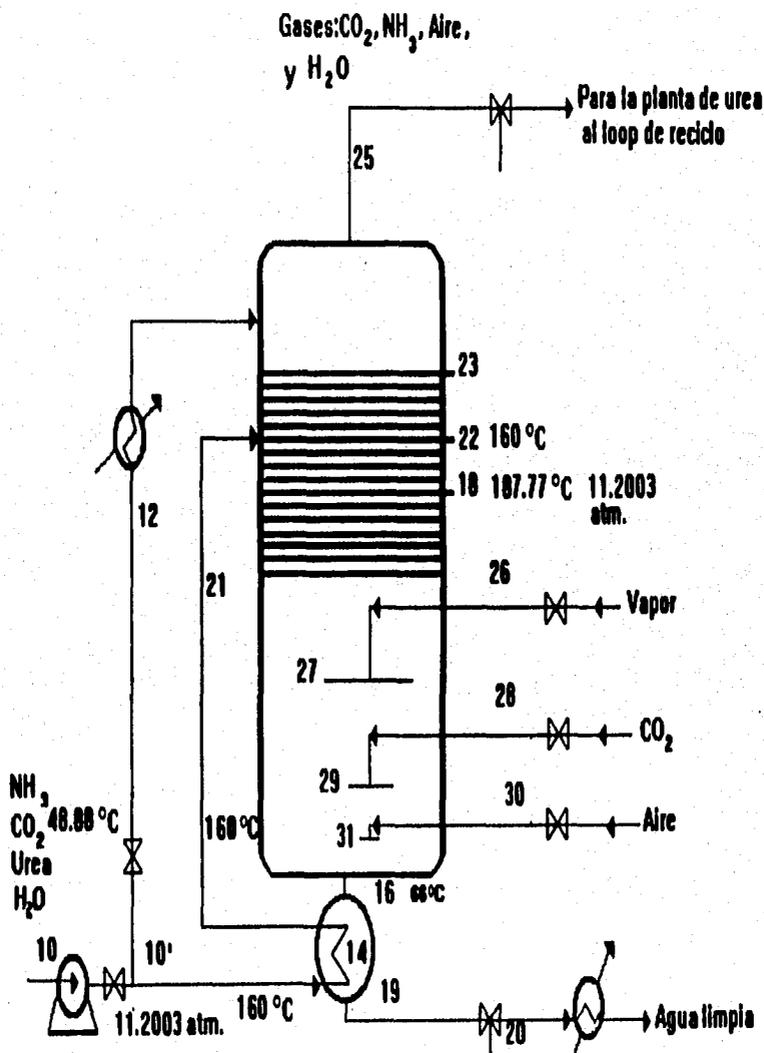


FIGURA 2.2.- TRATAMIENTO DE CORRIENTES DE AGUA EN PLANTAS DE PRODUCCION DE UREA POR EL SISTEMA UTI.
(Referencia 110: pág. 1).

El objetivo principal del presente trabajo es quitarle la urea ($H_2N-CO-NH_2$) al (H_2O) de una disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de de 15 000 ppm (15 000 mg/L) y, para ello se ve en esta alternativa la influencia de los siguientes adsorbentes: alúmina (Al_2O_3), arena (materia mineral pulverulenta cuyos granos provienen de la desagregación de las rocas silíceas y calizas), arcilla (mezcla de sustancias producida por la descomposición de rocas silíceas que contienen feldespato ($KAlSi_3O_8$), bentonita (arcilla *esméctica*), carbón (C) activado, kielselgel (adsorbente para *cromatografía*), sílica gel (agente desecante) y zeolita (materiales sintéticos, porosos). Acerca de ellos se da en éste capítulo una descripción general de los mismos, así como de sus aplicaciones, empezando por definir lo que es adsorción.

3.1.- ADSORCION.

Las operaciones de adsorción explotan la capacidad especial de ciertos sólidos para hacer que sustancias específicas de una disolución se concentren en la superficie de la misma. De ésta forma, pueden separarse unos de otros los componentes de disoluciones gaseosas o líquidas. En el campo de las separaciones gaseosas, la adsorción se utiliza para deshumidificar *aire* y otros gases, para eliminar olores e impurezas desagradables de gases industriales como bióxido de carbono (CO_2), para recuperar vapores valiosos de disolvente a partir de mezclas diluidas con *aire* y otros gases y, para fraccionar mezclas de gases de hidrocarburos que contienen sustancias como metano (CH_4), etileno ($H_2C=CH_2$), etano (H_3C-CH_3), propileno ($H_3C-CH=CH_2$), y propano ($H_3C-CH_2-CH_3$).

Las separaciones típicas de líquidos incluyen la eliminación de humedad disuelta en *gasolina*, decoloración de productos de *petróleo* y disoluciones acuosas de *azúcar*, eliminación de sabor y olor desagradables del agua (H_2O) y, el fraccionamiento de mezclas de hidrocarburos aromáticos y parafínicos.

Todas éstas operaciones son similares en que la mezcla por separar se pone en contacto con otra fase insoluble, el sólido adsorbente y, en que la distinta distribución de los componentes originales entre la fase adsorbida en la superficie sólida y el fluido permite que se lleve a cabo una separación.

Se tienen separaciones por lotes en una sola etapa, separaciones continuas en varias etapas y, separaciones análogas a la absorción y desorción a contracorriente en el campo del contacto gas-líquido y a la rectificación y extracción mediante refujo.

Se debe distinguir entre dos tipos de fenómenos de adsorción: físicos y químicos.

La adsorción física (conocida también como fisisorción) o adsorción de Van der Waals, fenómeno fácilmente reversible, es el resultado de las fuerzas intermoleculares de atracción entre las moléculas del sólido y la sustancia adsorbida. La sustancia adsorbida no penetra

CAPITULO TRES

ADSORBENTES

dentro de la red cristalina ni se disuelve en ella, sino que permanece totalmente sobre la superficie. Sin embargo, si el sólido es muy poroso y contiene muchos pequeños capilares, la sustancia adsorbida penetrará en estos intersticios si es que la sustancia humedece al sólido. La presión de vapor en el equilibrio de una superficie líquida, cóncava y de radio de curvatura muy pequeño, es menor que la presión de una gran superficie plana; la extensión de la adsorción aumenta por consecuencia (Referencia 2: pág. 45; Referencia 34: pág. 160; Referencia 41: pág. 622; Referencia 59: pág. 17-1; Referencia 70: pág. 16-5).

La Quemisorción o adsorción activada es el resultado de la interacción química entre el sólido y la sustancia adsorbida. La fuerza de unión química puede variar considerablemente y puede ser que no se formen compuestos químicos en el sentido usual; pero la fuerza de adhesión es generalmente mucho mayor que la observada en la adsorción física. El calor liberado durante la quemisorción es comunmente grande, es parecido al calor de una reacción química. El proceso frecuentemente es irreversible; en la adsorción, de ordinario se descubre que la sustancia original ha sufrido un cambio químico. La misma sustancia, que en condiciones de baja temperatura, sufrira esencialmente sólo la adsorción física sobre un sólido, algunas veces exhibe quemisorción a temperaturas más elevadas; además, los dos fenómenos pueden ocurrir al mismo tiempo (Referencia 70: pág. 16-5; Referencia 83: pág. 626). La quemisorción es de particular importancia en la catálisis, pero no se va a considerar aquí.

3.2.- NATURALEZA DE LOS ADSORBENTES.

Los sólidos adsorbentes por lo general se utilizan en forma granular; varían de tamaño: desde aproximadamente 12 mm hasta granos tan pequeños de 50A. Los sólidos deben de poseer ciertas propiedades relativas, según la aplicación que se les vaya a dar. Si se utilizan en un lecho fijo a través del cual va a fluir un líquido o un gas, por ejemplo, no deben ofrecer una caída de presión de flujo muy grande, ni deben ser arrastrados con facilidad por la corriente que fluyen. Deben tener adecuada consistencia para que no se reduzca su tamaño al ser manejados o para que no se rompan al soportar su propio peso en lechos del espesor requerido. Si se van a sacar y meter con frecuencia de los recipientes que los contienen, deben fluir libremente (Referencia 41: pág. 622; Referencia 70: pág. 16-8; Referencia 83: pág. 626).

La adsorción es un fenómeno muy general; incluso los sólidos comunes adsorben gases y vapores, cuando menos a cierto grado, sin embargo, sólo ciertos sólidos exhiben la suficiente especificidad y capacidad de adsorción para ser útiles como adsorbentes industriales, influyen además su método de fabricación y sus antecedentes de adsorción y desorción. Parece esencial una gran superficie por unidad de peso para todos los adsorbentes útiles. En particular, en el caso de adsorción de gases, la superficie significativa no es la superficie total de las partículas granulares que generalmente se utilizan, sino la superficie mucho mayor de los poros internos de las partículas. Los poros generalmente son muy pequeños, algunas veces de unos cuantos diámetros moleculares de ancho, pero su gran número proporciona una enorme superficie para la adsorción (Referencia 2: pág. 45; Referencia 83: pág. 626).

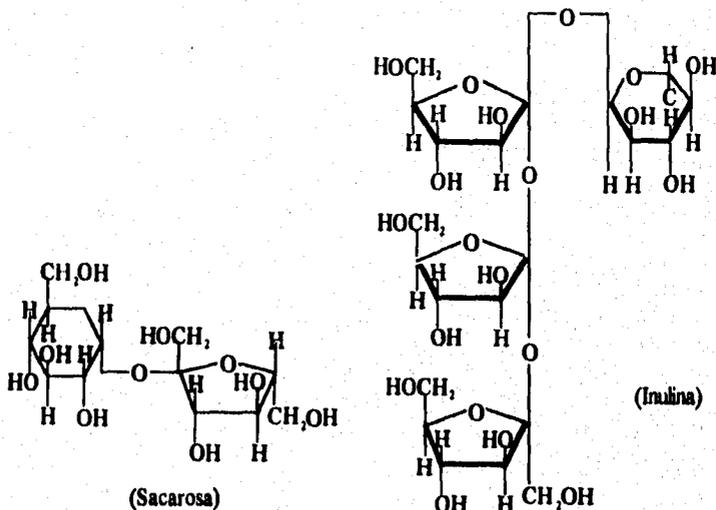
La adsorción es un fenómeno que depende mucho del *área superficial* y del *volumen de los poros* del material adsorbente. El *área superficial* limita la cantidad de material que puede ser adsorbido y la estructura del poro limita el tamaño de las moléculas que pueden ser adsorbidas (Referencia 34: pág. 160). En la tabla 3.1 se presentan valores de *área superficial* y de *volumen de poros* de algunos adsorbentes en orden decreciente de poder adsorbente.

TABLA 3.1.- AREA SUPERFICIAL Y, VOLUMEN DE POROS PARA ALGUNOS ADSORBENTES.

Adsorbente	Área superficial (m ² /g)	Volumen de poros (cm ³ /g)
Carbones (C) activados	500-1500	0.6-0.8
Geles de sílice (SiO ₂)	200-600	0.4
Alúmina (Al ₂ O ₃) para cracking	200-500	0.2-0.7
Arcilla activada	150-225	0.4-0.52
Alúmina (Al ₂ O ₃) activada	175	0.39
Celita (Kieselguhr)	4.2	1.1
(NH ₃), Fe	-----	0.12
Piedra pómez	0.38	
Cobre (Cu) fundido	0.23	

(Referencia 78: pág. 333).

De acuerdo con esta tabla puede observarse como a mayor *área superficial* y *volumen de poros*, es mayor el poder adsorbente. Los adsorbentes considerados como muy activos son: carbón (C) activado, alúmina (Al₂O₃) con un mínimo de contenido de agua (H₂O) y las arcillas (mezcla de sustancias producida por la descomposición de rocas silíceas que contienen feldespato: KAlSi₃O₈). Los adsorbentes considerados como medianamente activos son: la *gel* de sílice (*gel* precipitado por tratamiento ácido de una disolución de silicato de sodio: Na₂SiO), el fosfato de calcio (CaPO₄), la magnesia (MgCO₃) y la cal apagada Ca(OH)₂. Los adsorbentes considerados como débiles son la sacarosa (C₁₀H₂₂O₁₀), la inulina (es un hidrato de carbono, que pertenece al grupo de los polisacáridos y al subgrupo de las hexosanas) (Referencia 41: pág. 770), el almidón (constituido de moléculas de glucosa) y el talco: H₂Mg₃(SiO₃)₄.



3.2.1.- ALUMINA.

La alúmina conocida como alúmina activada, es el óxido de aluminio (Al_2O_3) puro y tan poroso que adsorbe grandes volúmenes de gas.

Se manejan dos tipos de alúmina, una es la alúmina anhidra (Al_2O_3) y la otra es la alúmina hidratada $Al(OH)_3$.

La alúmina anhidra (Al_2O_3) es un polvo blanco insoluble en el agua (H_2O) que funde a $2\ 050\ ^\circ C$. Cuando cristaliza tiene una densidad de $4g/cm^3$ y una dureza apenas inferior a la del diamante, si es pura los cristales son transparentes y constituyen el corindón (mineral que después del diamante es el más duro). Si contiene impurezas en forma de óxidos metálicos, éstos le confieren color constituyendo así una gran variedad de piedras preciosas, rubí (rojo), zafiro (azul), topacio (amarillo), amatista (violeta), esmeralda (verde). Cuando contiene magnetita (Fe_3O_4) u óxidos de hierro (Fe) es negra y se utiliza como *abrasivo*. Si a la alúmina anhidra (Al_2O_3) fundida, se le agregan colorantes se obtienen las piedras preciosas sintéticas (Referencia 29: pág. 60, Referencia 70: pág. 16-10). La alúmina anhidra (Al_2O_3) representa un papel importante en la industria metalúrgica, pues con ella se fabrica el aluminio (Al).

La alúmina hidratada o hidróxido de aluminio $Al(OH)_3$, se halla en la naturaleza, formando los cristales hexagonales pequeños de hidrargilita, constituye la diáspora (alúmina de color gris que se pulveriza con el calor), también se encuentra mezclada con óxido de hierro

(Fe_2O_3), en ocasiones con titanio (Ti) formando la bauxita ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). En los laboratorios se obtiene alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ mezclando amoníaco (NH_3) con una disolución de *alumbre*: $\text{K}_2\text{SO}_4 \cdot \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 24\text{H}_2\text{O}$, éste retiene pequeñas cantidades de sales alcalinas que posteriormente se quitan con ácido clorhídrico (HCl) y amoníaco (NH_3). También se obtiene alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ partiendo del aluminato de sodio (NaAl_2O) procedente de la descomposición de la criolita (Na_3AlF_6) (Referencia 35: pág. 1029).

La alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ precipitada en frío es transparente y gelatinosa, mientras que la obtenida a la temperatura de ebullición forma un precipitado blanco y opaco.

Cuando estos precipitados se secan a la temperatura ordinaria, lo mismo el uno que el otro dan una masa amorfa, dura y cornea que se pulveriza convirtiéndose entonces en polvo blanco. La alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ precipitada con amoníaco (NH_3) y secada al *aire* tiene la composición $\text{Al}(\text{OH})_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$. Cuando se seca con ácido sulfúrico (H_2SO_4) a la temperatura de 100°C tiene la composición $\text{Al}(\text{OH})_3$. Calentándola a una temperatura superior, de 130°C va perdiendo agua (H_2O) y a 300°C queda un compuesto cuya fórmula es $\text{Al}_2\text{O}_3(\text{OH})_2 = \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}$.

Calentándola al rojo se descompone en agua (H_2O) y óxido aluminico ($\text{Al}_2\text{O}_3 = \text{Al}_2\text{O}_3 + 3\text{H}_2\text{O}$). Si se deja una disolución de alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ en disolución de sosa (NaOH) expuesta al *aire*, va absorbiendo lentamente el anhídrido carbónico (CO_2) y se precipita la alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ en forma de cristales semejantes a los de la hidrargilita. La alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ es insoluble en agua (H_2O), los carbonatos alcalinos de sodio y potasio (Na_2CO_3 y K_2CO_3) la disuelven. (Referencia 35: pág. 1029).

La alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ recién precipitada tiene la propiedad de precipitar sustancias orgánicas, sobre todo materias colorantes de sus disoluciones en forma de combinaciones insolubles, lacas coloreadas, vidrio opal, piedras artificiales.

El empleo de la alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$ es como *mordiente*.

Tanto la alúmina anhidra (Al_2O_3), como la alúmina hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$, se activan por calentamiento para eliminar la humedad ($T = 400^\circ\text{C}$). El producto poroso se puede conseguir como gránulos o polvos; se utiliza principalmente como desecante de gases y líquidos (Referencia 70: pág. 16-10; Referencia 83: pág. 627).

3.2.2.- ARENA.

Se le dá el nombre de arena a la materia mineral pulverulenta cuyos granos provienen

de la desagregación de las rocas silíceas y calizas, por extensión también se dá éste nombre a las limaduras de los metales y partículas finas de otros cuerpos sólidos: arena de acero, arena de vidrio etc. (Referencia 29: pág. 94; Referencia 34: pág. 177, 234; Referencia 41: pág. 460).

La arena forma depósitos sedimentarios, de los cuales existen enormes bancos en los que fueron lechos de antiguos ríos y mares. Su color y su granulometría son índices seguros de sus orígenes y de como se han desagregado las rocas.

3.2.3.- ARCILLA.

El término "arcilla" se aplica a una mezcla de sustancias producida por la descomposición de rocas silíceas que contienen feldespato ($KAlSi_3O_8$) (Referencia 53: pág. 31). Por la acción del agua (H_2O) y del bióxido de carbono (CO_2) se va eliminando lentamente el potasio (K) con una parte de la sílice (SiO_2), y se forma un silicato de aluminio $Al_2(SiO_3)_3$ hidratado. Cuando la roca que sufre esta descomposición es feldespato ($KAlSi_3O_8$) puro, el resultado es un mineral blanco plástico, llamado caolín o arcilla de China $Al_2(SiO_4)_2H_2O$. La arcilla puede quedar en el lugar de formación o ser arrastrada por corrientes de agua (H_2O) y depositada en sitios distintos (Referencia 41: pág. 438).

La arcilla suele formar sedimentos de colores diferentes, la más pura es blanca, pero las más abundantes son grises, amarillas y anaranjadas. Es un mineral que generalmente abunda en todas partes y cuyos yacimientos suelen beneficiarse a cielo abierto con máquinas modernas de alto rendimiento. Los fondos submarinos de más de 4 500 m se hallan cubiertos con una capa de arcilla roja, silicato de alúmina $Al_2(SiO_3)_3$ constituido por sedimentos arrastrados por los ríos y el viento y por disolución de finísimos detritos de animales calcáreos. La superficie total de los fondos arcillosos es mayor que la de todos los continentes reunidos (Referencia 29: pág. 92).

Considerando su cocción se clasifican en arcillas refractarias o infusibles y arcillas vitrificables o fusibles (Referencia 29: pág. 92; Referencia 53: pág. 34; Referencia 81: pág. 175).

Las arcillas refractarias o infusibles contienen pocos óxidos metálicos y álcalis y pueden resistir a temperaturas elevadas sin desagregarse por, cuya razón se usan en la construcción de hornos, crisoles, estufas y otras similares. Este grupo comprende, además, las que se usan para fabricar losa fina y los caolines (Referencia 60: pág. 23).

Con el nombre de arcillas fusibles ó vitrificables se designan las que por contener grandes proporciones de álcalis y de óxidos ferrosos se vitrifican a las temperaturas comprendidas entre 1 000 y 1 300 °C. Por lo demás una arcilla refractaria o infusible se transforma en arcilla vitrificable o fusible si se le agrega un fundente feldespático, las arcillas calizas, ricas en carbonato de cal ($CaO \cdot Al_2O_3 \cdot 6SiO_2 \cdot CO_2$) son las menos refractarias o infusibles y se cuecen entre 800 °C y 1 300 °C.

Ciertas arcillas ricas en alúmina (Al_2O_3) pueden explotarse para producir aluminio (Al), pero en estado actual de la técnica esta operación no es rentable.

3.2.4.- BENTONITA.

Es una arcilla esméctica. No muestra ningún poder de adsorción hasta que se activa mediante el tratamiento con ácido sulfúrico (H_2SO_4) o clorhídrico (HCl). Después de éste tratamiento, la arcilla se lava, se seca y se reduce a un polvo fino. Es particularmente útil para decolorar productos del petróleo; generalmente se descarta después de una sola aplicación (Referencia 83: pág. 628).

3.2.5.- CARBÓN ACTIVADO.

El carbón (C) activado cobró importancia por primera vez debido a su aplicación como adsorbente en las máscaras antiguas usadas, durante la Primera Guerra Mundial. Sin embargo, el conocimiento de que el carbón (C) producido por la descomposición de la madera puede eliminar materia colorante de las soluciones, data del siglo XV. La primera aplicación comercial de ésta propiedad no obstante, se realizó hasta 1734, cuando se emplearon carbón (C) de leña en una refinería británica de azúcar.

Alrededor de 1812, Figuer descubrió el carbón (C) animal. Los carbones (C) activados se pueden dividir en dos clases principales: los que se aprovechan para la adsorción de gases y vapores, para los que generalmente se emplea material granulado, y los que se utilizan para la purificación de líquidos, para lo cual es necesario un material en polvo (Referencia 34: pág. 160).

No existe un carbón (C) activado especial que sea efectivo para todos los propósitos. Como decolorante, el carbón (C) activado con su gran *área superficial* y su *volumen de poros*, es cientos de veces más efectivo que el carbón (C) de madera y, cuando menos cuarenta veces más que el carbón (C) animal. El *área superficial* específica va desde 300 hasta 2 500 m^2/g . La cantidad de material adsorbido por el carbón (C) activado es sorprendentemente grande llega con frecuencia a partir de un cuarto hasta un peso igual al de vapores como el de la *gasolina*, benceno (C_6H_6) y tetracloruro de carbono (CCl_4).

El mayor empleo del carbón (C) activado se encuentra en la purificación de disoluciones, como las aplicadas en la limpieza de la caña, de la remolacha y del azúcar de maíz, así como para la eliminación de los sabores y olores de las aguas para abastecimiento, de las *grasas vegetales*, animales y de los *aceites* y bebidas alcohólicas, productos químicos y

farmacéuticos (Referencia 2: pág. 45; Referencia 3: pág. 36; Referencia 7: pág. 41; Referencia 14: pág. 40; Referencia 17: pág. 231; Referencia 19: pág. 10).

El tipo de carbón activado (C) adsorbente de vapor se usó primeramente en las máscaras de gas debido a su habilidad para adsorber ciertos gases venenosos, y ahora se emplea mucho en máscaras de gas tanto militares como industriales. El carbón (C) activado se emplea en los sistemas de acondicionamiento de *aire* para controlar los olores de los grandes restaurantes, de los auditorios y salas de aeropuertos. Un campo importante de aplicación está en la recuperación industrial y el control de vapores, la recuperación de estos vapores comprenden millones de kilogramos por año, con un valor recuperado de varios cientos de millones de dólares. El carbón (C) activado es capaz de adsorber prácticamente cualquier disolvente a más o menos 35 °C, y de liberarlos cuando se le calienta a 120 °C o más, para la recuperación del disolvente. Una de sus mayores aplicaciones está en la caja de control de emisiones de vapor de *gasolina* de los automóviles. Se usan grados especialmente impregnados en los filtros de los cigarrillos. El carbón (C) activado ya puede fabricarse por *extrusión*, forma que en la adsorción de vapores presenta sólo cerca de la mitad de resistencia al *aire* de la que presentaban los polvos granulados heterogéneos más antiguos. La caída de presión a través del carbón (C), ya sea peletizado o bien granular, depende, sobre todo del tamaño promedio de la partícula, el material peletizado asegura un empaque homogéneo y por lo tanto, una distribución más uniforme del flujo de *aire*.

Muchos materiales carbonáceos, como el coque de petróleo, el aserrín, el lignito, la turba, la madera, el carbón de madera, las cáscaras de nuez y los huesos de la fruta, pueden utilizarse en la manufactura del carbón (C) activado, pero las propiedades del producto terminado están gobernadas no sólo por la materia prima sino por el método de activación que se aplica (Referencia 13: pág. 44; Referencia 39: pág. 162). Los carbonos (C) activados para decoloración, por lo general se emplean en forma de polvos. El aserrín y el lignito se producen a partir de cáscaras de coco, huesos de frutas, o carbón (C) y carbón (C) de madera aglomerados.

La activación consiste en un cambio físico por el cual la superficie del carbón (C) es tremendamente aumentada por la eliminación de hidrocarburos. Existen varios métodos idóneos para ésta activación. El más comunmente empleado consiste en el tratamiento del material carbonáceo con gases oxidantes, como es el *aire*, el vapor o el bióxido de carbono (CO₂), y la carbonización de la materia prima en presencia de agentes químicos como es el cloruro de zinc (ZnCl) o el ácido fosfórico (H₃PO₄). Esencialmente, todos los carbonos (C) activados que se producen, en E.U.A están hechos por el método de activación química todavía se practica mucho en los países europeos y en otros. Amoco ha desarrollado un carbón (C) activado y pulverizado carbón (C) superactivo que tiene áreas superficiales entre 200 y 400 veces, más grandes que las de los grados comunes (Referencia 14: pág. 40; Referencia 59: pág. 17-4).

La activación por oxidación gaseosa emplea un material que ha sido carbonizado a una temperatura lo suficientemente alta para eliminar la mayor parte de los constituyentes volátiles, pero no tan alta como para descomponer los gases desprendidos. El material carbonizado se

sujeta a la acción del gas oxidante, que a menudo es vapor o bióxido de carbono (CO_2), en un horno o en una retorta a 800°C ó 900°C . Las condiciones son controladas para permitir la eliminación de prácticamente todos los hidrocarburos adsorbidos y algo de carbón (C), con el objeto de aumentar el *área superficial*. El empleo de agentes impregnantes químicos determina que la carbonización proceda bajo condiciones que impiden el depósito de hidrocarburos sobre la superficie del carbón (C). La materia prima que se utiliza, es por lo general, aserrín o turba, la cual se mezcla con el agente químico, se seca, y carboniza a temperaturas del orden de 850°C .

Cuando se ha completado la carbonización, se elimina el residuo del agente impregnante por *lixiviación* con agua (H_2O).

Después de que el carbón (C) activado ha quedado saturado con un vapor o con un color adsorbido, el vapor puede condensarse y recuperarse, o la coloración se puede destruir y el carbón (C) queda listo para ser utilizado otra vez. En el ejemplo más antiguo de este proceso se emplea el carbón (C) decolorante conocido desde hace mucho tiempo como carbón animal a negro de hueso. Este proceso consiste en aproximadamente 10 % de carbón (C) depositado en un esqueleto de fosfato tricálcico (Ca_3PO_4) y se elabora mediante la carbonización de huesos sin grasa, en retortas cerradas entre 750 y 950°C . En un nuevo proceso para regenerar el carbón (C) activado, la suspensión atomizada implica el hacer una lechada del carbón (C) gastado pulverizado, con agua (H_2O), la cual se atomiza en una cámara libre de oxígeno (O_2), calentada por arriba de 650°C para *pirolizar* los contaminantes adsorbidos.

3.2.6.- SILICE.

La sílice es un mineral cuya fórmula es SiO_2 , contenido por numerosos minerales, que resulta de la combinación del silicio (Si) con el oxígeno (O_2). La sílice (SiO_2) impura constituye toda una familia de minerales, entre los cuales destacan distintas variedades de cuarzo o cristal de roca: calcedonia, sílex, ópalo, etc. Algunos de estos minerales son piedras preciosas, ricamente coloreadas por la presencia de óxidos metálicos; otros dan piedras de construcción; las arenas silíceas entran en la composición de lozas y porcelanas, vidrios y cristales, etc. (Referencia 29: pág. 935; Referencia 34: pág. 175; Referencia 78: pág. 30).

La sílice (SiO_2) en un anhídrido de ácido caracterizado por su gran estabilidad que puede adoptar varias formas cristalinas:

- 1.-Cristal de roca o cuarzo, la forma más común que cristaliza en prismas hexagonales reinatados por pirámides con simetría romboédrica y cuya densidad es de 2.65.

- 2.-El cuarzo que resulta de calentar el anterior a 575 °C tiene simetría hexagonal y es algo más ligero de 2.54.
- 3.-La tridimita, que se forma a la temperatura de 870 °C, pertenece al sistema hexagonal y es aún más ligera (densidad = 2.30).
- 4.-La cristobalita perteneciente al sistema cuadrático cuya densidad es de 2.35, se forma a 1 475 °C y es estable hasta su temperatura de fusión (1 715 °C).

Además de las referidas variedades que se hallan en la naturaleza en estado cristalino y amorfo, se obtienen otras artificialmente: el vidrio de sílice (SiO_2) y los gels de sílice (SiO_2), los últimos resultan de la acción de un ácido sobre una disolución de silicato alcalino o de la descomposición de cloruro o fluoruro de silicio (SiCl_4 , SiF_4) por el agua (H_2O). Si se deshidrata un gel por el calor (200 °C), da un polvo blanco amorfo dotado de propiedades adsorbentes y empleado para recuperar disolventes volátiles, desulfurar productos petrolíferos, efectuar análisis de cromatografía etc. La sílice (SiO_2) no es disociable por el calor y es tan difícil reducirla como disolverla en ácidos. Sólo el fluor (F) la descompone en frío (por eso graba el vidrio atacándolo con ácido fluorhídrico:HF). El carbono (C) permite descomponerla en el horno eléctrico, con producción de óxido de carbono (CO) y de carburo de sílice (SiC) (Referencia 41: pág. 465; Referencia 70: pág. 16-10).

La sílice (SiO_2) se combina a elevada temperatura con los óxidos metálicos para dar silicatos (Referencia 51: pág. 12; Referencia 53: pág. 26). También se obtienen silicatos por la reacción de la sílice (SiO_2) sobre los carbonatos, sulfatos, fosfatos, etc. Los silicatos naturales constituyen la mayor parte de la corteza terrestre. La mezcla de silicatos dá frecuentemente lugar a fenómenos de sobrefusión en los cuales se funda en particular, la industria del vidrio.

3.2.6.A.- SILICA GEL.

Es un producto muy duro, granular muy poroso, se prepara a partir de gel precipitado por tratamiento ácido de una disolución de silicato de sodio (Na_2SiO_3). Su contenido de humedad antes de utilizarse varía del 4 al 7 % más o menos; se utiliza principalmente para la deshidratación del aire y otros gases, en máscaras de gases y para el fraccionamiento de hidrocarburos. Para volverse a utilizar, se puede reactivar por evaporación de la materia adsorbida: T= 200 °C (Referencia 83: pág. 629).

3.2.7.- ZEOLITAS.

Las zeolitas conocidas también como mallas moleculares son cristales de materiales sintéticos, porosos, y aluminosilicatos metálicos. Las "jaulas" de las celdas cristalinas pueden atrapar materia adsorbida; el diámetro de las partículas, controlado por la composición del cristal, regula el tamaño de las moléculas que pueden entrar o ser excluidas. Por lo tanto las mallas pueden separar de acuerdo con el tamaño molecular y, también por adsorción de acuerdo con la polaridad molecular y el grado de insaturación. Se pueden conseguir industrialmente unos nueve tipos cuyos diámetros nominales de poro van de 3 a 10 Å; Estos tipos tienen forma de lentejas, perlas y polvos. Se utilizan para la deshidratación de gases y líquidos, la separación de mezclas de hidrocarburos gaseosos y líquidos y para gran variedad de procesos. Se regeneran por calentamiento o *elución* (Referencia 41: pág. 312; Referencia 70: pág. 19-45; Referencia 83: pág. 629).

CAPITULO CUATRO
OXIDANTES

Ya que el objetivo principal de este trabajo es eliminar urea ($H_2N-CO-NH_2$) de agua (H_2O) de una concentración de 15 000 ppm (15 000 mg/L), a continuación en este capítulo se describen los oxidantes que se manejaron: el hipoclorito de sodio ($NaOCl$) y el hipoclorito de calcio $Ca(OCl)_2$, empezando por definir lo que es la oxidación y el número de oxidación.

4.1.- OXIDACION.

La unión de una sustancia con oxígeno (O_2) se llama corrientemente oxidación, cuando el proceso es lento y el calor desarrollado durante el mismo se disipa sin aumentar la temperatura. Cuando la oxidación es rápida, acompañada por desprendimiento de calor y luz, el proceso se llama combustión (Referencia 41: pág. 89).

Considerando la estructura electrónica de los átomos, la oxidación puede interpretarse como la pérdida de electrones (Referencia 56: pág. 301; Referencia 66: pág. 301).

Algunas veces, la oxidación se define como un aumento del estado de oxidación de un elemento, que puede significar un mayor contenido de oxígeno (O_2) en un compuesto, tal como sucede en los oxiaácidos de los halógenos. En estos casos no hay evidencia de que haya tenido lugar una transferencia de electrones; los enlaces entre el oxígeno (O_2) y los halógenos son covalentes coordinados. Pero en otros, cuando hay transferencia de electrones se produce un cambio en la electrovalencia. Este cambio en la valencia así como el número de electrones transferidos intervienen al igualar las ecuaciones de oxidación-reducción en que se consideran enlaces covalentes coordinados (Referencia 41: pág. 210, Referencia 46: pág. 246), se utilizará el concepto de el número de valencia denominado también como número de oxidación o estado de oxidación.

4.1.2.- NUMERO DE OXIDACION.

El número de oxidación es la carga aparente que tiene un átomo de ese elemento en una especie química, para determinarlo se toman en cuenta las siguientes aspectos:

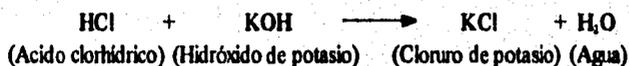
- a) Los elementos libres tienen número de oxidación igual a cero como por ejemplo en el hidrógeno molecular (H_2), el fierro (Fe), el azufre molecular (S_8) y el mercurio (Hg).
- b) Los iones monoatómicos tienen un número de oxidación igual a su carga como en el oxígeno (O_2) que es igual a -2, el manganeso (Mn) que es +2, el fluor (F) que es -1, por mencionar algunos.

c) El oxígeno (O_2), en los compuestos tiene un número de oxidación de -2, pero en los peróxidos es de -1.

d) La suma de los números de oxidación de todos los elementos de una especie química es igual a su carga (Referencia 64: pág. 247).

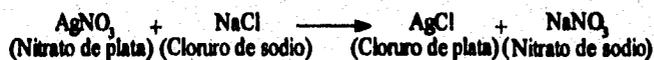
Las reacciones químicas desde el punto de vista de la Química Inorgánica se clasifican en (Referencia 63: pág. 718).

1) Reacciones ácido-base:



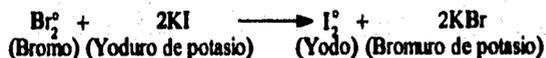
Ec. 4.1

2) Reacciones de sustitución:



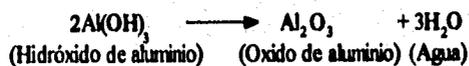
Ec. 4.2

3) Reacciones de desplazamiento:



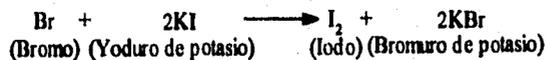
Ec. 4.3

4) Reacciones de descomposición:



Ec. 4.4

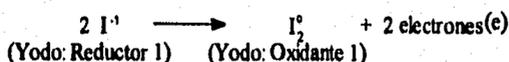
5) Reacciones de oxido-reducción



Ec. 4.5

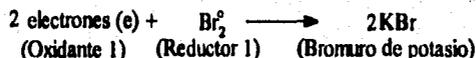
Las reacciones de interés en este capítulo son las de oxido-reducción, en ellas ocurren dos semireacciones:

5.1) La semireacción de oxidación es la que hay pérdida de electrones (e); en ella el reductor se oxida y pierde uno o más electrones (e).



Ec. 4.6

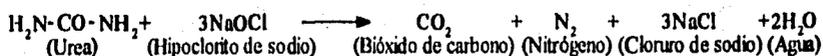
5.2) La semireacción de reducción es en la que hay ganancia de electrones (e); en ella hay ganancia de electrones (e), el oxidante se reduce y acepta uno o más electrones (e).



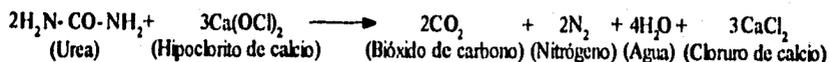
Ec. 4.7

Los oxidantes más importantes son el oxígeno (O₂), el ozono (O₃), el agua oxigenada o peróxido de hidrógeno (H₂O₂), el cloro (Cl₂) en compuestos como el hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂, el hipoclorito de sodio (NaOCl), la cloramina T: CH₃ C₆H₄ SO₂ N Cl Na · 3H₂O (sal de sodio de la N-cloro-p-tolueno-sulfonamida), y compuestos denominados cloratos, el bromo (Br) en compuestos como el bromato de potasio (KBrO₃), el Yodo (I) en compuestos como el yodato de potasio (KIO₃), los cromatos alcalinos como el dicromato de potasio (K₂Cr₂O₇), el permanganato de potasio (KMnO₄), sulfato cérico (CeSO₄), sulfato de manganeso (MnSO₄), los ácidos nítrico (HNO₃) y sulfúrico (H₂SO₄) (Referencia 30: pág. 1677, 1987, 1996, 4725, 5573, 7608, 7627, 7643, 8576; Referencia 31: págs. 161, 191-192, 207, 460, 540, 703, 705, 708, 710, 777, 893; Referencia 56: pág. 194, 294, 397, 463, 464, 401, 408, 654; Referencia 85: pág. 377).

A continuación se describen el hipoclorito de sodio (NaOCl) y el hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂, que son los que se emplearon para oxidar a la urea (H₂N-CO-NH₂) escogidos por su carácter económico y su eficacia en tratamiento de aguas.



Ec. 1.33



Ec. 4.8

4.2.- HIPOCLORITO DE SODIO.

El hipoclorito de sodio (NaOCl) se emplea como desinfectante en lecherías, cremerías, abastecimientos de agua (H₂O), en el tratamiento de aguas negras y para propósitos caseros. También se utiliza como blanqueador en lavanderías. Durante la Primera Guerra Mundial se empleaba en el tratamiento de las heridas como disolución isotónica estabilizada. Como agente blanqueador, es muy útil para el tratamiento de fibras textiles (algodón, lino, yute, rayón). Gran parte del cloro (Cl₂) que se produce es para el blanqueo de productos de celulosa, es convertido en hipoclorito de sodio (NaOCl) antes de su uso. El método más común para fabricarlo consiste en el tratamiento de una disolución de hidróxido de sodio (NaOH) con cloro (Cl₂) gaseoso.



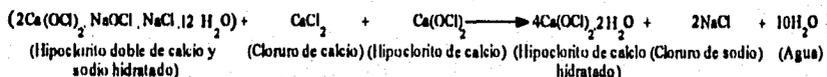
Ec. 4.9

El método que antes se empleaba mucho era la *electrólisis* de una disolución concentrada de hipoclorito de sodio (NaCl), por medio de la cual se hacía el mismo producto. Estas celdas electrolíticas no tienen ni diafragma ni membrana, y se operan con una alta densidad de corriente en una disolución casi neutra. Las celdas se fabrican especialmente para funcionar a baja temperatura y para poner la disolución de sosa cáustica (NaOH) en el cátodo, en contacto con el cloro (Cl₂) desprendido en el ánodo.

4.3.- HIPOCLORITO DE CALCIO.

El hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂ (Referencia 61: pág. 821; Referencia 70: pág. 23-25, 23-27; Referencia 113: pág. 1) puede obtenerse de varias maneras. Un método que se ha utilizado es el de la cloración de hidróxido de calcio Ca(OH)₂, como en la manufactura del polvo blanqueador, seguido por la separación del hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂ por medio del salado de la disolución de cloruro de sodio (NaCl). También se manufactura por la formación, bajo refrigeración de la sal hipoclorito doble de calcio y de sodio hidratado

(Ca(OCl)₂.NaOCl.NaCl.12H₂O), que se prepara por cloración de una mezcla de hidróxido de sodio (NaOH) y de hidróxido de calcio Ca(OH)₂. Esta se hace reaccionar con una lechada de cal clorada filtrada para eliminar la sal, y secada, lo que resulta finalmente en un producto estable que contiene entre 65 % y 70 % de hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂. La reacción final es:



Ec. 4.10

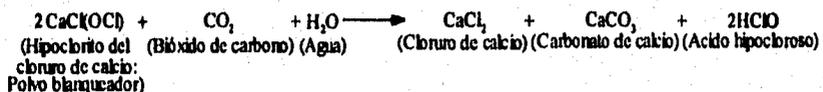
La gran ventaja del hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂ es que no se descompone con el tiempo como lo hace el polvo blanqueador. También tiene doble potencia como el polvo blanqueador ordinario y no es higroscópico.

Una cantidad decreciente de toneladas de gas cloro (Cl₂) se destina a la producción de polvos blanqueadores, sobre todo debido a su inestabilidad y a la gran proporción de material inerte. La reacción por medio de la cual se hace el polvo blanqueador, es:



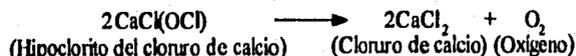
Ec.4.11

Esta reacción se lleva a cabo por debajo de 50 °C. Cuando se le deja expuesto al aire, el hipoclorito del cloruro de calcio CaCl(OCl): polvo blanqueador, absorbe bióxido de carbono (CO₂), liberando ácido hipocloroso (HOCl).



Ec. 4.12

Sin embargo, sólo con estar estacionado el hipoclorito del cloruro de calcio CaCl(OCl):polvo blanqueador, tiene lugar la siguiente descomposición:



Ec. 4.13

Cuando se disuelve el hipoclorito del cloruro de calcio $\text{CaCl}(\text{OCl})$: polvo blanqueador, en agua (H_2O), la reacción produce cloruro de calcio (CaCl_2) ionizado e hipoclorito (OCl^-).



Ec. 4.14

El ión OCl^- (hipoclorito) se descompone liberando oxígeno (O_2). En general, el polvo blanqueador es un agente oxidante. No obstante, su actividad se mide en términos de lo que se conoce como cloro (Cl_2) disponible, que es, por definición, el peso de cloro (Cl_2) que ejercería la misma acción que el compuesto de cloro (Cl_2) gaseoso (Referencia 34: pág. 284).

CAPITULO CINCO
PARTE EXPERIMENTAL

5.1.- HIPOTESIS DE TRABAJO.

Este trabajo se abordó haciendo la suposición de que la urea ($H_2N-CO-NH_2$) puede ser disminuída y/o eliminada mediante procesos de reacción y de separación física. Las reacciones que se consideraron fueron la de la *hidrólisis* de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) (Ec. 1.30), (Capítulo 1, Sección 1.5.1, pág. 25) y la de oxidación de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) (Ecs. 1.32-1.34), (Capítulo 1, Sección 1.5.1, pág. 26), la separación física considerada fué la de adsorción (Capítulo 3), todo ello manejando las variables que a continuación se presentan.

Ia-Hidrólisis de la urea ($H_2N-CO-NH_2$): tiempo de reacción, temperatura de reacción, tipo de catalizadores, concentración de catalizadores.

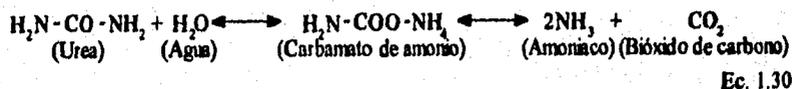
Ib-Adsorción de la urea ($H_2N-CO-NH_2$): tiempo de contacto, temperatura del proceso, relación de adsorbente/adsorbato, tipo de adsorbente.

Ic-Oxidación de la urea ($H_2N-CO-NH_2$): tiempo de reacción, temperatura de reacción, proporción de reactivos, tipo de oxidante.

5.2.- DESARROLLO.

Cabe señalar que estas propuestas de condiciones de operación fueron preliminares y estuvieron sujetas a las dificultades que se fueron presentando, lo que ocasionó establecer constantemente los límites de la experimentación, llegando poco a poco a las condiciones de operación óptimas de cada una de las alternativas propuestas, el detalle se verá en el Capítulo 6 de Resultados y Análisis.

En el proceso de eliminación de urea ($H_2N-CO-NH_2$) mediante la reacción de *hidrólisis* de la urea ($H_2N-CO-NH_2$), (primera alternativa de solución: inciso Ia.-), se partió de la siguiente reacción:



Ec. 1.30

Para ello se empleó una disolución preparada de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) con una concentración de 15 000 ppm (15 000 mg/L), manejando las siguientes condiciones de operación (Tabla 5.1).

TABLA 5.1.- PLANTEAMIENTO PRELIMINAR PARA MANEJAR LA REACCIÓN DE HIDROLISIS DE LA UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (EC.1.30) A PRESIÓN ATMOSFÉRICA VARIANDO LA TEMPERATURA.

Temperatura. (°C)	Concentración inicial de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$). (ppm)
25	15 000
50	15 000
100	15 000
155	15 000
160	15 000
170	15 000
180	15 000

Se planteó ver la influencia del ácido sulfúrico (H_2SO_4) como *catalizador* de la reacción de *hidrólisis* de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), (Ec.1.30), ver la Tabla 5.2.

TABLA 5.2.- PLANTEAMIENTO PRELIMINAR PARA MANEJAR LA REACCIÓN DE LA HIDROLISIS DE LA UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (EC.1.30) CON INFLUENCIA DE ÁCIDO SULFÚRICO (H_2SO_4) COMO CATALIZADOR.

Volumen de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a una concentración de 15 000 ppm. (mL).	Volumen y Molaridad de ácido sulfúrico (H_2SO_4).	
	(mL)	M
25	0.1	0.0733
25	10.0	5.2571

También se planteó ver la influencia del ácido clorhídrico (HCl) como *catalizador* de la reacción de *hidrólisis* de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) (Ec. 1.30), (Tabla 5.3), con la finalidad de comprobar resultados.

TABLA 5.3. - PLANTEAMIENTO PRELIMINAR PARA MANEJAR LA REACCION DE LA HIDROLISIS DE LA UREA ($H_2N-CO-NH_2$) (EC.1.30) CON INFLUENCIA DE ACIDO CLORHIDRICO (HCl) COMO CATALIZADOR.

Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a una concentración de 15 000 ppm. (mL)	Volumen y Molaridad de ácido sulfúrico (H_2SO_4).	
	(mL).	M
25	0.1	0.13
25	10.0	9.44

A continuación se presenta la lista de material, equipo y reactivos planteada para esta alternativa.

Ia.- Hidrólisis de la urea.

<u>Material.</u>		<u>Cantidad.</u>	<u>Equipo.</u>	<u>Cantidad.</u>
Agitador		3	Balanza analítica	1
Buretas de 50 mL		3	Bomba: baño María	1
Embudos de tallo corto		3	Conducto de vacío	
Espatulas		3	Conducto de <i>aire</i>	
Mangueras			Campana	
Matraz Erlenmeyer 250 mL	3		Espectrofotómetro	1
Matraz Erlenmeyer 500 mL	2		Parrilla de calentamiento	1
Tapones de hule para matraces	7		Parrilla de calentamiento con agitación	1
Matraz Kitasato 250 mL	2		Potenciómetro	1
Matraz Kitasato 1 000 mL	5		Reactor enchaquetado de vidrio	1
Papel aluminio			Reactor de acero inoxidable para manejo de alta presión.	1
Papel filtro (whatman # 5)				
Pinzas de tres dedos con nuez	3			
Pipeta volumétrica 1 mL	3			
Pipeta volumétrica 2 mL	2			
Pipeta volumétrica 5 mL	5			
Pipeta graduada 1 mL	1			
Probeta 100 mL	1			
Probeta 250 mL	1			
Termómetro	2			
Vaso de precipitados 50 mL	3			
Vaso de precipitados 100 mL	3			
Vaso de precipitados 250 mL	3			
			<u>Reactivos.</u>	
			Agua (H ₂ O) destilada,	
			Etanol (CH ₃ -CH ₂ -OH),	
			Acido clorhidrico (HCl),	
			p-dimetilaminobenzaldehído:	
			(CH ₂) ₂ N ₂ C ₆ H ₄ CHO,	
			Urea (H ₂ N-CO-NH ₂)	

En el proceso de separación física de adsorción de urea ($H_2N-CO-NH_2$). (segunda alternativa de solución: Capítulo 5, sección 5.1, inciso I.b, pág. 66), se planteó ver primeramente la influencia de los adsorbentes como la alúmina (Al_2O_3), la bentonita (arcilla *esmética*), el carbón (C) activado, el *kielselgel* (adsorbente para *cromatografía*), la *silica gel* (agente desecante), tierra diatomea (arcilla) y la zeolita (materiales sintéticos, porosos) de acuerdo a la siguiente tabla (tabla 5.4).

TABLA 5.4.- PROPUESTA PRELIMINAR DE LA PROPORCION DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Adsorbentes	Cantidad de adsorbente. (g)	Volúmen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm. (mL)
Carbón activado	50	100
Kielselgel	50	100
Silica gel	50	100
Alúmina	50	100
Bentonita	50	100
Tierra diatomea	50	100
Zeolita	50	100

A continuación se presenta la lista de material, equipo y reactivos planteada para esta alternativa.

Ib.- Adsorción de la urea.

<u>Material.</u>		<u>Cantidad.</u>	<u>Equipo.</u>	<u>Cantidad.</u>
Agitador		3	Balanza analítica	1
Buretas	50 mL	3	Espectrofotómetro	1
Embudos de tallo corto		3	Parrilla de calentamiento	1
Espatulas		3	Parrilla de calentamiento con agitación	1
Espatulas		3		
Mangueras		1		
Papel aluminio				
Papel filtro (whatman # 5)				
Pipeta volumétrica	1 mL	3	<u>Reactivos.</u>	
Pipeta volumétrica	2 mL	2	Agua (H ₂ O) destilada,	
Pipeta volumétrica	5 mL	5	Etanol (CH ₃ -CH ₂ -OH),	
Pipeta graduada	1 mL	1	Acido clorhídrico (HCl),	
Probeta	100 mL	3	p-dimetilaminobenzaldehído (CH ₂) ₂ N.C ₆ H ₄ CHO,	
Probeta	250 mL	1	Urea (H ₂ N-CO-NH ₂),	
Termómetro		2	Carbón (C) activado,	
Vaso de precipitados	50 mL	3	Kieselgel (adsorbente para <i>comatografía</i>),	
Vaso de precipitados	100 mL	3	Silica <i>gel</i> (agente desecante)	
Vaso de precipitados	250 mL	3	Alúmina (Al ₂ O ₃),	
			Bentonita (Arcilla esmécti- ca),	
			Tierra diatomea (arcilla),	
			Zedita (materiales sinté- ticos, porosos).	

En el proceso de eliminación de urea ($H_2N-CO-NH_2$) mediante la reacción de oxidación (tercera alternativa de solución: Capítulo 5, sección 5.1, inciso I.c. pág. 66), se planteó ver la influencia de los oxidantes: hipoclorito de sodio ($NaOCl$) y la de hipoclorito de calcio $Ca(OCl)_2$ de acuerdo a la siguiente tabla (tabla 5.5).

TABLA 5.5.- PROPUESTA PRELIMINAR DE LA PROPORCION DE OXIDANTES EN LA DISOLUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Oxidantes.	Cantidad de oxidante.	Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm. (mL)
Hipoclorito de sodio ($NaOCl$) al 6 % de cloro (Cl) libre.	25 mL	25
Hipoclorito de calcio $Ca(OCl)_2$ al 99 % de cloro (Cl_2) libre.	1 g 4 g 7 g	25 25 25

A continuación se presenta la lista de material, equipo y reactivos planteada para esta alternativa.

Ic.- Oxidación de la urea.

<u>Material.</u>	<u>Cantidad.</u>	<u>Equipo.</u>	<u>Cantidad.</u>
Espatulas	3	Balanza analítica	1
Mangueras		Campana	1
Papel aluminio		Espectrofotómetro	1
Pipeta volumétrica 1 mL	3	Parrilla de calentamiento	1
Pipeta volumétrica 2 mL	1	Parrilla de calentamiento con agitación	1
Pipeta volumétrica 5 mL	1	Potenciómetro	1
Pipeta graduada 1 mL	1		
Probeta 100 mL	3		
Probeta 250 mL	1		
Termómetro	2		
Vaso de precipitados 50 mL	3		
Vaso de precipitados 100 mL	3		
Vaso de precipitados 250 mL	3		
		<u>Reactivos.</u>	
		Agua (H ₂ O) destilada,	
		Etol (CH ₃ -CH ₂ -OH),	
		Acido clorhídrico (HCl),	
		p-dimetilaminobenzaldehído:	
		(CH ₃) ₂ N.C ₆ H ₄ CHO,	
		Urea (H ₂ N-CO-NH ₂),	
		Hipoclorito de sodio	
		(NaOCl) al 6% , 65, y 99% de	
		cloro libre (Cl ₂),	
		Hipoclorito de calcio	
		Ca(OCl) ₂ .	

Con el objeto de ir midiendo la concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) para el desarrollo de cada una de las alternativas planteadas fué necesario contar con una técnica analítica.

Se analizarón cinco técnicas analíticas:

- 1) En las reacciones en donde se desprende el amoniaco (NH_3): reacción de hidrólisis de la urea ($H_2N-CO-NH_2$): ec. 1.30, (Capítulo 1, sección 1.5.1, pág 25), éste puede recogerse en una disolución valorada de ácido clorhídrico o sulfúrico (HCl ó H_2SO_4) en exceso. Una determinación acidimétrica permite, por diferencia, determinar la cantidad de amoniaco (NH_3) y, por consiguiente de urea ($H_2N-CO-NH_2$), sin embargo la técnica queda limitada a éste tipo de reacción.
- 2) Utilizar la enzima ureasa, ésta enzima favorece la reacción de hidrólisis de la urea ($H_2N-CO-NH_2$), ec. 1.30, (Capítulo 1, sección 1.5.1, pág 25), (la cataliza), pero esta técnica queda limitada a éste tipo de reacción y, además la enzima ureasa es cara.
- 3) A parte de ésta técnica 2), en que se maneja la enzima ureasa, hay otra en que también se emplea, pero utilizando cromatografía (Referencia 40, pág. 591), sin embargo quedó descartada por lo caro de ésta enzima.
- 4) En las reacciones en donde se desprende nitrógeno (N_2): reacciones de oxidación de la urea ($H_2N-CO-NH_2$). (Capítulo 1, sección 1.5.1, pág. 26), la medida del volumen de nitrógeno (N_2) permite hacer la valoración de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) aunque, el método no es muy exacto debido a reacciones secundarias, que hacen que el volumen de nitrógeno (N_2) desprendido sea siempre inferior al previsto por el cálculo (Referencia 50, pág. 330), además de que el método queda limitado a éste tipo de reacción.
- 5) Esta técnica permite cuantificar a la urea ($H_2N-CO-NH_2$) bajo cualquier condición, es decir, al inicio, después de cierto tiempo y, al final del desarrollo de reacciones tanto de hidrólisis como de oxidación, así como de separaciones físicas (adsorción). A continuación se describe a detalle.

5.3.- TECNICA ANALITICA.

Esta técnica establece un método colorimétrico para la determinación de urea ($H_2N-CO-NH_2$) en disoluciones acuosas de urea ($H_2N-CO-NH_2$) y de carbamato de amonio

(NH₂-COO-NH₂). EL METODO ES APLICABLE EN UN AMBITO DE CONCENTRACION DE 0.1 A 75.0% DE UREA (H₂N-CO-NH₂) (Referencia 90, pág. 1).

5.3.1.- PRINCIPIO DE LA TECNICA ANALITICA.

El método se basa en la formación de un compuesto colorido entre la urea (H₂N-CO-NH₂) y el p-dimetilaminobenzaldehído (CH₂)₂N-C₆H₄-CHO, cuya intensidad de color es proporcional a la concentración de urea (H₂N-CO-NH₂) y se cuantifica colorimétricamente. (Referencia 90: pág.1).

5.3.2.- REACTIVOS.

Los reactivos deben ser grado analítico.

Disolución de p-dimetilaminobenzaldehído (CH₂)₂N.C₆H₄CHO.

Para esta última, se disuelven 1.6g de p-dimetilaminobenzaldehído (CH₂)₂N.C₆H₄CHO en 100 mL de alcohol etílico (CH₃-CH₂-OH) y se agregan 10 mL de ácido clorhídrico (HCl) de 36.5% de concentración.

NOTA: Esta disolución es estable durante una semana.

Disolución patrón de urea (H₂N-CO-NH₂).

Pesar al 0.0001, 1 gramo de urea (H₂N-CO-NH₂), transferir a un matraz volumétrico de 1000 mL, disolver con aproximadamente 250 mL de agua (H₂O), llevar hasta la marca y homogeneizar. Esta disolución contiene 1 mg. urea/mL.

5.3.3.- CURVA DE CALIBRACION.

De la disolución de urea (H₂N-CO-NH₂) de 1 mg/mL, tomar con bureta alícuotas de 5 mL (5mg), 10 mL (10 mg), 15 mL (15 mg), 20 mL (20 mg), y 25 mL (25 mg), transferirlos a matraces aforados de 50 mL, etiquetar y homogeneizar.

Con pipeta volumétrica tomar una alícuota de 5 mL de cada una de las alícuotas diluidas a 50 mL y transferir cada una a celdas de 10 mm de espesor (tubos de ensayo

especiales para el espectrofotómetro Espectronic 20, (Referencia 56: pág. 495; Referencia 86: pág. 841), enseguida y con otra pipeta volumétrica tomar 5 mL de disolución de p-dimetilaminobenzaldehído ($(\text{CH}_2)_2\text{N} \cdot \text{C}_6\text{H}_4\text{CHO}$), añadirlos a la misma celda y homogenizar.

Las partes por millón (ppm = mg/litro) de cada una de las alícuotas diluidas en 50 mL, ya se conocen, lo que se va a investigar es la absorbancia que le corresponde a cada punto.

Con agua (H_2O) pura, ajustar el espectrofotómetro a cero de absorbancia, usando las celdas de 10 mm de espesor y una longitud de onda de 440 nm (Es a ésta longitud de onda a la que se capta la presencia de urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$), (Referencia 90, pág. 1).

Efectuar las lecturas de la determinación dentro de los 10 minutos siguientes a la adición de reactivo.

Elaborar una gráfica, colocando en el eje de las abscisas las ppm de urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$) y, en el de las ordenadas las lecturas de absorbancia obtenidas en el espectrofotómetro.

NOTA: Es necesario que cada vez que se utilice un reactivo recientemente preparado, se trace una nueva curva de calibración.

Para saber cuántas partes por millón (ppm) tiene cada una de las alícuotas planteadas se procede de la siguiente manera:

La alícuota de 5 mL contiene 5 mg de urea ($\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$) y, fueron diluidos a 50 mL, por la densidad del agua (H_2O), éstos 50 mL tienen 50 g de agua (H_2O), es decir tienen 50 000 mg de agua (H_2O), por lo tanto:

$$5 \text{ mg} \rightarrow 50 \text{ mL} \rightarrow 50 \text{ g} \rightarrow 50\,000 \text{ mg}$$

$$X \leftarrow \text{-----} 1 \times 10^6 \text{ ppm}$$

$$X = \frac{1 \times 10^6 \text{ ppm}(5 \text{ mg})}{50\,000 \text{ mg}}$$

$$X = 100 \text{ ppm}$$

Así la alícuota de 10 mL :

10 mg → 50 mL → 50 g → 50 000 mg

$$X \leftarrow \text{-----} 1 \times 10^6 \text{ ppm}$$

$$X = \frac{1 \times 10^6 \text{ ppm}(10 \text{ mg})}{50\,000 \text{ mg}}$$

$$X = 200 \text{ ppm}$$

Para la alícuota de 15 mL:

15 mg → 50 mL → 50 g → 50 000 mg

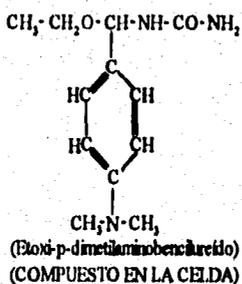
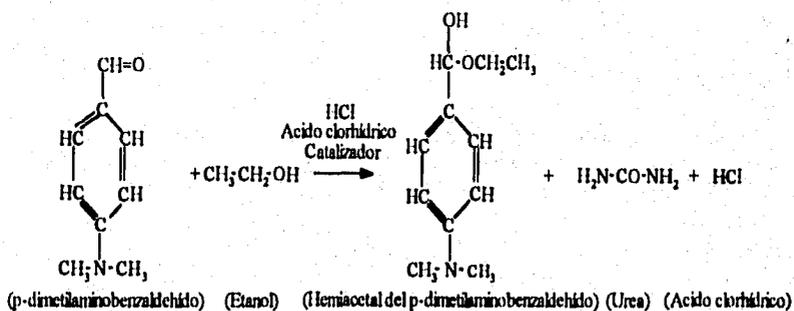
$$X \leftarrow \text{-----} 1 \times 10^6 \text{ ppm}$$

$$X = \frac{1 \times 10^6 \text{ ppm}(15 \text{ mg})}{50\,000 \text{ mg}}$$

$$X = 300 \text{ ppm}$$

De ésta manera se procedió con las demás alícuotas (Ver las tablas 5.5 , 5.6 y las figuras 5.1 y 5.2)..

5.3.4.- REACCION.



5.4.- RESULTADOS DEL EMPLEO DE LA TECNICA ANALITICA PARA REALIZAR CURVA DE CALIBRACION PARA MEDIR CONCENTRACIONES DE UREA.

En un principio se analizó que como el pH óptimo de la reacción de *hidrólisis* de la urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), (Ec.1.30) es de siete (Capítulo 1, sección 1.5.1, pág. 26), la disolución patrón para preparar las alícuotas para hacer la curva de calibración debería de tener éste ajuste de pH.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

Por otra parte si se iban a emplear catalizadores en la reacción, como ácidos fuertes: ácido sulfúrico (H_2SO_4), ácido clorhídrico (HCl), la disolución patrón para preparar las alícuotas para hacer la curva de calibración, debería de llevar éste ajuste con *catalizador*.

También, si en los experimentos se iba a emplear *catalizador*, debería hacerse en ellos el ajuste de pH y, por tanto la curva de calibración debería hacerse agregando *catalizador* y ajustando el pH a 7.

Se hicieron estos tres tipos de curvas de calibración, es decir una curva de calibración con ajuste de pH, otra curva de calibración con *catalizador* y sin ajuste de pH y otra con *catalizador* y con ajuste de pH (Ver la tabla 5.5 y la figura 5.1). Todas ellas se probaron y funcionaron

TABLA 5.5.- RESULTADOS DE LOS PUNTOS PARA LA CURVA DE CALIBRACION, EFECTUANDO VARIACIONES.

Absorbancia de la disolución para cada alícuota, 5, 10, 15, 20 y 25 mL (Sección 5.3.3, pág. 75).

Concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) para cada alícuota. (ppm)	Curva con ajuste de pH.	Curva con catalizador y sin ajuste de pH.	Curva con catalizador y ajuste de pH.
100	0.24	0.25	0.18
200	0.50	0.39	0.28
300	0.66	0.53	0.36
400	0.76	0.70	0.42
500	0.84	0.80	0.45

SIN EMBARGO, CON TENER LA CURVA DE CALIBRACION DE ACUERDO A LA TECNICA (CAPITULO 5, SECCION 5.3.3, PAG.75), (REFERENCIA 90, PAG. 1). ES DECIR SIN AJUSTE DE pH Y SIN CATALIZADOR ES SUFICIENTE, PORQUE LO IMPORTANTE ES CUANTIFICAR LA CONCENTRACION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) Y, LA TECNICA PERMITE HACERLO BAJO CUALQUIER CONDICION (TABLA 5.6, PAG. 80), YA QUE ESTO SE REALIZA PORQUE EL COMPUESTO P-DIMETILAMINO BENZALDEHIDO ($(CH_2)_2N.C_6H_4-CHO$) CAPTA UNICAMENTE LA PURA PRESENCIA DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$), SIN IMPORTAR LA INFLUENCIA DEL pH O DEL CATALIZADOR, POR LO TANTO LA CURVA QUE SE MANEJO PARA TODO EL DESARROLLO DE LA PARTE EXPERIMENTAL FUE TAL COMO LA DESCRIBE LA TECNICA (PAG. 75), LOS PUNTOS PROMEDIO QUE QUEDARON DESPUES DE DARLES REPETIBILIDAD FUERON LOS QUE SE PRESENTAN A CONTINUACION EN LA TABLA 5.6 Y FIGURA 5.2.

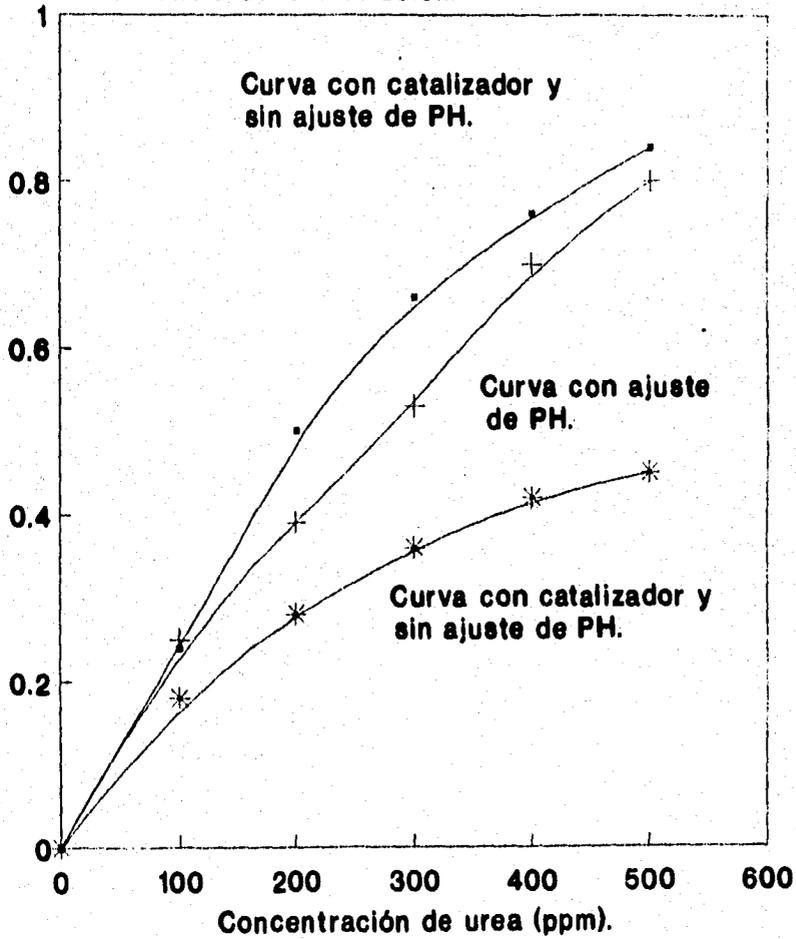
TABLA 5.6.- PUNTOS PARA LA CURVA DE CALIBRACION DEFINITIVA PARA CUANTIFICAR LA UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$).

Absorbancia de las disolución para cada alícuota, 5, 10, 15, 20, y 25 mL (Sección 5.3.3, pág. 75).

Concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) para cada alícuota. (ppm)	Corrida número 1.	Corrida número 2.	Corrida número 3.	Promedio de las tres corridas.
100	0.24	0.24	0.23	0.24
200	0.43	0.44	0.43	0.43
300	0.60	0.62	0.61	0.60
400	0.77	0.76	0.75	0.77
500	0.84	0.82	0.84	0.84

**FIGURA 5.1-
GRAFICA DE LA CURVA DE CALIBRACION DE LA
TECNICA ANALITICA EFECTUANDO VARIACIONES.**

Absorbancia de la disolución.



Para saber la PRESICION de la curva de calibración, se prepararon tres muestras: una de 39.84 ppm de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), otra de 398.4 ppm de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y, la tercera de 1992 ppm de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) y, después se procedió a corroborar estas concentraciones con la curva de calibración. Los resultados fueron los siguientes (Tabla 5.7).

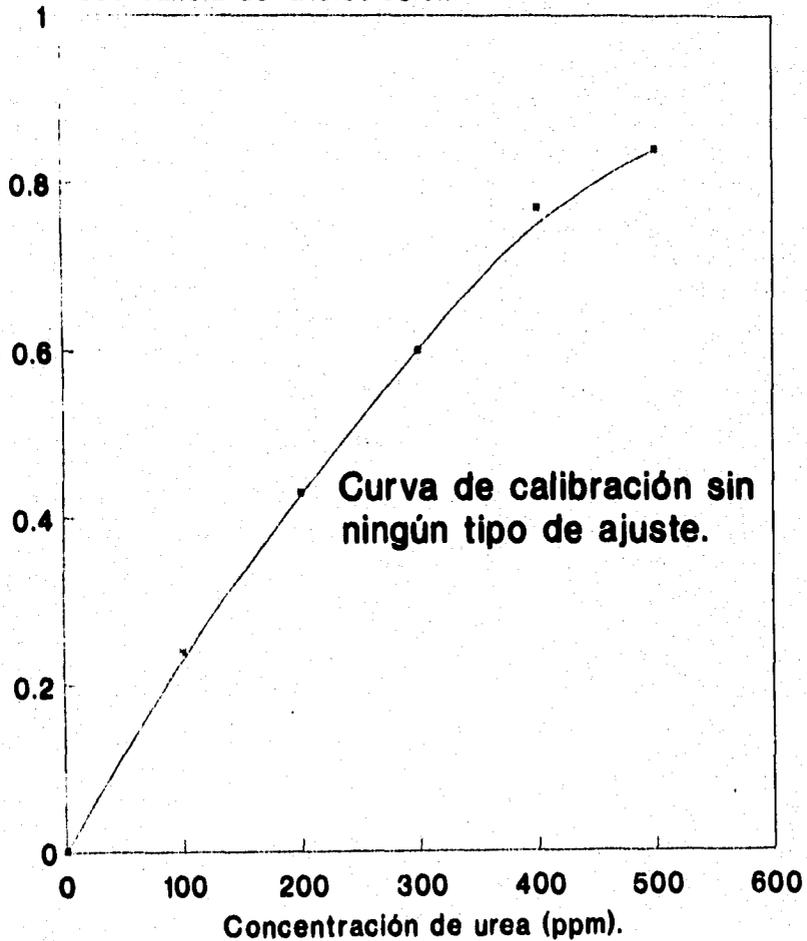
TABLA 5.7.- PRESICION (% DE ERROR) DE LA CURVA DE CALIBRACION.

Muestras Valor real conocido. (ppm)	Valor experimental obtenido. (ppm)	% de error
		$\left \frac{\text{Valor real} - \text{Valor experimental}}{\text{Valor real}} \right \times 100$ (% error)
39.84	38	4.62
398.4	386	3.11
1992.0	2075	4.17

haciendo el promedio del % de error de las tres muestras, éste es de 3.97% que aproximadamente significan ± 70 ppm.

**FIGURA 5.2.-
GRAFICA DE LA CURVA DE CALIBRACION DE LA
TECNICA ANALITICA DEFINITIVA PARA TODO
EL DESARROLLO DE LA PARTE EXPERIMENTAL.**

Absorbancia de la disolución.



PARA LEER LA ABSORBANCIA DE ESTAS MUESTRAS SE PROCEDIO COMO A CONTINUACION SE INDICA.

Para la primera y segunda muestras se tomaron con pipeta volumétrica 5 mL de cada una, se colocaron en celdas para el espectrofotómetro Espectronic 20 y, a cada celda se le añadió 5 mL de disolución de p-dimetilaminobenzaldehído: $(\text{CH}_2)_2\text{N.C}_6\text{H}_4\text{CHO}$, después se procedió a hacer las lecturas.

Para la primera muestra (38 ppm) le correspondió una absorbancia de 0.07 y, para la segunda muestra (386 ppm) le correspondió una absorbancia de 0.75. En ambos casos se leyó en la curva de calibración las absorbancias obtenidas (en el eje de las Y), se trazaron líneas a partir de esos puntos, hasta que intersectaran a la curva de calibración, enseguida se trazaron otras líneas hacia el eje de las X, para leer la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) en ppm para obtener las lecturas correspondientes.

Para la tercera muestra (2 075 ppm), la lectura de absorbancia ya no pudo hacerse directamente porque esta concentración sale fuera de la zona de la curva de calibración (0-500 ppm), para ello con una pipeta volumétrica se tomaron 4 mL de la muestra y, se diluyeron a 50 mL. De aquí se tomaron con otra pipeta volumétrica 5 mL y, se colocaron en la celda del espectrofotómetro, se añadieron después 5 mL de p-dimetilaminobenzaldehído $(\text{CH}_2)_2\text{N.C}_6\text{H}_4\text{CHO}$, la absorbancia leída fué de 0.33, enseguida se fué al eje de las Y de la gráfica, y se buscó la absorbancia de 0.33, a partir de ese punto se trazó una línea hasta que intersecto a la curva de calibración, en ese punto se trazó otra línea con dirección al eje de las X (concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)) en ppm, leyéndose 166 ppm entonces se dice:

Las 166 ppm equivalen a 1×10^6 mL, como se tomaron de una alícuota que provenía de una dilución de 4 mL a 50 mL, se requiere saber cuánto contienen los 50 mL.

$$166 \text{ ppm} \longrightarrow 1 \times 10^6 \text{ mL}$$

$$X \longleftarrow 50 \text{ mL}$$

$$X = \frac{(166 \text{ ppm})(50 \text{ mL})}{1 \times 10^6 \text{ mL}} = 0.0083 \text{ ppm}$$

Ahora éstas 0.0083 ppm se encuentran en 4 mL, se busca saber a cuántas ppm equivalen 1×10^6 mL.

$$0.0083 \text{ ppm} \longrightarrow 4 \text{ mL}$$

$$X \longleftarrow 1 \times 10^6 \text{ mL}$$

$$X = \frac{(0.0083 \text{ ppm})(1 \times 10^6 \text{ mL})}{4 \text{ mL}} = 2 \text{ 075 ppm}$$

Estas tres muestras: la de 39.84 ppm, la de 398.4 ppm y, la de 1 992.0 ppm se tuvieron siempre antes de los análisis de todas las muestras, para constantemente comprobar la precisión del aparato.

INTRODUCCION

En el presente capítulo se presentan los resultados desde la fase preliminar de acuerdo a lo que se planteó en el Capítulo 5, Sección 5.2, págs. 66-73, mencionando las dificultades que se fueron presentando para continuamente delimitar la experimentación e ir encontrando las condiciones de operación óptimas para cada alternativa planteada.

6.1.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA.

A continuación se presentan los resultados de la reacción de *hidrólisis* de la urea: $H_2N-CO-NH_2$, (Ec. 1.30), a temperatura ambiente y presión atmosférica (Tabla 6.1) de acuerdo a lo planteado originalmente en la Tabla 5.1 (Capítulo 5, sección 5.2, pag. 67).

TABLA 6.1.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A PRESION ATMOSFERICA Y DIFERENTES TEMPERATURAS.

Temperatura. (°C)	Concentración inicial de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$), (ppm)	Concentración final de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$), (ppm)
25	15 000	15 000
50	15 000	15 000
100	15 000	15 000
155	15 000	15 000
160	15 000	15 000
170	15 000	15 000
180	15 000	15 000

Se puede apreciar en esta tabla que la influencia de la temperatura en la disminución de la concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) en la disolución de 15 000 ppm es nula, esto puede explicarse por el equilibrio que se establece en la reacción de *hidrólisis* de la urea: $H_2N-CO-NH_2$, (Ec.1.30) ya que como se mencionó es una reacción parcial a condiciones ambientales (Capítulo 1, sección 1.5.1, pag. 25), es decir es muy lenta.

Analizando la constante de equilibrio para esta reacción en la Tabla 6.2, se ve que la constante de equilibrio varía muy lentamente con las temperaturas manejadas, puede verse también que esta constante de equilibrio tiende a 1 al disminuir la temperatura y, a partir de la temperatura de 155 °C y hasta la temperatura de 180 °C, el valor casi es constante, esto indica que si se quiere variar la presión la temperatura debe fijarse entre 155 y 160 °C.

TABLA 6.2.- CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC. 1.30) A PRESION ATMOSFERICA Y DIFERENTES TEMPERATURAS.

Temperatura. (°K)	Temperatura. (°C)	Constante de equilibrio $\ln K = \left(\frac{\Delta H}{R}\right)\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right) + \ln K_0$ (Referencia 80: pág. 525).
273.15	0	-0.01497
298.15	25	1.00037
323.15	50	1.00610
373.15	100	1.01533
428.15	155	1.02305
433.15	160	1.02366
443.15	170	1.02484
453.15	180	1.02596

(Referencia 38: pág. 552).

LOS DETALLES DEL CALCULO SE ENCUENTRAN EN EL APENDICE A. PAG. 141.

Ya que la concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) en el agua (H_2O) no disminuyó, se decidió utilizar un ácido como *catalizador* de la reacción; se eligió el ácido clorhídrico (HCl) (Tabla 6.4) y, también el ácido sulfúrico (H_2SO_4) con el fin de comprobar resultados (Tabla 6.3).

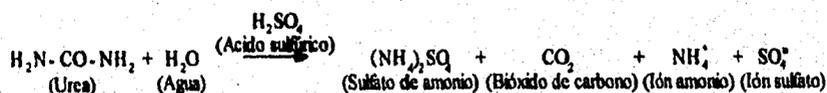
6.2.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA, EMPLEANDO COMO CATALIZADORES ACIDO SULFURICO Y ACIDO CLORHIDRICO DE MANERA INDEPENDIENTE.

En la Tabla 6.4 puede observarse que el mejor resultado es cuando se agrega una alta cantidad (300 mL) de ácido clorhídrico (HCl) 30.512 M a 25 mL de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 15 000 ppm, en 2 días se obtiene agua (H_2O) con un mínimo de 500 ppm, esta concentración oscila entre 500 y 1000 ppm en 25 días. Se incluyen los resultados de lo que se planteó originalmente Tablas 5.2 y 5.3 (Capítulo 5. Sección 5.2. pág. 67 y 68).

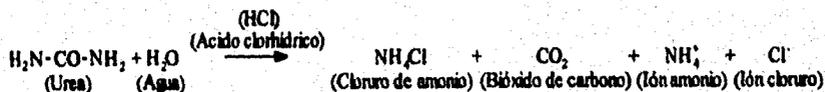
En la Tabla 6.3 se observa un comportamiento similar al trabajar con ácido sulfúrico (H_2SO_4) agregando 300 mL 16.984 M, la concentración baja en 2 días a 500 ppm y a 400 ppm en 7 días, esta concentración varía de 500 a 1 200 ppm en 8 días.

A estos que fueron los mejores resultados se les incrementó la temperatura con el fin de ver si la influencia de ésta disminuía más la concentración de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) en el agua (H_2O), se elevó hasta $160\text{ }^\circ\text{C}$, sin obtener mejoría. Se decidió bajar la temperatura a $0\text{ }^\circ\text{C}$, sin obtener mejoría. Analizando la Tabla 6.2 la constante de equilibrio a $0\text{ }^\circ\text{C}$ es de -0.0149 .

En ambos casos se puede decir que el ácido sulfúrico (H_2SO_4) y el ácido clorhídrico (HCl) no actúan como catalizadores de la reacción, sino que ambos neutralizan a la urea ($H_2N-CO-NH_2$) formando sales: sulfato de amonio ($(NH_4)_2SO_4$) y cloruro de amonio (NH_4Cl) respectivamente.



Ec.6.1



Ec.6.2

TABLA 6.3.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA MANEJANDO ACIDO SULFURICO (H_2SO_4) COMO CATALIZADOR.

Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a 15 000 ppm. (mL)	Volumen y Molaridad de ácido sulfúrico (H_2SO_4), (mL) M	Absorbancia de la disolución formada.	ppm de la disolución formada.	Día de análisis.
25	0.1 0.073	0.45	12 000	1
25	10 5.257	0.4	10 000	1
25	50 12.266	0.16	4 000	1
25	200 16.355	0.051	1 200	1
25	300 16.984	0.04	1 000	1
25	0.1 0.073	0.50	13 900	2
25	10 5.257	0.46	12 100	2
25	50 12.266	0.18	4 500	2
25	100 16.355	0.089	2 200	2
25	300 16.984	0.02	500	2
25	0.1 0.073	0.52	14 500	3
25	10 5.257	0.36	9 100	3
25	50 12.266	0.14	3 700	3
25	100 16.355	0.09	2 100	3
25	300 16.984	0.03	3 900	3
25	0.1 0.073	0.58	16 800	4
25	10 5.257	0.40	10 500	4
25	50 12.266	0.14	3 700	4
25	100 16.355	0.07	2 000	4
25	300 16.984	0.02	500	4
25	0.1 0.073	0.64	18 500	5
25	10 5.257	0.38	10 000	5
25	50 12.266	0.17	4 200	5
25	100 16.355	0.09	2 100	5
25	300 16.984	0.03	900	5
25	0.1 0.073	0.58	16 800	6
25	10 5.257	0.47	12 800	6
25	50 12.266	0.20	4 900	6
25	100 16.355	0.09	1 000	6
25	300 16.984	0.04	900	6
25	0.1 0.073	0.45	12 000	7
25	10 5.257	0.15	3 000	7
25	50 12.266	0.07	1 800	7
25	100 16.355	0.045	1 000	7
25	300 16.984	0.01	400	7
25	0.1 0.073	0.65	19 000	8
25	10 5.257	0.58	16 800	8
25	50 12.266	0.17	4 200	8
25	100 16.355	0.11	2 600	8
25	300 16.984	0.05	1 200	8

TABLA 6.4.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA MANEJANDO ACIDO CLORHIDRICO (HCl) COMO CATALIZADOR.

Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a 15 000 ppm. (mL).	Volumen y Molaridad de ácido clorhídrico (HCl).		Absorbancia de la disolución formada.	ppm de la disolución formada.	Día de análisis
	(mL)	M			
25	0.1	0.131	0.57	16 800	1
25	10	9.444	0.42	4 900	1
25	50	22.037	0.20	2 950	1
25	10	29.382	0.125	1 200	1
25	300	30.512	0.05		1
25	0.1	0.131	0.57	16 800	
25	10	9.444	0.47	12 100	2
25	50	22.037	0.23	4 500	2
25	100	29.382	0.145	2 200	2
25	300	30.512	0.05	500	2
25	0.1	0.131	0.52	14 500	7
25	10	9.444	0.46	11 200	7
25	50	22.037	0.20	500	7
25	100	29.382	0.12	2 900	7
25	300	30.512	0.04	8 000	7
25	0.1	0.131	0.57	16 800	25
25	10	9.444	0.47	12 200	25
25	50	22.037	0.33	5 600	25
25	100	29.382	0.125	3 000	25
25	300	30.512	0.04	1 000	25

6.3.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO CONDICIONES DE OPERACION DE TEMPERATURA Y PRESION ALTAS.

De acuerdo con estos resultados se decidió mantener la temperatura de 160 °C (análisis de la Tabla 6.2: Capítulo 6, sección 6.1 pág. 87) subiendo la presión a 11.2006 atm. Esta presión se fijó de acuerdo a las condiciones del proceso UTI para tratar corrientes de agua (H_2O) en plantas de producción de urea ($H_2N-CO-NH_2$) (Capítulo 2, sección 2.1, pág. 47). Para ello se utilizó un reactor de acero inoxidable con una capacidad de 300 mL marca Parr, manejándose una muestra de 200 mL de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm.

En la siguiente Tabla (6.5) se presentan los resultados de la reacción de *hidrólisis* de la urea: $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$, (Ec.1.30) a una temperatura de 160°C y una presión de 11.2006 atm.

Esta primera prueba fue para ver si la presión tenía algún efecto en la reacción de *hidrólisis* de la urea: $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$, (Ec.1.30) por ello el análisis de la absorbancia de la muestra no se hizo cada cierto tiempo constante.

TABLA 6.5.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$, (EC. 1.30) A UNA TEMPERATURA DE 160°C , Y PRESION DE 11.2006 ATM.

Hora de análisis de la muestra.	Temperatura en el reactor. ($^\circ\text{C}$)	Presión en el reactor. (atm)	Absorbancia de la muestra de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)	ppm de la muestra de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$)
12:30 PM	45	1	0.52	15 000
13:00 PM	65	1	0.52	15 000
13:30 PM	100	1	0.52	15 000
13:25 PM	160	11.2006	0.19	4 600
14:00 PM	160	11.2006	0.1	2 400
14:15 PM	160	11.2006	0.07	1 800
14:30 PM	160	11.2006	0.04	1 000
15:00 PM	160	11.2006	0.03	900
15:30 PM	160	11.2006	0.01	400
16:00 PM	160	11.2006	0	0

tiempo de reacción: 3:30 hrs. (Sin considerar el tiempo de calentamiento del reactor a la temperatura requerida).

tiempo total: 4:30 hrs (Considerando el calentamiento de la disolución a 160°C), este tiempo puede ser mejorado, ya que hay otras maneras de efectuar el calentamiento más rápido.

De esta manera se presentan los resultados de las siguientes reacciones.

En estas reacciones se comprobó que la absorbancia de la disolución cuando llegaba a cero, se mantuviera en cero, una, dos y 24 horas después, con el fin de ver que la reacción había terminado.

En la siguiente Tabla (6.6) se presentan los resultados haciendo un análisis de muestra cada 15 minutos.

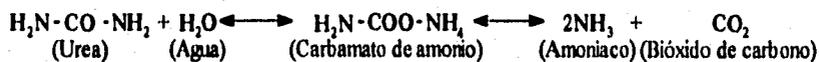
TABLA 6.6.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A UNA TEMPERATURA DE 160 °C, Y UNA PRESION DE 11.2006 ATM.

Hora de análisis de la muestra.	Temperatura en el reactor. (°C)	Presión en el reactor. (atm)	Absorbancia de la muestra de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$)	ppm de la muestra de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$)
11:15 AM	25	1	0.56	15 000
11:30 AM	60	1	0.56	15 000
11:45 AM	100	1	0.56	15 000
12:00 PM	160	1	0.52	13 000
12:15 PM	160	11.2006	0.39	10 800
12:30 PM	160	11.2006	0.23	5 600
12:45 PM	160	11.2006	0.19	4 600
13:00 PM	160	11.2006	0.14	3 700
13:15 PM	160	11.2006	0.13	3 000
13:30 PM	160	11.2006	0.08	2 000
13:45 PM	160	11.2006	0.08	2 000
14:00 PM	160	11.2006	0.04	1 000
14:15 PM	160	11.2006	0.03	900
14:30 PM	160	11.2006	0.02	500
14:45 PM	160	11.2006	0.01	400
15:00 PM	160	11.2006	0.00	0

tiempo de reacción: 2:45 hrs.

tiempo total: 3:45 hr.

El resultado en cuanto a tiempo fué satisfactorio para esta alternativa, pero el agua (H_2O) al final quedaba muy sucia (color café) y, además con algo sólido también de color café. Cabría esperar que este sólido color café producía el color en el agua (H_2O) y, también que era carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$), ya que éste es un sólido que se forma con sólo mantener una presión de amoníaco (NH_3) y bióxido de carbono (CO_2) que excede a la presión de disociación del carbamato (que es de 1 atm, aproximadamente a 60 °C y de unas 7 atm a 100 °C: Referencia 39, pág. 724). Con estas condiciones, el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) generan nuevamente urea ($H_2N-CO-NH_2$) y ésta a su vez carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$).



Ec.1.30

Analizando el proceso UTI para tratamiento de corrientes de agua (H_2O) en plantas de producción de urea ($H_2N-CO-NH_2$), se observa que además de las condiciones de operación manejadas (Temperatura de $160\text{ }^\circ\text{C}$ y presión de 11.2006 atm) hay un flujo de *aire* (Capítulo 2, Sección 2.1, pag. 46). Con éste flujo de *aire* se espera que el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) se arrastren al ambiente, deteniendo de ésta manera el equilibrio de la reacción para que el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2) no formen carbamato de amonio ($H_2N-COO-NH_4$), y éste a su vez urea ($H_2N-CO-NH_2$). Esto sugiere que en la reacción manejada experimentalmente debe de haber una corriente de *aire* (Tabla 6.7).

En las siguientes pruebas ésta flecha \rightarrow indica que en ese momento (una vez que se alcanzó la temperatura de $160\text{ }^\circ\text{C}$), se conecta un flujo de *aire* el cual se registra con un *flujómetro*.

TABLA 6.7.- RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A UNA TEMPERATURA DE 160 °C Y UNA PRESION DE 11.2006 ATM CON FLUJO DE AIRE.

Hora de análisis de la muestra.	Temperatura en el reactor. (°C)	Presión en el reactor. (atm)	Flujo de aire al reactor. (ml./seg)	Absorbancia y ppm de la muestra de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$)
10:45 AM	129	1		0.52 - 15 000
11:00 AM	163	1		0.52 - 15 000
11:15 AM	163	1		0.52 - 15 000
11:30 AM	163	1		0.52 - 15 000
→11:45 AM	158	11.2006	4:17 4:72 5:60	
12:00 AM			4:60 4:47 2:56 2:62	0.52 - 15 000
12:15 PM	159	11.2006	2:74	0.39 - 10 800
12:30 PM	159	11.2006	2:84 2:82	0.23 - 5 600
12:45 PM	160	11.2006	2:98	0.19 - 4 600
13:00 PM	160	11.2006	3:23 3:03 1:81	0.09 - 2 100
13:15 PM	160	11.2006	1:88 2:55 2:72 2:45 2:49	0.08 - 2 000
13:20 PM	160	11.2006		
13:30 PM	160	11.2006	2:45	0.04-1 000
13:45 PM	160	11.2006	2:49	0.03- 900
14:00 PM	160	11.2006		0.01- 400
14:15 PM	160	11.2006	1:84	0.00- 0

tiempo de reacción: 2:30 hrs.

tiempo total: 3:30 hrs.

Para saber el número de cambios de la fase gaseosa (del flujo de *aire*) en el reactor es necesario dividir el tiempo de la reacción entre el tiempo de residencia de la fase gaseosa en el reactor.

$$\begin{aligned} \text{Número de cambios de la} \\ \text{fase gaseosa en el reactor} &= \frac{\text{tiempo de la reacción}}{\text{tiempo de residencia del gas en el reactor}} \end{aligned} \quad \text{Ec.6.1}$$

Para calcular el tiempo de residencia de la fase gaseosa en el reactor, hay que dividir el volumen de la fase gaseosa entre el flujo del gas.

$$\text{tiempo de residencia del gas en el reactor} = \frac{\text{volumen de la fase gaseosa}}{\text{flujo del gas}} \quad \text{Ec.6.2}$$

Sacando el promedio de flujo del *aire* de la Tabla 6.7, éste es igual a 3.006 mL/seg, y suponiendo que los 100 mL que quedan de la capacidad del reactor son de fase gaseosa (ya que se pusieron 200 mL de disolución de urea: $\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), y aplicando las ecuaciones 6.2 y 6.1 se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{tiempo de residencia del gas en el reactor} &= \frac{\text{volumen de la fase gaseosa}}{\text{flujo del gas}} \\ &= \frac{100 \text{ mL}}{3.006 \frac{\text{mL}}{\text{s}}} = 33.267 \text{ s} = 0.009 \text{ hrs} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Número de cambios de la} \\ \text{fase gaseosa en el reactor} &= \frac{\text{tiempo de la reacción}}{\text{tiempo de residencia del gas en el reactor}} \\ &= \frac{2:30 \text{ hrs}}{0.009 \text{ hrs}} = 255 \end{aligned}$$

Este valor dá grande porque se supuso un volumen de fase gaseosa de 100 mL, para medirlo exctamente se requiere de otros experimentos. Este cálculo no influye en la parte de diseño.

Con haberle inyectado *aire* al reactor, quedó eliminado el problema de las partículas sólidas de color café y por tanto el color del agua (H_2O), quedando un agua (H_2O) clara.

Siendo estas las mejores condiciones de operación encontradas para ésta alternativa, se esperaba que podrían ser todavía mejoradas utilizando ácido sulfúrico (H_2SO_4) como *catalizador*: al 1 % de urea ($H_2N-CO-NH_2$), (Tabla 6.8).

TABLA 6.8. - RESULTADOS DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC. 1.30) A UNA TEMPERATURA DE 160 °C, Y UNA PRESION DE 11.2006 AATM. CON FLUJO DE AIRE, Y ACIDO SULFURICO (H_2SO_4).

Hora de análisis de la muestra.	Temperatura en el reactor. (°C)	Presión en el reactor. (atm)	Flujo de aire al reactor. (mL/seg)	Absorbancia y ppm de la muestra de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$).
3:25 PM	25	1		0.52 - 15 000
3:30 PM	45	1		0.52 - 15 000
3:45 PM	100	1		0.52 - 15 000
4:00 PM	165	11.2006		0.39 - 10 800
→4:15 PM	157	11.2006	1:59 1:74	0.23 - 5 600
4:30 PM			1:85	0.14 - 3 700
4:45 PM	159	11.2006	2:10 2:06 2:57 1:29 1:27	0.13 - 3 000
5:00 PM				0.08 - 2 000
5:15 PM		11.2006		0.04 - 1 000
5:30 PM	160	11.2006	1:33	0.03 - 900
5:45 PM				
6:00 PM	160	11.2006	1:41	0.02 - 700
6:30 PM	160	11.2006	1:49	0.01 - 500
7:00 PM	160	11.2006	1:41	0.01 - 400
7:30 PM				0 - 0

tiempo de reacción 3:15
tiempo total 4:15

Sacando el promedio de flujo del *aire* de la Tabla 6.8, éste es igual a 1.676 mL/seg, y suponiendo que los 100 mL que quedan de la capacidad del reactor son de fase gaseosa y, aplicando las ecuaciones 6.2 y 6.1 se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{tiempo de residencia del gas en el reactor} &= \frac{\text{volumen de la fase gaseosa}}{\text{flujo del gas}} \\ &= \frac{100 \text{ mL}}{1.676 \frac{\text{mL}}{\text{s}}} = 59.666 \text{ s} = 0.016 \text{ hrs} \end{aligned} \quad \text{Ec.6.2}$$

$$\begin{aligned} \text{Número de cambios de la} \\ \text{fase gaseosa en el reactor} &= \frac{\text{tiempo de la reacción}}{\text{tiempo de residencia del gas en el reactor}} \\ &= \frac{2:30 \text{ hrs}}{0.016 \text{ hrs}} = 143 \end{aligned} \quad \text{Ec.6.1}$$

Analizando el resultado, el tiempo de reacción fue mayor (3:15 hrs.) que el tiempo que se había logrado (2:30 hrs), descartando así el uso de ácidos como catalizadores.

El resultado final obtenido para esta alternativa fue:

Tiempo de reacción: 2:30 hrs.

Tiempo total de reacción: 3:30 hrs.

Temperatura: 160 °C.

Presión: 11.2006 atm.

Para estudiar el comportamiento de la reacción se plantearon las siguientes condiciones de operación (Tabla 6.9) con flujo de *aire*.

TABLA 6.9.- COMPORTAMIENTO DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA: $H_2N-CO-NH_2$, (EC.1.30) A DIFERENTES CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESION.

Temperatura. (°C)	160	25	50	100	160	170	180	180
Presión. (atm)	7.798	11.2006	11.2006	11.2006	11.2006	11.2006	11.2006	12.561
Tiempo de reacción. (hrs)	2:30	2:30	2:30	2:30	2:30	2:30	2:30	0.33 (20 min)
ppm finales después de la reacción.	15 000	12 000	11 200	11 000	0	0	0	0
Promedio del flujo de aire. (mL/seg)	1.380	1.31	1.391	1.53	3.005	No controla ble	No controla ble	No controla ble
Tiempo de residencia del gas en el reactor. (seg)	72.464	76.336	71.891	65.359	33.278	"	"	"
número de cambios de la masa gaseosa en el reactor.	127	127	127	127	127	"	"	"

Con estos resultados puede verse que, para que se lleve a cabo esta eliminación de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) en el agua (H_2O) se requiere necesariamente que tanto la Temperatura como la Presión se encuentren elevadas. PUEDA APRECIARSE COMO A LA TEMPERATURA DE 160 °C Y UNA PRESION DE 11.2006 atm, LA DISMINUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) DE 15 000 ppm A 0 ppm, SE DA EN UN TIEMPO DE 2:30 hrs. AL SUBIR LA TEMPERATURA A 170 °C Y 180 °C, MANTENIENDO LA MISMA PRESION DE 11.2006 atm, LA DISMINUCION DE LA CONCENTRACION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) DE 15 000 ppm A 0 ppm, SE DIO EN EL MISMO TIEMPO DE 2:30 hrs. POR ELLO SE DECIDIO SUBIR LA PRESION A 12.561 atm MANTENIENDO LA TEMPERATURA

A 160 °C. SIN EMBARGO CASI SIMULTANEAMENTE LA TEMPERATURA SE ESTABLECIO EN 180 °C. POR TANTO SE ENCONTRO UN MEJOR RESULTADO: A UNA TEMPERATURA DE 180 °C. UNA PRESION DE 12.561 atm Y EN UN TIEMPO DE 20 MINUTOS. EL FLUJO DE AIRE A ESTAS CONDICIONES YA NO ES CONTROLABLE. (Ver la figura 6.1).

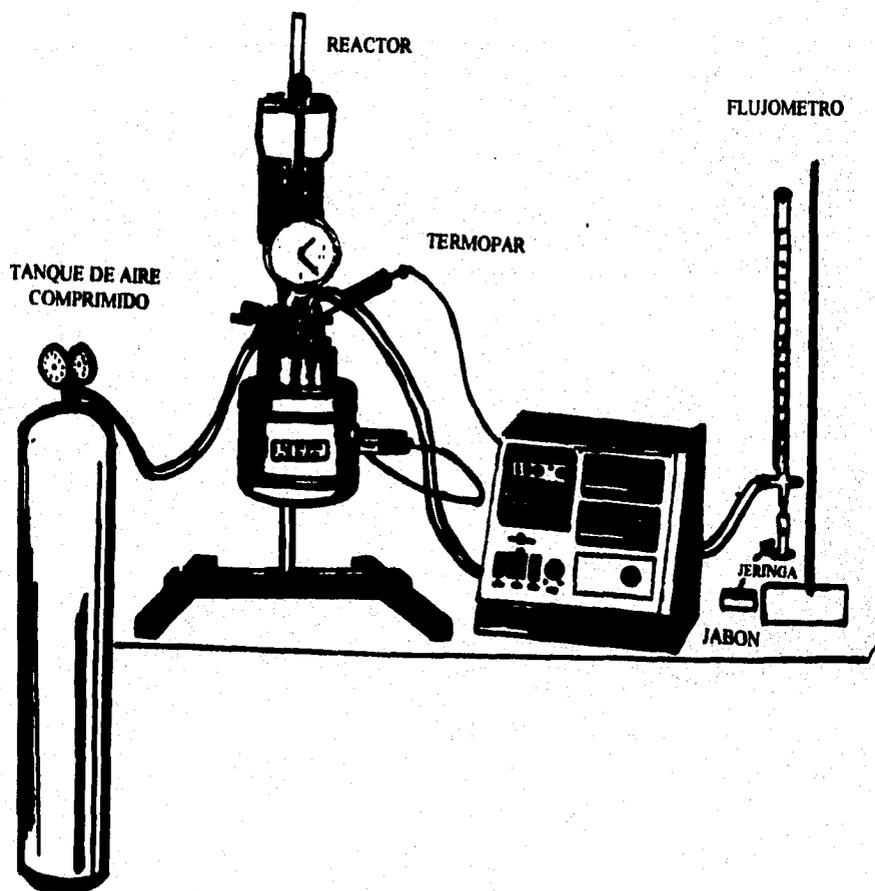


FIGURA 6.1.- REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO UNA TEMPERATURA DE 180 °C Y UNA PRESION DE 12.5612 ATM.

6.4.- RESULTADOS DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

A continuación (Tabla 6.10) se presentan los resultados correspondientes a la segunda alternativa (I.b.-Adsorbentes) planteada en la Tabla 5.4 (Capítulo 5, sección 5.2, pág. 70).

Cabe señalar que en ésta Tabla 6.10, la cantidad de adsorbente (g) difiere de la planteada en la Tabla 5.4, porque a excepción del *kielselgel*, los demás adsorbentes saturaban los 100 mL utilizados de disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) con una cantidad de 50 g ó menos, de tal manera que no quedaba disolución para muestrear. Se utilizaron vasos de precipitados de 250 mL, tomándose las muestras cada doce horas durante trece días, realizándose estos experimentos por triplicado.

TABLA 6.10.- RESULTADOS DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Adsorbentes.	ppm iniciales.	ppm finales.	Diferencia en las ppm.	Tiempo de contacto. (días)	Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a 15 000 ppm. (mL)	Cantidad de adsorbente. (g)
Carbón activado	15 000	6 700	8 300	4	100	20
Kieselgel	15 000	12 000	3 000	13	100	50
Silica gel	15 000	9 600	5 400	13	100	10
Alúmina	15 000	10 000	5 000	8	100	10
Bentonita	15 000	10 500	4 500	13	100	10
Tierra diatomea	15 000	11 700	3 300	13	100	20
Zeolita	15 000	11 200	3 200	13	100	20

De donde puede observarse que el mejor adsorbente fué el carbón (C) activado, su poder adsorbente total se dá en cuatro días manejando una cantidad de 20 g de carbón (C) activado en un volumen de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 100 mL, con una concentración de 15 000 ppm.

Se probaron otros adsorbentes, para ver si se podía encontrar algo mejor que el carbón (C) activado. (Tabla 6.10.1).

Estos adsorbentes fueron proporcionados por distintas empresas:

La Alumina (Al_2O_3) calcinada, la Arcilla barro de oro, y el Feldespato ($KAlSi_3O_8$) fueron proporcionados por Ferro Mexicana S.A. de C.V.

La Arena 20/30, la Arena No.5, la Arena sílica 20/30, la Arena grano de oro, y la Arcilla barro negro fueron proporcionados por Química Escorpio S.A. de C.V. Esta empresa se dedica específicamente al tratamiento de aguas.

La F-y es una zeolita proporcionada por el I.M.P (Instituto Mexicano del Petróleo), la Klinoptilolita es una arcilla proporcionada por el mismo Instituto.

TABLA 6.10.1.- RESULTADOS DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$) A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Adsorbentes.	ppm iniciales.	ppm finales.	diferencia en ppm.	Tiempo de contacto. (días)	Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 15 000 ppm. (mL)	Cantidad de adsorbente (g)
Alúmina calcinada	15 000	15 000	0	13	100	50
Arcilla barro de oro	15 000	13 000	2 000	8	100	50
Arena 20/30	15 000	14 300	700	8	100	50
Arena No. 5	15 000	13 600	1 400	8	100	50
Arena silica 20/30	15 000	13 600	1 400	8	100	50
Arena grano de oro	15 000	14 000	1 000	8	100	50
Barro negro	15 000	15 000	0	13	100	50
Feldespató	15 000	15 000	0	13	100	50
Zeolita faujacita Y (F-Y)	15 000	13 000	0	8	100	50
Klinoptilolita	15 000	15 000	0	13	100	50

Como se puede observar estos adsorbentes en la cantidad manejada (50 g) no saturaron los 100 mL de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) y, los resultados no mejoraron a los que presentó el carbón (C) activado.

A continuación en la Tabla 6.10.2 se presentan los resultados del carbón (C) activado, hasta tener una concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 0 ppm.

Se tomaron los mismos 100 mL de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm, se agregaron 20 granos de carbón (C) activado y al cabo de 4 días se obtuvo una absorbancia de 0.29 (6 700 ppm), se tomaron los 50 mL que quedaron de la misma disolución y, se agregaron nuevamente 20 g de carbón (C) activado, después de 8 días se obtuvo una absorbancia de 0 (0 ppm), en estas pruebas se tomaron muestras cada 24 hrs, realizando los experimentos por triplicado. Para corroborar que todos los adsorbentes probados tuvieron su máximo poder adsorbente, se corrieron pruebas en una centrifuga marca Beckman C5-6R, verificándose todos los resultados, utilizando una velocidad de 2 520 rpm (revoluciones por minuto), en un tiempo de 20 minutos.

TABLA 6.10.2.- RESULTADOS DEL MANEJO DEL CARBON (C) ACTIVADO EN LA DISOLUCION DE UREA ($H_2N-CO-NH_2$), CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 ppm.

Volumen de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm. (mL)	Cantidad de carbón (C) activado. (g)	Tiempo de acción. (días)	Absorbancia y ppm de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$).
100	20	4	0.29 - 6 700 ppm
50	20	8	0.0 - 0 ppm

6.5.- RESULTADOS DEL MANEJO DE OXIDANTES EN REACCION CON LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

A continuación (tabla 6.11) se presentan los resultados correspondientes a la tercera alternativa (I.c.-Oxidantes), planteada en la tabla 5.5 (Capítulo 5, Sección 5.2, pag. 72).

Dentro del grupo de oxidantes estudiado, al manejar hipoclorito de sodio ($NaOCl$) al 6% de cloro (Cl_2) libre se observó que al tener 25 mL de disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) con una concentración de 15 000 ppm y, 25 mL de hipoclorito de sodio ($NaOCl$), (proporción 1:1 en volumen donde por cada mol de urea ($H_2N-CO-NH_2$) se requieren 62.5 moles de hipoclorito de sodio ($NaClO$), ver los cálculos en el Apéndice A, pág.189) la concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) baja de 15 000 ppm a 0 ppm en un tiempo de 20 minutos a temperatura ambiente y presión atmosférica. Fueron empleados vasos de precipitados de 250 mL, ya que la reacción al inicio es exotérmica y genera efervescencia. Se realizó una prueba de cloro (Cl_2) total (Referencia 92, pág. 1), encontrándose que en este volumen de trabajo (50 mL de disolución hay 124.075 mg de cloro (Cl_2), es decir que por litro serían (2 481.5 mg/L = 2 481.5 ppm) y la legislación ambiental permite solo 20 mg/L = 20 ppm (Referencia 95, pág.129).

De acuerdo con este resultado se probó una disolución de hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6% de cloro (Cl₂) libre, manejando cantidades menores, con la finalidad de observar el equilibrio y ver si se podría bajar la cantidad de hipoclorito de sodio (NaOCl), (Tabla 6.11).

TABLA 6.11.- RESULTADOS DEL MANEJO DE HIPOCLORITO DE SODIO (NaOCl), EN LA DISOLUCION DE UREA (H₂N-CO-NH₂) CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 ppm.

Volumen de la disolución de urea (NH ₂ -CO-NH ₂) a 15 000 ppm. (mL)	Volumen de la disolución de hipoclorito de sodio (NaOCl). (mL)	Absorbancia de la disolución.	ppm de la disolución.	Tiempo de reacción. (min)
25	25	0	0	20
25	0.25	0.45	12 000	25
25	2.5	0.40	10 000	25
25	15	0	0	1500 (25 hrs)

Hubo mejoría ya que en lugar de utilizar 25 mL de hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6% de cloro (Cl₂) libre, en 25 mL de disolución de urea (H₂N-CO-NH₂) con una concentración de 15 000 ppm, se utilizaron 15 mL de hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6 % de cloro (Cl₂) libre.

Sin embargo esto se llevó a cabo en mucho tiempo (25 hrs), se incrementó la temperatura, pero el hipoclorito de sodio (NaOCl) se descompone con aumento de temperatura (Referencia 31, pág. 777, Referencia 30, pág. 8576). Se probó en vasos de precipitados de 100 mL hipoclorito de calcio Ca(OCl)₂ al 65% y al 99% de cloro (Cl) libre, dado que son oxidantes más poderosos (Tabla 6.12).

TABLA 6.12.- RESULTADOS DEL MANEJO DE HIPOCLORITO DE CALCIO $\text{Ca}(\text{OCl})_2$, EN LA DISOLUCION DE UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 ppm.

Tiempo de reacción. (hrs)	Volumen de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a 15 000 ppm. (mL)	Hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 65 % de cloro (Cl_2) libre.		
		g - Absorbancia - ppm		
Al instante	25	1g	0.55	15 000 ppm
		4g	0.06	1 200 ppm
		7g	0.04	1 000 ppm
1	25	1g	0.55	15 000 ppm
		4g	0.04	1 000 ppm
		7g	0.03	900 ppm
16	25	1g	0.55	15 000 ppm
		4g	0.04	1 000 ppm
		7g	0.01	400 ppm
30	25	1g	0.55	15 000 ppm
		4g	0.06	1 200 ppm
		7g	0.0	0 ppm

La cantidad más efectiva es agregar 7 g de hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 65 % de cloro (Cl_2) libre a 25 mL de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), ya que la concentración de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) baja de 15 000 a 0 ppm, esto se llevó a cabo en 30 horas, que es mucho tiempo, por ello se decidió utilizar hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 99% de cloro (Cl_2) libre. (Tabla 6.12.1).

TABLA 6.12.1.- RESULTADO DEL MANEJO DE HIPOCLORITO DE CALCIO $\text{Ca}(\text{OCl})_2$, EN LA DISOLUCION DE UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 ppm.

Tiempo de reacción. (hrs)	Volumen de la disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a 15 000 ppm. (mL)	Hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 99 % de cloro (Cl_2) libre.		
		g - Absorbancia - ppm		
Al instante	25	1g	0.55	15 000 ppm
		5g	0.17	4 200 ppm
		7g	0.04	1 000 ppm
1	25	1g	0.55	15 000 ppm
		5g	0.03	900 ppm
		7g	0.01	400 ppm
3	25	1g	0.55	15 000 ppm
		5g	0.02	700 ppm
		7g	0	0 ppm

La cantidad más efectiva es agregar 7 g de hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 99 % de cloro (Cl_2) libre, en un tiempo de 3 horas.

El problema de manejar hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ al 65% y al 99% de cloro (Cl_2) libre, es que se forma un precipitado que hay que eliminar, el cloruro de calcio $\text{Ca}(\text{Cl})_2$, aún cuando se emplea una mínima cantidad, por ello fué descartado.

Se probó también agua oxigenada (peróxido de hidrógeno: H_2O_2) (Tabla 6.13), empleándose vasos de precipitados de 100 mL. Sin embargo su efecto es muy lento comparando estos resultados con los de haber manejado hipoclorito de sodio (NaOCl) e hipoclorito de calcio $\text{Ca}(\text{OCl})_2$. A manera de resumen todos estos resultados se presentan en la figura 6.2. Todos los experimentos correspondientes a ésta alternativa fueron realizados por triplicado.

TABLA 6.13.- RESULTADOS DEL MANEJO DE PEROXIDO DE HIDROGENO (H_2O_2) EN LA DISOLUCION DE UREA ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$), CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 ppm.

tiempo de reacción. (hrs)	Disolución de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) a 15 000 ppm. (mL)	Disolución de peróxido de hidrógeno (H_2O_2). (mL)	Peróxido de hidrógeno (H_2O_2). Absorbancia-ppm
Al instante	25	25	0.24 - 600
2:30	25	25	0.23 - 5 600
5	25	25	0.19 - 4 600

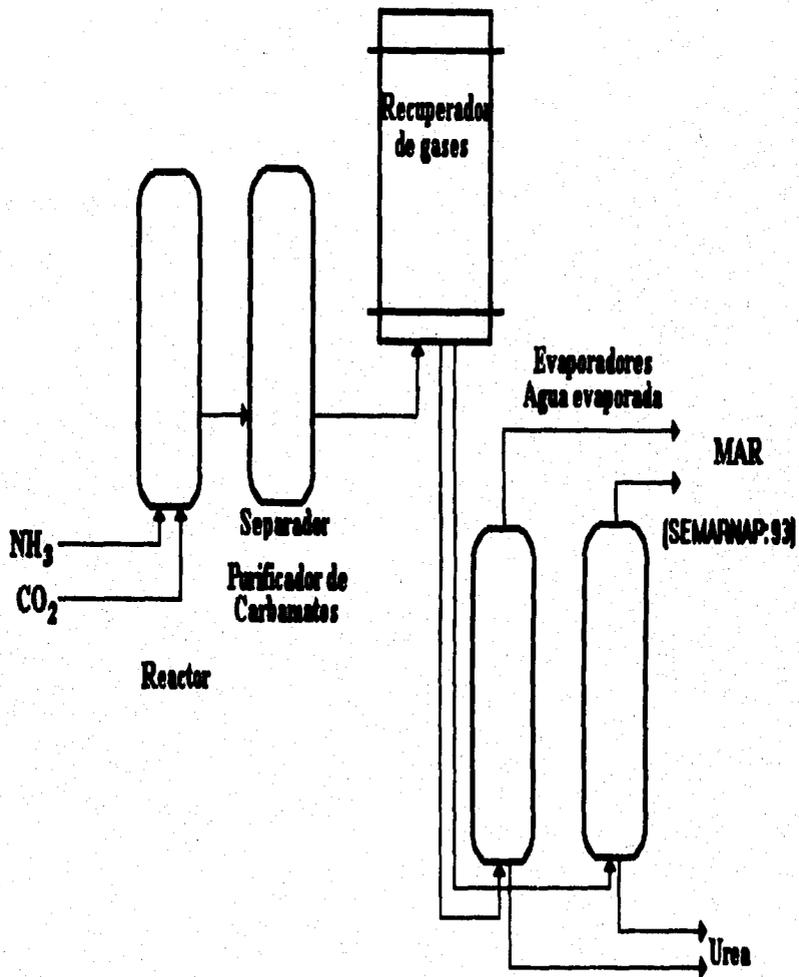


FIGURA I.1. PROCESO GENERAL, DE PRODUCCION DE UREA.

CAPITULO SIETE
ANALISIS ECONOMICO DE LA
MEJOR CONDICION
OPERACIONAL PARA CADA
ALTERNATIVA PLANTEADA

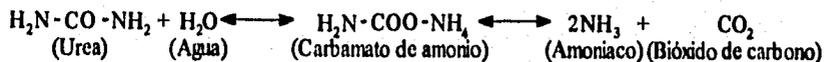
**7.1.- DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO
CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESION ALTAS.**

De acuerdo a la mejor condición de operación para ésta primera alternativa de solución que fué una temperatura de 180 °C, una presión de 12.561 atm y, un tiempo de 20 minutos (Capítulo 6, Sección 6.3, pág. 99). Es necesario ahora llevar estos resultados a la escala industrial, para ello hay que considerar lo siguiente:

- a) De acuerdo a la reacción de *hidrólisis* de la urea: $H_2N-CO-NH_2$, (Ec. 1.30) y, a los experimentos realizados en el laboratorio, el amoníaco (NH_3) generado en la reacción no puede irse a la atmósfera.
- b) La acción del *aire* tiene la función de desorber al amoníaco (NH_3) del agua (H_2O), (Capítulo 2, Sección 2.1, pág. 46) para ello se utilizará una torre desorbedora (DC-3, figura 7.1), en donde la concentración inicial de *aire* es de cero y la concentración final de *aire* debe calcularse, la concentración inicial de amoníaco (NH_3) es de 8 000 ppm (8.0×10^{-3}), en fracción masa ésta es la cantidad de amoníaco (NH_3) que se desprende al inicio de la reacción. (Apéndice A: pág. 142) y éste amoníaco (NH_3) debe absorberse en otra parte (torre absorbedora DC-4, figura 7.1), para ello se utilizará agua (H_2O) pura en una décima parte (17 000 L/hr) aproximadamente, del flujo original a tratar (170 000 L/hr). La concentración inicial de *aire* en la torre absorbedora ya se conoce (es la proveniente de la torre desorbedora) y, la concentración final de *aire* se fija en 270 ppm. (Referencia 94: pág. 15, Norma SEMARNAP).
- c) Ahora ésta agua (H_2O) (17 000 L/hr) necesita ser neutralizada en un reactor, para ello puede utilizarse ácido clorhídrico (HCl), cabe señalar que se forma en éste reactor a pesar de la neutralización, cloruro de amonio (NH_4Cl), se recomienda para su eliminación utilizar resinas de intercambio iónico.

TODOS LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 143-180, AQUI SOLO SE PRESENTAN LOS RESULTADOS FINALES QUE INCLUYEN:

- 1) Dibujo de proceso,
- 2) Lista de clave y equipo,
- 3) Balance de masa,
- 4) Hoja de datos por equipo,
- 5) Hoja de costos del proceso.



Ec. 1.30

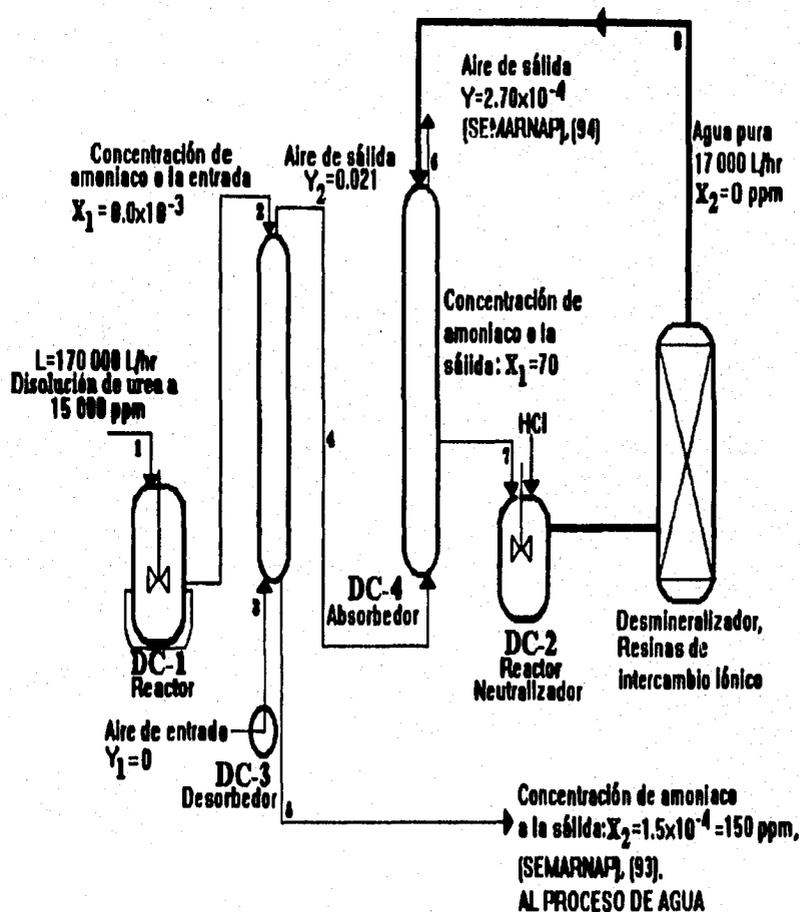


FIGURA 7.1.- ESQUEMA DE LA PROPUESTA A NIVEL INDUSTRIAL PARA ELIMINAR UREA DE AGUA CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM, MANEJANDO CONDICIONES DE OPERACION DE: TEMPERATURA = 180 °C Y PRESION DE 12.561 ATM.

Lista de clave y equipo de la figura 7.1.

Clave	Equipo
DC-1	Reactor 1.
DC-2	Reactor 2.
DC-3	Torre desorbedora.
DC-4	Torre absorbadora.

BALANCE DE MASA DE LA FIGURA 7.1

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8
Sustancia								
Agua (H ₂ O) (m ³ /hr)	170	170					17	17
Urea (H ₂ N-CO-NH ₂). (fracción masa)	0.015							
Amoniaco (NH ₃). (fracción masa)		0.008			1.5x10 ⁻⁴		70	
Aire. (fracción masa)				0.021		2.7x10 ⁻⁴		
Temperatura. (°C)	180	180	25	60	60	-3.33	-3.33	25
Presión. (atm)	12.561	12.561	1	1	1	1	1	1
Viscosidad (kgm/min)	0.005	0.005			0.03		0.06	
Densidad. (kg/m ³)	935	935	1.061	1.061	954	1.301	995	

**HOJA DE DATOS PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
HIDROLISIS DE LA UREA.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 143-149).**

Reactor DC-1, (Figura 7.1):

Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³/hr = 158 950 kg/hr = 374 785.4l b/hr
= 44 910.456 gal/hr.

Temperatura = 180 °C = 356 °F.

Presión = 12.561 atm = 184.6 lb/in².

Tiempo de reacción = 20 min.

Volumen efectivo (V.E) = 56.667 m³.

Volumen total = (V.T) 80.953 m³.

Diámetro (D) = 3.722 m = 12.211 ft = 146.335 in.

Altura (H) = 7.444 m = 24.422 ft = 293.071 in.

N = 120.801 rev/min.

Diámetro del agitador (di) = 1.241 m = 4.071 ft = 48.858 in.

Densidad de la disolución de urea (ρ) = 935 kg/m³.

Viscosidad del agua (μ) = 0.005 kg/mmin.

Número de Reynolds (Re) = 34 790 101.76.

Número de Potencia (Po) = 1.4.

Potencia (P) = 75.692 Hp.

Material: Acero inoxidable 316.

**HOJA DE DATOS PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
HIDROLISIS DE LA UREA.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 153-162).**

Torre desorbedora DC-3, (Figura 7.1):

Ley de Henry (Hj) a 60 °C (140 °F) y 1 atm = 3.267.

Factor = 0.824.

(L/G)real = 2.692.

A = (L/G)/m = 0.824.

1/A = 1.213.

Número de etapas (Np) = 12.

Altura equivalente de plato teórico (HEPT) = 1.50 m.

Altura (H) = 18 m = 50.055 ft = 708.661 in.

Masa velocidad (G^m) = 2 000 000 lb/hrft .

Flujo de gas (G) = 56 666 666.67 L/hr = 124 928 466.7 lb/hr.
= 14 970 152.16 gal/hr = 15 740.74 L/s = 15.741 m³/s
= 16.701 kg/s.

Diámetro (D) = 2.719 m = 8.920 ft = 107.047 in.

Area de sección transversal (Ast.) = 5.806 m .

Empaque: sillas intalox = 16.

Viscosidad del agua (μL) = 0.0005 kg/ms.

Densidad de la disolución de urea a 60°C (140° F) (ρL) = 954 kg/m³.

Densidad del gas (aire) a 0 °C y 1 atm (ρG) = 1.061 kg/m³.

Caída de presión de la torre (ΔP) = 350 (N/m²)/m = 0.428 in H₂O/ft.

Potencia (P) = 442.981 Hp.

Material: Acero inoxidable 316.

**HOJA DE DATOS PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
HIDROLISIS DE LA UREA.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 167-172).**

Torre absorbedora DC-4, (Figura 7.1):

Ley de Henry (Hj) a $-3.333\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($26.001\text{ }^{\circ}\text{F}$) y $1\text{ atm} = 0.00028$.

Factor = 1.05.

$(L/G)_{\text{real}} = 0.0003$.

$A = 1.05$

Número de etapas (N_p) = 32.

Altura equivalente de plato teórico (HEPT) = 1.455 m.

Altura (H) = 46.56 m = 152.756 ft = 1 833.071 in.

Masa velocidad (G'') = 2 500 000 lb/hrft .

Flujo de líquido (L) = 17 000 L/hr = 37 478.54 lb/hr = 4 491.046 gal/hr
= 4.722 L/s = 0.005 m³/s = 4.975 kg/s.

Diámetro (D) = 2.432 m = 7.979 ft = 95.748 in.

Area de sección transversal (Ast.) = 4.645 m².

Empaque: sillas intalox = 16.

Viscosidad del agua (μ_L) = 0.00003 kg/ms.

Densidad de la disolución de urea a $-3.333\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($26.001\text{ }^{\circ}\text{F}$) (ρ_L) = 995 kg/m³.

Densidad del gas (aire) a $-3.333\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm (ρ_G) = 1.310 kg/m³.

Caída de presión de la torre (ΔP) = 350 (N/m²)/m = 0.428 in H₂O/ft².

Potencia (P) = 1 145.717 Hp.

Material: Acero inoxidable 316.

**HOJA DE DATOS PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
HIDROLISIS DE LA UREA.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 175-178).**

Reactor DC-2, (Figura 7.1):

Flujo = 17 000 L/hr = 17 m³/hr = 16 541 kg/hr = 37 478.54 lb/hr = 4 491.046 gal/hr.

Temperatura = 25 °C = 77 °F.

Presión = 1 atm = 14.696 lb/in².

Tiempo de reacción = 20 min.

Volumen efectivo (V.E) = 5.667 m³.

Volumen total (V.T) = 8.096 m³.

Diámetro (D) = 1.534 m = 5.033 ft = 60.394 in.

Altura (H) = 3.068 m = 10.066 ft = 120.787 in.

N = 263 rev/min.

Diámetro del agitador (di) = 0.511 m = 1.676 ft.

Densidad de la disolución de urea (ρ) = 973 kg/m³.

Viscosidad del agua (μ) = 0.054 kg/mmin.

Número de Reynolds (Re) = 1 237 418.57.

Número de Potencia (Po) = 1.4.

Potencia (P) = 8.932 Hp.

Material: Acero inoxidable 316.

**HOJA DE COSTOS PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
HIDROLISIS DE LA UREA.**

(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 150-152, 163-166,
173-174, 179-180).

Sumando el costo de cada equipo, para sacar el costo total de los equipos:

Equipo	Precio (1981)	
	US\$	\$
Reactor DC-1	249 886.970	1 999 095.76
Torre Desorbedora DC-3	+ 166 102.829	1 328 822.632
Torre Absorbedora DC-4	+ 301 526.029	2 412 208.232
Reactor DC-2	+ 46 112.076	368 896.608
Total	US\$ 763 627.904	\$6 109 023.232

Actualizando a 1996:

$$\frac{\text{US\$ } 763\ 627.904\ (993.4)}{721.3} = \text{US\$1 } 051\ 695.494 = \$8\ 413\ 563.952$$

Indice anual 1981=721.3
Indice anual 1996=993.4
(Referencias 6 y 24).

Para el costo de planta instalada:

$$\text{US\$1 } 051\ 695.494\ (3) = \text{US\$ } 3\ 155\ 086.482 = \$25\ 240\ 691.86, \text{ donde 3 es un factor que incluye, tuberías y accesorios.}$$

SERVICIOS: Se considero unicamente el servicio de electricidad.

Electricidad:

Sumando resultados para obtener el consumo total de electricidad:

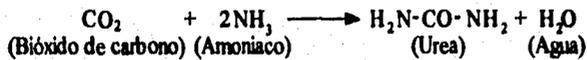
Reactor DC-1	75.692 Hp,	(Apéndice A: pág.149).
Torre Desorbedora DC-3	442.981 Hp,	(Apéndice A: pág.161).
Torre Absorbedora DC-4	+ 1145.717 Hp,	(Apéndice A: pág.172).
Reactor DC-2	+ 8.932 Hp,	(Apéndice A: pág. 178).
Total	1 673.322 Hp	

Para sacar el costo de agua tratada anualmente:

$$1\ 673\ 322\ \text{Hp} \left(\frac{1\ \text{Kw}}{1.34102\ \text{Hp}} \right) \left(8\ 760\ \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right) = 10\ 930\ 710\ \frac{\text{Kwhr}}{\text{año}}$$

$$10\ 930\ 710\ \frac{\text{Kwhr}}{\text{año}} \left(\frac{0.33\ \$}{1\ \text{Kwhr}} \right) = 3\ 607\ 134.3\ \frac{\$}{\text{año}} = 450\ 891.787\ \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

Para saber el costo adicional (Costo unitario promedio anual de la urea), que hay que agregar al costo de la urea (H₂N-CO-NH₂), puesto que es urea (H₂N-CO-NH₂) lo que se produce en ésta industria, hay que saber cuanta urea (H₂N-CO-NH₂) se produce anualmente. Analizando la reacción 1.37:



Ec.1.37

170 000L/hr, de agua + 18 gmol = 170 000 kg / hr de agua + 18 gmol = 9 444.444 kgmol/hr, de agua.

Se produce en la fábrica 9.444x10³ kgmol/hr de urea, o sea 9.444x10³ kgmol x 60 g/mol de urea = 5.666x10⁵ kg/hr de urea.

La urea producida anualmente es: 5.666x10⁵ kg/hr de urea X 8760 hr/año = 4.964 x 10⁹ kg/año.

COSTO
UNITARIO
PROMEDIO
ANUAL

$$\text{DE LA UREA} = \frac{\text{Costo de la inversión}}{\text{tiempo de recuperación de la inversión}} + \frac{\text{Costos variables anuales}}{\text{producción de urea anual}}$$

Ec.7.1

donde:

Costo de la inversión = Costo de la planta instalada.

Costos variables anuales = Costos de servicios + Costos por concepto de materia prima

COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE LA UREA

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3\,155\,086.482 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{10} + \frac{450\,891.787 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{4.964 \times 10^9 \frac{\text{Kg}}{\text{año}}} = 1.544 \times 10^{-4} \frac{\text{US\$}}{\text{kg de urea}} \\
 &= 0.001 \frac{\$}{\text{kg de urea}}
 \end{aligned}$$

Desde el punto de vista del agua:

Considerando la cantidad de agua a tratar al año:

$$170\,000 \frac{\text{L}}{\text{hr}} \left(8\,760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right) = 1.49 \times 10^9 \frac{\text{L}}{\text{año}}$$

COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE LA AGUA

$$\begin{aligned}
 &\frac{3\,155\,086.482 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{10} + \frac{450\,891.787 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{1.49 \times 10^9 \frac{\text{L}}{\text{año}}} \\
 &= 5.144 \times 10^{-4} \frac{\text{US\$}}{\text{L de agua}} = 5.144 \times 10^{-1} \frac{\text{US\$}}{\text{m}^3 \text{ de agua}} \\
 &= 0.004 \frac{\$}{\text{L de agua}} = 4.115 \frac{\$}{\text{m}^3 \text{ de agua}}
 \end{aligned}$$

Esto quiere decir que el Costo unitario promedio anual de agua (H₂O), que hay que adicionarle al Costo unitario promedio anual de urea (H₂N-CO-NH₂) es 5.144x10⁻¹ US\$/m³ de agua.

**7.2.- DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA
CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.**

En esta alternativa la mejor condición de operación fué a temperatura ambiente y presión atmosférica con el carbón (C) activado, llevándose a cabo dos etapas (un total de 12 días). En la primera etapa que duró 4 días la concentración de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) bajó de 15 000 ppm a 6 700 ppm y, en la segunda etapa que duró 8 días, la concentración en la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) bajó de 6 700 ppm a 0 ppm (Capítulo 6, Sección 6.4, pág. 104). Para proponer un proceso a nivel industrial debe considerarse lo siguiente:

- a) Calcular la cantidad de carbón (C) activado que se requiere para actuar en el flujo a nivel industrial (170 000 L/hr).
- b) Conociendo la masa velocidad recomendada para el carbón (C) activado (Referencia 83: pág. 710) y, el flujo de agua (H_2O) puede calcularse el diámetro de los equipos (adsorbedores): los de la primera etapa (FA-1...FA-4) y, los de la segunda etapa (FB-1...FB-5), (Ver la figura 7.2).
- c) Conociendo el diámetro de los equipos, la cantidad de carbón (C) activado que se necesita en cada etapa y, con la densidad aparente de un lecho de carbón (C) activado (Referencia 83: pág. 692), se calcula la altura de los equipos.

Los adsorbedores (FA-1...FA-4), bajan la concentración de urea ($H_2N-CO-NH_2$) de 15 000 ppm a 6 700 ppm, esto en cuatro días (primera etapa). La misma cantidad de agua (H_2O) va a pasar a los adsorbedores (FB-1...FB-5), el agua (H_2O) va a estar aquí por ocho días; (segunda etapa). La cama de carbón (C) activado de los equipos (FA-1...FA-4), requiere ser regenerada, para ello se va a utilizar una temperatura de 650 °C (Capítulo 3, Sección 3.2.5, pág. 56). La cama de carbón (C) activado puede regenerarse a lo mucho dos veces (de acuerdo a la experiencia en las plantas de producción de azúcar: Referencia 59: pág. 17-1), la urea ($H_2N-CO-NH_2$) a ésta temperatura se descompone en bióxido de carbono (CO_2) y nitrógeno (N_2), pero mientras esta cama de carbón (C) activado se regenera, se requieren de otros equipos que trabajen para la primera etapa (FA-5...FA-8), lo mismo va a suceder con los de la segunda etapa, (FB-6...FB-10), (Figura 7.2).

**TODOS LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG.181-189
AQUI SE PRESENTAN LOS RESULTADOS FINALES QUE INCLUYEN:**

- 1) Dibujo de proceso,
- 2) Lista de clave y equipo,
- 3) Balance de masa,
- 4) Hoja de cálculo por equipo,
- 5) Hoja de costos del proceso.

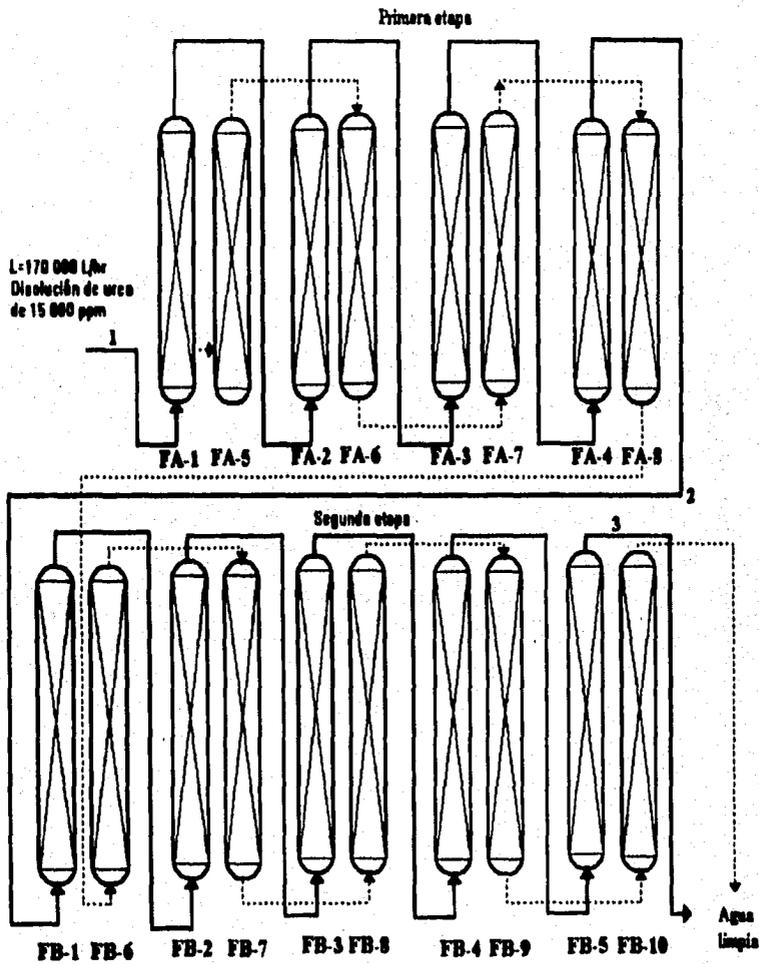


FIGURA 7.2.- ESQUEMA DE LA PROPUESTA A NIVEL INDUSTRIAL PARA ELIMINAR UREA DE AGUA CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM, UTILIZANDO, CARBON ACTIVADO, EN DOS CAMAS EN SERIE.

Lista de clave y equipo de la figura 7.2.

Clave	Equipo
FA-1 ...FA-4	Adsorbedores de la primera etapa.
FA-5 ...FA-8	Adsorbedores de la primera etapa.
FB-1 ...FB-5	Adsorbedores de la segunda etapa.
FB-6 ...FB-10	Adsorbedores de la segunda etapa.

BALANCE DE MASA DE LA FIGURA 7.2

Corriente Sustancia	1	2	3
Agua (m ³ /hr)	170	170	170
Urea H ₂ N-CO-NH ₂ . (fracción masa)	0.015	0.0067	0
Temperatura. (°C)	25	25	25
Presión. (atm)	1	1	1
Viscosidad (kg/mmín)	0.054	0.054	0.054
Densidad (kg/m ³)	973	973	973

**HOJA DE DATOS PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN:
DEL MANEJO DE ADSORBENTES.
(LOS CÁLCULOS SE PRESENTAN EN EL APÉNDICE A, PÁG. 181-183).**

Adsorbedor FA-1...FA-4: primera etapa (Figura 7.2):

Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³ /hr = 364 666.194 lb/hr.
= 44 910.456 gal/hr.

Temperatura = 25 °C = 77 °F.

Presión = 1 atm = 14.696 lb/in².

Densidad de la disolución de urea (ρ) = 973 kg/m³.

Viscosidad del agua (μ) = 0.054 kg/mmin.

Tiempo de residencia de la primera etapa = 4 días.

Masa velocidad del carbón activado = 4.850 lb/cm²hr.
= 5 lb/cm²hr.

D (Diámetro) = 3.048 m = 10 ft = 120 in.

Cantidad de carbón activado = 164 086.72 kg.

H (Altura) = 16.740 m = 54.921 ft = 659.055 in.

Densidad aparente de un lecho de carbón activado = 480 kg/m³.

Volumen efectivo (V.E) = 341.847 m³.

Volumen total (V.T) = 488.353 m³.

**HOJA DE DATOS PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE ADSORBENTES.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 186-187):**

Adsorbedor FB-5...FB-8: segunda etapa (Figura 7.2):

$$\begin{aligned}\text{Flujo} &= 170\,000 \text{ L/hr} = 170 \text{ m}^3/\text{hr} = 364\,666.194 \text{ lb/hr.} \\ &= 44\,910.456 \text{ gal/hr.}\end{aligned}$$

$$\text{Temperatura} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$\text{Presión} = 1 \text{ atm} = 14.696 \text{ lb/in.}$$

$$\text{Densidad de la disolución de urea } (\rho) = 973 \text{ kg/m}^3.$$

$$\text{Viscosidad del agua } (\mu) = 0.054 \text{ kg/mmin.}$$

$$\text{Tiempo de residencia de la segunda etapa} = 8 \text{ días.}$$

$$\begin{aligned}\text{Masa velocidad del carbón activado} &= 4.850 \text{ lb/cm}^2\text{hr.} \\ &= 5 \text{ lb/cm}^2\text{hr.}\end{aligned}$$

$$\text{D (Diámetro)} = 3.048 \text{ m} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in.}$$

$$\text{Cantidad de carbón activado} = 25\,803.96 \text{ kg.}$$

$$\text{H (Altura)} = 21.601 \text{ m} = 70.869 \text{ ft} = 850.433 \text{ in.}$$

$$\text{Densidad aparente de un lecho de carbón activado} = 480 \text{ kg/m}^3.$$

$$\text{Volumen efectivo (V.E)} = 551.367 \text{ m}^3.$$

$$\text{Volumen total (V.T)} = 787.667 \text{ m}^3.$$

**HOJA DE DATOS PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE ADSORBENTES
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 181-183).**

Adsorbedor FA-4...FA-8: primera etapa, equipos de sustitución (Figura 7.2):

Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³/hr = 374 785.4 lb/hr = 44 910.456 gal/hr.

Temperatura = 25°C = 77 °F.

Presión = 1 atm = 14.696 lb/in.

Densidad de la disolución de urea (ρ) = 973 kg/m³.

Viscosidad del agua (μ) = 0.054 kg/mmin.

Tiempo de residencia de la primera etapa = 4 días.

Masa velocidad del carbón activado = 4.850 lb/cm²hr.
= 5 lb/cm²hr.

D (Diámetro) = 3.048 m = 10 ft = 120 in.

Cantidad de carbón activado = 164 086.72 kg.

H (Altura) = 16.740 m = 54.921 ft = 659.055 in.

Densidad aparente de un lecho de carbón activado = 480 kg/m³.

Volumen efectivo (V.E) = 341.47 m³.

Volumen total (V.T) = 488.353 m³.

HOJA DE DATOS PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE ADSORBENTES.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 186-187).

Adsorbedor FB-5...FB-10: segunda etapa, equipos de sustitución (Figura 7.2):

Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³/hr = 364 666.194 lb/hr = 44 910.456 gal/hr.

Temperatura = 25 °C = 77 °F.

Densidad de la disolución de urea (ρ) = 973 kg/m³.

Viscosidad del agua (μ) = 0.054 kg/mmin.

Presión = 1 atm = 14.696 lb/in².

Tiempo de residencia de la segunda etapa = 8 días.

Masa velocidad del carbón activado = 4.850 lb/cm²hr.
= 5 lb/cm²hr.

D (Diámetro) = 3.048 m = 10 ft = 120 in.

Cantidad de carbón activado = 264 653 kg.

H (Altura) = 21.601 m = 70.869 ft = 850.433 in.

Densidad aparente de un lecho de carbón activado = 480 kg/m³.

Volumen efectivo (V.E) = 551.367 m³.

Volumen total (V.T) = 787.667 m³.

**HOJA DE COSTOS PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE ADSORBENTES
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 184-185, 188-189).**

Sumando el costo de cada equipo, para sacar el costo total de los equipos:

Equipo	Precio 1981	
	US\$	\$
Adsorbedor FA-1 ...FA-4 186 642.229(4 adsorbedores) =	746 568.916	5 972 551.328
Desorbedor FA-5 ...FB-8	+ 746 568.916	5 972 551.328
Adsorbedor FB-1 ...FB-5 294 202.541(5 adsorbedores) =	1 471 012.705	11 768 101.64
Desorbedor FB-6 ...FB-10	+1 471 012.705	11 768 101.64
Total	US\$4 435 163.242	\$35 481 305.94

$$\text{Actualizando a 1996: } \frac{\text{US\$ 4 435 163.242 (993.4)}}{721.3} = \text{US\$ 6 108 264.474}$$

$$= \$48 886 115.79$$

Indice anual 1981=721.3
Indice anual 1996=993.4
(Referencias 6 y 25)

Para el costo de planta instalada:

US\$ 6 108 264.474 (3) = US\$ 18 324 793.42 = \$146 658 347.4, donde 3 es un factor que incluye, tuberías y accesorios.

SERVICIOS: Se consideró únicamente el Costo de materia prima.

Costo de materia prima:

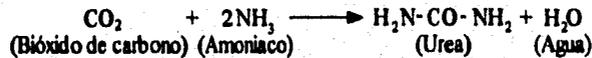
- 1ra. etapa (4 días) 164 086.72 kg de carbón (C) activado.
- + 2da. etapa (8 días) 264 653.00 kg de carbón (C) activado.

Total (12 días) 428 739.72 kg de carbón (C) activado.

Para saber cuanto carbón (C) activado se necesita comprar al año se procede de la siguiente manera: 365 días ÷ 12 días que dura todo el proceso = 30 veces que el proceso va a probarse al año. Por lo tanto si se considera que el carbón (C) activado puede regenerarse a lo más dos veces, se puede utilizar un total de 3 veces (la primera vez y, las dos regeneraciones), 30÷3=10 veces que hay que comprar carbón (C) activado al año.

Ahora, multiplicando la cantidad de carbón (C) activado que se requiere, por su costo: 428 739.72 kg de carbón (C) activado (\$ 10.56/l kg de carbón (C) activado en polvo: Apéndice B, pág. 197) = \$ 4 527 491.443 (US\$ 565 936.430) x 10 veces = US\$/año 5 659 364.3 (\$/año 45 274 914.43).

Para saber el costo adicional (Costo unitario promedio anual del agua), que hay que agregar al Costo unitario promedio anual de la urea ($H_2N-CO-NH_2$), puesto que es urea ($H_2N-CO-NH_2$) lo que se produce en ésta industria, hay que saber cuanta urea ($H_2N-CO-NH_2$) se produce anualmente. Analizando la reacción 1.37:



Ec.1.37

170 000 L/hr de agua +18 g/mol = 170 000 kg / hr de agua+18 g/mol = 9 444.444 kgmol/hr de agua.

Se produce en la fábrica 9.444×10^3 kgmol/hr de urea, o sea 9.444×10^3 kgmol X 60 g/mol de urea = 5.666×10^5 kg/hr de urea.

La urea producida anualmente es: 5.666×10^5 kg/hr de urea X 8760 hr/año = 4.964×10^9 kg/año.

COSTO
UNITARIO
PROMEDIO
ANUAL

$$\text{DE LA UREA} = \frac{\text{Costo de la inversión} + \text{Costos variables anuales}}{\text{tiempo de recuperación de la inversión} \cdot \text{producción de urea anual}}$$

Ec. 7.1

donde:

Costo de la inversión = Costo de la planta instalada.

Costos variables anuales = Costos de servicios + costos por concepto de materia prima
En este caso solo se tomo en cuenta los costos por concepto de materia prima.

COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE LA UREA =

$$\begin{aligned} & \frac{18324793.42 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{10} + 5 \ 659 \ 364.3 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 1.509 \times 10^{-3} \frac{\text{US\$}}{\text{kg de urea}} \\ & \cdot \frac{4.964 \times 10^9 \text{ Kg}}{\text{año}} \\ & = 0.012 \frac{\$}{\text{kg de urea}} \end{aligned}$$

Desde el punto de vista del agua:

Considerando la cantidad de agua a tratar al año:

$$170\ 000 \frac{\text{L}}{\text{hr}} \left(8\ 760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right) = 1.49 \times 10^9 \frac{\text{L}}{\text{año}}$$

COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE LA AGUA

$$\frac{18\ 324\ 793.42 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}}{10} + 5\ 659\ 364.3 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

$$\frac{1.49 \times 10^9 \frac{\text{L}}{\text{año}}}{10}$$

$$= 5.028 \times 10^{-3} \frac{\text{US\$}}{\text{L de agua}} = 5.028 \frac{\text{US\$}}{\text{m}^3 \text{ de agua}}$$

$$= 0.040 \frac{\$}{\text{L de agua}} = 40.00 \frac{\$}{\text{m}^3 \text{ de agua}}$$

Esto quiere decir que el Costo unitario promedio anual de agua (H₂O), que hay que adicionarle al Costo unitario promedio anual de urea (H₂N-CO-NH₂) es 5.028 US\$/m³ de agua.

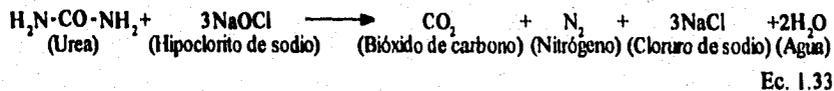
7.3.- DEL MANEJO DE OXIDANTES, EN REACCION CON LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Para ésta alternativa, el mejor resultado que se obtuvo fué manejando hipoclorito de sodio (NaOCl) a temperatura ambiente y presión atmosférica, en un tiempo de 20 minutos y, en una proporción 1:1 volumen (en el laboratorio se manejó 25 mL de hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6 % de cloro (Cl₂) libre en 25 mL de disolución de urea (H₂N-CO-NH₂) en donde por cada mol de urea (H₂N-CO-NH₂) se requieren 62.5 moles de hipoclorito de sodio (NaOCl) al 6% de cloro (Cl₂) libre, ver los cálculos en el Apéndice A, pág. 189) para llevar los resultados a escala industrial se tomar en cuenta lo siguiente.

- a) Se requiere diseñar un reactor a temperatura ambiente y presión atmosférica (DC-1, Figura 7.3).

TODOS LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 190-196, AQUI SOLO SE PRESENTAN LOS RESULTADOS FINALES QUE INCLUYEN:

- 1) Dibujo de proceso,
- 2) Lista de clave y equipo,
- 3) Balance de masa,
- 4) Hoja de datos por equipo,
- 5) Hoja de costos del proceso.



$L_1 = 177\ 083$ L/hr de hipoclorito
de sodio al 6% de cloro libre

$L = 170\ 000$ L/hr de Disolución
de urea a 15 000 ppm

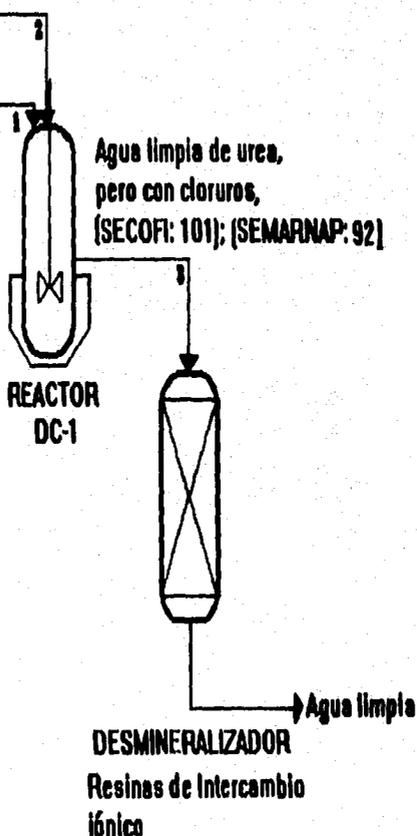


FIGURA 7.3.- ESQUEMA DE LA PROPUESTA A NIVEL INDUSTRIAL PARA ELIMINAR UREA DE AGUA CON UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM, UTILIZANDO HIPOCLORITO DE SODIO AL 6% DE CLORO LIBRE.

Lista de clave y equipo de la figura 7.3.

Clave	Equipo
DC-1	Reactor 1

BALANCE DE MASA DE LA FIGURA 7.3.

Corriente Sustancia	1	2	3
Agua (H ₂ O) (L/hr)	170 000		347 083
Urea (H ₂ N-CO-NH ₂). (fracción masa)	0.015		
Hipoclorito de sodio (NaOCl). (L/hr)		177 083	
Temperatura (°C)	25	25	25
Presión. (atm)	1	1	1
Viscosidad (kgm/min)	0.054		
Densidad (kg/m ³)	973		

**HOJA DE DATOS PARA LA TERCERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE OXIDANTES.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 190-194).****Reactor DC-1, (Figura 7.3).****Flujo = 347 083 L/hr = 347.083 m³/hr = 91 692.94 gal/hr.****Temperatura = 25 °C = 77 °F.****Presión = 1 atm = 14.696 lb/in².****Tiempo de reacción = 20 min.****Volumen efectivo = 115.694 m³.****Volumen total = 165.277 m³.****Diámetro = 4.722 m = 15.492 ft = 185.905 in.****Altura = 9.444 m = 30.984 ft = 371.811 in.****N = 104 rev/min.****Diámetro del agitador = 1.574 m = 5.164 ft.****Densidad de la disolución de urea (ρ) = 973 kg/m³.****Viscosidad del agua (μ) = 0.054 kg/mmin.****Número de Reynolds = 4 642 606.507.****Número de Potencia = 1.4.****Potencia = 153.145 Hp.****Material: Acero inoxidable 316.**

**HOJA DE COSTOS PARA LA TERCERA ALTERNATIVA DE SOLUCION:
DEL MANEJO DE OXIDANTES.
(LOS CALCULOS SE PRESENTAN EN EL APENDICE A, PAG. 195-196).**

Equipo	Precio 1981
Reactor DC-1	US\$ 137 904.158 \$1 103 233.264

$$\text{Actualizando a 1996: } \frac{\text{US\$ } 137\ 904.158 (993.4)}{721.3} = \text{US\$ } 189\ 926.508$$

$$= \$ 1\ 519\ 412.068$$

Indice anual 1981=721.3
Indice anual 1996=993.4
(Referencias 6 y 25)

Para el costo de planta instalada:
US\$ 189 926.508 (3) = US\$ 569 779.524 = \$4 558 236.192, donde 3 es un factor que incluye, tuberías y accesorios.

SERVICIOS: Se consideró unicamente el servicio de electricidad.

(Apéndice A: pág. 194).

$$153.145 \text{ Hp} \left(\frac{1 \text{ Kw}}{1.34102 \text{ Hp}} \right) \left(8\ 760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \right) = 1\ 000\ 395.371 \frac{\text{Kwhr}}{\text{año}}$$

$$1\ 000\ 395.371 \frac{\text{Kwhr}}{\text{año}} \left(\frac{0.33 \$}{1 \text{ Kwhr}} \right) = 330\ 130.472 \frac{\$}{\text{año}} = 41\ 266.309 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

SERVICIOS:

(Costo de materia prima).

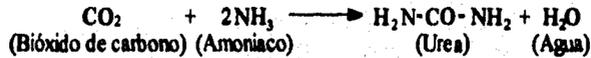
170 000 L/ hr de hipoclorito de sodio: NaOCl (\$ 0.95; Apéndice B: pág. 198) = 161 500.00 \$ / hr (25 634.921 US\$ / hr) x (24 hr) = 3 876 000.00 \$ / día (615 238.095 US\$ / día) x 365 días = 1 414 740 000.00 \$ / día (224 561 904.8 US\$/día).

Sumando los Costos de gasto de materia prima y de electricidad:

US\$/año 224 561 904.8 (materia prima).
+US\$/año 41 266.309 (electricidad).

US\$/año 224 603 171.1 (\$/año 1 796 825 369.00)

Para saber el costo adicional (Costo unitario promedio anual de la urea), que hay que agregar al costo de la urea ($H_2N-CO-NH_2$), puesto que es urea ($H_2N-CO-NH_2$) lo que se produce en ésta industria, hay que saber cuanta urea ($H_2N-CO-NH_2$) se produce anualmente. Analizando la reacción 1.37:



Ec.1.37

170 000L/hr de agua +18 g/mol = 170 000 kg / hr de agua +18 g/mol = 9 444.444 kg/mol/hr de agua.

Se produce en la fábrica 9.444×10^3 kg/mol/hr de urea, o sea 9.444×10^3 kg/mol X 60 g/mol de urea = 5.666×10^5 kg/hr de urea.

La urea producida anualmente es: 5.666×10^5 kg/hr de urea x 8760 hr/año = 4.964×10^9 kg/año.

COSTO
UNITARIO
PROMEDIO
ANUAL

$$\text{DE LA UREA} = \frac{\text{Costo de la inversión} + \text{Costos variables anuales}}{\frac{\text{tiempo de recuperación de la inversión}}{\text{producción de urea anual}}}$$

Ec. 7.1

donde:

Costo de la inversión = Costo de la planta instalada.

Costos variables anuales = Costos de servicios + Costos por concepto de materia prima

CAPITULO OCHO
CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS

8.1.- DE LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA MANEJANDO CONDICIONES DE OPERACION DE TEMPERATURA Y PRESION ALTAS.

Respecto de la primera alternativa de solución, es decir manejando una Presión de 12.561 atm y una Temperatura de 180 °C, con un Tiempo de Reacción de 20 minutos (Capítulo 6, Sección 6.3, pág. 99) y, un Costo unitario promedio anual de agua de 5.144×10^1 US\$/m³ de agua (4.115 \$/m³ de agua), (Capítulo 7, Sección 7.1 pág. 119) puede concluirse de éstas tres alternativas manejadas a nivel de laboratorio que ésta es la más viable técnica y económicamente (ver la Tabla 8.1). Sobre ésta base es necesario realizar experimentos de planta piloto y, de planta para corroborar la bondad del proceso y afinar los costos de éste proceso de depuración.

TABLA 8.1.- COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE AGUA ATRATAR, PARA LA MEJOR CONDICION DE OPERACION, DE CADA UNA DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS.

PROCESO	COSTO UNITARIO PROMEDIO ANUAL DE AGUA A TRATAR
Hidrólisis de la urea.	5.144×10^1 US\$/m ³ de agua (4.115 \$/m ³ de agua)
Adsorción de urea en carbón activado.	5.028 US\$/m ³ de agua (40.00 \$/m ³ de agua)
Oxidación de urea con hipoclorito de sodio al 6% de cloro libre.	151 US\$/m ³ de agua (1 208 \$/m ³ de agua)

8.2.- DEL MANEJO DE ADSORBENTES EN LA DISOLUCION DE UREA DE 15 000 PPM.

Para la segunda alternativa de solución en la que el mejor adsorbente fué el carbón (C) activado a Temperatura ambiente y Presión atmosférica y, en Dos Etapas de Acción (un total de 12 días), (Capítulo 6, Sección 6.4, pág. 104) y un Costo unitario promedio anual de agua de 5.028 US\$/m³ de agua (40.00 \$/m³ de agua), (Capítulo 7, Sección 7.2, pág. 129) resultó ser un proceso caro.

A nivel de laboratorio, haciendo una comparación de los adsorbentes estudiados (Tablas 6.10: pág. 102 y, 6.10.1: pág. 103), se hacen las siguientes sugerencias.

En general todos estos adsorbentes a excepción del carbón (C) activado reflejan en los resultados ser de poco alcance (poder adsorbente), podrían mejorarse estos resultados, comenzando por determinar experimentalmente el *área superficial* de cada uno de ellos, ya que éste parámetro nos indica que a mayor *área superficial* y *volumen de poros* mejor es el poder adsorbente. Teniendo los datos de *área superficial* se pueden analizar más bentonitas y zeolitas así como de carbón (C) activado ya que hay más variedad.

En el caso de las zeolitas se probó una comercial y, existe un tipo de zeolitas denominadas tipo X (Referencia 70: pág. 19-45), específicas para adsorber que no fueron probadas. El IMP (Instituto Mexicano del Petróleo) proporcionó una zeolita, denominada faujacita-y (F-y), que no corresponde al grupo de las adsorbentes.

Puede esperarse que al emplear zeolitas tipo X, mejorasen los resultados, sin embargo puede decirse que resultaría un proceso caro porque el tratamiento con zeolitas es detallado.

Con respecto al segundo grupo de adsorbentes probado (Tabla 6.10.1), lo que resultó mejor fué la arcilla barro de oro (material proporcionado por Ferro Mexicana S.A.), esto indica que buscando entre más arcillas pudiera haber alguna que mejorara éste resultado.

El proceso del carbón (C) activado es bueno, de hecho éste material es muy utilizado para el tratamiento de aguas. Resulta un poco caro, sin embargo podría probarse una mezcla de los mejores materiales adsorbentes y quizás el proceso resultaría más eficaz y económico. (Referencia 70: pág. 16-8).

8.3.- DEL MANEJO DE OXIDANTES EN REACCION CON LA DISOLUCION DE UREA A UNA CONCENTRACION DE 15 000 PPM.

Para ésta que fué la tercera alternativa de solución, con una Presión de 1atm, una Temperatura de 25°C, en un Tiempo de 20 minutos (Capítulo 6, Sección 6.4, pág. 104) y, un Costo unitario promedio anual de agua de 151 US\$/m³ de agua (1 208 \$/m³ de agua), (Capítulo 7, Sección 7.3, pág. 138), resultó ser la más cara de las tres y, técnicamente no viable porque al final queda agua con una concentración de cloro muy alta (2 481.5 mg/L) y la legislación ambiental permite sólo 20 mg/L. (Referencia 91: pág. 1), esto indica que hay que eliminar ese cloro.

Se sugiere emplear otros compuestos como un hipoclorito de sodio (NaOCl) más concentrado, el más concentrado que existe es al 13 %. Hay otro compuesto denominado cloramina T: CH₃. C₆H₄. SO₂ N Cl Na. 3H₂O (sal de sodio de la N-cloro-p-tolueno-sulfonamida), más estable que el hipoclorito de sodio (NaOCl) que convendría probar.

Podrían probarse otros oxidantes considerados como poderosos, aunque no específicos para tratar agua (H₂O), por ejemplo: permanganato de potasio (KMnO₄), dicromato de potasio (K₂Cr₂O₇), puede decirse que el emplearlos implicaría un procedimiento más detallado (tiempo), porque hay que quitar color, lo mismo sucedería con el yodo (I) y compuestos de yodo (I), como el yodato de potasio (KIO₃), además de que la mayoría de ellos son caros.

Conviene probar también el sulfato cérico (Ce₂SO₄), el sulfato de manganeso (Mn SO₄) y el bromato de potasio (KBrO₃), (Referencia 85, pág. 32, 41, 70).

APENDICE A
MEMORIA DE CALCULOS

A-1.- CONSTANTE DE EQUILIBRIO EN LA REACCION DE HIDROLISIS DE LA UREA.

Analizando la reacción de *hidrólisis* de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) (Ec. 1.30), a temperatura ambiente y presión atmosférica (Capítulo 6, Sección 6.1, pág. 87), la constante de equilibrio indicada es:

$$\ln K = \Delta H_r / R (1/T_1 - 1/T_0) + \ln K_0 \quad (\text{Referencia 80: pág. 525; Referencia 71: pág. 2; Referencia 73: pág. 8, 22, 42, 165, 182; Referencia 89: pág. 476}).$$

donde K = Constante de equilibrio a presión atmosférica, $\Delta H_r = \Delta H$ de reacción (el ΔH_r fué determinado para ésta reacción por el método de contribución de energías de enlace (Referencia 58: pág. 413-415), ya que para la urea ($H_2N-CO-NH_2$) no hay ΔH_f reportado en la bibliografía; T_1 = temperatura del sistema, T_0 = temperatura ambiente K_0 = Constante de equilibrio de la reacción a temperatura ambiente.

Considerando la reacción (1.37):



y la siguiente ecuación: $\Delta H_r = (\Sigma EE_p) - (\Sigma EE_r)$ (Referencia 58, pág. 413-415).

donde: $\Delta H_r = \Delta H$ de reacción, ΣEE_p = Sumatoria de las energías de enlace de los productos, ΣEE_r = Sumatoria de las energías de enlace de los reactivos.

Tomando en cuenta $EE NH_3 (g) = 103\,009 \text{ Kcal/mol}$, $EE NH_2 (g) = 91\,059 \text{ cal/mol}$, $EE NH (g) = 86\,040 \text{ Kcal/mol}$ (Referencia 63: pág. 550-552).

$$\Delta H_r = (EE CO_2 + 2 EE NH_3) - (EE HO + EE 2C-N + 2EE NH_2 + EE =O)$$

$$\Delta H_r = (20\,315 \text{ Kcal/mol} + 2(103\,009 \text{ Kcal/mol})) - (119.8 \text{ Kcal/mol} + 162 \text{ Kcal/mol} + 182\,118 \text{ Kcal/mol} + 183 \text{ Kcal/mol})$$

$$\Delta H_r = 43.750 \text{ cal/mol.}$$

$$K_0 = \exp(-\Delta G_r / RT)$$

donde ΔG_r de reacción, R = Constante de los gases, T = temperatura ambiente.

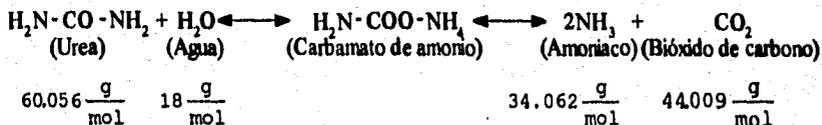
$$\Delta G_r = \Sigma(\Delta G CO_2 + 2\Delta G NH_3) - \Sigma(\Delta G H_2N-CO-NH_2 + \Delta G H_2O)$$

$$\Delta G_r = (-94.6 \text{ cal/mol} + 2(-3.86 \text{ cal/mol})) - (47.119 \text{ cal/mol} + (-54.64 \text{ cal/mol}))$$

$$\Delta G_r = (-102.32) - (-7.521) = -94.799$$

Sólo es cuestión de sustituir valores a la temperatura adecuada (T_1), los resultados están en el Capítulo 6, Sección 6.1, pág. 89 (Referencia 49: pág. 42; Referencia 73: págs. 8, 22, 42, 120, 123, 147, 165, 182).

Para sacar cuanto se produce en fracción masa (ya que son datos que se requieren en el Capítulo 7, Sección 7.1, pág. 109), de cada uno de los componentes de la reacción de hidrólisis de la urea ($H_2N-CO-NH_2$) (Ec. 1.30), se consideran los pesos moleculares de cada uno de los participantes.



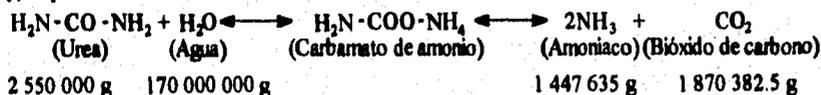
Considerando la masa de urea ($H_2N-CO-NH_2$), que hay en el flujo de agua (H_2O) a nivel industrial (170 000 L/hr), se procede a calcular cuántos gramos se producen de amoníaco (NH_3),

$$\begin{array}{l}
 60.056 \frac{g}{mol} \text{ de urea} \longrightarrow 34.042 \frac{g}{mol} \text{ de amoníaco} \\
 2\ 550\ 000 \text{ g de urea} \longrightarrow X = 1\ 446\ 285.134 \frac{g}{mol} \text{ de amoníaco}
 \end{array}$$

la masa de bióxido de carbono (CO_2),

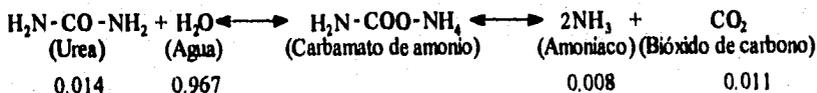
$$\begin{array}{l}
 60.056 \frac{g}{mol} \text{ de urea} \longrightarrow 44.009 \frac{g}{mol} \text{ de bióxido de carbono} \\
 2\ 550\ 000 \text{ g de urea} \longrightarrow X = 1\ 868\ 638.437 \frac{g}{mol} \text{ de bióxido de carbono}
 \end{array}$$

y, se procede a calcular la masa total:



$$\begin{aligned}
 \text{masa total} &= 2\ 550\ 000 \text{ g} + 170\ 000\ 000 \text{ g} + 1\ 447\ 635 \text{ g} + 1\ 870\ 382.5 \text{ g} \\
 &= 175\ 864\ 926.6 \text{ g}
 \end{aligned}$$

Ahora se calculan las fracciones masa.



A.1.1.- HIDROLISIS DE LA UREA. (DIMENSIONAMIENTO).**A.1.1.1.- REACTOR DC-1.**

$$\begin{aligned} \text{Capacidad} &= 170\,000 \frac{\text{L}}{\text{hr}} = 158\,950 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} = 170 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 374\,785.4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \\ &= 44\,910.456 \frac{\text{gal}}{\text{hr}}. \end{aligned}$$

(Referencia 48: pág. 204).

tiempo de reacción = 20 min.

Volumen Efectivo (V.E) = (Flujo) (tiempo de rendimiento).

$$V.E = (Q) (t)$$

(Referencia 62: pág. 107; Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

$$\text{donde: } Q = 170 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$t = 20 \text{ min.}$$

$$V.E. = \left(\frac{170 \text{ m}^3}{\text{hr}} \right) (20 \text{ min}) \left(\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right)$$

$$V.E. = 170 \text{ m}^3 \left(\frac{20}{60} \right)$$

$$V.E. = 170 \text{ m}^3 \left(\frac{1}{3} \right)$$

$$V.E. = 56.667 \text{ m}^3.$$

$$\text{Volumen total (V.T)} = \left(\frac{\text{Volúmen Efectivo}}{0.7} \right) \quad \text{(Referencia 70: pág. 4-27,$$

4.58; Referencia 88: pág. 549).

$$(V.T) = \left(\frac{V.E.}{0.7} \right) = \left(\frac{56.667 \text{ m}^3}{0.7} \right)$$

$$V.T = 80.953 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen Total} = 0.785 (\text{diámetro})^2 (\text{altura}) .$$

$$V.T. = 0.785 (D)^2 (H) \text{ (Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).}$$

$$\text{Si } H (\text{altura}) = 2D \text{ (Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).}$$

$$V.T. = 0.785 (D)^2 (2D) .$$

$$V.T. = 2 (0.785) (D)^3 = 1.57 D^3$$

$$80.9571 \text{ m} = 1.57 D^3$$

$$(51.562 \text{ m.})^{1/3} = D.$$

$$3.722 \text{ m} = 12.211 \text{ ft} = 146.535 \text{ in} = D.$$

(Referencia 48: pág. 204).

$$\text{Si } 2D = H.$$

$$2 (3.7220 \text{ m.}) = 7.444 \text{ m} = 24.423 \text{ ft} = 239.071 \text{ in} = H.$$

(Referencia 48: pág. 204).

Para obtener la potencia (P) del agitador del reactor, se requiere calcular el Número de Reynolds (Re), para obtener primero un número de potencia (Po).

$$\text{Número de Reynolds (Re) del agitador} = \frac{d_i^2 N \rho}{\mu}$$

(Referencia 83: pág. 172).

donde:

ρ = densidad.

d_i = diámetro del agitador.

μ = viscosidad.

N = (revoluciones/minuto).

Los datos son:

$$\text{Densidad } (\rho) = 935 \text{ k/m}^3 .$$

$$\text{diámetro del agitador} = (d_i) = (\text{diámetro del reactor} / 3) = (d / 3)$$

(Referencia 88: pág. xvii).

$$d_i = \left(\frac{3.722 \text{ m}}{3} \right)$$

$$d_i = 1.2401 \text{ m.}$$

Viscosidad (μ) del agua = $0.005 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$ (Referencia 70: pág. 3-272, 3-273).

$$N = 120.801 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}$$

$$Re = \frac{(1.241)^2 \left(120.801 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \right) \left(935 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{0.005 \frac{\text{kg}}{\text{min}}}$$

$$Re = 34\,790\,101.76.$$

Número de Potencia (Po) = 1.4 (Figura A-2).

Para leer el número de potencia, se consideraron turbinas de hojas fijas (Figura A-3).

$$\text{Potencia (P)} = \frac{Po \rho_L di^3 N^3}{g_c}$$

donde:

ρ_L = densidad del líquido.

di = diámetro del agitador.

g_c = constante.

N = (revoluciones/minuto).

Po = Número de potencia.

Los datos son:

Densidad (ρ) = 935 kg/m^3 (Figura A-1).

diámetro del agitador (di) = (diámetro del reactor/3) = ($d/3$)
(Referencia 88: pág. xvii).

$$di = \frac{3.722 \text{ m}}{3}$$

$$di = 1.241 \text{ m.}$$

$$g_c = \left(\frac{9.807 \text{ m}}{\text{s}^2} \right) \left(\frac{60 \text{ s}^2}{1 \text{ min}} \right) = 35\,302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}^2}$$

$$N = 120.801 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}$$

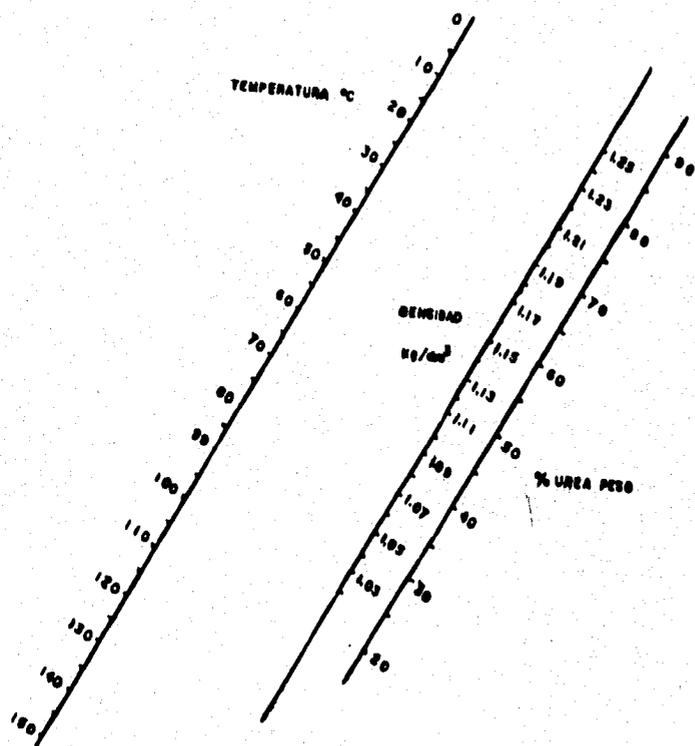
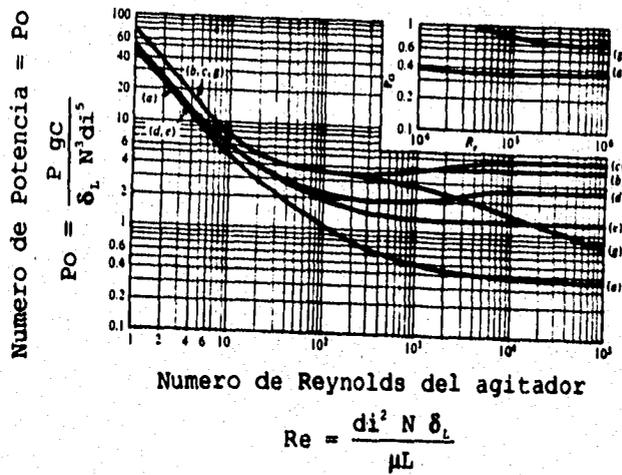


FIGURA A.1.- DENSIDAD DE LA DISOLUCION DE UREA
(Referencia 125: pág. 159).



donde: a) Impulsores marinos.

b) Turbinas de hoja plana.

c) Turbinas de disco de hoja plana con y sin una superficie gas/líquido,

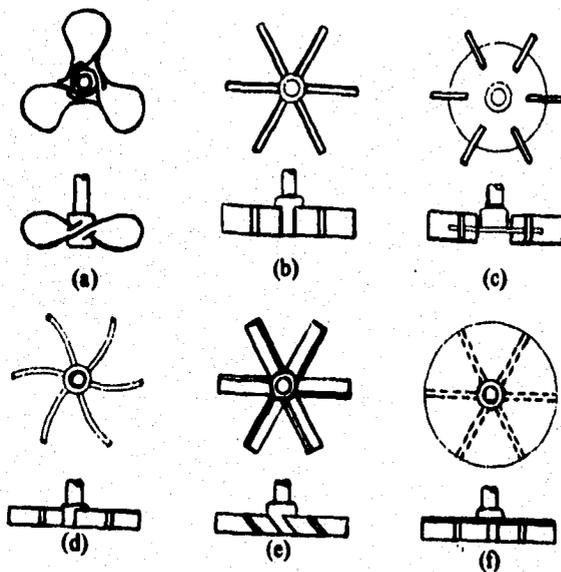
d) Turbinas de hoja curva,

e) Turbinas de hojas fijas,

f) Turbinas de hojas planas, sin mamparas, sin interfase gas líquido, sin vórtices.

(Los esquemas se presentan en la siguiente página, en la figura A-3).

FIGURA A-2.- GRAFICA PARA CALCULAR EL NUMERO DE POTENCIA.
(Referencia 83: pág. 172).



donde: a, b, y c se utilizan para operaciones de transferencia de masa, d, se utilizan en suspensión de pulpas frágiles, cristales y similares, e, (turbinas de hojas fijas) se utilizan en mezclas de líquidos, f, son poco utilizados.

FIGURA A-3.- ESQUEMA DE LOS IMPULSORES CON PROPORCIONES TÍPICAS: (A) PROPULSORES DE TIPO MARINO; (B-F) TURBINAS.

(Referencia 83: pág. 166).

$$P = \frac{(1.4) \left(935 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) (1.241 \text{ m})^3 \left(124 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}\right)^3}{35 \ 302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}^2}}$$

$$P = 207 \ 258,026 \frac{\text{kgm}}{\text{min}}$$

$$P = \left(207 \ 258,026 \frac{\text{kgm}}{\text{min}}\right) \left(2,20462 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}}\right) \left(3,28 \frac{\text{ft}}{\text{m}}\right) \left(1 \frac{\text{min}}{\text{seg}}\right)$$

$$P = \left(24978,577 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}}\right)$$

(Referencia 48: pág. 204).

$$P = 45.415 \text{ Hp.}$$

Sacando una eficiencia del 60 % (Referencia 84: pág. 74).

$$P = \frac{45.415 \text{ Hp}}{0.60} = 75.692 \text{ Hp. (Son aproximadamente 5 Hp por cada 5000 galones de fluido a tratar: Referencia 88: pág. xvii).}$$

$$P = \frac{(1.4) \left(935 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) (1.241 \text{ m})^5 \left(124 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}\right)^3}{35\,302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}^2}}$$

$$P = 207\,258.026 \frac{\text{kgm}}{\text{min}}$$

$$P = \left(207\,258.026 \frac{\text{kgm}}{\text{min}}\right) \left(2.20462 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}}\right) \left(3.28 \frac{\text{ft}}{\text{m}}\right) \left(1 \frac{\text{min}}{\text{seg}}\right)$$

$$P = \left(24978.577 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}}\right)$$

(Referencia 48: pág. 204).

$$P = 45.415 \text{ Hp.}$$

Sacando una eficiencia del 60 % (Referencia 84: pág. 74).

$$P = \frac{45.415 \text{ Hp}}{0.60} = 75.692 \text{ Hp. (Son aproximadamente 5 Hp por cada 5000 galones de fluido a tratar: Referencia 88: pág. xvii).}$$

A.1.1.1.a.- REACTOR DC-1. (COSTOS).

Tomando recipientes a presión de Walas (Recipientes Verticales), (Referencia 88: pág. 668).

$$C = F_m C_b + C_a.$$

donde F_m = Costo de material utilizado (acero inoxidable 316: Referencia 110: pág. 1), (Tabla A.1).

TABLA A.1.- FACTORES DE COSTO PARA MATERIALES DE CONSTRUCCION

Material de construcción	Factor de costo (F_m)
Acero inoxidable 316	2.1
Acero inoxidable 304	1.7
Carpenter 20VB-3	3.2
Nickel-200	5.4
Monel-400	3.6
Inconel-600	3.9
Incoloy-825	3.7
Titanio	7.7

(Referencia 123: pág. 668).

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2).$$

donde W = Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2(w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663).}$$

$$W = (\pi)(12.211 \text{ ft})(24.423 \text{ ft})(0.128 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(7 \text{ 509.99 lb}).$$

$$W = 75 \text{ 102.454 lb (34 065.941 Kg).}$$

(Referencia 48: pág. 204).

donde:

W = Peso del recipiente.

D = Diámetro del recipiente.

L = Longitud del recipiente.

ϵ = Espesor de la pared del recipiente.

ρ = Densidad del material con que está hecho el recipiente.

w = Espesor de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente (ϵ) se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663).}$$

$$t = \frac{(221.52 \text{ lb / in}^2)(146.535 \text{ in / 2})}{13.916(0.90) - 0.62(221.52 \text{ lb / in}^2)} = 1.310 \text{ in} = 33 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 39.35 \text{ mm} = 0.128 \text{ ft}$$

donde:

t = Espesor de la pared del recipiente (in).

Pd = Presión de diseño (lb/in) = 1.2(Presión del sistema) = 1.2 (184.6 lb/in²) = 221.52 lb/in²,

donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

R = Radio del recipiente (in).

σ = Esfuerzo permisible de tensión (Varía con la presión) (lb/in²).

E = Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.128 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$V = \pi (12.211 \text{ ft} / 2)^2 (0.128 \text{ ft}) = 14.990 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft³).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{v}, \quad dv = m, \quad m = dv: \quad m = \left(501 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)(14.990 \text{ ft}^3)$$

$$7\,509.99 \text{ lb} (3\,406.478 \text{ Kg})$$

.....Continuando con el cálculo para el costo del reactor DC-1:

$$Ca = 1\,370 D^{0.2029}, \text{ donde } D = \text{diámetro: } 3 \text{ ft} < D < 12 \text{ ft.}$$

$$Cb = \exp(9.100 - 0.2889(\ln 75\,102.454) + 0.04576(\ln 75\,102.454)^2).$$

$$Cb = \exp(9.100 - 0.2889(11.227) + 0.04333(126.045)).$$

$$Cb = \exp(9.100 - 3.243 + 5.768).$$

$$Cb = \exp(11.625).$$

$$Cb = 111\,859.623.$$

$$Ca = 246D^{0.7396}L^{0.7068}$$

$$Ca = 246(12.211)^{0.7396}(24.423)^{0.7068}$$

$$Ca = 14\,981.762.$$

$$Fm = 2.1.$$

$$C = FmCb + Ca.$$

$$C = 2.1 (111\ 859.623) + 14\ 981.762.$$

$$C = \text{US\$ } 249\ 886.970 = \$1\ 999\ 095.76. \text{ Considerando que 1 dolar} = \$ 8.00.$$

A.1.1.2.- DESORBEDOR DC-3.

La ley de Henry viene reportada para el amoniaco (NH_3) en fracción mol en el Treybal (Referencia 83: pág. 312), como $m = 1.414$ a 26.7°C (80.06°F), donde m =Ley de Henry.

$$\text{Ley de Henry: } H_j = \frac{P}{X}$$

donde:

H_j = Ley de Henry para el componente j.

P = presión parcial del componente j.

X = fracción mol del componente j.

A Temperatura ambiente:

La Ley de Henry a Temperatura de 26°C (80°F), en fracción mol, para el amoniaco (NH_3) es, utilizando la Figura A-4.

$$H_j = \frac{P_{\text{NH}_3}}{X_{\text{NH}_3}} = \frac{54 \text{ mm Hg}}{0.05} = \frac{1080 \text{ mm Hg}}{760 \text{ mm Hg}} = 1.421 \text{ atm.}$$

(Referencia 48: pág. 204).

$H_j = 1.421 \text{ atm.}$ (Valor muy aproximado al valor reportado).

CONSIDERACION: SE TOMO COMO CONCENTRACION DE AMONIACO 0.05 YA QUE ESTAS GRAFICAS NO VIENEN REPORTADAS A CONCENTRACIONES MAS DILUIDAS.

La Ley de Henry a Temperatura de 26°C (80°F), en fracción masa, para el amoniaco (NH_3) es:

$$Y_A = 1.42 \left(\frac{0.586}{0.944} \right)$$

$$Y_A = 0.8814.$$

Donde 0.586 es el resultado de dividir el peso molecular del amoniaco (NH_3) = 17 g/mol, entre el peso molecular del aire 29 g/mol; y 0.944 es el resultado de dividir el peso

moléculas del amoníaco (NH_3) = 17 g/mol, entre el peso moléculas del agua (H_2O) = 18 g/mol.

La Ley de Henry en fracción mol a una Temperatura de 60 °C (140 °F), (ya que las operaciones de desorción se llevan a cabo aproximadamente a esta temperatura) leyendo en la Figura A-4, el valor de presión parcial de NH_3 , que corresponde a esta temperatura, es:

$$H_j = \frac{P_{\text{NH}_3}}{X_{\text{NH}_3}} = \frac{200 \text{ mm Hg}}{0.05} = \frac{4000 \text{ mm Hg}}{760 \text{ mmHg}} = 5.263 \text{ atm.}$$

$$H_j = 5.263 \text{ atm.}$$

La Ley de Henry en fracción masa, a Temperatura de 60 °C (140 °F).

$$Y_A = 5.263 \left(\frac{0.586}{0.944} \right).$$

$$Y_A = 3.267.$$

Primero se procede a calcular Y_2 (Concentración final de aire).

Por la ecuación de la recta:

$$\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = m.$$

En este caso:

X_1 = Concentración inicial de amoníaco (NH_3), se fija de acuerdo a SEMARNAP (Referencia 93: pág. 15).

X_2 = Concentración inicial de amoníaco (NH_3).

Y_1 = Concentración inicial de aire.

Y_2 = Concentración final de aire.

m = Pendiente (Ley de Henry).

$$\frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} = \frac{Y_2 - 0}{7.75 \times 10^{-3} - 1.5 \times 10^{-4}} = 3.267.$$

$$Y_2 - 0 = 3.267 (7.75 \times 10^{-3} - 1.5 \times 10^{-4}).$$

$$Y_2 = 3.267 (7.6 \times 10^{-3}).$$

$$Y_2 = 2.692$$

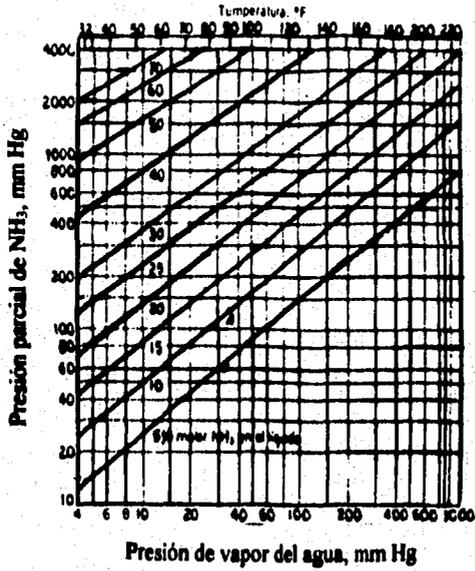


FIGURA A-4.- GRAFICA DE LA LEY DE HENRY PARA EL SISTEMA AMONIACO-AGUA. (Referencia 83: pág. 312).

Pero con éste valor no se debe trabajar, sino con la Y_2 obtenida por la (L/G) Real.

Para calcular la (L/G) Real, se multiplica el valor de la (L/G) máx (Ley de Henry en fracción masa=3.267) por 0.824, (este valor fué calculado por ensayo y error, hasta que la torre tuvo una calda de presión (ΔP) adecuada (Referencia 83: pág. 224).

$$\begin{aligned} \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} &= \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Max}} (0.824). \\ \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} &= (0.824)(3.267). \\ &= 2.692. \end{aligned}$$

Se calcula Y_2 (concentración final de aire) con (L/G) Real.

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1}$$

donde:

X_1 = Concentración final de amoniaco (NH_3), se fija de acuerdo a SEMARNAP (Referencia 93: pág. 15).

X_2 = Concentración inicial de amoniaco (NH_3).

Y_1 = Concentración inicial de aire.

Y_2 = Concentración final de aire.

$$2.692 = \frac{Y_2 - 0}{7.75 \times 10^{-4} - 1.5 \times 10^{-4}}$$

$$2.287 (7.75 \times 10^{-4} - 1.5 \times 10^{-4}) = Y_2 - 0.$$

$$2.287(0.008) = Y_2.$$

$$0.021 = Y_2 \text{ (Ver la figura 7.1: pág. 110).}$$

Se calcula ahora el número de etapas (N_p), utilizando el método gráfico (Referencia 83: pág. 146), si no funciona es decir, si los datos se salen de la gráfica se utiliza el método analítico (Método de Fenske).

Usando el método gráfico (Figura A-5), que para desorción es:

$$\text{Ordenada} = \frac{X N_p - Y N_p + 1/m}{X_0 - Y N_p + 1/m} = \frac{1.5 \times 10^{-4} - 0}{7.75 \times 10^{-3}} = 0.019.$$

donde:

X_0 = Concentración inicial de amoníaco (NH_3).

X_{Np} = Concentración final de amoníaco (NH_3) se fija de acuerdo a SEMARNAP (Referencia 93: pág. 15).

Y_{Np+1} = Concentración inicial de aire.

Para la abscisa se utiliza $(1/A)$.

$A = \frac{R_s}{m E_s}$, donde $R_s = L$ y $E_s = G$, m = Ley de Henry original.

$$A = \frac{L}{m G} = \frac{(L / G)}{m} = \frac{2.692}{3.267} = 0.824;$$

$$(1/A) = 1.213.$$

Como los valores quedan fuera de la gráfica se usa el método analítico (Referencia 83: pág. 145).

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{X_0 - Y_{Np+1} / m}{X_{Np} - Y_{Np+1} / m} (1 - A) + A \right]}{\log \left(\frac{1}{A} \right)}$$

donde:

N_p = Número de etapas.

X_0 = Concentración inicial de amoníaco (NH_3).

X_{Np} = Concentración final de amoníaco (NH_3).

Y_{Np+1} = Concentración inicial de aire.

m = Ley de Henry.

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{7.75 \times 10^{-3} - 0/3.267}{1.5 \times 10^{-4} - 0/3.267} (1 - 0.824) + 0.824 \right]}{\log \left(\frac{1}{0.824} \right)}$$

$$N_p = \frac{\log 51.667 (0.176) + 0.824}{\log 1.213}$$

$$N_p = \frac{\log 9.917}{\log 1.213} = \frac{0.996}{0.084} = 12$$

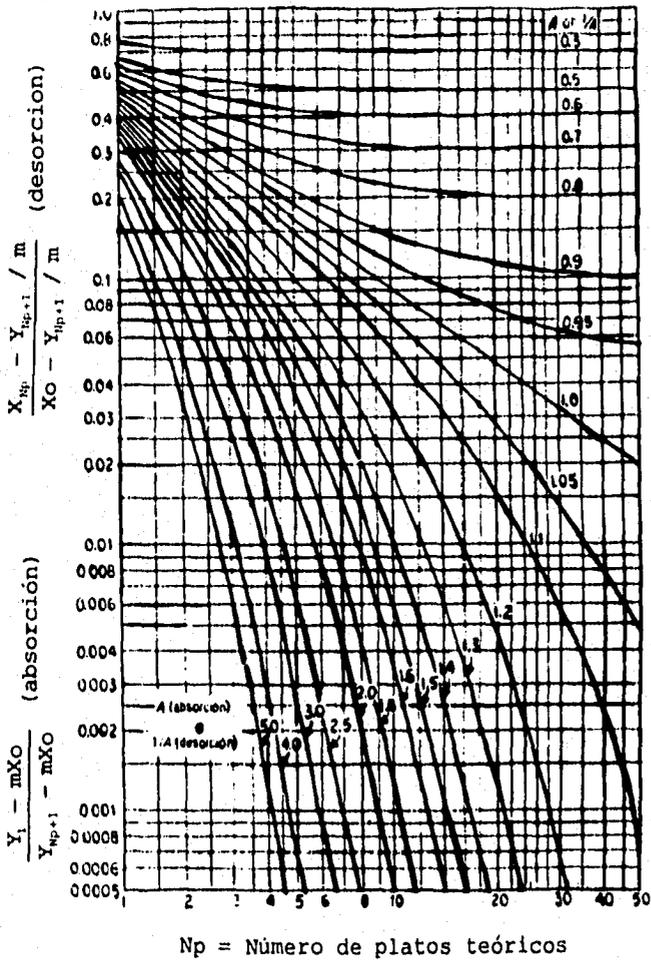


FIGURA A.5.- NUMERO DE ETAPAS TEORICAS PARA CASCADAS A CONTRACORRIENTE, CON EL EQUILIBRIO DE LA LEY DE HENRY Y FACTORES DE ABSORCION Y DESORCION CONSTANTES. (Referencia 83: pág. 146).

Enseguida se calcula la altura (H) de la torre.

$$H = N_p (\text{HEPT}) \text{ (Referencia 70: pág.14-11).}$$

donde:

H = altura de la torre.

N_p = número de etapas de la torre.

HEPT = altura equivalente de plato teórico = $D^{0.3} + 0.15$ (Referencia 84: pág. 278).

donde D = diámetro de la torre.

H = 12 (1.50 m).

H = 18 m = 59.055 ft = 708.661 in.

(Referencia 48: pág. 204).

Para calcular las dimensiones de la torre desorbadora se requiere saber el flujo de gas (G), para ello se utiliza el flujo líquido (L) y, la (L/G) Real (Referencia 70: pág. 14-14; Referencia 83: pág. 219-224).

$$L = \left(\frac{170 \text{ m}^3}{\text{hr}} \right) \left(\frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \right) \left(\frac{2.204612 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \right) = \frac{374 \ 000 \text{ lb}}{\text{hr}}$$

(Referencia 48: pág. 204).

$$G = \frac{L}{2.692} = \frac{374 \ 785.4 \ \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{2.692} = 124 \ 928 \ 466.7 \ \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Para el cálculo de dimensiones utilizar una velocidad recomendada (G'') de 2 000 000 lb/hrft. Este valor fué encontrado hasta que la torre tuvo una caída de presión (ΔP) adecuada además de la Ley de Henry.

$$G'' = \frac{G}{A} \text{ (Referencia 70: pág. 14-14; Referencia 83: pág. 219-224).}$$

donde:

G'' = Velocidad recomendada.

G = Flujo del gas.

A = Area del círculo = $0.785 D^2$, donde D = Diámetro.

$$2 \ 000 \ 000 \ \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} = \frac{124 \ 928 \ 466.7 \ \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{A}$$

$$\left(\frac{2 \ 000 \ 000 \ \text{lb}}{\text{hr ft}^2} \right) (A) = 124 \ 928 \ 466.7 \ \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\left(\frac{2\,000\,000\text{ lb}}{\text{hr ft}^2} \right) (0.785 D^2) 124\,928\,466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\left(1\,570\,000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) (D^2) = 124\,928\,466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$D = 79.572\text{ ft.}$

$D = 8.920\text{ ft} = 2.719\text{ m} = 107.047\text{ in.}$ (Referencia 48: pág. 204).

$\text{HEPT} = D + 0.15$ (Referencia 70: pág. 14-11) $= (2.719\text{ m}) + 0.15 = 1.50\text{ m.}$

Para calcular la caída de presión (ΔP), en la torre se utiliza la gráfica (Figura A-6).

$$Y = \frac{G' Cf \mu_L^{0.1}}{\rho_g (\rho_L \cdot \rho_g) B_c} = \frac{(2.876)^2 (16) (0.0005)^{0.1}}{1.061(954 - 1.061)} = 0.061$$

(Referencia 83: pág. 224)

donde:

G' = Masa velocidad del gas en $\text{kg/m}^2\text{s}$.

Cf = Empaque: Sillas intalox, (Tabla A-2).

μ_L = Viscosidad del liquido en kg/ms .

ρ_g = Densidad del gas en kg/m^3 .

ρ_L = Densidad del liquido en kg/m^3 .

$$X = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) = \frac{7.723}{2.876} \left(\frac{1.061}{954 - 1.061} \right) = 0.089$$

(Referencia 83: pág. 224)

donde:

L' = Masa velocidad del liquido en $\text{kg/m}^2\text{s}$, (el flujo de liquido se divide entre el área de sección transversal de la torre). (El área de sección transversal de la torre es $[\pi(D^2)] / 4$ donde D = diámetro de la torre ó $(\pi)r^2$ donde r = radio de la torre).

G' = Masa velocidad del gas en $\text{kg/m}^2\text{s}$.

ρ_g = Densidad del gas en kg/m^3 .

ρ_L = Densidad del liquido en kg/m^3 .

Con estos valores se obtuvo una caída de presión (ΔP) de:

$$\Delta P = 350 \frac{(\text{N} / \text{m}^2)}{\text{m}} \times 1.224 \times 10^{-3} = 0.428 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft}}$$

Este es un valor aceptable ya que las caídas de presión para absorbedores y desorbedores oscilan entre 200 y 400 $(\text{N/m}^2)/\text{m}$ (0.4896 in $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$) (Referencia 83: pág. 224).

Enseguida, este valor se multiplica por la altura de la torre (H), y después por 2 para dar un exceso.

$$\left(0.428 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft}} \right) (59.055 \text{ ft}) = 25.275 \text{ in H}_2\text{O} \text{ (2 exceso)} = 50.55 \text{ in H}_2\text{O}.$$

Para calcular la potencia (P) que requiere la torre, a éste valor se le multiplica por el flujo de gas (G) de la torre.

Utilizando el flujo de aire (G).

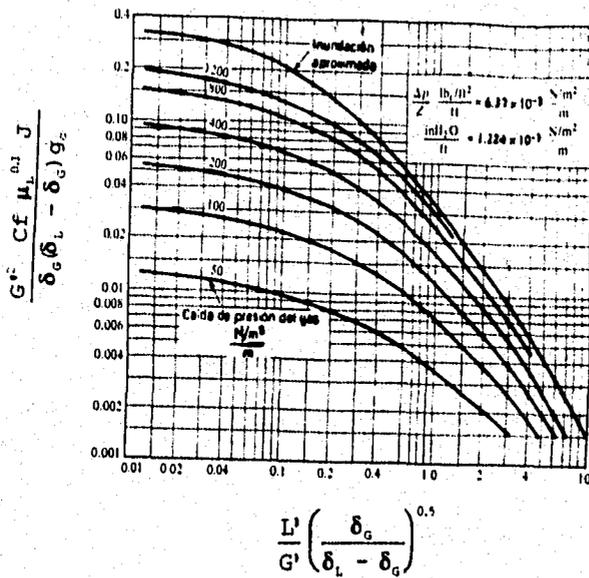
$$(50.55 \text{ in H}_2\text{O}) \left(124 \ 928 \ 466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) = 6 \ 315 \ 133.992 \frac{\text{in H}_2\text{O lb}}{\text{hr}}$$

$$\left(6 \ 315 \ 133.992 \frac{\text{in H}_2\text{O lb}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \left(\frac{1 \text{ hr}}{3 \ 600 \text{ s}} \right) = 146 \ 183.657 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}$$

Sacando una eficiencia del 60 % (Referencia 84: pág. 74).

$$\frac{146 \ 183.657 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}}{0.60} = 243 \ 639.428 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}$$

$$P = \left(243 \ 639.428 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}} \right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}} \right) = 442.981 \text{ Hp}$$



Para unidades SI (kg, m²·s), gc=1, Cf de Tabla A-2, y utilizar J=1.

Para G' = lb_m/ft²·hr, ρ=lb_m/ft³, μL=cp; gc=4.18(10⁸), Cf de Tabla A-2 y utilizar J=1.502.

FIGURA A-6.- INUNDACION Y CAIDA DE PRESION EN TORRES CON EMPAQUES. (Referencia 83: pág. 224).

A.1.1.2.a.- DESORBEDOR DC-3. (COSTOS).

$$C = F_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}$$

donde $f_1 = 2.1$ (Costo de material utilizado: Acero inoxidable 316; Tabla A-1: pág. 150),
(Referencia 110: pág. 1).

$$C_b = \exp(6.629 + 0.1826(\ln W) + 0.022970(\ln W)^2)$$

donde $W =$ Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2(w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663)}$$

$$W = (\pi)(8.920 \text{ ft})(59.055 \text{ ft})(0.023 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(2 \text{ 473.437 lb})$$

$$W = 20 \text{ 509.271 lb (9 302.860 Kg)}$$

(Referencia 48: pág. 204).

donde:

$W =$ Peso del recipiente.

$D =$ Diámetro del recipiente.

$L =$ Longitud del recipiente.

$\epsilon =$ Espesor de la pared del recipiente.

$\rho =$ Densidad del material con que está hecho el recipiente.

$w =$ Espesor de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente (e) se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 84: pág. 663)}$$

$$t = \frac{(17.635 \text{ lb / in}^2)(107.047 / 2)}{17 \text{ 660 lb / in}^2 (0.90) - 0.6(17.635 \text{ lb / in}^2)} = 0.059 \text{ in} = 1 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 7.35 \text{ mm} = 0.023 \text{ ft}$$

donde:

$t =$ Espesor de la pared del recipiente (in).

$P_d =$ Presión de diseño (lb/in) = 1.2(Presión del sistema) = 1.2 (14.696 lb/in²) = 17.635 lb/in²,

donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

$R =$ Radio del recipiente (in).

$\sigma =$ Esfuerzo permisible de tensión (Varía con la presión) (lb/in²).

$E =$ Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.023 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$v = \pi (8.920 \text{ ft} / 2)^2 (0.023 \text{ ft}) = 1.437 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{v}, \text{ } dV = m, \text{ } m = dV: \text{ } m = \left(501 \frac{1b}{\text{ft}^3} \right) (1.437 \text{ ft}^3) = 719.9371b = 326.558 \text{ kg}$$

(Referencia 48: pág. 204)

..... Continuando con el cálculo de los costos del equipo Desorbedor DC-3:

$$V_p = (\pi / 4) (D)^2 (L) \text{ donde: } D = \text{diámetro y } L = \text{longitud de la torre.}$$

$$C_{p1} = 246.4 D^{0.7396} L^{0.7068} \text{ donde: } D = \text{diámetro y } L = \text{longitud.}$$

$$C_b = \exp (6.629 + 0.1826 (\ln 20\,509.271) + 0.02297 (\ln 20\,509.271)^2).$$

$$C_b = \exp (6.629 + 0.1826 (9.929) + 0.02297 (9.929)^2).$$

$$C_b = \exp (6.629 + 1.813 + 2.264).$$

$$C_b = \exp (10.706).$$

$$C_b = 44\,622.790.$$

$$V_p = (\pi / 4) (8.920)^2 (59.055).$$

$$V_p = 3\,690.424.$$

$$C_p = \text{Empaque: Sillas intalox} = 13.6 \text{ (Referencia 88: pág. 666).}$$

$$C_{p1} = 246.4 (8.920)^{0.7396} (59.055)^{0.7068}.$$

$$C_{p1} = 22\,205.204.$$

$$C = f_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}.$$

$$C = 2.1 (44\,622.790) + 3\,690.424 (13.6) + 22\,205.204.$$

$$C = \text{US\$ } 166\,102.829 (\text{\$ } 1\,328\,822.632). \text{ Considerando que } 1 \text{ dolar} = \text{\$ } 8.00.$$

TABLA A.2.- CARACTERISTICAS DE LOS EMPAQUES.

Tamaño nominal, mm (in)	6(1/4)	9.5(3/8)	13(1/2)	16(3/8)	19(3/4)	25(1)	32(1 1/4)	38(1 1/2)	50(2)	76(3)	89(3 1/2)
ANILLO S DE RASCIII G											
Cerámicas:											
Espesor de pared:											
mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
CF	1600	1000	580	380	255	135	125	95	65	37	
Cd			909	749	437	301		181.8	133.6		
E	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)	787(240)	508(155)	364(111)	328(100)	262(80)	190(58)	148(45)	125(38)	92(28)	62(19)	
Metal											
0.8 mm											
CF	700	390	300	170	115	115					
E	0.69		0.84		0.92	0.92					
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)	774(236)		420(128)		274(83.5)	206(62.7)					
1.6 mm											
CF			410	290	220	137	110	83	57	32	
Cd			688	431	485	304		172.9	133.5		
E			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)			387(118)		236(71.8)	186(56.7)	162(49.3)	135(41.2)	103(31.4)	68(20.6)	
ANILLO S DE PALL											
Plásticos:											
CF				97		52		40	23		16
Cd				207		105.2		61.8	47.5		23.9
E				0.87		0.90		0.91	0.92		0.92
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)				341(104)		206(63)		128(39)	102(31)		85(26)
Metal											
CF				70		48		28	20		16
Cd				133.4		95.5		56.6	36.5		
E				0.93		0.94		0.95	0.96		
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)				341(104)		206(63)		128(39)	102(31)		
Flexiring											
CF				78		45		28	22		18
E				0.92		0.94		0.96	0.96		0.97
Ap. m ³ /m ³ (ft ³ /ft ³)				345(105)		213(65)		131(40)	115(35)	15	92(28)
Ily-pak:											
CF						45			18		
Cd						88.1			28.7		
E						0.96			0.97		
SILLA DE MONTA S DE											

BERL: Cerámica:										
i										
Cf	900		240		170	110		65	45	
Cd			508		295	184				
E	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72	
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)	899(274)		466(142)		269(82)	249(76)		144(44)	105(32)	
SILLAS INSTALO X Cerámica:										
i										
Cf	725	330	200		145	98		52	40	22
Cd			399		256	241.5		96.2	71.3	40.6
E	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79	
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)	984(300)		623(190)		335(102)	256(78)		195(59.5)	118(36)	
Plástico:										
i										
Cf						33		21	21	16
Cd						96.7		56.5	56.5	30.1
E						0.91		0.93	0.93	0.94
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)						207(63)		108(33)	108(33)	89(27)
SUPER INSTALO X Cerámica:										
i										
Cf						60			30	
Cd						123			63.3	
E						0.79			0.81	
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)						233(77)			105(32)	
Plástico:										
i										
Cf						33			21	16
Cd						79.5			53.5	31.1
E						0.90			0.93	0.94
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)						207(63)			108(33)	89(27)
TELLER ETTES Plástico:										67 mm
i										95mm
Cf						40			20	
Cd						0.87			0.93	0.93
E										0.92
Ap ₁ m ² /m ³ (n ² /n ³)						180(55)			112(34)	112(34)

(Referencia B3: pág. 220).

A.1.1.3.- ABSORBEDOR DC-4.

La ley de Henry (Referencia 83: pág. 312) a temperatura de -3.333°C (26.001°F), en fracción mol es: $Y_A = 0.00028$.

En este paso del proceso se va a absorber el amoníaco (NH_3) y el bióxido de carbono (CO_2), con la finalidad de que no se vayan al medio ambiente, para ello se va a emplear agua (H_2O) pura, (en aproximadamente la décima parte (17 000 L/hr) del flujo original (170 000 L/hr)), por tanto la Ley de Henry va a cambiar. En el ajuste del cálculo a que se tiene que manejar un flujo de agua (H_2O) de 17 000 L/hr, la Ley de Henry es de un valor muy pequeño (0.00028) y, la temperatura a la que se tiene que trabajar es baja (-3.333°C). Comparando la Ley de Henry empleada en desorbedor (3.267) disminuye 11 667.857 veces.

$$\frac{\text{Ley de Henry}}{11\ 667.857} = \frac{3.267}{11\ 667.857} = 0.00028.$$

Para calcular la (L/G) Real se multiplica el valor de la (L/G) mínimo (Ley de Henry: 0.00028) por 1.05, (este valor fue calculado por ensayo y error hasta que la torre tuvo una caída de presión (ΔP) adecuada. (Figura A-6, pág. 162).

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} = \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Min}} (1.05).$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} = (0.00028)(1.05) = 0.0003.$$

Se conoce el flujo de aire (56 666 666.67 L/hr), y se tiene el valor de (L/G) Real (0.0003), por tanto puede conocerse el valor de la cantidad de agua (H_2O) que se va a introducir.

$$\left(\frac{L}{g}\right)_{\text{Real}} = \frac{L}{56\ 666\ 666.67 \frac{1}{\text{hr}}}$$

$$0.0003 = \frac{L}{56\ 666\ 666.67 \frac{1}{\text{hr}}}$$

$$L = 56\ 666\ 666.67 \frac{1}{\text{hr}} (0.0003).$$

$$L = 17\ 000 \frac{1}{\text{hr}} = 17\ 000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} = 37\ 478.54 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 4\ 491.046 \frac{\text{gal}}{\text{hr}}.$$

Ahora se calcula la concentración de amoníaco (NH₃) en el agua (H₂O) a la salida de la torre.

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\text{Real}} = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1}.$$

donde:

X₁ = Concentración final de amoníaco (NH₃) en agua (H₂O).

X₂ = Concentración inicial de amoníaco (NH₃) en agua (H₂O).

Y₁ = Concentración inicial de aire, (proviene del desorbedor).

Y₂ = Concentración final de aire, se fija de acuerdo a SEMARNAP (Referencia 94:

pág. 10).

$$0.0003 = \frac{2.70 \times 10^{-4} - 0.021}{0 - X_1}.$$

$$(0.0003)(0 - X_1) = -0.021.$$

$$(-0.0003 X_1) = -0.021.$$

$$70 = X_1 \text{ (Ver la figura 7.1, pág. 110).}$$

Se procede enseguida a calcular la temperatura que corresponde a la ley de Henry.

Por ley de Henry:

$$\text{Ley de Henry: } H_j = \frac{P}{X}.$$

donde:

H_j = Ley de Henry para el componente j.

P = presión parcial del componente.

X = fracción mol del componente.

Tomando el valor de la Ley de Henry en fracción masa de 0.00028 como 0.0003 y, convirtiendo a fracción mol:

$$\frac{0.0003}{\left(\frac{0.586}{0.944}\right)} = \frac{0.0003}{0.621} = 0.0005 \text{ atm} = \frac{P}{X}.$$

$$0.0005 \text{ atm} \left(\frac{760 \text{ mm Hg}}{1 \text{ atm}} \right) = 0.38 \text{ mm Hg} = \frac{P}{0.05}$$

$$0.38 \text{ mm Hg} (0.05) = 0.019 \text{ mm Hg} = P_1$$

Leyendo en la Figura A-4: pág. 155, al valor de 0.019 mm Hg, le corresponde una Temperatura de 26 °F (-3.333 °C).

Empleando la gráfica (Figura A-4, pág. 155) el valor de 0.38 mm Hg corresponde a una Temperatura de 26° F.

$$\frac{(26 \text{ } ^\circ\text{F} - 32)}{1.8} = -3.333 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Se calcula ahora el número de etapas (N_p), utilizando el método gráfico (Referencia 83: pág. 146), si no funciona es decir, si los datos se salen de la gráfica se utiliza el método analítico (Método de Fenske).

Usando el método gráfico (Figura A-5; pág. 158), que para absorción es:

$$\text{Ordenada} = \frac{Y_o - mX_o}{Y_{Np+1} - mX_o} = \frac{1.5 \times 10^{-4} - 0}{0.021} = 0.005.$$

donde:

Y_o = Concentración final de aire, se fija de acuerdo a SEMARNAP (Referencia 94: pág. 10).

Y_{Np+1} = Concentración inicial de aire.

X_o = Concentración inicial de amoníaco (NH_3).

m = Ley de Henry.

Para la abcisa se utiliza $(1/A)$.

$$A = \frac{R_s}{m E_s}, \text{ donde } R_s = L \text{ y } E_s = G, m = \text{Ley de Henry.}$$

$$A = \frac{L}{mG} = \frac{(L/G)}{m} = \left(\frac{0.00028}{0.0003} \right) = 0.824.$$

$$(1/A) = 1.213.$$

Como los valores quedan fuera de la gráfica se usa el método analítico (Referencia 83: pág. 146).

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{Y_{N_{p+1}} - mX_o}{Y_1 - mX_o} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A}$$

donde:

N_p = Número de etapas.

X_o = Concentración inicial de amoniaco (NH_3), (Ver la figura 7.1 pág. 110).

$Y_{N_{p+1}}$ = Concentración inicial de *aire*.

Y_1 = Concentración final de *aire*.

m = Ley de Henry.

$$N_p = \frac{\log [77.778(0.048) + 0.952]}{\log 1.05} \frac{0.671}{0.021} = 32.$$

Para el cálculo de dimensiones utilizar una velocidad recomendada (G'') de 2 500 000 lb/hrft. El valor fué encontrado hasta que la torre tuvo una calda de presión (ΔP) adecuada, además de la Ley de Henry.

$$G'' = \frac{G}{A} \text{ (Referencia 70: pág. 14-14; Referencia 83: pág. 219-224).}$$

donde:

G'' = Velocidad recomendada.

G = Flujo del gas.

A = Area del círculo = $0.785 D$, donde D = Diámetro.

$$2\ 500\ 000 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} = \frac{124\ 928\ 466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{A}$$

$$2\ 500\ 000 (0.785) D^2 = 124\ 928\ 466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$1\ 962\ 500 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} D^2 = 124\ 928\ 466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$D = \sqrt{\frac{124\ 928\ 466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{1\ 962\ 500 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}} = \sqrt{70.941 \text{ ft}^2}$$

$$D = 2.432 \text{ m} = 7.979 \text{ ft} = 95.748 \text{ in.}$$

HEPT = altura equivalente de plato teórico = $D^{0.3} + 0.15$, D = diámetro de la torre
(Referencia 70: pág. 14-11).

$$\text{HEPT} = D^{0.3} + 0.15 = 2.432^{0.3} \text{ m} + 0.15 = 1.455 \text{ m.}$$

(Referencia 70: pág. 14-11)

Para calcular la altura (H), se consideran el número de etapas (Np) y, la altura equivalente de plato teórico (HEPT).

$$H = Np(\text{HEPT}) = 32 (1.455 \text{ m}) = 46.56 \text{ m} = 152.756 \text{ ft} = 1833.071 \text{ in.}$$

Para calcular la caída de presión (ΔP) en la torre se utiliza la gráfica (Figura A-6, pág. 162).

Para la ordenada:

$$Y = \frac{G^2 C_f \mu_L^{0.1}}{\rho_g (\rho_L - \rho_g) G_c} = \frac{(4.439)^2 (16) (0.00003)^{0.1}}{1.310(995 - 1.310)} = 0.079$$

(Referencia 83: pág. 219-224).

donde:

G' = Masa velocidad del gas en $\text{kg/m}^2\text{s}$.

C_f = Empaque: Sillas intalox (Tabla A-2).

μ_L = Viscosidad del líquido en kg/ms .

ρ_g = Densidad del gas en kg/m^3 .

ρ_L = Densidad del líquido en kg/m^3 .

$$X = \left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) = \left(\frac{1.071}{4.439} \right) \left(\frac{1.31}{995 - 1.31} \right) = 0.01.$$

(Referencia 83: pág. 219-224).

donde:

L' = Masa velocidad del líquido en $\text{kg/m}^2\text{s}$, (el flujo de líquido (L) se divide entre el área de sección transversal de la torre).

G' = Masa velocidad del gas en $\text{kg/m}^2\text{s}$.

ρ_g = Densidad del gas en kg/m^3 .

ρ_L = Densidad del líquido en kg/m^3 .

Con estos valores se obtuvo una caída de presión de:

$$\Delta P = 350 \frac{(\text{N} / \text{m}^2)}{\text{m}} \times 1.224 \times 10^{-3} = 0.4287 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft}}$$

Este es un valor aceptable ya que las caídas de presión para absorbedores y desorbedores oscilan entre 200 y 400 $(\text{N/m}^2)/\text{m}$, (0.49 in $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$) (Referencia 83: pág. 224).

Enseguida, este valor se multiplica por la altura (H) de la torre, y después por 2 para dar un exceso.

$$0.428 \left(\frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft}} \right) (152.756 \text{ ft}) = 65.379 \text{ in H}_2\text{O} \text{ (2 exceso)} = 130.758 \text{ in H}_2\text{O}.$$

Para calcular la potencia (P) que requiere la torre a éste valor se le multiplica por el flujo de gas (G) de la torre.

Utilizando el flujo de aire (G).

$$(130.758 \text{ in H}_2\text{O}) \left(124\,928\,466.7 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) = 16\,333\,333\,333 \frac{\text{in H}_2\text{O lb}}{\text{hr}}$$

$$\left(16\,333\,333\,333 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \left(\frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \right) = 378\,086.420 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}$$

Sacando una eficiencia del 60 % (Referencia 84: pág. 74).

$$\frac{378\,086.420 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}}{0.60} = 630\,144.033 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}$$

$$P = \left(630\,144.033 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}} \right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}} \right) = 1\,145.716 \text{ Hp.}$$

A.1.1.3.a.- ABSORBEDOR DC-4. (COSTOS).

$$C = F_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}$$

donde $f_1 = 2.1$ (Costo de material utilizado: Acero inoxidable 316; Tabla A-1: pág. 150),
(Referencia 110: pág. 1).

$$C_b = \exp(6.629 + 0.1826 (\ln W) + 0.022970 (\ln W)^2)$$

donde $W =$ Peso del recipiente.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2 (w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663).}$$

$$W = (\pi)(7.979 \text{ ft})(152.746 \text{ ft})(0.023 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(576.15 \text{ lb})$$

$$W = 45\,275.01 \text{ lb (20\,503.423 Kg).}$$

donde:

$W =$ Peso del recipiente.

$D =$ Diámetro del recipiente.

$L =$ Longitud del recipiente.

$\epsilon =$ Espesor de la pared del recipiente.

$\rho =$ Densidad del material con que está hecho el recipiente.

$w =$ Espesor de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor (ϵ) del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663).}$$

$$t = \frac{(17.635 \text{ lb/in}^2)(95.748 \text{ in/2})}{17\,660 \text{ lb/in}^2 (0.90) - 0.6(17.635)} = 0.053 \text{ in} = 1.0 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 7.35 \text{ mm} = 0.023 \text{ ft.}$$

donde:

$t =$ Espesor de la pared del recipiente (in).

$P_d =$ Presión de diseño (lb/in) = 1.2 (Presión del sistema) = 1.2 (14.696 lb/in²) = 17.635 lb/in²,

donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

$R =$ Radio del recipiente (in).

$\sigma =$ Esfuerzo permisible de tensión (Varía con la presión) (lb/in²).

$E =$ Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.023 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$V = \pi (12.211 / 2)^2 (0.023 \text{ ft}) = 1.15 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{V}, \quad dV = m, \quad m = dV: \quad m = \left(501 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) (1.15 \text{ ft}^3) = 576.15 \text{ lb} = 261.337 \text{ kg}$$

..... Continuando con el cálculo de costos del equipo DC-4:

$V_p = (\pi/4) (D)^2 (L)$ donde: D = diámetro y L = longitud de la torre.

$C_{p1} = 246.4 D^{0.7396} L^{0.7068}$ donde: D=diámetro y L = longitud.

$C_b = \exp (6.629 + 0.1826 (\ln 45\,275.01) + 0.02297 (\ln 45\,275.01)^2)$.

$C_b = \exp (6.629 + 1.957 + 2.640)$.

$C_b = \exp (11.226)$.

$C_b = 75\,056.767$.

$V_p = (\pi/4) (7.979)^2 (152.756)$.

$V_p = 7\,638.726$.

$C_p =$ Empaque: sillas intalox = 13.6 (Referencia 88: pág. 666).

$C_{p1} = 246.4 (7.979)^{0.7396} (152.756)^{0.7068}$.

$C_{p1} = 40\,028.726$.

$C = f_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}$.

$C = 2.1 (126\,880.376) + 7\,638.095 (13.6) + 40\,028.7726$.

$C = \text{US\$ } 301\,526.029 (2\,412\,208.232)$. Considerando que 1 dolar = \$ 8.00.

A.1.1.4.- REACTOR DC-2.

$$\begin{aligned} \text{Capacidad} &= 17\,000 \frac{\text{L}}{\text{hr}} = 17 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 16\,541 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} = 37\,478.54 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \\ &= 4\,491.046 \frac{\text{gal}}{\text{hr}}. \end{aligned}$$

tiempo de reacción = 20 min.

$$\begin{aligned} \text{Volumen Efectivo} &= (\text{Flujo}) (\text{tiempo de rendimiento}) \\ (\text{V. E}) &= (\text{F}) \quad (\text{t}) \end{aligned}$$

(Referencia 62: pág. 107; Referencia 70: pág 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

donde:

$$\text{V.E} = \left(17 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) (20 \text{ min}) \left(\frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}\right).$$

$$\text{V.E.} = \left(17 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \left(\frac{20}{60}\right).$$

$$\text{V.E.} = \left(17 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \left(\frac{1}{3}\right).$$

$$\text{V. E.} = 5.667 \text{ m}^3.$$

$$\text{Volumen Total (V. T)} = \frac{\text{Volumen Efectivo (V. E)}}{0.7}$$

(Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

$$\text{V. T)} = \frac{5.667 \text{ m}^3}{0.7}.$$

$$\text{V. T.} = 8.096 \text{ m}^3.$$

$$\text{V.T.} = 0.785 (\text{diámetro})^2 (\text{altura}).$$

$$\text{V.T.} = 0.785 (\text{D})^2 (\text{H}).$$

$$\text{Si H (altura) = 2D.}$$

$$\text{V.T} = 2 (0.785)(\text{D})^3.$$

$$5.667 \text{ m}^3 = 1.57 \text{ D}^3 \quad (5.667 \text{ m}^3)^{1/3} = \text{D.}$$

$$1.534 \text{ m} = 5.033 \text{ ft} = 60.394 \text{ in} = \text{D.}$$

$$\text{Si } 2\text{D} = \text{H}$$

(Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

$$2(1.534 \text{ m}) = 3.068 \text{ m} = 10.066 \text{ ft} = 120.787 \text{ in} = \text{H.}$$

Para obtener la potencia (P) del agitador del reactor, se requiere calcular el número de Reynolds (Re), para obtener primero un número de potencia (Po).

$$\text{Número de Reynolds (Re) del agitador} = \frac{d_i^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Referencia 83: pág. 172}).$$

donde:

ρ = densidad.

d_i = diámetro del agitador.

μ = viscosidad.

N = (revoluciones/minuto).

Los datos son:

Densidad (ρ) = 973 kg/m^3 .

diámetro del agitador = (diámetro del reactor/3) = $(d/3)$ (Referencia 88: pág. xvii).

$$d_i = \frac{1.534 \text{ m}}{3}$$

$$d_i = 0.511 \text{ m} = 1.772 \text{ ft.}$$

Viscosidad (μ) del agua = $0.054 \frac{\text{kg}}{\text{mm} \cdot \text{min}}$ (Referencia 70: pág. 3-72).

$$N = 263 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}$$

$$\text{Re} = \frac{(0.511)^2 \left(263 \frac{\text{rev}}{\text{min}}\right) \left(973 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.054 \frac{\text{kg}}{\text{mm} \cdot \text{min}}}$$

$$\text{Re} = 1\,237\,418.57.$$

Número de Potencia (Po) = 1.4 (Figura A-2, pág. 147).

Para leer el número de potencia (Po), se consideraron turbinas de hojas fijas (Figura A-3, pág. 148).

$$\text{Potencia (P)} = \frac{Po \rho_L di^5 N^3}{g_c}$$

donde:

ρ_L = densidad del líquido.

di = diámetro del agitador.

g_c = constante.

N = (revoluciones/minuto).

Po = Número de potencia.

Los datos son:

Densidad (ρ) = 973 kg/m³.

diámetro del agitador (di) = (diámetro del reactor/3) = ($d/3$) (Referencia 88: pág.

xvii).

$$di = \frac{1.620 \text{ m}}{3}$$

$$di = 0.54 \text{ m}^3$$

$$g_c = \left(9.807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) \left(\frac{60 \text{ s}^2}{1 \text{ min}}\right) = 35\,302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

$$N = 240 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}$$

$$P = \frac{(1.4) \left(973 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) (0.511 \text{ m})^5 \left(263 \frac{\text{rev}}{\text{min}}\right)^3}{35\,302.2 \text{ m} / \text{min}^2}$$

$$P = 24\,492.980 \frac{\text{rev}}{\text{min}}$$

$$P = \left(24\,492.980 \frac{\text{kgm}}{\text{min}}\right) \left(2.20462 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}\right) \left(3.28 \frac{\text{ft}}{\text{m}}\right) \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)$$

$$P = 2\,947.591 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}$$

$$P = \left(2\,951.875 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lb ft}}{\text{s}}}\right) = 5.359 \text{ Hp}$$

$P = \frac{5.359\text{Hp}}{0.60} = 8.932 \text{ Hp}$ Que son aproximadamente 5 Hp por cada 5 000 galones de fluido a tratar (Referencia 88: pág. xvii).

A.1.1.4.a.- REACTOR DC-2. (COSTOS).

Tomando recipientes a presión de Walas (Recipientes verticales), (Referencia 88: pág. 668).

$$C = F_m C_b + C_a.$$

donde F_m = (Costo de material utilizado: acero inoxidable 316; Tabla A-1: pág. 150), (Referencia 110: pág. 1).

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2899(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2).$$

donde W = Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2(w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663).}$$

$$W = (\pi)(5.033 \text{ ft})(10.066 \text{ ft})(0.023 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(228.957 \text{ ft}^3)$$

$$W = 2291.914 \text{ lb (1 039.596 Kg).}$$

donde:

W = Peso del recipiente.

D = Diámetro del recipiente.

L = Longitud del recipiente.

ϵ = Espesor de la pared del recipiente.

ρ = Densidad del material con que está hecho el recipiente.

w = Espesor de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663).}$$

$$t = \frac{(17.635 \text{ lb/in}^2)(60.394 \text{ in/2})}{13916(0.90) - 0.6(17.635 \text{ lb/in}^2)} = 0.033 \text{ in} = 1.0 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 735 \text{ mm} = 0.023 \text{ ft}$$

donde:

t = Espesor de la pared del recipiente (in).

P_d = Presión de diseño (lb/in) = 1.2(Presión del sistema) = 1.2(14.696 lb/in²) = 17.635 lb/in².

donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

R = Radio del recipiente (in).

σ = Esfuerzo permisible de tensión (Varía con la presión) (lb/in²).

E = Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.023 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$v = \pi (5.315 \text{ ft} / 2)^2 (0.023 \text{ ft}) = 0.457 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft³).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{v}, \quad dV = m, \quad m = dV; \quad m = \left(501 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) (0.457 \text{ ft}^3) = 228.957 \text{ lb} = 103.853 \text{ kg}$$

Continuando con los cálculos de costos del equipo reactor DC-2:

$$C_a = 1370 D^{0.2929}, \text{ donde } D = \text{diámetro: } 3 \text{ ft} < D < 12 \text{ ft.}$$

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889(\ln 2291.914) + 0.04576(\ln 2291.914)^2).$$

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889(7.737) + 0.04576(59.861)).$$

$$C_b = \exp(9.100 - 2.235 + 2.739).$$

$$C_b = \exp(9.604).$$

$$C_b = 14823.959.$$

$$C_a = 246 D^{0.7396} L^{0.7068}.$$

$$C_a = 246(12.211)^{0.7396}(24.423)^{0.7068}.$$

$$C_a = 14981.762.$$

$$F_m = 2.1.$$

$$C = F_m C_b + C_a.$$

$$C = 2.1(14823.959) + 14981.762.$$

$$C = \text{US\$ } 46112.076 (\text{\$ } 368896.608). \text{ Considerando que 1 dolar = \$ } 8.00.$$

A-2.- PROCESO ADSORCION DE LA UREA. (DIMENSIONAMIENTO).**A-2.1.- ADSORBEDORES FA-1...FA-8.****(Referencia 70: pág. 19-45 a 19-53; Referencia 83: pág. 710).**

Para calcular la cantidad de carbón (C) activado, se requiere:

Trazar una curva de calibración con los datos experimentales (Ver la figura 7), trazar las dos etapas, sacar una relación de masas, multiplicar primero por el flujo de agua (H₂O) a tratar y después, por el tiempo de residencia de cada etapa.

Temperatura = 25 °C.

Presión = 1 atm.

Densidad de la disolución de urea (H₂N-CO-NH₂) a esta temperatura = 973 kg/m³.Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³/hr.170 m³ (973 kg/m³) = 165 410 kg de agua.= 165.410 m³/hr.Considerando $L' = \frac{L}{A}$,

donde:

 L' = masa velocidad recomendada para el carbón (C) activado.

$$= \frac{5 \text{ lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} \quad (\text{Referencia 83: pág. 710}).$$

 L = flujo del líquido = 364 666.194 lb/hr. A = Area de sección transversal = Area del círculo.= 0.785 D² donde D = Diámetro.

$$5 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} (0.785 \text{ d}^2) = 364 \ 666.194 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$d = \sqrt{\frac{364 \ 666.194 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{5 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} (0.785)}}$$

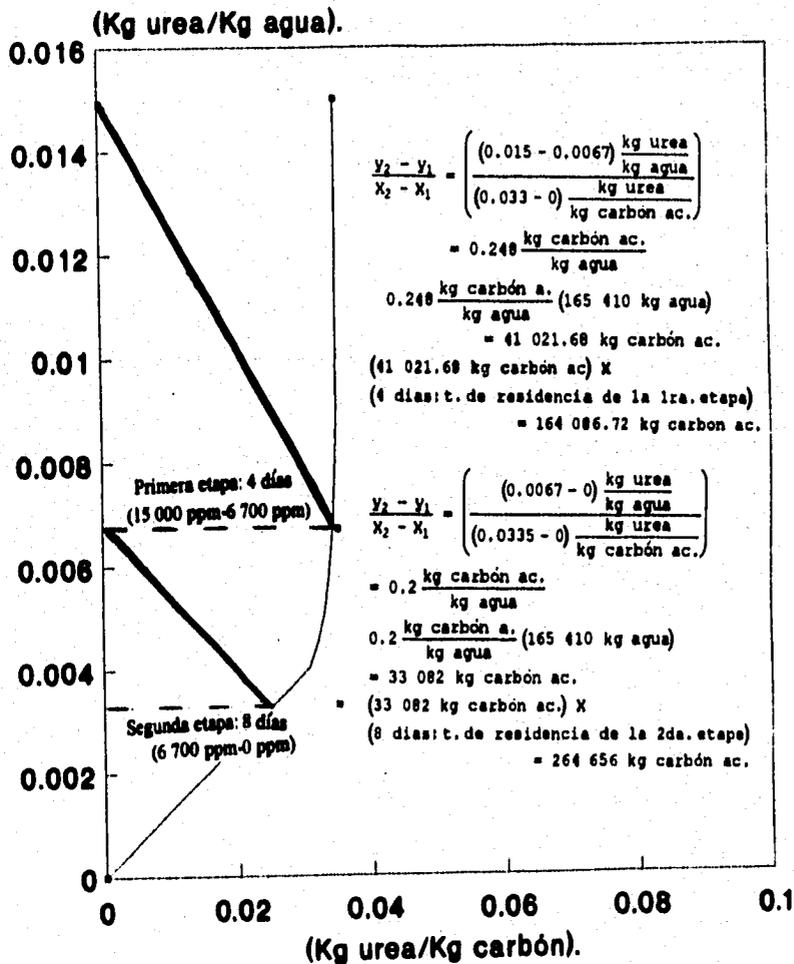
$$d = 304.809 \text{ cm} = 3.048 \text{ m} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in.}$$

Cantidad de carbón (C) activado = 164 086.72 kg.

Densidad aparente de un lecho de carbón (C) activado = 480 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ (Referencia

83: pág. 692).

FIGURA 7.-
Etapas a temperatura ambiente y presión
atmosférica del carbón activado en la
adsorción de la urea.



$$d = \frac{m}{V}; \quad dV = m; \quad V = \frac{m}{d} = \frac{164\,086.72 \text{ kg}}{480 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 341.847 \text{ m}^3.$$

$$\text{Volumen Efectivo (V.E)} = 341.847 \text{ m}^3.$$

$$\text{Volumen Total (V.T)} = (\text{V.E})/0.7 = 341.847 \text{ m}^3/0.7 = 488.353 \text{ m}^3.$$

$$V.T = 0.785 D^2 H, \text{ donde } D = 3.048 \text{ m}.$$

$$488.353 \text{ m}^3 = 0.785(3.048 \text{ m}^2).$$

$$488.353 \text{ m}^3 = (7.293 \text{ m}^2)H.$$

$$H = 66.692 \text{ m} = 21.968 \text{ ft} = 2\,363.299 \text{ in}.$$

Como la torre está muy alta, dividimos ésta altura entre 4 torres, mientras que el diámetro se va a conservar, es decir de: $d = 304.809 \text{ cm} = 3.048 \text{ m} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in}$.

$$\frac{66.692 \text{ m}}{4 \text{ torres}} = 6.696 \text{ m} = 58.202 \text{ ft} = 698.425 \text{ in}$$

Cada una de estas torres (FA-1...FA-4), requieren de otra torre para regenerar el carbón activado que contienen (FA-5...FA-8), por tanto van a tener las mismas dimensiones.

A-2.1.a - ADSORBEDORES FA-1...FA-8. (COSTOS).

$$C = f_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}$$

donde: $f_1 = 2.1$ (Costo de material utilizado: acero inoxidable 316: Tabla A-1, pág. 150).

$$C_b = \exp(6.629 + 0.1826 (\ln W) + 0.022970 (\ln W)^2)$$

donde W = Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2(w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663).}$$

$$W = (\pi)(10 \text{ ft})(58.202 \text{ ft})(0.026 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(1 \text{ 023.042 lb})$$

$$W = 25 \text{ 863.731 lb (11 731.605 kg).}$$

donde:

W = Peso del recipiente.

D = Diámetro del recipiente.

L = Longitud del recipiente.

ϵ = Espesor de la pared del recipiente.

ρ = Densidad del material con que está hecho el recipiente.

w = Peso de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663).}$$

$$t = \frac{(17.635 \text{ lb/in}^2)(120 \text{ in/2})}{17 \text{ 660 lb/in}^2(0.90) - 0.6(17.635 \text{ lb/in}^2)} = 0.067 \text{ in} = 2 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 8.35 \text{ mm} = 0.026 \text{ ft}$$

donde:

t = Espesor de la pared del recipiente (in).

P_d = Presión de diseño (lb/in^2) = 1.2 (Presión del sistema) = 1.2 (14.696 lb/in^2) = 17.635 lb/in^2 , donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

R = Radio del recipiente (in).

σ = Esfuerzo permisible de tensión (lb/in^2), (Varía con la presión).

E = Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.026 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$v = \pi (10 \text{ ft} / 2)^2 (0.026 \text{ ft}) = 2.042 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{V}, \text{ dV} = m, \text{ m} = \text{dV}; \text{ m} = \left(501 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) (2.042 \text{ ft}^3) = 1\,023.042 \text{ lb} = 464.044 \text{ kg}$$

..... Continuando con el cálculo para el costo de los adsorbedores FA-1...FA-8:

$$Cp_1 = 246.4 D^{0.7396} L^{0.7068} \text{ donde: D=diámetro y L= longitud.}$$

$$Cb = \exp(6.629 + 0.1826 (\ln 25\,863.731) + 0.02297 (\ln 25\,863.731)^2).$$

$$Cb = \exp(6.629 + 0.1826(10.160) + 0.02297(10.160)^2).$$

$$Cb = \exp(10.855).$$

$$Cb = 51\,792.467.$$

$$Vp = (\pi/4)(D^2)(L) \text{ donde: D=diámetro y L=longitud de la torre.}$$

$$Vp = (\pi/4)(10.0 \text{ ft})^2(58.202 \text{ ft}).$$

$$Vp = 4\,571.174 \text{ ft}^3.$$

$$Cp = \text{Empaque} = 13.6.$$

$$Cp_1 = 246.4 (10.0 \text{ ft})^{0.7396} (58.202 \text{ ft})^{0.7068}.$$

$$Cp_1 = 23\,916.566.$$

$$C = f_1 Cb + Vp Cp + Cp_1.$$

$$C = 2.1 (51\,792.467) + 172.536 (13.6) + 23\,916.566.$$

$$C = \text{US\$}194\,848.713 (\text{\$}1\,558\,789.704). \text{ Considerando que 1 dolar} = \$8.00.$$

Como las dimensiones para los equipos FA-5-FA-8, son las mismas que para los FA-1...FA-4, los costos para ellos van a ser los mismos. (Capítulo Siete, Sección 7.2, pág.128-129).

A-2.2.- ADSORBEDORES FB-1...FB-10.**(Referencia 70: pág. 19-45 a 19-53; Referencia 83: pág. 710).**

Para calcular la cantidad de carbón (C) activado que se requiere:

Trazar una curva de calibración (Ver la figura 7), trazar las dos etapas, sacar una relación de masas, multiplicar por el flujo y por el tiempo de residencia de cada etapa.

Temperatura = 25° C.

Presión = 1 atm.

Densidad de la disolución de urea ($H_2N-CO-NH_2$) a esta temperatura = 973 kg/m³.Flujo = 170 000 L/hr = 170 m³/hr.170 m³ (973 kg/m³) = 165 410 kg de agua.
= 165.410 m³/hr.Considerando $L' = \frac{L}{A}$,

donde:

 L' = masa velocidad recomendada para el carbón (C) activado.

$$= \frac{5 \text{ lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} \text{ (Referencia 83: pág. 710).}$$

 L = flujo del líquido = 364 666.194 lb/hr. A = Area de sección transversal = Area del círculo.
= 0.785 D² donde D = Diámetro.

$$5 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} (0.785 \text{ d}^2) = 364 \ 666.194 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$d = \sqrt{\frac{364 \ 666.194 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{5 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2 \text{hr}} (0.785)}}$$

 $d = 304.809 \text{ cm} = 3.048 \text{ m} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in.}$

Cantidad de carbón (C) activado = 234 653 kg.

Densidad aparente de un lecho de carbón (C) activado = 480 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ (Referencia

83: pág. 629).

$$d = \frac{m}{V}; \quad dV = m; \quad V = \frac{m}{d} = \frac{264 \, 656 \, \text{Kg}}{480 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 551.367 \, \text{m}^3.$$

$$\text{Volumen Efectivo (V.E)} = 551.367 \, \text{m}^3.$$

$$\text{Volumen Total (V.T)} = (\text{V.E})/0.7 = 551.367 \, \text{m}^3/0.7 = 787.667 \, \text{m}^3.$$

$$V.T = 0.785 D^2 H, \text{ donde } D = 3.048 \, \text{m}.$$

$$787.667 \, \text{m}^3 = 0.785(3.048 \, \text{m}^2).$$

$$787.667 \, \text{m}^3 = (7.293 \, \text{m}^2)H.$$

$$H = 108.003 \, \text{m} = 354.340 \, \text{ft} = 4 \, 252.087 \, \text{in}.$$

Como la torre está muy alta, dividimos ésta altura entre 5 torres, mientras que el diámetro se va a conservar, es decir de: $d = 304.809 \, \text{cm} = 3.048 \, \text{m} = 10 \, \text{ft} = 120 \, \text{in}$.

$$\frac{108.003 \, \text{m}}{5 \text{ torres}} = 21.601 \, \text{m} = 70.869 \, \text{ft} = 850.433 \, \text{in}$$

Cada una de éstas torres (FB-1...FB-4), requieren de otra torre para regenerar el carbón activado que contienen (FB-5...FB-8), por tanto van a tener las mismas dimensiones.

A-2.2.a - ADSORBEDORES FB-1...FB-10. (COSTOS).

$$C = f_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}$$

donde: $f_1 = 2.1$ (Costo de material utilizado: acero inoxidable 316).

$$C_b = \exp (6.629 + 0.1826 (\ln W) + 0.022970 (\ln W)^2)$$

donde W = Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2 (w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663)}$$

$$W = (\pi)(10 \text{ ft})(70.869 \text{ ft})(0.026 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(1 \text{ 023.042 lb})$$

$$W = 31 \text{ 047.37 lb}$$

donde:

W = Peso del recipiente.

D = Diámetro del recipiente.

L = Longitud del recipiente.

ϵ = Espesor de la pared del recipiente.

ρ = Densidad del material con que está hecho el recipiente.

w = Peso de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663)}$$

$$t = \frac{(17.635 \text{ lb / in}^2)(120 \text{ in / 2})}{17 \text{ 660 lb / in}^2 (0.90) - 0.6(17.635 \text{ lb / in}^2)} = 0.067 \text{ in} = 2 \text{ mm} + 6.35 \text{ mm (exceso)}$$

$$= 8.35 \text{ mm} = 0.026 \text{ ft}$$

donde:

t = Espesor de la pared del recipiente (in).

P_d = Presión de diseño (lb/in²) = 1.2 (Presión del sistema) = 1.2 (14.696 lb/in²) = 17.635 lb/in², donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

R = Radio del recipiente (in).

σ = Esfuerzo permisible de tensión (lb/in²), (Varía con la presión).

E = Eficiencia de las juntas.

Para calcular el espesor de las tapas se consideró que todo el cuerpo del equipo debe tener el mismo espesor, por tanto el espesor de las tapas para este equipo es de 0.026 ft.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } V = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$V = \pi (10 \text{ ft} / 2)^2 (0.026 \text{ ft}) = 2.042 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft³).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{V}, \quad dV = m, \quad m = dV; \quad m = \left(501 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) (2.042 \text{ ft}^3) = 1\,023.042 \text{ lb} = 464.044 \text{ kg}$$

..... Continuando con el cálculo para el costo de los adsorbedores FB-1...FB-10:

$$V_p = (\pi/4)(D^2)(L) \text{ donde: } D=\text{diámetro y } L=\text{longitud de la torre.}$$

$$C_{p1} = 246.4 D^{0.7396} L^{0.7068} \text{ donde: } D=\text{diámetro y } L = \text{longitud.}$$

$$C_b = \exp(6.629 + 0.1826 (\ln 31\,047) + 0.02297 (\ln 31\,047.37)^2).$$

$$C_b = \exp(6.629 + 0.1826(10.343) + 0.02297(10.343)^2).$$

$$C_b = \exp(10.975).$$

$$C_b = 58\,395.844$$

$$V_p = (\pi/4)(10.0 \text{ ft})^2 (70.869 \text{ ft}).$$

$$V_p = 5\,566.038 \text{ ft}^3.$$

$$C_p = \text{Empaque} = 13.6.$$

$$C_{p1} = 246.4 (10.0 \text{ ft})^{0.7396} (70.869 \text{ ft})^{0.7068}$$

$$C_{p1} = 95\,873.152$$

$$C = f_1 C_b + V_p C_p + C_{p1}.$$

$$C = 2.1 (58\,395.844) + 5\,566.038 (13.6) + 95\,873.152$$

$$C = \text{US\$}294\,202.541 (\text{\$}2\,353\,620.328). \text{ Considerando que 1 dolar} = \text{\$}8.00.$$

Como las dimensiones para los equipos FB-6-FB-10, son las mismas que para los FA-1...FA-5, los costos para ellos van a ser los mismos. (pág.128-129), Capítulo Siete, Sección 7.2).

Convirtiendo a moles: $n=m/M$; donde n = moles, m =masa, M =peso molecular.

$$n = \frac{28.125 \text{ g}}{75 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 0.375 \text{ mol de hipoclorito de sodio (NaOCl)}.$$

Si para 0.006 mol de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) \rightarrow 0.375 mol de hipoclorito de sodio (NaOCl).
 para 42 500 mol de urea ($\text{H}_2\text{N-CO-NH}_2$) \rightarrow X = 2 656 250 " " " "
 = 2 656 kmoles " " " "

Convirtiendo a masa: $n=m/M$; $m=nM$: donde n =número de moles, m =masa, y M =Peso molecular:

$$m = (2\ 656\ 250 \text{ mol de NaOCl}) \left(75 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right) = 199\ 218\ 750 \text{ g de NaOCl}$$

Convirtiendo a volumen de hipoclorito de sodio (NaOCl): $\rho=m/V$, $V=m/\rho$,
 donde V =volumen, m =masa, ρ =densidad.

$$V = \frac{199\ 218\ 750 \text{ g}}{1.125 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 177\ 083.333 \text{ mL} = 177\ 083.333 \text{ L de NaOCl}$$

LA PROPORCION ES: $\frac{0.375 \text{ MOL DE hipoclorito de sodio (NaOCl)}}{0.006 \text{ MOL DE UREA (H}_2\text{N - CO - NH}_2\text{)}} = 62.5,$

Sacando el cloro (Cl_2) activo:

$$1 \text{ mol de NaOCl} \longrightarrow 75 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$62.5 \text{ mol de NaOCl} \longrightarrow 4\ 687.5 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$1 \text{ mol de Cl} \longrightarrow 35.5 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$75 \text{ g de NaOCl} \longrightarrow 35.5 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$4\ 687.5 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \text{ de NaOCl} \longrightarrow X = 2\ 218.75 \text{ g de Cl}_2$$

Este valor (2 218.75 g de cloro (Cl_2)), es muy cercano del obtenido de la prueba de cloro (Cl_2) total (2 481.5 mg/L: Capítulo 6, Sección 6.5, pág. 104).

Procediendo al diseño:

$$\begin{aligned} \text{Capacidad} &= 347\,083 \frac{\text{L}}{\text{hr}} = 347.083 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 96.412 \frac{\text{L}}{\text{s}} \\ &= 91\,692.94 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

tiempo de reacción = 20 min.

Volumen Efectivo = (Flujo) (tiempo de rendimiento).
 $(V.E) = (Q) (t)$

(Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

donde:

$$Q = 347.083 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$t = 20 \text{ min.}$$

$$V.E = \left(347.083 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) (20 \text{ min}) \left(\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right)$$

$$V.E = \left(347.083 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) \left(\frac{1}{3} \right)$$

$$V.E = 115.694 \text{ m}^3$$

Volumen Total (V.T) = $\frac{\text{Volumen Efectivo}}{0.7} = \frac{V.E}{0.7}$, (Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

$$(V.T) = \frac{115.694 \text{ m}^3}{0.7}$$

$$V.T = 165.277 \text{ m}^3$$

Volumen Total = $0.785(D)^2(\text{altura})$.

(Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

Si $H = 2D$.

(Referencia 70: pág. 4-27, 4-58; Referencia 88: pág. 549).

$$V. T = 0.785(D)^2(2D).$$

$$V. T = 1.57 (D)^3.$$

$$165.277 \text{ m}^3 = 1.57 D^3.$$

$$(105.272 \text{ m})^{1/3} = D.$$

$$4.722 \text{ m} = 15.492 \text{ ft} = 185.905 \text{ in} = D.$$

$$\text{Si } 2D = H.$$

$$2(4.722 \text{ m}) = H = 9.444 \text{ m} = 30.984 \text{ ft} = 371.811 \text{ in} = H.$$

Para obtener la potencia (P) del agitador del reactor, se requiere calcular el Número de Reynolds (Re), para obtener primero un Número de potencia (Po).

$$\text{Número de Reynolds del agitador (Re)} = \frac{d_i^3 N \rho}{\mu L}, \text{ (Referencia 83: pág. 172).}$$

donde:

ρ = densidad

d_i = diámetro del agitador

μ = Viscosidad

N = (revoluciones/minuto)

Los datos son:

$$\text{densidad } (\rho) = \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}.$$

$$\text{diámetro del agitador} = (\text{diámetro del reactor}/3) = (d/3), \text{ (Referencia 88: pág. xvii).}$$

$$d_i = \frac{4.722 \text{ m}}{3}.$$

$$d_i = 1.574 \text{ m}$$

$$\text{Viscosidad del agua } (\mu) = 0.054 \frac{\text{kg}}{\text{mmin}}, \text{ (Referencia 70: pág. 3-272).}$$

$$N = 104 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}}.$$

$$\text{Re} = \frac{(1.574)^3 \left(104 \frac{\text{rev}}{\text{min}}\right) \left(973 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.054 \frac{\text{kg}}{\text{mmin}}}$$

$$\text{Re} = 4\,642\,606.507 \text{ (Figura A-1).}$$

Número de Potencia (P_o) = 1.4 (Figura A-2). Para leer el número de potencia, se consideraron turbinas de hojas fijas (Figura A-3, pág 148).

$$\text{Potencia (P)} = \frac{P_o \rho_m d_i^3 N^3}{g_c}$$

donde:

ρ_m = densidad.

d_i = diámetro del agitador.

g_c = constante.

N = (revoluciones/minuto).

P_o = Número de potencia.

Densidad (ρ) = 973 kg/m³.

diámetro del agitador (d_i) = (diámetro del reactor/3) = ($d/3$), (Referencia 88: pág. xvii).

$$= \frac{4.689\text{m}}{0.3} = 1.563\text{m}$$

$$g_c = \frac{9.807}{\text{s}^2} = \frac{60 \text{ s}^2}{1 \text{ min}} = 35 \ 302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

$$N = 104 \frac{\text{revoluciones}}{\text{minuto}}$$

$$P = \frac{(1.4) \left(973 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) (1.574\text{m})^3 \left(104 \frac{\text{rev}}{\text{min}}\right)^3}{35 \ 302.2 \frac{\text{m}}{\text{min}^2}}$$

$$P = \left(419 \ 336.593 \frac{\text{kg}}{\text{min}}\right) \left(2.20462 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}\right) \left(3.28 \frac{\text{ft}}{1 \text{ m}}\right) \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)$$

$$P = \left(50 \ 538.122 \frac{\text{lbft}}{\text{s}}\right) \left(\frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lbft}}{\text{s}}}\right)$$

$$P = 91.887 \text{ Hp.}$$

Sacando una eficiencia del 60% (Referencia 84: pág. 74),

$$P = \frac{107.113 \text{ Hp}}{0.60} = 153.145 \text{ Hp} \ , \text{ (Son aproximadamente 5 Hp por cada$$

5000 galones de fluido a tratar: Referencia 88: pág. xvii).

A-3.1.a.- REACTOR DC-1. (COSTOS).

Tomando recipientes a presión de Walas (Recipientes verticales), (Referencia 88: pág. 668).

$$C = F_m C_b + C_a.$$

donde F_m = Costo de material utilizado (acero inoxidable 316).

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2).$$

donde W = Peso del recipiente.

Para saber el peso del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = (\pi)(D)(L)(\epsilon)(\rho) + 2 (w \text{ tapas}) \text{ (Referencia 88: pág. 663).}$$

$$W = (\pi)(15.492 \text{ ft})(30.984 \text{ ft})(0.029 \text{ ft})(501 \text{ lb/ft}^3) + 2(2 \text{ 738.466 lb}).$$

$$W = 27 \text{ 386.336 lb (12 422.248 Kg).}$$

donde:

W = Peso del recipiente.

D = Diámetro del recipiente.

L = Longitud de las tapas del recipiente.

ϵ = Espesor de la pared del recipiente.

ρ = Densidad del material con que está hecho el recipiente.

w = Espesor de las tapas del recipiente.

Para calcular el espesor del recipiente se tomó en cuenta la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{(\sigma E - 0.6P)} \text{ (Referencia 27: pág. 1-4, 395; Referencia 88: pág. 663).}$$

donde:

t = Espesor de la pared del recipiente (in).

P_d = Presión de diseño (lb/in) = 1.2(Presión del sistema) = 1.2 (14.696 lb/in²) = 17.635 lb/in²,

donde 1.2 es un factor de sobrediseño.

R = Radio del recipiente (in).

σ = Esfuerzo permisible de tensión (Varía con la presión) (lb/in²).

E = Eficiencia de las juntas.

$$V = \pi r^2 h \text{ ó } v = (\pi / 4) (D^2) h.$$

$$V = \pi r^2 h$$

$$V = \pi (15.492 \text{ ft} / 2)^2 (0.029 \text{ ft}) = 5.466 \text{ ft}^3$$

donde:

V = volumen del cilindro (ft).

r = Radio del cilindro (ft).

h = Altura de la tapa = Espesor de la tapa del recipiente.

D = Diámetro del recipiente (ft).

Para saber la masa de las tapas del recipiente se utilizó la ecuación:

$$d = \frac{m}{v}, \quad dv = m, \quad m = dv: \quad m = \left(501 \frac{1b}{ft^3} \right) (5.466 \text{ ft}^3)$$

$$= 2\,738.466 \text{ lb} (1\,242.149 \text{ Kg})$$

$$C_a = 1370 D^{0.2029} \text{ donde } D = \text{diámetro: } 3\text{ft} < D < 12 \text{ ft.}$$

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889 (\ln 27\,386.336) + 0.04333 (\ln 27\,386.336)^2).$$

$$C_b = \exp(9.100 - 0.2889 (10.218) + 0.04576 (10.218)^2).$$

$$C_b = \exp(10.926).$$

$$C_b = 55\,603.421$$

$$C_a = 246 D^{0.2029} L^{0.7068}$$

$$C_a = 146 (15.492)^{0.7396} (30.984)^{0.7068}$$

$$C_a = 21\,136.974$$

$$F_m = 2.1.$$

$$C = F_m C_b + C_a.$$

$$C = 2.1(55\,603.421) + (21\,136.974).$$

$$C = 116\,767.184 + 21\,136.974$$

$$C = \text{US\$ } 137\,904.158 (\text{\$ } 103\,233.264). \text{ Considerando que 1 dolar = \$ 8.00.}$$

APENDICE B
EMPRESAS PRODUCTORAS DE
ACIDO SULFURICO, ACIDO
CLORHIDRICO, ADSORBENTES,
OXIDANTES Y UREA, ASI COMO
SUS DIRECCIONES

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

B.1.- EMPRESAS PRODUCTORAS DE ACIDO SULFURICO, ACIDO CLORHIDRICO, ADSORBENTES, OXIDANTES Y UREA.

(Referencia 32: pág. 17, 24, 90, 196, 222, 265, 269, 277, 301, 311, 317, 419, 471, 473, 507, 513, 537; Referencia 33: pág. XVII, XVIII, XX, XXIII, XXIV, XXV, XXVI, XXIX, XXX, XXXI, XXXVI, XXXV, XLI, XLII, XLIV, XLV, XLVII, XLVIII, LIX, LXVIII, LXXII, LXXIV, LXXIX, LXXXI, LXXXIX, LXXXII, LXXXIII, LXCXXVIII, XC, XCCIII, XCVI).

Acido clorhídrico (HCl).

Abaquim, S.A.
BASF Mexicana, S.A de C.V.
Diquimex, S.A. de C.V.
Galvanoquímica Mexicana, S.A de C.V.
Merck de México, S.A de C.V.
Química Tani, S.A de C.V.
Sigma de México, S.A de C.V.
Transformadora Química de México, S.A.

Acido sulfúrico (H₂SO₄).

Abaquim, S.A.
Alcalis y Soluciones, S.A de C.V.
Alquimia Mexicana, S.A de C.V.
Masa Industrial, S.A de C.V.
Materias Primas, S.A de C.V.
Química Treza, S.A de C.V.

Alúmina (Al₂O₃).

Alquimia Mexicana, S.A de C.V.
Cia. Química Industrial Newmann, S.A.
Ferro Mexicana S.A.

Bentonita (Arcilla esméctica).

Abaquim S.A.
Química Sumex, S.A

Carbón (C) activado.

Acuario Mercantil de Baja California, S.A de C.V.
Carbomex, S.A.
Carbones Mexicanos, S.A.
Carbono I4, S.A de C.V.
Carolay, S.A.
Casa Molina Font, S.A de C.V.
Clarificantes Mexicanos, S.A de C.V.
Compimex, S.A de C.V.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Diquimex, S.A de C.V.
Galber, S.A de C.V.
Galvanolyte, S.A de C.V.
Materias Primas, S.A de C.V.
Productos Químicos Mardupol, S.A de C.V.
Proquiba, S.A de C.V.
Harshaw-Juárez, S.A de C.V.
Química Internacional Tlalhepantla, S.A de C.V.
Sigma de México, S.A de C.V.

Bromato de potasio (KBrO₃).
Alquimia Mexicana, S. A. de C.V.
Pim de México, S.A. de C.V.

Cloramina T: CH₃, C₆H₄, SO₂ N Cl Na. 3H₂O (sal de sodio de la N-cloro-p-tolueno-sulfonamida

Fine Chemical de México, S.A.

Dicromato de potasio (K₂Cr₂O₇), R.A.
Alquimia Mexicana, S. A. de C.V.
Carolay, S.A.
Casa Molina Font, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Proquiba, S.A de C.V.
Transformadora Química Mexicana, S.A de C.V.

Hipoclorito de calcio: Ca(OCl)₂, 30 %, 35 %, 65 %.
Alcalis y soluciones, S.A de C.V.
Alquem de México, S.A de C.V.
Química Treza, S.A de C.V.

Hipoclorito de calcio: Ca(OCl)₂, 70 %.
Alcalis y soluciones, S.A de C.V.
Alkem Industrias, S.A de C.V.
Casa Holck, S.A.
Cía. Industrial Newman, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Materias Primas, S.A de C.V.
Química Escorpio, S.A de C.V.
Química Internacional Tlalhepantla, S.A de C.V.
Química Treza, S.A de C.V.

Hipoclorito de sodio: NaOCl, (6 %).
Abaquim, S.A.
Alcalis y soluciones, S.A de C.V.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Alkem de México, S.A de C.V.
Alquimia Mexicana, S.A de C.V.
Carbono 14, S.A de C.V.
Casa Holck, S.A.
Cia. Química Industrial Newmann, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Droguería Cosmopolita, S.A de C.V.
Masa Industrial, S.A.
Productos Químicos Mardupol, S.A.
Proquiba, S.A.
Química Cosmos, S.A
Química Escorpio, S.A
Química Internacional, S.A de C.V.
Química Tani, S.A de C.V.

Hipoclorito de sodio (NaOCl) 12 % y 13 %.
Abastecedora de Productos Vallejo, S.A de C.V.
Acido de México, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Masa Industrial, S.A de C.V.

Permanganato de potasio (KMnO₄).
Abaquim, S.A.
Abaquim Centro, S.A de C.V.
Alkem Industrias, S.A de C.V.
Alquimia Mexicana, S. de R.L.
BASF Mexicana, S.A de C.V.
Casa Holck, S.A.
Cia. Química Industrial Newmann, S.A de C.V.
Cinética Química, S.A de C.V.
Comercial Weiss, S.A de C.V.
Copimex, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Distribuidora Química Internacional, S.A de C.V.
Harshaw-Juárez, S.A de C.V.
Merck-México, S.A.
Productos Químicos Monterrey, S.A.
Productos Químicos Montreal, S.A.
Proquiba, S.A de C.V.
Transformadora Química Mexicana, S.A de C.V.

Peróxido de hidrógeno (H₂O₂).
Abaquim Centro, S.A de C.V.
Abaquim, S.A.
Abastecedora de Productos Vallejo, S.A.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Alkem Industrias, S.A de C.V.
Alquimia Mexicana, S. de R. L.
Carolay, S.A.
Casa Holck, S.A.
Casa Molina Font, S.A de C.V.
Comreno, S.A de C.V.
Degussa México, S.A de C.V.
Diquimex, S.A de C.V.
Electroquímica Mexicana, S.A de C.V.
Merck- México, S.A.
Productos Químicos Monterrey, S.A.
Proquiba, S.A de C.V.
Química Treza, S.A de C.V.
Transformadora Química Mexicana, S.A de C.V.

Sulfato de Manganeso (MnSO₄).

Alkem Industrias, S.A de C.V.
Alquimia Mexicana, S. de R. L.
Casa Holck, S.A.
Cia. Explotadora de Minerales la Encantada, S.A.
Manganesos Químicos de Hidalgo, S.A.

Urea (NH₂-CO-NH₂), desbiuterizada.
Gayquimia S.A

Urea formaldehído (H₂N-CO-NH₂-H₂O₂) disolución

Alquimia Mexicana, S.A de C.V.
Productos Químicos Géminis, S.A.
Química Delta, S.A de C.V.

Urea (H₂N-CO-NH₂) industrial.

Productos Agro Industriales, S.A.
Química Treza, S.A. de C.V.
Química y Representaciones Egloff, S.A de C.V.

Urea (H₂N-CO-NH₂) O.P y R.A.

J.T. Baker, S. A de C.V.
Productos Agro Industriales, S.A.
Productos Químicos Monterrey, S.A.
Laboratorios Laitz, S.A de C.V.

Urea (H₂N-CO-NH₂)Técnica.

Abastecimientos Químicos, S.A de C.V.
Agronitrogenados, S.A de C.V.
Alcalis y Soluciones, S.A de C.V.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Alquimia Mexicana, S. de R.L.
Amonal Química Mexicana, S.A.
BASF Mexicana, S.A de C.V.
Borga, S.a de C.V.
Casa Molina Font, S. A.
Central de Drogas, S.A de C.V.
Centro Químico, S.A. de C.V.
Distribuidora Química Mexicana, S.A de C.V.
Fertilizantes Químicos Mexicanos, S.A de C.V.
Galvanoquímica Mexicana, S.A de C.V.
Interquim del Centro, S.A. de C.V.
Materias Primas, S.A de C.V.
Merck de México, S.A.
Productos Agro Industriales, S.A.
Productos Químicos Mardupol, S.A de C.V.
Proquiba, S.A. de C.V.
Proveedora Química Básica, S.A.
Proveedora Química, S.A de C.V.
Química Internacional de Tlalnepantla, S.A de C.V.

Yodato de potasio (KIO₃).

Alkem Industrias, S. A de C.V.
Casa Holck, S.A.
Merck de México, S.A.
Productos Químicos Monterrey, S.A.

Yodo: I (Crudo y resublimado).

Droguería Cosmopolita, S.A de C.V.
Droguería Mercurio, S.A.
Hervi, S.A de C.V.
Mexicana Alcaloides, S.A de C.V.

B.2.- DIRECCIONES.

Abaquim S.A. Cerrada de Colima # 334. Col. Roma. Del. Cuauhtémoc. C.P.06400.
México, D.F. Tel: 5-25-82-20.

Abastecedora de Productos Vallejo S.A de C.V. Caruso # 268. Col. Vallejo. 07870.
México, D.F. Tel: 5-17-51-95.

Acuario Mercantil de Baja California S.A de C.V. Av. Madero # 1600. Calle 14,
Mexicali, B.C. Tel: 52-41-41.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Acido de México, S.A. de C.V. Parque Industrial Cartagena 54900. Tultitlán, Edo. de México. Tel: 3-93-26-94, 5-72-31-84.

Alcalis y Soluciones S.A. de C.V. Amores # 1 141. Col. Del Valle. Del. Benito Juárez. C.P. 03100. México, D.F. Tel: 5-75-11-34.

Amonal Química Mexicana. Vito Alesio Robles 68. P.B. Col. Florida 01030. México, D.F. Tel: Ventas: 5-48-83-15, 5-50-40-47.

Alquimia Mexicana S.A de C.V. Cerrada de Colima # 2-2. Apdo. Postal 7-843. Col. Roma. Del. Cuauhtémoc. C.P. 06400. México, D.F. 5-33-39-64.

Alcomex S.A. Paseo de la Reforma # 403. Desp.1401. Del. Cuauhtémoc. C.P. 06500. México, D.F. 5-33-08-95, 5-33-65-36.

Arcillas Industriales Durango. S.A. Valle del Guadiana y Cuatrociénagas. Zona Industrial Lagunera. C.P. 35070, Gómez Palacio Durango. Tel: (17) 16-86-22, 14-80-23.

Arcillas Nacionales S.A. 21 de Marzo. Nte. # 800-1, Tulancingo Hgo. Tel (775) 2-27-53.

Arcillas Procesadas S.A. de C.V. Cepeda 33 237. Sur. Desp.104. Tel: (17) 16-58-09, 16-68-80.

Arcillas Selectas Mexicanas. S.A. Plaza Principal # 102. C.P. 73 080. Xicotepec de Juárez, Pue.

Artivi, S.A de C.V. Calle 5 # 24 D. Fraccionamiento Industrial Alce Blanco, 53 370. Naucalpan Edo. de México. Tel: 3-58-25-62.

Barromex. S.A. de C.V. Via Morelos, 224 Km, 19650, Tulpetlac, Edo. de México, 5-59-14-22.

Borga, S.A de C.V. 3ra. Cerrada de San. Isidro. # 32. Col. Ampliación. Petrolera 02720. México D.F., Tel: 3-52-71-07.

Carbomex. Manuel Payna # 155-A. Col. Obrera. 06800, México, D.F. Tel: 5-78-35-83.

Carbones Mexicanos S.A. Privada, Río de la Loza # 1 717. Col. Atlás. C.P. 44870. Guadalajara Jalisco. Tel: 8-35-16-65.

Carbono 14. S.A. de C.V. Alabama # 160. Col. Nápoles. C.P. 03810, México, D.F. Tel: 5-23-12-33.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Carolay S.A. Jaime Torres Bodet. # 49. Col. Sta. Ma. la Ribera. C.P. 06400. Tel 5-47-67-72.

Casa Molina Font. Zaragoza # 839. C.P. 08500, Tel: 7-63-93- 55, Apdo. Postal 33 8719.

Casa Holck, S.A. Bernardo Reyes # 1214. Nte. C.P. 06400, Monterrey, N. L. Tel:74-01-00.

Centro Químico, S.A de C.V. Vía. Dr. Gvo. Baz # 262. La Loma. Apdo. Postal. 123. 54060. Tlalnepantla. Edo. Mex. Tel: 3-60-35-35.

Cinética Química, S.A de C.V. Av. Ruiz Cortínez # 915. Ote. C.P 64520. Monterrey, N.L. Tel: (83) 51-29-27.

Clarificantes Mexicanos S.A de C.V. Calzada Laguna # 18. Santa Clara. Apdo. Postal 79. C.P. 55540. Ecatepec. Edo. de México. Tel: 7-55-00-70.

Cía. Explotadora de Minerales la Encantadora. Revolución # 2042. Sto. Piso, Col. La Otra Banda. C.P. 01090. México, D.F. 5-50-71-65.

Cía. Industrial Newmann. Moctezuma # 45. Esquina. Tezozómoc. Col. Sta. Isabel Tola. Del. Gustavo. A. Madero. C.P. 07010. México, D.F. Apdo. Postal 33 14-774. Dir. Cablegráfica CONEUSA. Tel: 7-81-22-11.

Comercial Weiss, S.A de C.V. Newton # 186-604. Col. Chapultepec Morelos. Del. Miguel Hidalgo. C.P. 11570. México, D.F. Tel: 2-54-77-70.

Comerquim, S.A. Allende # 7. Col. Urbana. San Juan Ixhuatepec 55340. Tlalnepantla, Edo. de México. Tel: 5-69-89-17.

Compimex, Apdo. Postal 41-559. C.P. 11000. México, D.F. Tel: 8-24-05-30.

Conreno, Nubia # 102. Del. Azcapotzalco. Col. Clavería. C.P. 02080. México, D.F. Tel: 5-27-57-10.

Cooperación Industrial M.G. S.A de C.V. Circuito Fundadores L-17, Desp. 500. Zona Verde. Cd. Satélite. 53100 Naucalpan. Edo. de Méx. Tel: 3-93-52-11.

Cooperación Química, S.A. Blvd. Manuel a. Camacho # 95. Mezanine 53370. Naucalpan, Edo. de México. Tel: 3-58-68-11.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Diquimex, S.A. de C.V. Guillermo Marconi. # 13. Parque Industrial Cuamatla 54730. Cuautitlán Izcali. Tel: 8-72-36-88.

Distribuidora Industrial Mina. Ixtlahuaca # 14. Col. El Conde. C.P. 053500, Naucalpan, Edo. de México. Tel: 3-58-98-49.

Distribuidora Química Internacional S.A de C.V. Autopista México-Cuernavaca # 4360. San Pedro Mártir 14650. México, D.F. Tel: 5-73-50-87.

Droguería Cosmopolita S.A de C.V, Av. Revolución # 1080; C.P 03910. México, D.F., Tel: 5-93-89-90.

Droguería Mercurio. Lago Como # 33. Col. Anahuac. C.P. 11320. México, D.F. Tel: 5-27-83-26.

Electroquímica Mexicana S.A de C.V. Salamanca # 102. Noveno piso. Col. Roma. Del. Cuauhtémoc. C.P. 06700, México, D.F. Tel: 5-33-38-85.

Equipo y Material para Fundición. S.A. Av. Ferrocarril # 1. C.P. 54100. Tlalnepantla. Edo. de México, Tel: 7-58-71-29.

Equipos y Productos para Agua S.A de C.V. Río Omotepec # 1523. C.P. 44890. Guadalajara Jalisco. Tel: (3) 6-39-02 26.

Erma Productos Químicos, S.A de C.V. Av. Cuitláhuac 2 721. Col Clavería. Del. Azcapotzalco 02080. México D.F. Tel: 5-27-47-16, 3-96-00-18.

Fine Chemical de México S.A. Morelos # 199. Col. Vergel. C.P. 09880. México, D.F. Apartado Postal 55009. Tel: 6-56-13-62.

Galber. México. Calle Norte 220-B, Col. Pantitlán, C.P 8100, México, D.F.

Galvanolite. Antonio León y Gama, # 64. Col. Obrera, C.P 06800, México, D.F, Tel: (5) 7-61-52-44.

Gemisa. Via Ejército del Trabajo 33 14. Col. La Blanca 54110. Tlalnepantla, Edo. de México, Tels: 5-65-44-66.

Harshaw-Juárez. Oficinas Corporativas. Av. San Jerónimo # 134. Pedregal de San Angel. C.P. 01090. México, D.F. Tel: 5-50-87-38.

Hervi S.A de C.V. Av. Minas Palacio # 197. Col. San Rafael Chamapa. C.P. 53660, Naucalpan, Edo. de México, Tel: 3-00-35-81.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Industrias Químicas S.A. de C.V. Carretera Tesiston. Km. 3.5, Calle 13 # 2105, Fraccionamiento El Toque. C.P. 45130. Zapopan Jalisco. Tel (53) 93-66.

Intertrade, S.A de C.V. Adolfo Prieto # 623-604. Col. Del Valle. 03100. México, D.F. Tel: 5-23-57-01.

Jurasa S.A de C.V. Av. Ruiz Cortínez. Poniente # 830. Monterrey, Nvo. León. Tel: 5-51-40-07.

Laboratorios Laitz, S.A de C.V. Av. Ing. Eduardo Molina # 22 000. Col. del Obrero 07430. tel: 7-53-05-57, 7-53-61-41.

Lagsom Química, S.A de C.V. Mexicas # 32-2. Col. St. Cruz Acatlán. 53150. Naucalpan, Edo. de México. 3-73-74-95, 3-73-97-03.

Leal Química del Norte, S.A de C.V. Viveros de las Fuentes # 40. Col. Viveros de las Lómas. 54080. Llalnepantla, Edo. de México. 3-98-191-19

Manganesos Químicos Hidalgo, S.A. Apartado Postal # 24. C.P. 42024. Pachuca Hgo. Tel: 2-28-48.

Materias Primas. Camino a San Juan Ixhuatepec # 1045. Col. Zacatenco. C.P. 07360, México, D.F.

Masa Industrial S.A de C.V Av. 13 # 3412. Cordoba Veracruz. Tel: (271) 2-01-28.

Merck de México, S.A. Calle 5 # 7. Alce Blanco; C.P. 53370. Naucalpan Edo. de México. Tel: 5-76-14-00.

Mexicana de Alcaloides, S.A de C.V. Canoa # 521. Noveno piso. Col. Tizapán. Del. Alvaro Obregón; C.P 01090. México, D.F. Tel: 5-48-49-13.

Pata-Química Industrial, S.A. Glotto # 215. Col. Alfonso XIII, 01460. México, D.F. Tel: 6-80-06-36.

Petroval Productos Químicos Orgánicos e Inorgánicos S.A de C.V. Amores # 1141. Col. del Valle. Del. Benito Juárez. C.P 03100. México D.F. Tel: 5-59-74-33.

Pim de México, S.A de C.V. Av. Insurgentes sur # 299-203. Col. Hipódromo Condesa. Del. Cuauhtémoc. C.P. 06170, México, D.F. Tel: 5-84-95-66.

Polifos S.A de C.V, Río Marne # 17, Tercer piso, C.P. 06500 Tel: 7-05-11-09.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Productos Agro Industriales, S.A. Leona Vicario # 9-"A". Tizapán. Del. Alvaro Obregón. 01090. México, D.F. Tel: 5-95-66-76.

Productos Químicos Géminis S.A. Tlaxcala 127. Departamento 703. Col. Roma Sur. C.P.06760. México, D.F. Tel: 6-54-12-64.

Productos Químicos Mardupol. Talismán # 468, Col. Aragón, Inguarán, C.P. 07820, México, D.F, Tel-7-60-75-58.

Productos Químicos Monterrey. Mirador # 201. Col. Mirador. C.P 64070. Monterrey Nuevo León. Tel: 45-27-94.

Productos Químicos Reasol. Balboa # 906. Col. Portales. C.P. 03300. México, D.F. Tel: 6-72-71-15.

Proquiba S.A. de C.V. Av. Coyoacán # 1056. Del. Benito Juárez. C.P. 03100. México, D.F. Tel: 5-75-09-86

Proveedora Química Aragón S.A. Camino Campestre A # 81. Col. Campestre Aragón. C.P. 07530. México, D.F., Tel: 7-57-87-32.

Proveedora Química Básica, S.A. Recursos Petroleros # 82. Parque Industrial "La Loma". Apdo. Postal. 123. 54 060. Tlalnepantla. Edo. de México. Tel: 3-97-80-13, 3-97-81-88.

Química Delta S.A. de C.V. San Lorenzo # 69. Area 2. Col. Los Angeles Iztapalapa. C.P. 09830, México, D.F.

Química Cosmos. Yucatán # 22. Desp. 401. Col. Roma.; C.P 06700, México, D.F. Tel: 5-74-52-83.

Química Ecotec S.A de C.V. Av. Parque Chapultepec 66-101. Fraccionamiento El Parque 53390. Naucalpan, Edo. de México. Tel: 5-58-92-11.

Química Internacional Tlalnepantla. S.A. de C.V. Pino Verde # 13. Santa Mónica. C.P. 54050. Tlalnepantla Edo. de México. Tel: 3-61-04-48.

Química Moderna S.A de C.V. Apaseo. El Alto 30 esq. Celaya. Col. San Bartolo Atepehuacan. 07730. Méx. D.F. Tel 5-67-50-70.

Química Escorpio S. A. de C. V. Napoles # 144. Fraccionamiento Valle Dorado. C.P 54020. Tlalnepantla. Edo. de México. Tel: 3-73-75-01.

Química Omega S.A. de C.V. Tecamachalco 16-2do. piso. Lomas de Chapultepec 11000, México, D.F. Tel: 2-02-73-52.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Química Ontario, S.A. Av. Rosa Blanca # 54. Col. Alfonso XIII. Del. Alvaro Obregón. 01460. Tel: 6-80-24-04.

Química Patex, S.A de C.V. Himno Nal. # 24. Col. Sta. Ma. Ticomán. Del: Gvo. A. Madero. 07340. Tel: 5-86-26-66.

Química Sumex S.A de C.V. Conjunto Plaza Inn. Insurgentes Sur # 1971. Torre Sur. Quinto piso. Módulos 507 y 508. Col. Guadalupe Inn. C.P. 01020, México, D.F. Tel: 5-50-67-22.

Química Tani S.A. de C.V. Av. Xocoyahualco # 2. Calle del Cristo. Col. Vistahermosa. Puente de Vigas. 54080. Tlalnelpanla. Edo. de México. Tel: 3-93-62-93.

Química Trepic S.A de C.V. Av. Insurgentes Sur # 1106-10 piso. C.P 03720, México, D.F. Tel: 5-59-04-44.

Químicos y Metales Industriales, S.A de C.V. Nvo. Sto. Domingo. # 179-A. Fraccionamiento Industrial San. Antonio Atzacapotzalco. Del. Atzacapotzalco 02760. México, D.F. Tel: 3-52-63-66.

Químicos y Pastas de México, S.A de C.V. Nte. 79-A # 464. Col. Libertad 02060, México, D.F. Tel: 3-52-51-40.

Servicios Industriales y Representaciones S.A de C.V. Calle # 32, 33 2020. Zona Industrial 44940. Guadalajara Jalisco. Tel: 6-12-86-05.

Sigma de México. Durango 33 104. Planta Baja. Col. Roma. C.P 06700. México, D.F. Tel: 5-25-28-99.

Solventes y Productos Químicos. Presidente Mazaryk # 101-1301. Col. Polanco. C.P. 11570. Méx. D.F. Tel: 2-54-78-00

Técnica Mineral S.A. Periférico Sur # 6000. Toluquilla Jalisco. Km 4. Municipio Tlaquepaque Jalisco. Tel: 6-39-52-53.

Técnica Química, S.A de C.V. Calle 10 # 123, Col. Granjas San. Antonio. 09070. México, D.F. Tel: 5-82-66-00, 5-81-29-38.

Transformadora Química Mexicana, S.A. de C.V. Guillermo Marconi, Cuamantla 54730. Cuautitlán Izcali. Edo. de México.

Uniquim de México. Iglesia Calderon # 23. Col. Jardín Balbuena. 15900, México, D.F. Tel: 7-62-40-85, 7-62-38-71.

Apéndice B. Empresas productoras de ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, adsorbentes, oxidantes y urea, así como sus direcciones.

Vipaosa. Alambiques 2837. Col. Alamo Industrial, Guadalajara Jalisco. Tel: 6-35-85-67.

Zeta S.A de C.V. Ruíz Cortínez # 2720. Ote. Col. Moderna. C.P. 64530. Monterrey Nuevo León. Tel: (83) 51-51-30.

GLOSARIO

GLOSARIO.

Las palabras en letra *cursiva* que aparecen en el trabajo son las que se encuentran en el glosario.

Abrasivo: pág. 52. Capítulo 3. Sección 3.2.1. El abrasivo es una sustancia dura utilizada para raspar materiales, con la finalidad de limpiar o alisar su superficie, por ejemplo: pulir metales, labrar lentes y espejos ópticos.

Aceite: pág. 55. Capítulo 3. Sección 3.2.5. Sustancia de origen vegetal o animal que conserva su estado líquido a temperatura ambiente, siendo ésta la única diferencia que le distingue de las grasas.

Agua de barita: pág.16. Capítulo 1. Sección 1.3. Disolución de sulfato de bario (BaSO_4).

Aire: pág. 37. Capítulo 1. Sección 1.7.3. Es un fluido compuesto de 78.08% de nitrógeno (N_2), 20.95% de oxígeno (O_2), el resto está constituido por gases nobles.

Alumbre: pág. 53. Capítulo 3. Sección 3.2.1. En la edad media se le dió el nombre de alumbre a la sal doble $\text{K}_2\text{SO}_4 \cdot \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 24 \text{H}_2\text{O}$, obtenida del mineral alunita: sulfato básico de potasio y aluminio.

Aminoácido: pág. 12. Capítulo 1. Sección 1.2. Los aminoácidos son compuestos derivados de los ácidos carboxílicos en que uno de los hidrógenos del grupo unido al carboxilo está sustituido por el radical amino. Las proteínas están constituidas por aminoácidos.

Area superficial: pág. 51. Capítulo 3. Sección 3.2. Se le define como a la unidad de superficie por una de masa: m^2/g .

Azúcar: pág. 49. Capítulo 3. Sección 3.1. Todos los azúcares son de la misma composición química carbono (C), hidrógeno (H) y oxígeno (O) y, sólo se distinguen por la forma y dimensiones de sus moléculas: sacarosa ($\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$), glucosa ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$) y fructuosa ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$).

Calor: El calor es una forma de energía en tránsito. Un cuerpo a temperatura elevada no contiene necesariamente gran cantidad de energía calorífica, posee en cambio energía interna. La energía interna de la que proviene el calor, es la suma de energías que poseen todas las moléculas que forman el cuerpo.

Calor de cristalización: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la energía que se desprende al formarse los cristales.

Glosario.

Calor específico: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. A la cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de 1 gramo de sustancia 1°C , se le denomina capacidad calorífica específica ó calor específico. Cada sustancia tiene su propio calor específico.

Calor de fusión: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la cantidad de calor necesaria para convertir una masa dada de sustancia del estado sólido al líquido en el punto de fusión.

Calor de solución en agua (H_2O): pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. Al mezclar líquidos, así como al disolver sólidos y gases en líquidos se produce una absorción o un desprendimiento de calor, los cuales, con frecuencia, alcanzan magnitudes apreciables. Este calor se determina experimentalmente, mediante la mezcla de los componentes directamente en un calorímetro, aunque puede calcularse a partir de otras magnitudes termodinámicas como son la entalpía y la energía interna.

Caloría: Es la cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de un gramo de agua (H_2O) un grado Celcius (14.5°C a 15.5°C).

Catalisis: pág. 50. Capítulo 3. Sección 3.1. Se refiere a la modificación de la velocidad de una reacción química provocada por la simple presencia de una sustancia (catalizador) que se halla perfectamente intacta al terminar la reacción.

Catalizador: pág. 67. Capítulo 5. Sección 5.2. Sustancia que modifica la velocidad de una reacción química y que se halla intacta al terminar la reacción.

Cromatografía: pág. 74. Capítulo 5. Sección 5.2. La cromatografía se define como una técnica de separación de una mezcla de solutos, basándose la separación en la diferente velocidad con que se mueve cada uno de los solutos a través de un medio poroso, arrastrados por un disolvente en movimiento.

Densidad: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. La densidad de una sustancia se define como la masa de una sustancia que ocupa la unidad de volumen.

Electrólisis: pág. 63. Capítulo 4. Sección 4.2. Cuando una corriente eléctrica fluye a través de una sustancia electrolita, se origina un fenómeno que recibe el nombre de electrólisis. Los compuestos fundidos o en disolución que conducen la corriente eléctrica, reciben el nombre de electrolitos y los que no la conducen no electrólitos.

Electronegatividad: Un elemento que en sus interacciones químicas, tiende más a adquirir electrones que a perderlos se dice que es electronegativo y en el caso contrario es electropositivo.

Elución: pág. 59. Capítulo 3. Sección 3.2.7. Es la separación por medio de un lavado progresivo, por medio de un líquido apropiado, de sustancias absorbidas por un cuerpo.

Glosario.

Energía libre de formación: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. La cantidad de calor transferido en una reacción por el cual se forma un mol de un compuesto a partir de elementos en el estado estándar.

Enzima: pág. 14. Capítulo 1. Sección 1.2. Las enzimas (del griego-en zyme, en la levadura), de ahí que antes se les nombraba fermentos, son proteínas sencillas o conjugadas, de origen natural, que catalizan reacciones químicas específicas tanto in vivo como in vitro. Son notables su gran especificidad y la suavidad de las condiciones en que actúan.

Las enzimas se suelen nombrar añadiendo el sufijo -asa a la raíz de un nombre que refleja la naturaleza del sustrato sobre el que actúan ó el tipo de reacción que catalizan. Así las enzimas hidrolíticas (hidrolasas) comprenden las estereasas, que promueven la hidrólisis y formación de ésteres; las proteínasas que hidrolizan las proteínas etc.

Extrusión: pág. 56. Capítulo 3. Sección 3.2.5. Procedimiento de fabricación de perfiles continuos en prensas potentes que obligan a la materia a salir por una hilera cuya sección es la del perfil deseado.

Esméctica: pag. 55. Capítulo 3. Sección 3.2.4. Esméctico se refiere a que limpia o purifica.

Flujómetro: pág. 93. Capítulo 6. Sección 6.3. Instrumento con que se mide un volumen de gas en determinada unidad de tiempo.

Gasolina: pág. 56. Capítulo 3. Sección 3.2.5. Mezcla de hidrocarburos ligeros que comprende los primeros productos de la destilación del petróleo hasta una temperatura de 210 °C.

Gel: pág. 58. Capítulo 3. Sección 3.2.6. Masa que resulta de la floculación y coagulación de una disolución coloidal.

Hidracina: pág. 26. Capítulo 1. Sección 1.5.1. La hidracina (H_2N-NH_2) es un compuesto que se utiliza en la fabricación de combustibles para los cohetes.

Hidrólisis: Significa reacción con agua (H_2O).

Índice de refracción: pág. 19. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la relación entre la velocidad de la luz en el aire y la velocidad de la luz en la sustancia que se está analizando.

Lixiviación: pag. 57. Capítulo 3. Sección 3.2.5. La lixiviación es una operación consistente en hacer que un disolvente atraviese una capa de materia pulverulenta para extraer uno o varios constituyentes solubles de la misma.

Mordiente: pag. 53. Capítulo 3. Sección 3.2.1. Mordiente es una disolución fuerte que en tintorería y otros oficios se utiliza para fijar los colorantes.

Glosario.

Petróleo: pág. 49. Capítulo 3. Sección 3.1. Sustancia mineral aceitosa de color oscuro que es una mezcla de hidrocarburos de composición variable según los yacimientos.

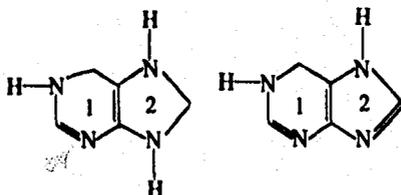
Pirólisis: pág. 57. Capítulo 3. Sección 3.1.5. La pirólisis es una descomposición química a alta temperatura.

ppm: partes por millón.

Presión: Es una unidad de fuerza por una unidad de superficie.

Presión de vapor: pág. 20. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la presión necesaria para que pase el líquido a vapor (vaporización) y el vapor a líquido (condensación).

Purina: pag. 16. Capítulo 1. Sección 1.3. Las purinas comprenden una serie de productos obtenidos por hidrólisis de los ácidos nucleicos que se encuentran en las nucleoproteínas de las células animales y vegetales, aunque de orígenes muy diversos, estos compuestos están muy relacionados estructuralmente, ya que derivan de una sustancia común, la purina. Los compuestos cíclicos que tienen la estructura del anillo 1 en la siguiente fórmula de la purina se conocen como "pirimidinas"; aquellos que tienen la estructura del anillo 2 se llaman "imidazoles". La purina es un sistema de anillos condensados en el que los núcleos de la pirimidina y el imidazol tienen dos átomos de carbono (C) comunes.



Solubilidad: pág. 20. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la capacidad de una sustancia para disolverse, influyendo la temperatura.

Temperatura: pág. 20. Capítulo 1. Sección 1.4. Es la escala que se utiliza para medir el calor.

Ureasa: Es una enzima de peso molecular 489 000; contiene varios aminoácidos, entre los cuales están cerca de 77 metionilos, 29 citinilos y 47 cisteinilos.

Viscosidad: pág. 20. Capítulo 1. Sección 1.4. La viscosidad es la resistencia que presentan los fluidos a fluir.

Volumen de poros: pág. 51. Capítulo 3. Sección 3.2. Se define como la unidad de volumen por una unidad de masa: cm^3/g .

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA.

Artículos:

- 1) Bailey W.A. Jr; Bannerot R.A; Fetterly L.C; Smith A. G. Urea Extractive Crystallization of Straight-Chain. *Industrial and Engineering Chemistry*. 43, 2125 (1951).
- 2) Barnebey L.H. Activated Charcoal in the Petrochemical Industry. *Chemical Engineering Progress* 67(11)45(1971).
- 3) Browing. E. Jon. New-Water. Cleanup Roles for Powdered Activated Carbon. *Chemical Engineering*. 79(4)36(1972).
- 4) Clark K. F; Gaddy V. L; Rist C.E. Equilibrio In The Ammonium Carbamate-Urea-Water System. *Industrial and Chemical Engineering*. 25(10)1092(1933).
- 5) Cook L.H. Urea. The New Chemico Process in Compared with Six Previous Comercial Processes. *Chemical Engineering Progress*. 50 (7)327(1954).
- 6) Cronan Calvin S. editor. *Chemical engineering*. Economic Indicators. 89(2)6(1982).
- 7) Erakine B. D. and Schulger G. W. Activated Carbon Process for Liquids. *Chemical Engineering Progress* 67(11)41(1971).
- 8) Evans Frank L. Jr, editor. Urea. *Hydrocarbon Processing*. 247 (Nov. 1979).
- 9) Hepp, J. H; Box E. O. Jr; Ray G. C. Utilization of Kerosene Stoks for Jet Fuels by Treatment with Urea. *Industrial and Engineering Chemistry* 45, 112 (1953).
- 10) Jojima T; Kimura T; Nagahama T; Nobue M; Fukui A. Recent Development of Urea Technology. *Chemical Economy Engineering Review* 12 (9)26(1980).
- 11) Marschner R. F. The Story of Urea Complexes. *Chemical and Engineering News* 33, 494 (1955).
- 12) Moore L. Richard; Parks Q. Robert. Urea Growing Overcapacity Problem. *Chemical and Engineeing News*. 37(47)84 (1959).
- 13) Patrick P. Mc Curdy, editor. Chem Week. Spent Carbon Gets New Lease on Life 18(2)44(1976)
- 14) Patrick P. Mc Curdy, editor. Chem Week. Amoco Will Test New Activated Carbon in Waste Treatment Plant. 120(7)40(1977).

Bibliografía.

- 15) PEMEX. Tabla de costos 1996.
- 16) Rooseboom A. Urea a Process Survey. *Chemical Engineering* 58(3)111(1951) pp. 111-114.
- 17) Sansone Jonas O'Brien. Prediction of Removal Efficiency of Activated Carbon. *Carbon* 19(3)231(1981).
- 18) Skeen, J. R. *Chemical Engineering*. Urea. 56(6)319(1949).
- 19) Stork, W. Activated Carbon Growth Tied to Water Rules. *Chemical and Engineering News* 56(16)10 1977.
- 20) Swern Daniel. Urea and Thiourea Complexes in Separating Organic Compounds. *Industrial and Engineering Chemistry*. 47, 216 (1955).
- 21) Toon H. William Jr. How the Competitive Urea Process. *Chemical Engineering*. 62(10) 186(1955).
- 22) Yearsley Clive, editor. *Nitrogen* 128, 38 (1980). Mitsui Toatsu and Toyo Engineering Reduce Energy Consumption and Develop New Granulation Technique.
- 23) Yearsley Clive, editor. *Nitrogen* 131, 39 (1981). The Granulation of Nitrogenous Fertilizers.
- 24) Zanetti Richard J. editor. *Chemical Engineering*. Economic Indicators. 102(3)194(1996).
- 25) Zardi U. Urea Plants for Tomorrow's World. *Nitrogen* 135, 26 (1982).
- 26) Zimmerschied W. J; Dinerstein R. A; Weitkamp A. W; Marschner F. Crystalline Adducts of Urea with Linear Aliphatic Compounds. *Industrial and Engineering Chemistry*. 42 (1300) 1950.

Códigos:

- 27) ASME. *Boiler and Pressure Vessel Code an American National Standard. Section 8. División 1. Rules for Construction of pressure Vessels*. 1983 edition. Editado por The American Society of Mechanical Engineers. USA. 1983. págs. 395-399, 597-604.

Diccionarios:

- 28) *Chapman and Hall of Organic Compounds*. Fifth edition. Third supplement. Chapman and Hall. Vol. 3. N.Y. U.S.A. 1985. pág. 3386.
- 29) De Galeana Mingot Tomás. *Larousse de Ciencias y Técnicas*. Editorial Larousse. México 1977. págs. 60, 92, 94, 104, 158, 440, 565, 615, 620, 705, 935, 1016, 1021, 1024.

Bibliografía.

30) Merck. *The Merck Index*. 11 edition. Merck Co, Inc. Rahway N. J. U.S.A. 1989. págs. 1677, 1987, 1996, 4725, 5573, 7608, 7627, 7643, 8576.

31) Hawley G. L. *Diccionario de Química y Productos Químicos*. Editorial Omega S.A., Barcelona, España 1975. págs. 161, 191, 192, 207, 460, 540, 703, 705, 708, 710, 777, 893.

Directorios:

32) *Asociación Nacional de la Industria Química (ANIQ). Directorio de la Industria Química Mexicana. Editado por ANIQ*. México D.F. 1994. págs. 265, 269, 277, 301, 311, 317, 419, 471, 473, 507, 513, 537, 24, 90, 126, 222, 17.

33) Macazaga y Ramírez de Arellano. *Gula de la Industria Química. Productos Químicos*. Editado por Informática Cosmos. S.A de C.V. México, D.F. 1991. págs. XVII, XVIII, XX, XXIII, XXIV, XXV, XXVI, XXIX, XXX, XXXI, XXXVI, XXXV, XLI, XLII, XLIV, XLV, XLVII, LVII, LIX, LXVIII, LXXII, LXXIV, LXXIX, LXXXI, LXXXIX, LXXXII, LXXXIII, LXXXVIII, XC, XCIII, XCVI

Enciclopedias:

34) Austin T. George. *Manual de Procesos Químicos en la Industria*. Quinta edición. Mc. Graw Hill, USA. 1992. págs. 83, 153-154, 160-163, 174-175, 177, 234, 283-286.

35) Espasa Calpe. *Enciclopedia Universal*. Editorial Espasa Calpe. Madrid España 1978. Tomo 4. págs. 1024-1033, Tomo 11. págs. 780-790, Tomo 56. págs. 176-181. Tomo 65. págs. 1411-1414.

36) Funk C.E. Jr. *Derivados de la Urea. Kirk Othmer Enciclopedia of Chemical Technology*. 2nd. Edition. Vol. 15. Editorial Uteha. México 1965. págs. 730-736.

37) Garman J. A. Uretanos. *Kirk Othmer Enciclopedia of Chemical Technology*. 2nd. Edition. Vol. 15. Editorial Uteha. México 1965. Vol. 14, págs. 736-746.

38) Mavrovic Ivo. Urea. *Kirk Othmer Enciclopedia of Chemical Technology*. 3rd. Edition. Vol. 23. Editorial Board. U.S.A. 1983. págs. 548-550, 552-553, 555-563, 573.

39) O' Flynn D. J; Wolff F.A; Urea y sus Derivados. *Kirk Othmer Enciclopedia of Chemical Technology*. 2nd. Edition. Vol. 15. Editorial Uteha. México 1955. págs. 722-730.

40) H.M.S.O. *British Pharmacopoeia*. Volume 1. De. HMSO Books. U.S.A. 1988. pág. 591.

Libros:

41) Babor. *Química General Moderna*. Editorial Epoca, S.A. México 1977. págs. 89, 210, 312, 431, 438, 460, 465, 501, 622, 627, 728-729, 770, 784, 856.

42) Bonner William A. Castro J. Albert. *Química Orgánica Básica*. Tercera Edición. Editorial Alhambra, España 1976. págs. 420-422, 518.

Bibliografía.

- 43) Bradley Armstrong Frank. Peter Bennet Thomas. *Bioquímica*. Editorial Reverté S.A. España 1982. págs. 353, 354, 358.
- 44) Brewster, Ray Q. *Química Orgánica. Un Curso Breve*. Cia. Editorial S.A. Prentice Hall Inc. México 1983. págs: 295-301.
- 45) Brewster, Ray Q. *Curso Práctico de Química Orgánica*. Segunda Edición. Editorial Alhambra. España 1986. pág.156, 157.
- 46) Brown Theodore L; Lemay H. Eugen Jr; Busten Bruece E. *Química. La Ciencia Central*. 5ta. Editorial Prentice Hall- Hispanoamericana. México 1993. págs. 246-250, 904-906.
- 47) Burton Donald J. Routh Joseph J. *Química Orgánica y Bioquímica*. Editorial Interamericana. México 1985. págs. 25-27, 185-186, 359-361.
- 48) Byron S. Gottfried. *Introducción a los Cálculos de Ingeniería*. Editorial Fmc Graw Hill. México 1982. págs. 203-204.
- 49) Castellan W. Gilbert. *Fisicoquímica*. Addison-Welley Iberoamericana. Willmlington, Delawer. E.U.A. 1987. págs. 42-44.
- 50) Devore G. *Química Orgánica*. México, D.F 1979. Publicaciones Cultural, S.A. págs. 179, 329-334.
- 51) Fassbender H. W. y Bornemisza, E.. *Química de Suelos con Énfasis en Suelos de América Latina*. San José, Costa Rica. Servicio Editorial I.I.C.A. Costa Rica 1987. págs. 12-17.
- 52) Fessenden Ralph J. Fessenden Joan S. *Química Orgánica*. Grupo Editorial Iberoamericana. México D.F. 1983. págs.13-11, 651-652.
- 53) Fitzpatrick, S.A. *Suelos, Su Formación, Clasificación y Distribución*. C.E.C.S.A. México 1980. págs. 26-37.
- 54) Furnis B. S; Hannaford A. J.; Smith B. W. G; Tatchel A. R; *Vogel's Textbook Practical Scientific and Technical*. Great Britain 1989. págs. 965, 1151,1175, 1176, 1177,.
- 55) Gutch C. David. Pasto J. Daniel. *Fundamentos de Química Orgánica*. Editorial Reverté. S.A. España 1979. págs. 895-902.
- 56) Harrys Daniel C. *Análisis Químico Cuantitativo*. Gpo Editorial Iberoamericana. S.A. de C.V. México D.F. 1992. págs. 136, 137, 301, 385-408, 463, 464, 495, 530, 654.
- 57) Jencks William P. *Catalysis in Chemistry and Enzimology*. Dover Edition. Publications Inc. N. Y. U.S.A. 1987. págs. 4, 332-338, 404-405, 434-436, 601-606.

Bibliografía.

- 58) Keenan W. Charles; Keinfelter C. Donald; Wood H. Jesse. *Química General Universitaria*. Tercera edición. Cía. Editorial Continental, S.A. de C.V. México 1986. págs. 413-415.
- 59) Kemmer N. Frank. McCallion Jhon. *Manual de Agua. Su Naturaleza, Tratamiento y Aplicaciones*. Nalco Chemical Company. Mc Graw Hill. México 1992. Tomo 1: págs. 2-4, 2-5, 2-6, 2-7. Tomo 2: págs. 17-1 a 17-12.
- 60) Kern Donald Q. *Procesos de Transferencia de Calor*. Compañía Editorial Continental S.A de C.V. México 1995. págs. 23, 24, 148-166.
- 61) Kolthoff J. M.; Sandell E.B; Meehan E. J. *Análisis Químico Cuantitativo*. Cuarta edición. The Macmillan Company. New York 1969. pág. 821.
- 62) Levenspiel Octave. *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. Segunda edición. Editorial Reverté. México 1995. págs. 107-129.
- 63) Mahan Bruce H. *Química Curso Universitario*. Segunda Edición. Fondo Educativo Interamericano. U.S.A. 1975. págs. 247-248, 276-278, 550-552, 718-719.
- 64) Manku G.S. *Principios de Química Inorgánica*. Mc Graw Hill. Publishing Co. México. D.F. 1990. págs. 200, 215-218, 288, 368-372.
- 65) Masterton L. William. *Chemical Principles with Quantitative Analysis*. Saunders Company, Saunders Golden Sunburst Series. U.S.A. 1978. pág. 400.
- 66) McMurry Jhon. *Química Orgánica*. 3ra. edición. Grupo Editorial Iberoamericana S.A de C.V. México. 1994. págs. 1-3, 77, 987, 1095, 1181-1182.
- 67) McMurry Jhon; Caltellion Mary E. *Fundamentals of General Organic and Biological Chemistry*. Fprentice Hall. Inc. New Jersey. U.S.A. 1992. págs. 480, 701-702.
- 68) Mc Quarrie Donald A; Rock Peter A. *General Chemistry*. 3rd. edition. Editorial W.H. Freeman and Company. N. York U.S.A. 1991. págs. 752-769.
- 69) Morrison and Boyd. *Química Orgánica*. Quinta edición. Editorial Production Services. USA. 1987. págs. 884- 888.
- 70) Perry H. Robert; Green Don W; Maloney James O. *Manual del Ingeniero Químico*. 6ta. Edición. Editorial Mc Graw Hill/Interamericana de México. 1992. Vol.1. págs. 3- 99, 3-295, 3-296, 4-27, 4-58, 16-5, 16-6, 16-8, 16-10, 14-11, 14-31-14-34, 19-45, 19-53, 23-25, 23-27.
- 71) Prawnsnitz Jhon M.Reid Robert C. *The Properties of Gases and Liquids*. 4rd, Edition. Mc. Graw Hill. México. 1977. págs. 2-3, 14, 16-27.

Bibliografía.

- 72) Redmore H. Fred. *Fundamentos de Química*. Editorial Dossat, S.A. Madrid España 1981. "Prentice Hall Inc. U.S.A". 1979. págs. 447, 652, 661.
- 73) Reid. C. Robert, Sherwood K. Thomas. *The Properties of Gases and Liquids*. Segunda edición. Ed. Mc. Graw Hill Book Company. U.S.A. 1967. págs. 8-11, 22-30, 42-44, 120, 123, 147, 148, 165-168, 182-188.
- 74) Riegel, *Química Industrial*. Cia. Editorial Continental. México. 1984. págs. 121-123, 126-127.
- 75) Roberts D. Jhor. *De Metano a Macromoléculas*. Fondo Educativo Interamericano. México. 1974. págs. 3-4.
- 76) Seager L. Spencer; Slabaugh Michael R. *Organic and Biochemistry for Today*. Second Edition. West Publishing Company. U.S.A. 1994. págs. 3, 258-261, 376-377.
- 77) Seidel A. *Solubility of Inorganic Compounds*. 2da. edición. Van Nostrand Co. New York. 1979. pág. 55.
- 78) Singer M.J; Munns D.N. *Soils and Introduction*. 2da. Edition. Mcmillan Publishing Company. U.S.A. 1987. págs. 30-31.
- 79) Smith. J. M. *Chemical Engineering Kinetics*. Third edition. Mc. Graw-Hill. Singapore 1981. pág. 333.
- 80) Smith Van Ness. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. Cuarta Edición. Mc. Graw Hill. México 1992. pág. 525.
- 81) Thamane R.V; Motiramani D.P; Bali Y.P. Donahue R.L; *Suelos: Su Química y Su Fertilidad en Zonas Tropicales*. Editorial Diana. México 1978. pág. 175.
- 82) Treybal Robert E. *Mass Transfer Operations*. Tercera edición. Mc. Graw Hill. Chemical Engineering Series. U.S.A. 1980. págs. 129, 147, 152, 194-195, 280, 339, 565-568.
- 83) Treybal Robert E. *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2da Edición en Español. Mc Graw Hill. Chemical Engineering Series. U.S.A. 1988. págs. 146-147, 166, 172, 219-224, 312, 375, 626- 629, 710.
- 84) Ulrich. Gael D. *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química*. Editorial Interamericana. S.A. México 1988. pág. 74, 278.
- 85) Vogel I. Arthur. *Química Analítica Cuantitativa*. Teoría y Práctica. Vol.1. Editorial Capelus. Argentina 1969. págs. 32, 41, 70, 377.

Bibliografía.

86) Vogel II. Arthur. *Química Analítica Cuantitativa*. Teoría y Práctica. Vol. 2. Editorial Capelusz. Argentina 1969. págs. 841-848.

87) Wade L. G. Jr. *Química Orgánica*. 2da. edición. Prentice Hall. Hispanoamericana. S.A. México 1993. págs. 1, 2, 1035-1036, 1255-1256.

88) Walas M. Stanley. *Chemical Process Equipment. Section and Design*. Editorial Butterworth-Heinemann. USA. 1990. págs. 172-173, 179, 188, 199, 495-496, 504, 506, 510, 549, 663, 668-669, xvii.

89) Walas M. Stanley. *Phase Equilibria in Chemical Engineering*. Editorial Butterworth-Heinemann. U.S.A. 1985. pág. 465-477

Normas:

90) FERTIMEX. *Norma 522/3/020201/0 1980*. pp. 1-7.

91) *SECOFI: NOM - AA - 73 - 1981*. "Análisis-Determinación de Cloruros-Método Argentométrico". pág. 1-5.

92) *SECOFI: NOM - AA - 100 - 1987*. "Análisis de agua". Determinación de Cloro (Cl₂) Total. pág. 1-5.

93) *SEMARNAP: NOM-004-ECOL-1993*. Establece el límite máximo permisible de nitrógeno (N) total (ppm) en aguas residuales, provenientes de la industria de fabricación de fertilizantes excepto las que utilizan ácido fosfórico (H₃PO₄) como producto intermedio. pág. 14-17.

94) *SEMARNAP. NOM-019-ECOL-1993*. Establece el límite máximo permisible de contaminantes en el aire. pág. 10-17.

95) *SEMARNAP. NOM-029-ECOL-1993*. Establece el límite máximo permisible de cloro (Cl₂) en aguas residuales. pág. 129.

Patentes:

96) Arnold G.B; Kovac L. *U.S.A. Patente 2, 658, 060 (Nov.3,1953)*.

97) Arnold G.B; Truitt J. K; Hess H.V. *U.S.A. Patente 2, 658, 887 (Nov.10,1953)*.

98) Bennet James L. *U.S.A Patente 2,012,621. Aug. 27. 1935*.

99) Biecart H. J. B. *U.S.A patente 3, 171, 770. Oct. 16. 1957*.

100) Carney L. L. *U.S.A. Patente, 3,428,426. Feb. 18, 1968*.

101) Cook L. M. *U.S.A. Patente. 3, 147, 174. Sept 1, 1964*.

Bibliografia.

- 102) De Roop H. W. *U.S.A. Patente 2, 116, 881.* (Mayo 10 , 1938).
- 103) Finneran J. A. *U.S.A. Patente 3, 232, 984.* Nov, 20, 1961.
- 104) Hong Do J. et.al. *U.S.A. Patente, 3,488,293.* Oct. 16, 1974.
- 105) Inove Shigeru and co-workers. *U.S.A. Patente 3, 506, 710.* Oct. 10, 1967.
- 106) Inove S. and T. Kimura. *U.S.A. Patente 3, 944,605.* Mar. 16, 1976.
- 107) Kaasenbrood P.J. C. *U.S.A. Patente 2, 961, 464.* Dic. 11, 1957.
- 108) Linch C.S. *U.S. A. Patente. 21, 640, 051.* Mayo 26 1953.
- 109) Mavrovic I. *U.S.A. Patente 3, 574, 738.* April 13, 1971.
- 110) Mavrovic. I. *U.S.A Patente. 3, 826,815.* July 30, 1974.
- 111) Mavrovic I. *U.S.A. Patente 3, 886, 210,* May 27, 1975.
- 112) Mavrovic I. *U.S.A. Patente 3, 952, 655.* Oct. 16, 1957.
- 113) Mc Mullin and Taylor. *U.S.A. Patente 1, 787, 048 (1930).*
- 114) Miller F.W. *U.S.A. Patente 1, 898, 093.* Feb. 21, 1933.
- 115) Nids W. H. P. *U.S.A. Patente 4, 219, 589.* Aug. 1980.
- 116) Ono H. *U.S.A. Patente 4, 081, 469.* March 18, 1978.
- 117) Otsuka E. *U.S.A. Patente 3, 514, 483.* May 26, 1970.
- 118) Otsuka E. *U.S.A. Patente 3, 573, 173.* March 30, 1971.
- 119) Otsuka E. *U.S.A. Patente 3, 725, 210.* May 26, 1970.
- 120) Shirley A. R. *U.S.A. Patente 4, 213, 924.* July 1980.
- 121) Singer I. M. Jr. *U.S.A. Patente 3, 255, 246.* June 27, 1963.
- 122) Thompson B. J. and Hildred C. G. *U.S.A. Patente 3,232,703.* Feb 1, 1966.
- 123) Thompson B. J and Hildred C. G. *U.S.A. Patente 3,398,191.* Aug. 20, 1968.
- 124) Wenworth T. O. *U.S.A. Patente 3, 107, 149.* Oct. 15, 1963.

Bibliografía.

Tesis:

125) Martínez Vaquero Leonel Mariano. *Tesis. Estudio Técnico Para la Recuperación de Urea, en la Unidad de Lázaro Cárdenas Michoacán de FERTIMEX S.A.* 1991. México. D.F., 1991. pág. 159.

Se revizó el banco de datos de Facultad de Química UNAM, para corroborar que sobre éste tema no hay nada nuevo en todo el año 1996.