



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

14.
25

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"

DISEÑO DE CUATRO MODULOS BASICOS DE
PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO CON
PROPOSITO MULTIPLE.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A I

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

DIRECTOR DE TESIS,
Dr. Salvador López Gutiérrez



MEXICO, D. F.

ABRIL, 1993

TESIS CCN
FALLA DE ORIGEN



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 está 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.

INDICE

INTRODUCCION.

1.- GENERALIDADES.

2.- ANALISIS DE IMPORTACION DE PRODUCTOS QUIMICOS

2.1.- Selección de productos químicos.

2.1.1.- Criterios de selección económica.

2.1.2.- Criterios de Selección técnica.

2.1.3.- Procedimientos de selección.

2.1.3.1.- Económicos.

2.1.3.2.- Técnicos.

2.1.4.- Productos seleccionados.

2.2.- Selección de procesos de manufactura.

2.2.1.- Investigación de procesos.

2.2.2.- Criterios de selección.

2.2.3.- Análisis de procesos.

2.2.4.- Procesos seleccionados.

2.3.- Dimensionamiento preliminar de equipo.

2.3.1.- Capacidad de producción.

2.3.2.- Balance de masa.

3.- MODULOS DE PROCESO.

3.1.- Fundamentos teóricos.

3.1.1.- Agitación y Mezclado.

3.1.2.- Asentamiento.

3.1.3.- Cristalización.

3.1.4.- Reacción.

3.2.- Fundamentos de diseño.

3.2.1.- Mezclado.

3.2.2.- Asentamiento.

3.2.3.- Cristalización.

3.2.4.- Reactor.

3.2.5.- Dimensiones básicas preliminares.

4.- INGENIERIA BASICA DE MODULOS DE PROCESO.

4.1.- Diseño de equipo básico.

4.1.1.- Mezclador.

- 4.1.2.- Asentador.
- 4.1.3.- Cristalizador.
- 4.1.4.- Reactor.

4.2.- Diseño de equipo periférico.

- 4.2.1.- Mezclador.
- 4.2.2.- Asentador.
- 4.2.3.- Cristalizador.
- 4.2.4.- Reactor.

5.- INGENIERIA DE DETALLE DE MODULOS DE PROCESO.

- 5.1.- Selección de estándares de diseño a utilizar.
- 5.2.- Planos de proceso.
 - 5.2.1.- Diagrama de flujo de proceso.
 - 5.2.2.- Diagrama de localización.
 - 5.2.3.- Diagrama de tubería e instrumentación.

6.- REQUERIMIENTOS DE INFRAESTRUCTURA.

- 6.1.- Servicios.
- 6.2.- Instalación.

CONCLUSIONES.

ANEXOS.

- A.- Importación de productos químicos.
- B.- Hojas de datos de equipo.

BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION.

La industria química en México desde sus inicios a la actualidad, ha tenido una dependencia tecnológica con el extranjero muy fuerte, esto es debido, entre algunas causas al estancamiento económico del país que se ha estado suscitando y por lo tanto, a la falta de una infraestructura que permita una mayor capacidad para que se lleven a cabo tareas de investigación y desarrollo en procesos de manufactura de productos químicos, con el fin de cubrir con las necesidades internas de consumo y posteriormente alcanzar un desarrollo tecnológico capaz de competir con el exterior. Es por esto que el realizar estudios que contribuyan con el avance del desarrollo tecnológico, además de enriquecer el conocimiento en la Ingeniería Química del país, también va a ayudar a que se disminuya esa dependencia y por lo tanto permitirá que se mejore la economía.

1.- GENERALIDADES.

El presente trabajo consiste en el diseño de cuatro equipos de proceso (reactor, cristizador, sedimentador y mezclador) a nivel planta piloto, con carácter modular y multifuncional, es decir, que sea posible utilizar los equipos en forma aislada por ejemplo para experimentación o en conjunto para la ejecución de un proceso de manufactura de alguno de los productos químicos seleccionados.

Para poder llevar a cabo lo anterior, se realizó un estudio de mercado basándose en las importaciones de productos químicos que se realizaron en el periodo comprendido entre los años 1978 a 1982. Con ésta información y los criterios de selección técnicos y económicos pertinentes, permitió la toma de decisiones en la selección de los productos químicos así como sus respectivos procesos de manufactura.

En el aspecto teórico se está incluyendo una breve descripción de los fundamentos básicos de las cuatro operaciones que son utilizadas en los equipos a diseñar, además de un panorama de algunos de los equipos que existen en la actualidad.

2.- ANALISIS DE IMPORTACION DE PRODUCTOS QUIMICOS.

2.1.- SELECCION DE PRODUCTOS QUIMICOS.

En esta sección se presenta una descripción de los criterios y procedimientos de selección que se utilizaron, para obtener un conjunto de sustancias con las características apropiadas para satisfacer los requerimientos necesarios o idóneos, para llevar a cabo el diseño de los módulos.

2.1.1.- CRITERIOS DE SELECCION ECONOMICA.

La problemática que se ha vivido en el país durante los últimos años, originada principalmente por la falta de recursos, por la consiguiente dependencia tecnológica y la necesidad de productos químicos necesarios, para el consumo interno y como materia prima para la manufactura de otros productos, ha servido para implementar los siguientes criterios de selección de tipo económico.

1.- La sustitución de importaciones de productos químicos con un valor de importación, entre 10 y 25 millones de pesos, equivalente en dolares, a 400,000.00 y 1'000,000.00 DLLS. USA., a un tipo de cambio de \$ 25.00 M.N. por 1.00 DLLS. USA. Se fijó este valor de volumen de importaciones, debido a que al tomar valores mayores, podría llevar a considerar sustancias con volumen de importación muy alto, dificultando esto la escalación directa del nivel de producción de planta piloto al nivel de planta industrial por lo que se ocasionaría que se consideraran sustancias de precio elevado con una manufactura que generalmente, requiere de pasos de síntesis complejas y específicas, así como de un control estricto de las variables de proceso lo cual cae fuera del alcance de este trabajo. El tomar valores menores de importación, podría ocasionar que los volúmenes considerados no servirían para justificar una investigación de procesos a nivel planta piloto sino a nivel laboratorio.

2.- Disponibilidad de materias primas en el país. Es de gran importancia que las materias primas necesarias para la manufactura

de los productos que se intenta producir con este sistema modular, se encuentren disponibles en el país, debido a que de no ser así, solo se trasladaría el problema al dejar de importar el producto terminado y tener que importar la materia prima, lo cual no resolvería la situación de dependencia del exterior, ni la consiguiente salida de divisas por este concepto.

3.- Costo del equipo y de operación: No se incluyeron compuestos que necesiten consideraciones especiales de manejo por poseer características o propiedades peligrosas (como pueden ser alta inflamabilidad, explosividad, corrosividad, toxicidad, etc.), que requieran altos niveles de pureza o bien que su producción precise de condiciones de proceso extremas, ocasionando que se eleven considerablemente los costos de operación y de equipo, por lo que dejaría de ser redituable la investigación a nivel planta piloto escapándose por esto, del alcance de este trabajo.

4.- Consideraciones de los procesos de manufactura: Los procesos de manufactura de los productos químicos, no deben tener requerimientos de pureza elevados, utilizar condiciones de proceso extremas, por lo que se deben limitar a temperaturas obtenibles con vapor de baja presión y presiones cercanas a la atmosférica. Con lo anterior se evitará aumentar los costos de los equipos de proceso y de servicios auxiliares así como los costos de operación de los mismos.

5.- Productos de producción regulada: En la legislación del país se prevee que ciertos productos, que generalmente son de importancia estratégica o factores clave para la política de desarrollo, solo pueden ser producidos por empresas estatales. Tal es el caso de los petroquímicos básicos y los petrolíferos que solamente pueden ser producidos por PETROLEOS MEXICANOS.

2.1.2.- CRITERIOS DE SELECCION TECNICA.

Una vez que se establecieron los criterios económicos que sirvieron para la selección de las sustancias químicas y también los procesos de manufactura, fue necesario determinar algunos

critérios técnicos para obtener el marco de desarrollo para el diseño de los equipos modulares. A continuación se describen cada uno de los criterios técnicos utilizados.

1.- Incidencia de los módulos en los procesos de las sustancias seleccionadas: Debido a que los módulos a diseñar en este trabajo son: un cristizador, un asentador, un reactor y un mezclador, las sustancias seleccionadas deberán requerir en sus procesos de elaboración, alguno de estos equipos si no es que todos. Es necesario puntualizar que los módulos deberán intervenir precisamente en los procesos de manufactura y no se considerarán si solo participan en fases de preparación o purificación de las materias primas o del producto terminado.

2.- Productos químicos de manufactura compleja: Los productos químicos que tienen procesos de manufactura complejos, no fueron considerados ya que procesos con varios pasos de síntesis requieren un control riguroso en las variables de proceso, así como aquellos procesos en los que hay varios cambios de fases o que necesitan de materiales de construcción especializados para su equipo, limitando las aplicaciones de los módulos, lo cual va en contra de la multiplicidad de los módulos a diseñar en este trabajo.

3.- Condiciones de proceso extremas: En este criterio se establecieron los siguientes rangos de operación para las condiciones de proceso:

TEMPERATURAS DE 15 C -- 300 C.

PRESIONES DE 0.5 -- 2 atm.

Los procesos de producción que presentan condiciones de operación, las cuales rebasan los rangos antes mencionados no se tomaron en cuenta. Por lo tanto, aquellos productos químicos en donde todos los procesos de producción analizados salen de los límites de operación, fueron descartados para evitar tener casos especiales que ocasionarían que se diseñara equipos y servicios auxiliares sobrados para una operación normal.

4.- Productos con altos requerimientos de pureza.- En este punto solo se considerarán las sustancias con usos que no requieran un

nivel de pureza alto, debido que el proceso de purificación puede ser más complejo que el de manufactura.

5.- Características propias de los compuestos.- Bajo este criterio se pretende seleccionar sustancias, las cuales no tengan problemas de manejo en sus propiedades físicas y químicas debido a toxicidad, inestabilidad, explosividad etc. ya que se elevarían los costos por los cuidados especiales, condiciones de almacenamiento y los requerimientos de seguridad que se tendrían que cumplir.

6.- Numero de fases a manejar.- En la manufactura de cualquier producto químico, es aconsejable tener un número de cambio de fases mínimo, esto es para evitar la utilización de equipo de proceso, así como de servicios auxiliares. Por lo tanto se seleccionarán aquellas sustancias con procesos de manufactura que tengan el menor número de cambios de fase posibles.

7.- Carencia de información de procesos de manufactura.- Para varias de las sustancias a elegir, no hay suficiente información abierta relacionada a los procesos de manufactura, por lo tanto, se seleccionarán las sustancias que no se encuentren en este caso.

2.1.3.- PROCEDIMIENTOS DE SELECCION.

En esta sección se describe la forma en que se realizó la investigación tanto económica como técnica para obtener una lista de productos que sean factibles de producir con los cuatro módulos de proceso que abarca este trabajo.

La investigación de los productos se llevo a cabo, primero en su aspecto económico consultando los anuarios estadísticos de comercio exterior y luego en su aspecto técnico en bibliografía especializada. A continuación se presenta un resumen de los procedimientos de selección utilizados.

2.1.3.1.- PROCEDIMIENTOS DE SELECCION ECONOMICOS.

Se realizó una selección preliminar de productos químicos, basada en la consulta de los anuarios estadísticos de comercio exterior (IMCE), de los años 1978, 1979, 1980, 1981 y 1982. Se analizaron los cuadros de importaciones comparativas por fracción arancelaria - país, en donde se revisaron las siguientes fracciones arancelarias:

- Fracción 28.- Productos químicos inorgánicos.
- Fracción 28.- Productos químicos orgánicos.
- Fracciones relacionadas con la industria química.

En esta revisión se eligieron, aquellos productos con volúmenes de importación de 10 a 25 millones de pesos, con lo que se obtuvieron 155 sustancias químicas, que se clasificaron en las siguientes familias:

- I.- SALES INORGANICAS.
- II.-OXIDOS E HIDROXIDOS INORGANICOS.
- III.-SALES ORGANICAS.
- IV.-PETROQUIMICOS.
- V.-ESPECIALIDADES ORGANICAS.
- VI.-ADITIVOS PARA ALIMENTOS.
- VII.-OTROS.

2.1.3.2.- PROCEDIMIENTOS DE SELECCION TECNICOS.

Una vez concluido el análisis anterior, se procedió a realizar una investigación técnica sobre los procesos de manufactura de los productos químicos, así como sus propiedades y usos. Esta investigación, se hizo en forma general, utilizando fuentes primarias como son enciclopedias técnicas y diccionarios de compuestos químicos. Se utilizó el método de factores ponderados para la selección con base en criterios técnicos, aplicado a las 155 sustancias que satisficieron los criterios económicos.

A continuación se presentan los factores que se utilizaron para la segunda etapa de selección, así como los intervalos de calificación usados.

<u>FACTOR</u>	<u>RANGO</u>
1.-PRODUCTOS MONOPOLIZADOS	100,-100
2.-PRODUCTOS MANUFACTURA COMPLEJA	100,-100
3.-APLICACIONES	50,-50
4.-MODULOS CONTENIDOS EN LOS PROCESOS DE MANUFACTURA	80,-80
5.-PRESIONES EXTREMAS	70,-70
6.-TEMPERATURAS EXTREMAS	70,-70
7.-DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS	60,-60
8.-REQUERIMIENTOS DE PUREZA ALTOS	50,-50
9.-CARACTERISTICAS DE LOS COMPUESTOS	40,-40
10.-NUMERO DE FASES A MANEJAR	30,-30
11.-CARENCIA DE INFORMACION SOBRE LOS PROCESOS DE MANUFACTURA	30,-30

En la lista anterior los factores 1 y 2 se tomaron como obligatorios, los factores 3 a 6 como altamente deseables y los factores 7 a 11 como deseables solamente; el rango de clasificación que se muestra, se estableció para poder discernir en la selección de los compuestos a considerar. Por ejemplo en el factor 1, el valor máximo de 100 se le dio a las sustancias cuya producción no estuviera monopolizada y el valor mínimo de -100 se le dio a todas las sustancias monopolizadas como son petroquímicos básicos y fertilizantes; de manera similar se utilizaron los rangos de los demás factores.

Con los factores 1 y 2 se procedió a seleccionar las sustancias que los cumplieran y a eliminar las que no, utilizando los puntos 3, 4, 5, y 6, se continuó con la selección para reducir el universo de compuestos. Por último se tomaron en cuenta los factores 7 a 11.

De la selección anterior se obtuvieron 28 compuestos, pasando a otro nivel de análisis para otra selección. El análisis que se

hizo, se basó en una investigación bibliográfica detallada consultando fuentes como enciclopedias tecnológicas y algunas revistas técnicas, obteniéndose información característica para cada uno de los productos sobre los procesos de obtención, condiciones de operación, materias primas principales, aplicaciones, etc. Con esta última selección se redujo el número de compuestos a solamente 10, siendo los idóneos para ser producidos con los cuatro equipos modulares que cubre este trabajo.

2.1.4.- PRODUCTOS SELECCIONADOS

En esta sección se muestran las sustancias obtenidas en las tres etapas de selección, además se da la causa por la que se desecharon las restantes.

PRIMERA SELECCION.

En las tablas 2.1 a 2.7 se da la lista de las 155 sustancias seleccionadas, clasificadas por familias y en el anexo A, se encuentran las tablas I, II, III, IV, V, VI y VII, conteniendo la información de importación por año de los productos seleccionados.

Tabla 2.1 FAMILIA I.- SALES INORGANICAS.

- 1.-HIDRATO DE HIDRAZINA.
- 2.-TRICLORURO DE FOSFORO.
- 3.-CLORITO DE SODIO.
- 4.-HIDROSULFURO DE SODIO.
- 5.-PERSULFATO DE SODIO.
- 6.-NITRITO DE SODIO.
- 7.-PERMANGANATO DE POTASIO.
- 8.-MOLIBDATO DE SODIO.
- 9.-SILICIURO DE SODIO.
- 10.-SULFURO DE SODIO
- 11.-SULFATO DE CROMO.
- 12.-TITANATOS.
- 13.-DICROMATO DE SODIO.
- 14.-CLORURO DE PALADIO.
- 15.-OXIDO DE PRASEODIMIO.
- 16.-CARBURO DE CALCIO.

Tabla 2.2 FAMILIA II.- OXIDOS E HIDROXIDOS INORGANICOS.

- 17.-HIDROXIDO DE LITIO.
- 18.-OXIDO DE ANTIMONIO.
- 19.-DIOXIDO DE TITANIO QP.
- 20.-HIDROXIDO DE HIERRO.
- 21.-HIDROXIDO DE CROMO.
- 22.-HIDROXIDO DE POTASIO.
- 23.-OXIDO DE SILICIO QP.
- 24.-DIOXIDO DE SILICIO.
- 25.-OXIDO DE ZINC.
- 26.-DIOXIDO DE MANGANESO.
- 27.-OXIDO DE ESTAÑO.

Tabla 2.3 FAMILIA III.- SALES ORGANICAS.

- 20.-METACRILATO DE BUTILO.
- 29.-PEROXIDOS DE CARBONATOS ORGANICOS.
- 30.-SILICATO DE ETILO.
- 31.-P-NITROFENOLATO DE SODIO.
- 32.-DI-ISOBUTIRATO DE 2, 2, 4-TRIMETIL PENTA NODIOL.
- 33.-LAURATO DE METILO.
- 34.-ESTERES DE ACIDO FTALICO.
- 35.-SAL SODICA DEL SULFOISFTALATO DE DIMETILO.
- 36.-TETRA-ERITRATO DE PENTAERITROL.
- 37.-O, O,-DIMETIL FOSFATO DE 2-CARBOXIMETOXI, 1 METILVINILO.
- 38.-FOSFITO DE TRIMETILO.
- 39.-TOLUEN-DIISOCIANATO.
- 40.-CLORO-FENIL-ISOCIANATO.
- 41.-DICLORO-FENIL-ISOCIANATO.
- 42.-TIOGLICOLATO DE ISOBUTILO.
- 43.-O, O-DIMETIL S-(N-METIL-CARBAMIL)-METIL FOSFORO-TIOATO.
- 44.-FOSFORO DITIOATO DE O, O-DIMETIL S-(N-CARBA MOIL)-METILO.
- 45.-ISOCIANATO DE METILO.
- 46.-POLIACRILATOS.
- 47.-ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA.

Tabla 2.4 FAMILIA IV.- PETROQUIMICOS.

- 48.-NONENO.
- 49.-PENTANO.
- 50.-CLOROFORMO GRADO TECNICO.
- 51.-DICLORO DIFLUORO METANO.
- 52.-TRIMETIL PROPANO.
- 53.-BUTILENGLICOL.
- 54.-ALCOHOL AMILICO.
- 55.- NITROPROPANO.
- 56.-P-DICLORO BENCENO.
- 57.-1-1-1 TRICLORO ETANO.
- 58.-CLORURO DE METILO.
- 59.-TRICLORO ETILENO.
- 60.-BROMURO DE METILO.
- 61.-DIBROMURO DE ETILENO.
- 62.-TRICLORO TRIFLUORO ETANO.
- 63.-MONOCLORO DIFLUORO ETANO.
- 64.-TETRAETILENGLICOL.
- 65.-DITRIETILENGLICOL.
- 66.-KEROSENSO.
- 67.-GAS PROPANO.
- 68.-ISOBUTILENO O DIISOBUTILENO.
- 69.-ETILBENCENO.
- 70.-TETRACLORURO DE CARBONO.
- 71.-NITROTOLUENO.
- 72.-ALCOHOL ESTEARILICO.
- 73.-ALCOHOL ISODECILICO.
- 74.-NAFTOL.
- 75.-4-4 ISOPROPILIDEN DIFENOL
- 76.-MELAMINA.
- 77.-CLORURO DE POLIVINILIDENO.
- 78.-POLITETRAFLORURO DE ETILENO.
- 79.-COPOLIMERO DE ETILENO Y ACETATO DE VINILO.
- 80.-CELULOSA EN POLVO.
- 81.-ETIL CELULOSA.
- 82.-CARBOXIMETIL CELULOSA.
- 83.-HIDROXIPROPIL-METIL-CELULOSA.
- 84.-POLIBUTADIENO ESTIRENO.

Tabla 2.5 FAMILIA V.- ESPECIALIDADES ORGANICAS.

- 85.-MENTOL.
- 86.- - HEXENOL.
- 87.- 1-TRIFLUORO METIL-3,5 -DINITRO-4-CLORO BENCENO.
- 88.-DERIVADOS CLORADOS DEL DIFENILO.
- 89.-1,2,3,4,10,10, HEXACLORO-1,2,4A,5,8,8A-HEXA HIDRO-ENDO, ENDO-1,4,5,8-DIMETANOL.
- 90.-2-BROMO-2-CLORO-1,1,1-TRIFLUORO ETANO.
- 91.-ALDEHIDO METIL PROTOCATETICO.
- 92.-3-FENOXIBENCIL (+)CIS-TRANS-3(2, 2-DICLORO VINIL)-2,2-DIMETIL CICLOPROPANO-1-CARBOXI LATO.
- 93.-CLORURO DE N-CICLOHEXIL-N-METIL-2-AMINO -3,5-DIBROMOBENCIL AMONIO.
- 94.-6, 7, 8, 9, 10, 10-HEXACLORO-1, 5, 5A, 6, 9, 9A-HEXAHIDRO-6, 9-METANO-2,4 ,3-BENZODIO XATEPIN-3.
- 95.- O, O-DIETIL FOSFATO-2-CLORO-1,2(2,4-DICLORO FENIL)-VINILO.
- 96.- ISOMERO 1,2,3,4,5,6-HEXACLORO CICLOHEXANO.
- 97.-P-N BUTIL AMINO BENZOATO DEL ETER MONOMETIL LICO DEL NONAETILENGLICOL.
- 98.-CLORHIDRATO DE 1-(N-BENCIL-N-METIL AMINO)-2 -(3-HIDROXIFENIL)-2-OXO ETANO.
- 99.-FENILGLICINA.
- 100.-N-METIL CARBAMATO DE 2-ISOPROPOXIFENILO.
- 101.-DEXTRANA.

Tabla 2.6 FAMILIA VI.- ADITIVOS PARA ALIMENTOS.

- 102.-SORBATO DE POTASIO.
- 103.-ACIDO SORBICO.
- 104.-ACIDO FORMICO.
- 105.-ACIDO LACTICO.
- 106.-ACIDO BENZOICO.
- 107.-ACIDO TARTARICO.
- 108.-LECITINA DE SOYA.

Tabla 2.7 FAMILIA VII.- OTROS.

- 109.-HELIO.
- 110.-P-CRESOL.
- 111.-HIDROQUINONA.
- 112.-RESORCINA.
- 113.-ACIDO CAPRICO.
- 114.-ACIDO PROPIONICO.
- 115.-3,5,5-TRIMETIL-2-CICLOHEXENO-1-ONA.
- 116.-ANHIDRIDO ACETICO.
- 117.-ACIDO OXALICO.
- 118.-ESTEORIL 2-LACTATO DE CALCIO Y/O SODIO.
- 119.-P-AMINO DIFENIL AMINA.
- 120.-N-N DIMETIL AMINA.
- 123.-MONOMETILAMINA.
- 124.-FOSFITO DE DIMETILO.
- 125.- NEGRO DE HUMO DE HORNOS.
- 126.-ANHIDRIDO BORICO.
- 127.-ACIDO SULFAMICO.
- 128.-GLIOXAL.
- 129.-ACIDO BENZEN SULFONICO.
- 130.-ETER FENILICO.
- 131.-P-FORMALDEHIDO.
- 132.-ETER MONOETILICO DE DIETILENGLICOL.
- 133.-ACIDO 2-ETILENGLICOL
- 134.-ACIDO LAURICO.
- 135.-ACIDO ACRILICO.
- 136.-CLORURO DE BENZOILO.
- 137.-ACIDO FTALICO.
- 138.-ACIDO 3-NAFTOL 2-CARBOXILICO.
- 139.-TRIMETIL AMINA.
- 140.-DIFENIL AMINA.
- 141.-DICLORO ANILINA.
- 142.-N-N DIMETIL ANILINA.
- 143.-1, 2-DIAMINO ETANO.
- 144.-ACIDO 1- AMINO-8-NAFTOL-3, 6-DISULFONICO.
- 145.-ACRILAMIDA O METACRILAMIDA.
- 146.-N-ACETIL P-AMINO FENOL.
- 147.-N-TRICLORO METIL MERCAPTO-4-CLICLOHEXEN-1,
2-DICARBOXIMIDA.
- 148.-TETRAHIDROFURANO.
- 149.-QUINOLINA.
- 150.-POLIMERO DE HEXIMETILENDIAMINA DEL ACIDO
DODECANOICO.
- 151.-POLIOXIMETILENO.
- 152.-ALCOHOL PROPILICO.
- 153.-P-CLORO FENOXI ISOBUTIRATO DE ETILO.
- 154.-TRIETILENDIAMINA.
- 155.-ACIDO BORICO.

SEGUNDA SELECCION.

En esta etapa se seleccionaron 28 sustancias de las 155 producto de la primera selección. Estas sustancias cumplieron con las condiciones dadas por los criterios económicos y técnicos de la sección anterior. En la tabla 2.8 se da la lista de los compuestos elegidos:

Tabla 2.8.-Productos químicos de la segunda selección.

- 1.-ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA
- 2.-ACIDO BORICO
- 3.-ACIDO LACTICO
- 4.-ACIDO OXALICO
- 5.-ACIDO SORBICO
- 6.-ANHIDRIDO BORICO
- 7.-CLORITO DE SODIO
- 8.-DEXTRAN
- 9.-DIOXIDO DE SILICIO
- 10.-DIOXIDO DE TITANIO
- 11.-HIDROSULFURO DE SODIO
- 12.-HIDROXIDO DE HIERRO
- 13.-HIDROXIDO DE POTASIO
- 14.-LECITINA DE SOYA
- 15.-MOLIBDATO DE SODIO
- 16.-NITRITO DE SODIO
- 17.-OXIDO DE ESTAÑO
- 18.-OXIDO DE HIERRO
- 19.-OXIDO DE LITIO
- 20.-OXIDO DE TITANIO.
- 21.-OXIDO DE ZINC
- 22.-OXIDOS DE CROMO
- 23.-POLIACRILATOS
- 24.-SULFURO DE SODIO
- 25.-TETRAOXIDO DE CARBONO.
- 26.-TITANATO DE POTASIO

TERCERA SELECCION.

Del análisis realizado en esta etapa se eligieron 10 sustancias de las 28 que quedaban. En la tabla 2.9 se muestra la lista de las sustancias finales a trabajar:

Tabla 2.9.- Productos químicos de La tercera selección.

- 1.-ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA
- 2.-ACIDO LACTICO
- 3.-ACIDO OXALICO
- 4.-ACIDO SORBICO
- 5.-DIOXIDO DE SILICIO
- 6.-DIOXIDO DE TITANIO
- 7.-HIDROXIDO DE HIERRO
- 8.-LECITINA DE SOYA
- 9.-NITRITO DE SODIO
- 10.-OXIDO DE HIERRO

En seguida se citan las sustancias que se descartaron, indicando con una explicación breve, el porque no se tomaron en cuenta para estudiarse en este trabajo:

1.-OXIDO DE TITANIO.

Este producto químico incluye condiciones de operación extremas en sus etapas de reacción, como son temperaturas mayores de 1000 C.

2.-TETRAOXIDO DE HIERRO.

Esta sustancia precisa de etapas de calentamiento con temperaturas de operación mayores de 1000 C.

3.-OXIDO DE HIERRO.

Contempla dentro de sus etapas de producción la descomposición térmica de un oxalato con altas temperaturas y presiones de vacío.

4.-OXIDOS DE CROMO.

No obstante que las condiciones de operación que presentan los procesos no son extremas (temperaturas de operación de 300 a 350 C), tienen el problema de ser muy tóxicas.

5.-ACIDO BORICO.

La manufactura de este producto contiene etapas comprendidas en este trabajo, pero no se tiene disponibilidad de materias primas.

6.-ANHIDRIDO BORICO.

Su proceso de obtención requiere de etapas especiales de purificación con condiciones de operación extremas, además no se dispone de las materias primas.

7.-OXIDO DE LITIO.

Este producto incluye dentro de sus etapas de proceso condiciones extremas como son presión de vacío y temperaturas mayores de 800 C, además se necesitan materias primas no disponibles como es el carbonato de litio.

8.-OXIDO DE ESTANO.

Este producto comprende etapas de proceso, como la calcinación que se encuentra fuera del alcance de este trabajo.

9.-OXIDO DE ZINC.

Este producto implica otras etapas de proceso no contempladas como son condensación y evaporación. Además requiere como materia prima metales a altas temperaturas.

10.-HIDROSULFURO DE SODIO.

Este producto solo presenta la etapa de reacción en el proceso de manufactura, pero es mediante la absorción de gases.

11.-SULFURO DE SODIO.

Este producto involucra la mayoría de las etapas que se encuentran dentro de los objetivos de este trabajo, excepto la filtración, además incluye un tratamiento de gases muy especial con condiciones de operación extremas en la etapa de reacción utilizando temperaturas de 900 a 1000 C en sus procesos de manufactura.

12.-POLIACRILATOS

Aunque estos productos químicos incluyen etapas de proceso tales como: reacción y sedimentación, no se tomaron en cuenta debido a que se tendría que manejar reacciones de polimerización, razón por la que se requiere de un reactor con un control muy estricto en las condiciones de operación.

13.-HIDROXIDO DE POTASIO.

Este producto fue descartado debido que el proceso de manufactura es por medio de electrólisis, y ésta operación no está contemplada en este trabajo.

14.-MOLIBDATO DE SODIO.

La materia prima necesaria para la producción de este producto requiere de un procesamiento previo y no se encuentra disponible en el mercado.

15.-CLORITO DE SODIO.

En la producción de este producto químico intervienen etapas de proceso que no se estudian en este trabajo como son: evaporación y secado empleando peróxidos de sodio o hidrogeno y dióxido de cloro, además no existe información suficiente información acerca de los procesos de manufactura.

16.-DEXTRAN.

Los procesos de obtención de esta sustancia química, utilizan la operación de fermentación de sucrosa, siendo ésta una operación que requiere de un manejo muy estricto en la calidad de la materia prima y de una manipulación microbiológica muy cuidadosa. Por lo tanto no se considero este producto en el presente estudio.

17.-TITANATO DE POTASIO.

Los procesos de manufactura de esta sustancia incluyen varias de las operaciones estudiadas en este trabajo, pero presenta como etapa principal la calcinación con altas temperaturas, por lo tanto no fue considerado

2.2.- SELECCION DE PROCESOS DE MANUFACTURA.

En esta sección se pretende realizar una investigación de cada una de las 10 sustancias seleccionadas anteriormente, para conocer que procesos de manufactura tienen y el desarrollo de los mismos en los años de 1957 a 1982. Posteriormente se hará una selección de los procesos representativos y los que se puedan adaptar a serie de restricciones fijadas según los requerimientos que tiene el sistema modular a diseñar.

2.2.1.- INVESTIGACION DE PROCESOS DE MANUFACTURA.

Se realizó una investigación bibliográfica de cada una de las 10 sustancias en la publicación "CHEMICAL ABSTRACTS", en donde se revisaron los índices quinquenales de 1957 a 1982, con el fin de obtener el número de patentes de manufactura que se reportaron para cada una de las sustancias durante ese periodo, y así analizar el desarrollo que se tuvo en los procesos de manufactura.

En la tabla 2.8, se puede observar el número de patentes de manufactura encontrados por sustancia y por periodo. Además se observa que las sustancias:

NITRITO DE SODIO
ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA

No reportaron un desarrollo apreciable en sus procesos de manufactura a diferencia de todas las demás sustancias que mostraron un incremento en el desarrollo de dichos procesos durante el periodo de estudio.

Tabla 2.8.- Información de patentes encontradas en La publicación "CHEMICAL ABSTRACTS"

SUSTANCIA	NUMERO DE PATENTES DE MANUFACTURA						
	AÑOS	57-61	66	71	76	81	82
ACIDO BORICO		10	15	23	20	17	2
LECITINA DE SOYA		8	5	5	5	14	2
ACIDO LACTICO		17	21	23	28	21	4
HIDROXIDO DE HIERRO III		5	2	2	-	6	2
NITRITO DE SODIO		1	1	-	-	-	2
DIÓXIDO DE TITANIO		65	106	70	58	99	13
DIÓXIDO DE SILICIO		22	59	65	-	81	30
ACIDO OXALICO		5	2	3	11	5	1
ACETATO BUTIRATO DE CEL.		2	-	1	-	2	-
OXIDO DE HIERRO		8	14	-	4	8	-

2.2.2.- CRITERIOS DE SELECCION.

Es necesario implantar una serie de restricciones o criterios a los que se deberá apegar, para realizar una selección de procesos de manufactura adecuada a las necesidades del sistema modular.

Los criterios a tomar en cuenta son similares a los utilizados en la sección 2.1.2, a continuación se da una lista de los criterios de selección.

- Los procesos de manufactura deben contener una o varias de las cuatro etapas de proceso estudiadas.
- Presiones de operación normales, no extremas.
- Temperaturas de operación normales no extremas.
- Los productos no deben requerir alta pureza tanto materias primas como en productos.
- Disponibilidad de materias primas.
- No se deben requerir catalizadores especiales.
- Información abierta suficiente en los resúmenes de la publicación "CHEMICAL ABSTRACTS" y/o de las patentes consultadas.

2.2.3.- ANALISIS DE PROCESOS.

En esta sección se procedió a elaborar esquemas de flujo de proceso para cada uno de los procesos de manufactura que se encontraron, en los cuales se plasmó la información fuente de los resúmenes de la publicación "Chemical Abstracts", así como de las patentes consultadas. Por lo tanto el uso de estos diagramas y la aplicación de los criterios de selección, permitieron dar los elementos necesarios para considerar o descartar los procesos de manufactura.

2.2.4.- PROCESOS SELECCIONADOS.

Inicialmente se analizaron un número considerable de procesos de manufactura para los diez compuestos químicos. Estos procesos abarcaban un rango muy amplio en condiciones de operación principalmente y además no cumplían con los requisitos definidos por los criterios de selección, por lo tanto, se hizo necesario el reducir el número de procesos de manufactura a aquellos que cumplieran con los requerimientos establecidos. A continuación se listan los procesos considerados:

- 1.- Acido sórbico a partir de la lactona del ácido β -hidroxi $\alpha\beta$ dihidrosórbico.
- 2.- Lecitina de soya a partir de fosfátidos de girasol.
- 3.- Acido oxálico a partir de la oxidación del etilenglicol.
- 4.- Acido láctico a partir del ácido 2-oxo-propanóico.
- 5.- Nitrito de sodio a partir de carbonato de sodio.
- 6.- Dióxido de titanio a partir de Ilmenita al sulfato.
- 7.- Dióxido de Silicio a partir de silicatos metálicos.
- 8.- Oxido Férrico a partir de sulfato de hierro.
- 9.- Hidróxido de hierro a partir de sulfato de hierro y ácido nítrico.
- 10.-Acetato butirato de celulosa

2.3.- DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE EQUIPO.

En esta sección se llevará a cabo un dimensionamiento preliminar de los equipos básicos que comprenden los cuatro módulos de proceso, con el fin de determinar rangos de capacidades y condiciones de operación que se manejarán en los mismos, sirviendo estos rangos posteriormente como base en el diseño de los equipos y además para calcular los balances de masa para cada uno de los procesos, utilizando los esquemas de flujo de la sección 2.2.3.

2.3.1.- CAPACIDAD DE PRODUCCION.

El dimensionamiento preliminar del equipo básico depende de la información obtenida de los balances de masa que se hicieron, así como de la capacidad de producción que se intenta cubrir. Para esta última se estableció una capacidad de producción que corresponde al 5 % del volumen de importación de cada compuesto químico, se eligió este porcentaje porque se considera que es el adecuado para manejar a nivel planta piloto. En el anexo A se pueden consultar las tablas que contienen los datos de importación para cada uno de los productos químicos.

Se utilizaron los datos de los balances de masa de los procesos seleccionados, para elaborar una tabla con los siguientes datos: nombre del proceso de obtención, volumen a manejar en el equipo por mes y el número de corridas necesarias para manejar dicho volumen. En la tabla 2.9, se encuentra la información anterior y al analizarla, se puede observar que se necesita manejar diez corridas para cumplir con la producción requerida, obteniendo un volumen promedio de 1.5 m³ para los recipientes. Se utilizará esta capacidad de manera preliminar para los cálculos de dimensionamiento.

Tabla 2.9.- Volúmenes de procesamiento por sustancia.

SUSTANCIA	Num. CORR.	VOLUMEN EN METROS CUBICOS			
		REACTOR	MEZCLADOR	ASENT.	CRIST.
ACIDO SORBICO	1	2.13			2.13
	2	1.07			1.07
	4	0.53			0.27
	6	0.36			0.04
	10	0.21			0.00
LECITINA DE SOYA	1	6.90		5.98	
	2	3.45		2.99	
	4	1.73		0.75	
	6	1.15		0.12	
	10	0.69		0.01	
ACIDO OXALICO	1	13.18	12.53		12.86
	2	6.58	6.27		6.43
	4	3.30	1.57		1.61
	6	2.20	0.26		0.27
	10	1.32	0.03		0.03
ACIDO LACTICO	1	10.92	10.92		
	2	5.46	5.46		
	4	2.73	1.37		
	6	1.82	0.23		
	10	1.09	0.02		
NITRITO DE SODIO	1	22.79			20.47
	2	11.40			10.24
	4	5.70			2.56
	6	3.80			0.43
	10	2.28			0.04
DIOXIDO DE TITANIO	1	3.57	3.57		
	2	1.79	1.79		
	4	0.89	0.45		
	6	0.60	0.07		
	10	0.36	0.01		
DIOXIDO DE SILICIO	1	3.09		3.09	
	2	1.54		1.54	
	4	0.77		0.39	
	6	0.51		0.06	
	10	0.31		0.01	
OXIDO FERRICO	1	2.61	2.55		2.61
	2	1.31	1.28	1.31	
	4	0.65	0.32	0.33	
	6	0.44	0.05	0.05	
	10	0.26	0.01	0.01	
HIDROXIDO DE HIERRO	1	4.29	4.29		3.40
	2	2.15	2.15		1.70
	4	1.07	0.54		0.43
	6	0.72	0.09		0.07
	10	0.43	0.01		0.01

3.- MODULOS DE PROCESO.

3.1.- FUNDAMENTOS TEORICOS.

Los temas que se tratarán en esta sección corresponden a la parte teórica que servirá como base para el desarrollo de capítulos posteriores. Los conceptos así como las explicaciones que se presentan, se intenta que abarquen lo más relevante encontrado en la información bibliográfica analizada.

3.1.1.- AGITACION Y MEZCLADO.

La mayoría de los procesos químicos que se llevan a cabo en equipos como son: reactores, cristalizadores, secadores, espesadores etc. necesitan de la agitación y el mezclado para obtener uniformidad de una o varias propiedades para cumplir con algún fin requerido. Lo anterior puede ser para disminuir las diferencias de concentración, temperatura y para obtener suspensiones o mezclas con características que no tienen los componentes por si solos.

El mezclado consiste en producir uniformidad de concentración entre los materiales, pudiendo ser miscibles o no, mientras la agitación se refiere al movimiento para producir mezclado y transferencia de masa y calor.

La agitación es una de las operaciones unitarias que representan mayor dificultad al tratarla que las demás por lo tanto, la mayoría del equipo de agitación y mezclado que se ha diseñado a nivel industrial se debe a la experiencia a nivel laboratorio y a nivel planta piloto más que de teorías desarrolladas para tal fin.

La eficiencia en la agitación y mezclado depende principalmente de las propiedades físicas de los materiales a mezclar como son: viscosidad, densidad y solubilidad en el caso de líquidos; tamaño de partícula, densidad, forma y porosidad en el caso de sólidos. El mezclado puede llevarse a cabo en soluciones líquido-líquido,

Líquido-sólido y líquido-gas. Se pueden clasificar las suspensiones y soluciones anteriores de acuerdo a su viscosidad en tres clases :

- a).- Líquidos con o sin sólidos que continúan fluyendo, cuando han sido mezclados (ej: agua y sal, aceites ligeros).
- b).- Líquidos con o sin sólidos que pueden ser vaciados cuando el mezclado es completo (mayor viscosidad ej: aceites pesados, pinturas, resinas, salsas).
- c).- Líquidos con sólidos que forman pastas.

El equipó para agitación consiste normalmente de un tanque cilíndrico, un impulsor y un agitador. El agitador puede ser de varios tipos: paletas, propela, turbina con bastantes variantes que se verán posteriormente. En la figura 3.1.1 se puede observar un diagrama de un agitador de tanque con sus dimensiones características para el diseño.

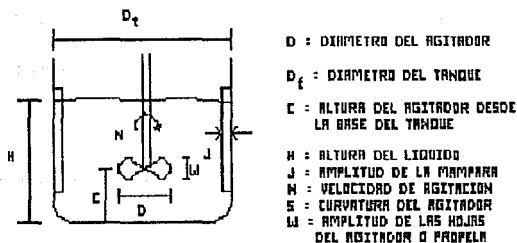


FIG. 3.1.1.- DIMENSIONES DEL AGITADOR

PATRONES DE FLUJO.

Varios autores han experimentado con bastantes sistemas de agitación estudiando los patrones de flujo generados con diferentes

geometrías, velocidades de agitación y tipos de agitadores, así como la manera de colocar el agitador en el tanque, como se puede observar en la figura 3.1.2:

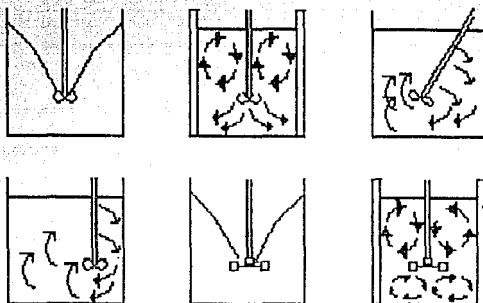


FIG. 3.1.2.- PATRONES DE FLUJO

Los estudios de las posiciones de los agitadores así como del uso de mamparas, han sido para evitar la formación de vórtices no deseados que disminuyen la eficiencia en el mezclado acarreando otros problemas como es la inclusión de aire en los sistemas a mezclar lo cual puede ocasionar grandes problemas. Todos estos estudios han servido para relacionar de alguna forma la geometría, dimensiones del agitador y del tanque con la potencia consumida por el agitador, esto se hace en equipos pequeños inicialmente, para que posteriormente esas relaciones puedan ser utilizadas en el diseño de equipos de mayor capacidad, obteniendo resultados similares manteniendo las mismas condiciones de proceso.

Las relaciones que deben estudiarse para dos sistemas que contienen las mismas sustancias pero a diferentes volúmenes (ej: laboratorio y planta piloto) son:

1.- SIMILARIDAD GEOMETRICA.- Definirá las condiciones a la frontera que limitan al sistema en estudio, además las dimensiones correspondientes deben tener la misma relación, por lo tanto se deben tener las siguientes relaciones entre los dos sistemas (ver figura 3.1.1):

$$D_1/D_2 ; C_1/D_2 ; J_1/D_2 ; S_1/D_2 ; W_1/D_2 ; H_1/D_2$$

2.- SIMILARIDAD CINEMATICA.- Esta requiere que las velocidades en puntos correspondientes deban tener la misma relación que aquellas de otros puntos correspondientes, así como patrones de flujo similares.

3.- SIMILARIDAD DINAMICA.- Se requiere que la relación de fuerzas en puntos correspondientes sean iguales a los de otros puntos correspondientes.

De lograrse los tres puntos anteriores, se deberá obtener el mismo grado de mezclado en los dos sistemas en estudio.

A continuación se definirán algunos conceptos teóricos importantes para el desarrollo de las ecuaciones básicas.

VOLUMEN EQUIVALENTE.

Se representará por el producto del peso específico de las sustancias y el volumen, obteniendo la masa total del fluido a agitarse:

$$V_{eq} = S_g V$$

3.1.1.1

INTENSIDAD DE AGITACION.

Este parámetro puede ser obtenido a partir del nivel de agitación, siendo este fijado arbitrariamente, según la experiencia en el rango de 1 a 10, que representan respectivamente la agitación mínima requerida para mover una carga en un tanque y la máxima para cubrir las necesidades de agitación, las velocidades del fluido que corresponden al rango mencionado son de 6 a 60 ft/min

según se ha observado para agitadores de tipo turbina y el rango en la escala de agitación de 3 a 6 es el que se ha caracterizado para la mayoría de los procesos químicos intermitentes.

En la tabla 3.1 se puede observar la descripción correspondiente a cada uno de los niveles de agitación relacionada con la velocidad del fluido y adicionalmente se puede observar la gráfica 3.1.3 que muestra niveles de agitación para recipientes a escala piloto con impulsores de tipo turbina de hoja inclinada; ésta gráfica fue realizada a partir de correlaciones con el número de bombeo, el número de potencia y las variables que representa son potencia de la flecha del impulsor P dividida entre la densidad, volumen y velocidad rotacional en función del número de Reynolds. Ref. (21).

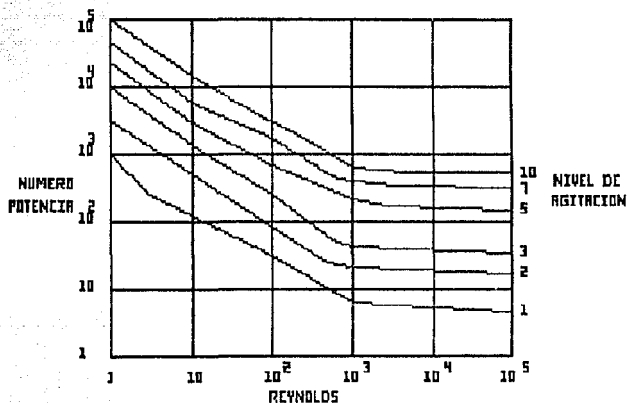


FIG. 3.1.3.- NIVEL DE AGITACION VS. NR_{z} Y NUMERO DE POTENCIA

TABLA 3.1.- Niveles de agitación.

NIVEL DE AGITACION	VELOCIDAD DEL FLUIDO(ft/min)	DESCRIPCION
1	6	Mezclado uniforme de líquidos miscibles con diferencia de peso esp. menor o igual a 0.1
2	12	mezclado uniforme líquidos con diferencias de viscosidad de 100 cP.
3	18	Líquidos con diferencia de grav. esp. menor o igual a 0.6
4	24	Líquidos miscibles con diferencias de viscosidad menores de 10,000 cP.
5	30	Líquidos y sólidos suspendidos ((2%) con velocidades de sedimentación de 2 a 4 ft/min.
6	36	Producirán una superficie de líquido semiturbulenta a bajas viscosidades.
7	42	Mezclado uniforme para líquidos con diferencia de viscosidad menor de 1.0 cP.
8	48	Mezclado uniforme de líquidos con diferencia de viscosidad menor a 10,000 cP.
9	54	Mezclado con sólidos en susp. ((2%) con velocidades de sedimentación de 4-6 ft/min.
10	60	Presenta superficies muy agitadas a bajas viscosidades.

GRUPOS ADIMENSIONALES.

Se usa el análisis dimensional para reducir el número de variables independientes que describen algún fenómeno en grupos adimensionales. En la definición de cantidades adimensionales se toma como referencia cantidades características de longitud, masa, tiempo, etc. En agitación la longitud característica utilizada es el diámetro del impulsor, el tiempo característico es el recíproco de la velocidad rotacional del agitador $1/N$; la masa característica está dada por el producto de la densidad del fluido y el cubo del diámetro del impulsor. Así las otras variables se obtienen de la correcta combinación de las variables anteriores, entonces la velocidad adimensional estará dada por:

$$v^* = v/ND \quad 3.1.1.2$$

La presión adimensional por:

$$P^* = (P-P_0)g_c/\delta N^2 D^2 \quad 3.1.1.3$$

Ahora haciendo un análisis con la ecuación del balance de masa y momentum de NAVIER STOKES¹, en términos de presión local y velocidad se obtiene para un fluido newtoniano y densidad constante:

$$\delta \frac{Dv}{Dt} = -g_c \nabla P + \mu \nabla^2 v + \delta g \quad 3.1.1.4$$

Sustituyendo las variables adimensionales y reorganizando los coeficientes se obtiene:

$$\frac{Dv^*}{Dt^*} = -\nabla^* P^* + \left| \frac{\mu}{D^2 N \delta} \right| \nabla^{*2} v^* + \left| \frac{g}{D^2 N^2} \right| \frac{g}{g_m} \quad 3.1.1.5$$

En donde: g_m = magnitud del vector gravedad.

¹ - Esta ecuación describe la velocidad y distribuciones de presión dentro de un fluido.

En esta ecuación aparecen los recíprocos de dos grupos adimensionales funcionando como parámetros, el número de Reynolds N_{Re} y el número de Froude N_{Fr} . El primero representa la relación de fuerzas inerciales a fuerzas viscosas y el segundo es el número para agitación que representa la relación de fuerzas inerciales a fuerzas gravitacionales.

El N_{Re} esta dado por:

$$N_{Re} = T^2 N \delta / \mu \quad 3.1.1.6$$

En donde:

N = velocidad de rotación (rev/seg).

T = Diametro del impulsor (ft).

δ = Densidad del fluido (lb/ft³).

μ = Viscosidad (lb/ft seg).

Se definen los rangos de flujo como:

Flujo laminar $N_{Re} < 10$.

Flujo turbulento $N_{Re} > 10,000$.

Flujo en transición $10,000 > N_{Re} > 10$.

El número de Froude N_{Fr} esta dado por:

$$N_{Fr} = TN^2/g \quad 3.1.1.7$$

En donde:

T = diámetro del impulsor (ft).

N = velocidad del impulsor (rev/seg).

Utilizando el N_{Re} y el N_{Fr} con las condiciones a la frontera apropiadas, se puede expresar a la velocidad y la presión adimensional por:

$$v^* = f(N_{Re}, N_{Fr}) \quad 3.1.1.8$$

$$P^* = f(N_{Re}, N_{Fr})$$

3.1.1.9

Ahora bien cuando la contribución por fuerzas gravitacionales es mínima como en el caso de tanques con mamparas, entonces se puede hacer depender la velocidad y presión adimensional solamente del N_{Re} para simplificar las funciones para las distribuciones de la velocidad y presión adimensional, sin tener desviaciones importantes.

POTENCIA DEL AGITADOR.

Se define como potencia del agitador al producto de la velocidad rotacional y el torque aplicado. El torque se determina integrando la distribución de presión sobre la superficie de una turbina de hoja plana, por lo tanto se puede hacer la siguiente relación entre la presión del fluido en la hoja del impulsor y la potencia:

$$(P - P_0)_{hoja} \propto P / NT^3 \quad 3.1.1.10$$

Sustituyendo esta ecuación en las ecuaciones de las variables dimensionales se tiene:

$$P^* \propto \left| \frac{P}{NT^3} \right| \frac{gc}{\delta N^2 T^2} = \frac{P gc}{\delta N^5 T^5} \quad 3.1.1.11$$

En donde el miembro de la derecha es otro número adimensional llamado número de potencia N_p y también es función del N_{Re} y del N_{Fr} .

$$N_p = \frac{P gc}{\delta N^5 T^5} = f(N_{Re}, N_{Fr}) \quad 3.1.1.12$$

El número de potencia N_p relaciona fuerzas impuestas a fuerzas inerciales y cuando el efecto de las fuerzas gravitacionales es muy pequeño, entonces se puede hacer depender del N_{Re} :

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} = f(N_{Re}) \quad 3.1.1.13$$

Con esta dependencia se ha mostrado a través de múltiples investigaciones experimentales, que para sistemas similares geoméricamente se pueden correlacionar los efectos de densidad, viscosidad, velocidad rotacional y el diámetro. El número de potencia ha sido determinado para numerosas geometrías de impulsores y los resultados se encuentran reportados en la bibliografía, también se encuentran los resultados de correlaciones de potencia con otras variables geométricas como son el claro entre el impulsor y el fondo del tanque, relación del diámetro del impulsor al diámetro del tanque, número y tamaño de mamparas, espaciamiento entre impulsores en sistemas con varios impulsores. Para impulsores de tipo turbina con diferentes tamaños de amplitud de hoja así como varios tipos de montados de la misma al eje del impulsor, se ha obtenido la figura 3.1.4 en donde se puede observar que a altos números de Reynolds la turbina del tipo de disco, tiene un número de potencia mayor que las demás. Las curvas 2 y 3 que corresponden a turbinas con amplitudes de hoja diferentes, muestran números de potencia diferentes en donde el número de potencia es mayor para la de mayor amplitud de hoja. La hoja que presenta el menor número de potencia N_p es la de hoja inclinada debido a que presenta menor área de impulso que las demás (ref. 24 pag 143).

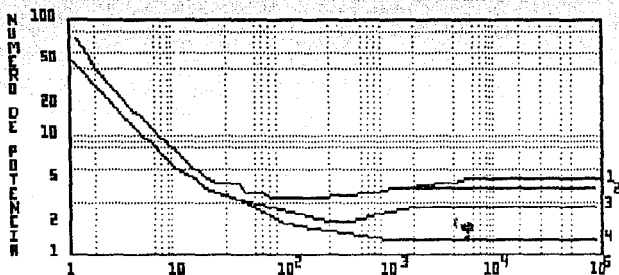


FIG. 3.1.4.- REPRESENTACION GRAFICA N_R VS. N_p PARA VARIOS TIPOS DE IMPULSORES.

CURVA 1.- TIPO DISCO $W/D=0.2$

CURVA 2.- TIPO HOJA PLANA $W/D=0.2$

CURVA 3.- TIPO HOJA PLANA $W/D=1/8$

CURVA 4.- TIPO HOJA INCLINADA $W/D=1/8$

En la figura 3.1.5 se puede observar una gráfica tipo que muestra la relación entre el N_R y el N_{Re} que siguen la mayoría de los impulsores. Las líneas A-B y H-B representan el rango viscoso de flujo y la pendiente mostrada es común para la mayoría de los impulsores, los efectos del N_{Re} no son importantes en este rango. Las líneas B-D y B-F muestran la zona de flujo de transición y las líneas D-E, F-G e I-J muestran la zona de flujo turbulento para recipientes con o sin mamparas.

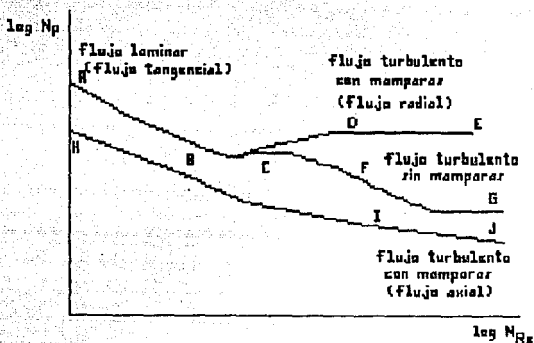


FIG. 3.1.5.- EJEMPLO DE LA RELACION ENTRE EL N_p Y EL N_{R_x} PARA CUALQUIER TIPO DE IMPULSOR

En la figura 3.1.6 se muestra el rango de operación de forma generalizada para impulsores de varios tipos y en la figura 3.1.7 se puede observar el rango de operación para impulsores de tipo turbina, ancla y hélice en función del volumen y viscosidad cinemática de las sustancias a agitar.

FIGURA 3.1.6 RANGOS DE APLICACION DE ALGUNOS AGITADORES.

TIPO DE AGITADOR	VISCOSIDAD EN CENTIPOISES					
	100	1000	10000	100000	1E06	1E07
PALETAS	████████████████████					
PROPELAS	████████████████████					
TURBINAS	████████████████████					
ANCLA		████████████████████				
ALTO CORTANTES				████████████████████		

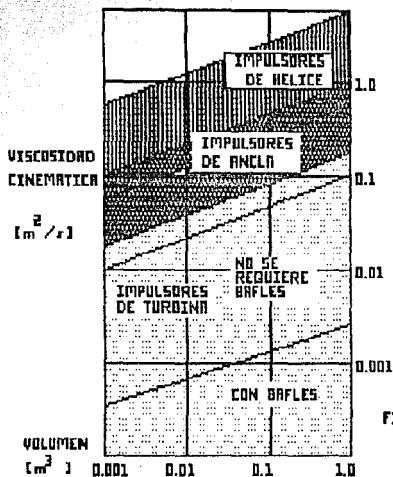


FIG. 3.1.1.- RANGOS DE OPERACION PARA VARIOS TIPOS DE IMPULSORES

Otra forma de obtener el cálculo del número de potencia N_p puede ser por medio de varias correlaciones de datos experimentales como la que se muestra a continuación:

$$N_p = f_m N_p^* \quad 3.1.1.14$$

En donde:

N_p^* = Número de propulsión turbulenta.

f_m = factor de corrección de viscosidad (adim).

El factor de corrección f_m se calcula por:

$$N_{Re} > 900 \quad f_m = 1$$

$$900 > N_{Re} > 8$$

$$f_m = \exp[3.154 - 0.848 \ln N_{Re} + 0.0565 (\ln N_{Re})^2] \quad 3.1.1.15$$

$$8 > N_{Re} > 1$$

$$f_m = \exp[3.849 - 0.942 \ln N_{Re} - 0.106 (\ln N_{Re})^2 + 0.0448 (\ln N_{Re})^3] \quad 3.1.1.16$$

$$N_{Re} < 1 \quad f_m = 38.4/N_{Re} \quad 3.1.1.17$$

NUMERO DE BOMBEO O PROPULSION N_Q

Es la relación de la capacidad de bombeo Q , la velocidad promedio y el área de impulsor. Para conocer la capacidad de bombeo del impulsor es necesario conocer la velocidad del fluido y el diámetro del impulsor, la velocidad del fluido se puede calcular de la relación del flujo volumétrico del impulsor por área del tanque.

$$U_b = Q / A \quad 3.1.1.18$$

La ecuación 3.1.1.8 aplica para una velocidad promedio de donde:

$$v_{prom}^* = v_{prom} / NT = \quad 3.1.1.19$$

a través de un área y la capacidad de bombeo a través de la misma da:

$$v_{prom} = Q / A \propto Q / D^2 \quad 3.1.1.20$$

Sustituyendo en la ecuación 3.1.1.19 se obtiene:

$$f(N_{Re}) = (Q / D^2) / ND = Q / ND^3 \quad 3.1.1.21$$

El comportamiento del número de bombeo se limita a ser constante a bajos y altos números de N_{Re} , habiendo variación directa en la zona de transición.

En la literatura existen gráficas producto de experimentación así como correlaciones de las mismas para el número de bombeo N_Q . Ej: para régimen turbulento se tiene la siguiente correlación:

$$N_Q = 0.683 (0.394 D / T)^{1/2} \quad 3.1.1.22$$

Para otros rangos de flujo, se utiliza una corrección al N_{Re} en base a una relación de diámetros del impulsor y del tanque como se puede apreciar en la siguiente ecuación:

$$N_{Re}^* = N_{Re} (0.394 D / T)^{1/2} \quad 3.1.1.23$$

Entonces para calcular el N_a :

$$N_a = N_a^* (0.394 D / T)^{1.72} \quad 3.1.1.24$$

En donde N_a^* se calcula según los siguientes rangos del N_{Re}^* :

Para $N_{Re}^* > 20,000$

$$N_a^* = 0.683 \quad 3.1.1.25$$

Para $20,00 > N_{Re}^* > 300$

$$N_a^* = \exp[-5.71 + 1.683 \ln N_{Re}^* - 0.179 (\ln N_{Re}^*)^2 + 6.4EE-3 (\ln N_{Re}^*)^3] \quad 3.1.1.26$$

Para $300 > N_{Re}^* > 25$

$$N_a^* = \exp[-0.947 - 0.291 \ln N_{Re}^* + 0.0467 (\ln N_{Re}^*)^2] \quad 3.1.1.27$$

Para $N_{Re}^* < 25$ se tiene:

$$N_a^* = 0.3$$

La selección del tipo de agitador a utilizar para determinado sistema deberá tomar en cuenta las gráficas mencionadas que involucran geometrías y niveles de agitación, así como la corrección correspondiente a la eficiencia del motor, la eficiencia del sistema y el cálculo de la potencia del motor del agitador.

TIPOS DE IMPULSORES

Existe una gran variedad de formas de impulsores los cuales se pueden agrupar en 5 categorías distintas, siendo los primeros cuatro de importancia comercial:

- 1.- propelas.
- 2.- turbinas
- 3.- paletas
- 4.- impulsores alto cortantes
- 5.- impulsores recíprocos

A continuación se da una breve descripción de cada una de las categorías.

1.- PROPELAS.

Esencialmente son impulsores de alta velocidad del tipo de flujo axial (descarga de flujo paralela a la flecha del agitador), pueden ser usados en líquidos de baja viscosidad casi sin restricción por el tamaño y forma del recipiente; presentan una capacidad de circulación alta. Las propelas más utilizadas son las que tienen 2, 3 y 4 hojas. En la figura 3.1.8b se puede apreciar una propela de 3 hojas.

2.- TURBINAS.

Las turbinas son impulsores con un ángulo de hoja constante respecto al plano vertical sobre toda la longitud o sobre secciones finitas, teniendo hojas verticales o colocadas en un ángulo α con el vertical. Las hojas pueden ser curvadas o planas y en número de 2 o más. Las turbinas pueden ser de 2 tipos básicamente:

- hoja plana de descarga radial.
- hoja con ángulo.

A continuación se da una breve descripción de algunas turbinas.

TURBINA HOJA PLANA.

Su descarga es radial derivando la succión del fondo y la parte superior; el rango de operación de velocidad va de 600 a 900 ft/min. La amplitud de la hoja es generalmente $1/5$ a $1/8$ del diámetro. Ver fig. 3.1.9a.

TURBINA DE DISCO CON HOJA PLANA.

Se utiliza ampliamente en la industria y para trabajos de investigación. Aunque su funcionamiento es similar a la de hoja plana, la diferencia en consumo de potencia es importante. Ver fig. 3.1.8d.

TURBINA DE ASPA INCLINADA.

Se le conoce también como propela radial, pero solamente es una adaptación de la de tipo de disco con el área reducida por la inclinación de las hojas al plano vertical. Esta turbina tiene la ventaja de una relación D/T alta sin un consumo de potencia elevado. Ver fig. 3.1.8a.

TURBINA DE HOJA CURVA.

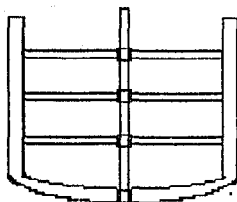
Esta es una modificación de la turbina de hoja plana, en donde las hojas tienen una curvatura en contra sentido que la dirección de rotación, con el propósito de disminuir el efecto cortante en la periferia del impulsor. Se le utiliza en la industria en suspensiones de sólidos frágiles. Ver fig. 3.1.8d

TURBINA DE HOJA LADEADA.

Este tipo de turbina tiene la característica de incrementar la profundidad del patrón de flujo, mejorando su funcionamiento sin que haya incremento en el consumo de potencia. Ver fig. 3.1.9e.



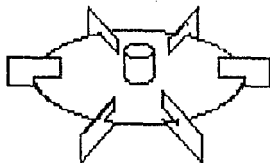
a.- TURBINA DE ASPAS INCLINADAS



c.- PALETA DE ANCLA



b.- PROPELA DE TIPO MARINO



d.- TURBINA DE DISCO CON HOJA PLANA

FIG. 3.1.8.— DIFERENTES TIPOS DE AGITADORES

TURBINA DE ASPA OCULTA.

Esta turbina consta de un plato completo o parcial en el plano superior o inferior de una turbina de flujo radial, para controlar el patrón de succión y descarga para aquellas suspensiones que así lo requieren. Ej: para dispersión de gases. Ver fig. 3.1.9c.

TURBINA DE HOJA INCLINADA (VENTILADOR).

Este tipo de turbina mantiene una inclinación constante a lo largo de la hoja para producir un patrón de flujo axial, teniendo también, una componente radial que puede ser dominante dependiendo de la distancia a la que se encuentre la hoja de la pared del tanque. La inclinación comercial es de 45° . Ver fig 3.1.10d.

TURBINA DE HOJA CURVA E INCLINADA.

Con este tipo de turbina se pretende combinar las características de las turbinas de hoja curva simple y la turbina de hoja inclinada, pero debido al costo elevado en su fabricación, solamente se usa para algunas aplicaciones de alta viscosidad, debido al flujo axial que produce para suspender sólidos; se caracteriza por tener un flujo alto, requiriendo tiempos de mezclado cortos. Ver fig. 3.1.10a.

TURBINA CABEZA DE FLECHA.

Esta turbina ejerce un flujo axial y radial pero no ha alcanzado trascendencia comercial, por lo que tiene poco uso. Ver fig. 3.1.10c.

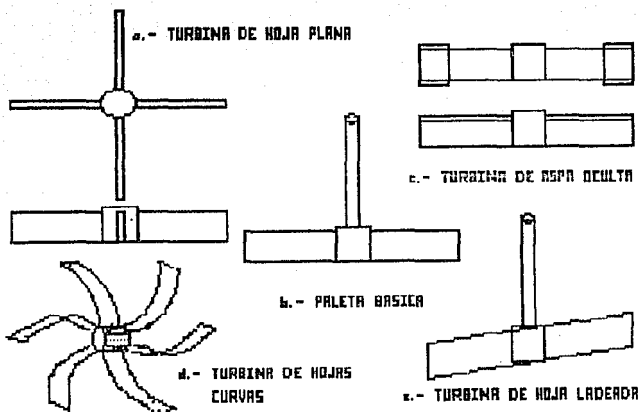


FIG. 3.1.9.- VARIOS TIPOS DE AGITADORES

3.- PALETAS.

Los impulsores de este tipo consisten de 2 hojas horizontales o verticales con una relación D/T grande. Son utilizadas en el rango laminar, de transición y turbulento pero sin que existan mamparas en el recipiente. Las paletas no son efectivas a altas viscosidades. Los tipos que presentan son:

PALETA BASICA.

Consiste de una hoja horizontal plana y el eje del impulsor. La relación del diámetro del impulsor al diámetro del tanque, está en el intervalo de 0.5 a 0.9. La velocidad alcanzada esta entre 250 a 450 ft/mín. Ver fig. 3.1.9b.

PALETA CON INCLINACION INVERSA.

Este diseño, sirve para aumentar el patrón de flujo axial en ambas direcciones de la paleta básica; tiene una sección que representa 3/4 de la longitud de la paleta con una inclinación de 45° de forma invertida que sirve para enviar flujo hacia arriba y hacia afuera. Ver fig. 3.1.10e.

PALETA DE ACERO VIDRIADO.

Consta de tres hojas con forma inclinada en 30° del plano vertical. La relación D/T va de 0.55 a 0.65 para aplicaciones de fluidos de baja viscosidad se compara con las turbinas y se utiliza en recipientes recubiertos de vidrio.

PALETA DE ANCLA.

Tiene una forma aproximada al contorno del tanque con un claro entre la hoja y el recipiente de 1/8 a 3" dependiendo del diámetro del tanque y las necesidades de transferencia de calor. Se utiliza para fluidos viscosos y para cuando es necesario transferir la carga térmica a las paredes del tanque. En forma plana se usan por debajo de 100 cp y para viscosidades mayores se usan de manera

cruzada para preservar el movimiento del centro a las paredes. Ver fig. 3.1.8c.

PALETA DE "DEDOS".

Es similar a la paleta de ancla pero consta de unas mamparas que producen un mezclado más eficiente por que evita que se formen patrones de flujo. Ver fig. 3.1.10b.

IMPULSORES ALTO CORTANTES.

Este tipo de impulsores se operan a altos números de Reynolds (alta velocidad). Producen muy baja circulación, pero una acción cortante muy fuerte. Sirven para emulsificar, homogeneizar y para dispersar compuestos insolubles en un fluido.

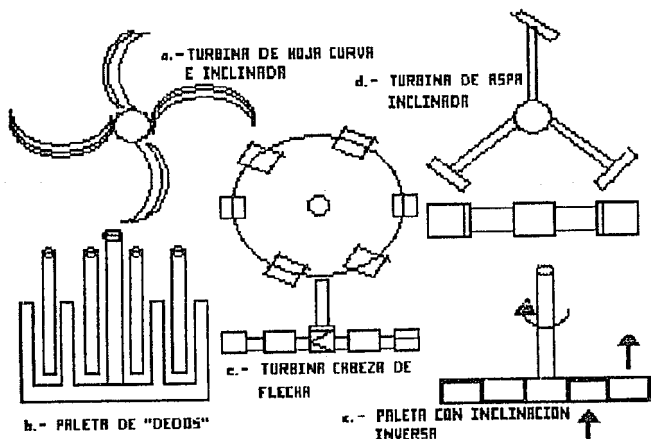


FIG. 3.1.10.- VARIOS TIPOS DE AGITADORES

3.1.2.- SEDIMENTACION.

Dentro de las operaciones unitarias que se manejan en la industria química, esta la Sedimentación. Se puede definir esta operación en forma general, como la separación de una suspensión en un fluido clarificado que sobrenada y un lodo bastante denso con una elevada concentración de materias sólidas asentadas por gravedad, su uso principal es para separar sólidos de diferentes características que se encuentran mezclados en una suspensión.

La forma en que se lleva a cabo la sedimentación, depende de las características de los componentes de la suspensión como son: propiedades físicas y químicas del licor y de los sólidos. Por lo tanto van a desempeñar un papel muy importante en la selección y el diseño del equipo para lograr una sedimentación eficiente.

La sedimentación como operación unitaria puede dividirse en dos operaciones:

- ESPESAMIENTO
- CLARIFICACION

El espesamiento consiste en aumentar la concentración de sólidos en una suspensión mientras que la clarificación consiste en la disminución de la misma, dando por resultado un licor claro con una concentración de sólidos mínima.

FLOCULACION

Un medio para llevar a cabo la clarificación de una manera eficiente es utilizando la floculación. Este medio consiste en lograr que se aglomeren partículas finas de sólidos, que se encuentran en suspensión y que usualmente no sedimentan por si solas. La floculación generalmente se puede llevar a cabo mecánica o químicamente, pero también se puede utilizar un campo magnético para sedimentar partículas muy finas de hierro.

La floculación por medio mecánico consiste en la agitación lenta de la suspensión, con el fin de lograr que las partículas se pongan en contacto unas con otras para formar partículas de mayor tamaño o aglomerados de partículas llamadas flóculos.

La floculación por medio químico, es realizada con la adición de agentes químicos de manera uniforme en la suspensión para ayudar a la formación de flóculos, no requiriéndose de agitación mecánica debido a que la mayoría de las veces, las partículas floculan instantáneamente.

Las suspensiones se pueden clasificar según la concentración y comportamiento en la sedimentación como:

- Suspensión clase I.
- Suspensión clase II.
- Suspensión clase III.
- Suspensión clase IV.

Suspensiones clase I.- Comprenden aquellas que tienen una concentración baja de sólidos y además sedimentan sin que las partículas tiendan a la formación de flóculos.

Suspensiones clase II.- Este tipo de suspensiones tienen una concentración intermedia con partículas que tienden a flocular, por ejemplo: las pulpas químicas, las suspensiones metalúrgicas y las aguas negras.

Suspensiones clase III.- Estas suspensiones son muy concentradas y presentan velocidad retardada de sedimentación, debido a la tendencia de las partículas a flocular, tal es el caso de las pulpas químicas y suspensiones metalúrgicas muy concentradas.

Suspensiones clase IV.- Son aquellas con una concentración tal que las hace muy compactas, debido a que las partículas y/o flóculos se encuentran en mayor contacto por la presión hidrostática de la misma suspensión. Las suspensiones que caen

dentro de esta clasificación son aquellas pulpas o lodos que han sido sedimentadas con anterioridad.

De la clasificación anterior se pueden mencionar que los clarificadores procesan generalmente las suspensiones de las clases I y II y los espesadores manejan algunas suspensiones de las clases II, III y IV.

A continuación se revisarán algunos conceptos y definiciones necesarios para analizar la teoría de sedimentación.

MOVIMIENTO DE SÓLIDOS EN EL SENO DE FLUIDOS.

La teoría de movimiento de los sólidos en los fluidos, se deriva del concepto de movimiento en un medio en caída de los cuerpos de masa no variable y una aceleración constante.

Cuando el movimiento de caída se presenta en un fluido, éste se ve afectado por dos fuerzas adicionales a la de gravedad: la fuerza de flotación y la resistencia a la frotación o fuerza de arrastre.

La descripción de las fuerzas que intervienen en un sólido en movimiento en un fluido, se puede realizar mediante un análisis físico simple, en la figura S-1, en donde se ilustran las fuerzas que actúan en una partícula que se encuentra sedimentando en un fluido suponiendo las siguientes características:

- El sólido es una partícula esférica, no porosa e incompresible.
- El fluido es incompresible y en cantidad suficiente para evitar los efectos de las paredes del recipiente.
- La fuerza aceleradora es debida al campo gravitacional solamente.
- La partícula se mueve libremente sin ser afectada por las otras partículas en caso de que existan.

A continuación se da una descripción de las fuerzas que intervienen en la sedimentación de una partícula:

FUERZA DE ARRASTRE F_D .

Se define como la fuerza de oposición a que una partícula sedimente en un fluido y se expresa de acuerdo a la ecuación de NEWTON, por la siguiente ecuación:

$$F_D = C_D A_p / 2 \delta_f V_s^2 \quad 3.1.2.1$$

En donde:

V_s = velocidad relativa fluido partícula.

δ_f = densidad del fluido.

A_p = área de la partícula proyectada en dirección del movimiento.

C_D = coeficiente de arrastre o de fricción..

Para regímenes de flujo laminar, Stokes, demostró que la fuerza de arrastre para una partícula esférica, esta dada por:

$$F_D = 3\pi D_p \mu V_s \quad 3.1.2.1.b$$

En donde:

D_p = diámetro de la partícula.

μ = viscosidad del fluido.

FUERZA DE GRAVEDAD F_w .

Esta dada por la siguiente expresión:

$$F_w = \delta_s V_p g \quad 3.1.2.2$$

FUERZA DE EMPUJE DEL FLUIDO F_D .

Dada por la siguiente ecuación:

$$F_D = \delta_f V_p g \quad 3.1.2.3$$

En donde:

δ_1 = densidad del líquido.

g = constante de aceleración de la gravedad.

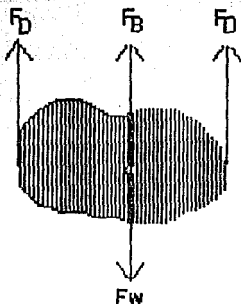


FIG. 3-1.- ESQUEMA DE LA ACCION DE FUERZAS QUE SE PRESENTAN EN LA SEDIMENTACION DE UNA PARTICULA.

Partiendo de la segunda Ley de NEWTON para obtener la ecuación de movimiento de la partícula, se obtiene:

$$m dV_s/dt = F_w - F_B - F_p \quad 3.1.2.4$$

Para obtener una expresión que refleje la dinámica de la partícula, se sustituyen las ecuaciones 3.1.2.1, 3.1.2.2, y 3.1.2.3 en la ecuación 3.1.2.4, por lo que se obtiene:

$$m dV_s/dt = g(\delta_s - \delta_1)V_p - \frac{1}{2} C_D A_p \delta_1 V_s^2 \quad 3.1.2.5$$

Para $dV_s/dt \rightarrow 0$, e igualando el segundo término de la ecuación anterior a cero, se obtiene la ecuación de la velocidad terminal de sedimentación, que representa la fuerza resultante de la

interacción de las fuerzas mencionadas en la partícula y se representa con la siguiente ecuación:

$$V_c = \frac{(2g(\delta_s - \delta_l))}{(C_D \delta_l)} \left(\frac{V_p}{Ap} \right)^{\frac{1}{2}} \quad 3.1.2.6$$

Para partículas esféricas de diámetro dp , se tiene la relación $Ap/Vp = 3 dp/2$, lo que transforma la ecuación 3.1.2.6 en :

$$V_c = \frac{4g(\delta_s - \delta_l)}{(3C_D \delta_l)} dp \quad 3.1.2.7$$

A esta ecuación se le llama Ley de NEWTON y expresa la velocidad máxima o límite de caída de una partícula esférica a través de un fluido. El coeficiente de arrastre está en función del número de Reynolds N_{Re} y de la forma de la partícula. En la figura 5-2, se puede observar la variación para regímenes de flujo de $N_{Re} < 1$, con tres tipos de partículas que tienen diferente geometría. Cuando se tiene régimen de flujo laminar ($N_{Re} < 1000$), STOKES demostró que la fuerza de arrastre, F_D , que se opone al movimiento de una partícula se representa con la siguiente expresión:

$$F_D = 3\pi D\mu V \quad 3.1.2.8$$

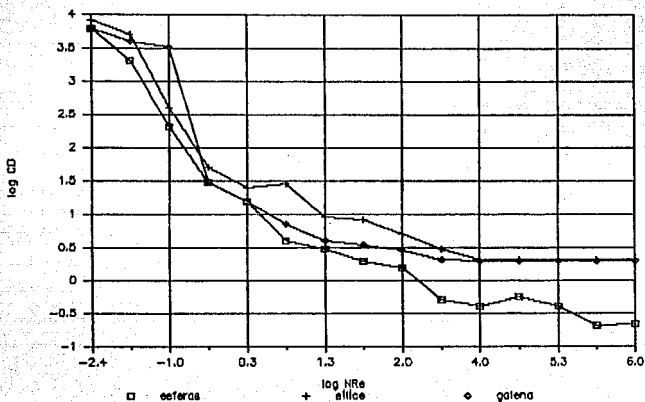
En donde:

V = velocidad relativa de la partícula esférica respecto al fluido

Sustituyendo en la ecuación 3.1.2.4, se obtiene la ecuación para la velocidad terminal conocida como Ley de STOKES:

$$V_t = (g/18\mu) (\delta_s - \delta_l) dp^2 \quad 3.1.2.9$$

S-2.- VARIACION EXP. DEL NRe VS. CD.



Si se sustituye esta ecuación en la ecuación 3.1.2.7, se puede conocer el valor de C_D para el régimen laminar, el cual está dado por la ecuación:

$$C_D = 24/N_{Re} \quad 3.1.2.9b$$

En la figura S-2 se observa que para un flujo turbulento ($1000 < N_{Re} < 25000$), el coeficiente de arrastre C_D adquiere un valor prácticamente constante, por lo que la velocidad terminal en esta región se representa por la siguiente ecuación (ley de NEWTON):

$$V_t = 1.82 \left[\frac{(\delta_s - \delta_1)}{\delta_1} dp g \right]^{1/2} \quad 3.1.2.10$$

En la región de transición para $1 < N_{Re} < 1000$, se obtiene:

$$C_D = 18.5/N_{Re}^{0.6} \quad 3.1.2.11$$

Entonces la velocidad terminal estará dada por:

$$V = [(2.32(\delta_s - \delta_l) dp^{1.0} \delta_l^{-0.4} \mu^{-0.6})]^{0.714} \quad 3.1.2.12$$

Los autores FAIR, GEYER y OKIN (1988), utilizaron regresión múltiple en datos obtenidos en el Laboratorio y encontraron una ecuación que aplica para ($N_{Re} < 10000$) y partículas esféricas, la ecuación es:

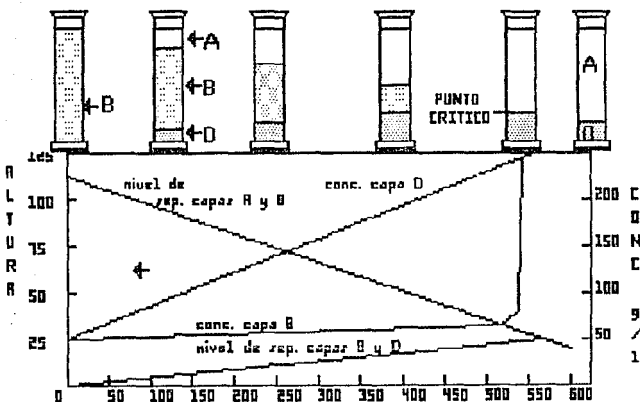
$$C_D = 24/N_{Re} + 3/N_{Re}^{1/2} + 0.34 \quad 3.1.2.13$$

SEDIMENTACION CONTINUA.

Antes de analizar la sedimentación con operación continua, es conveniente basarse en la operación discontinua para obtener una idea general del proceso. Por lo tanto, se utilizará el siguiente ejemplo: una suspensión de sólidos de tamaño uniforme, se coloca en una probeta y se deja reposar. Todas las partículas caen con una velocidad aproximadamente igual y puede observarse, una línea marcada de separación entre la zona de líquido claro (zona A) y el lodo (zona B), durante todo el proceso. Pero si la suspensión contiene partículas de diferentes tamaños incluyendo finos, entonces el líquido que sobrenada, estará turbio y en el fondo comenzarán a sedimentarse partículas mayores rápidamente formando la zona D, como se puede observar en la figura 5-3. Puede ser que no aparezca una superficie de separación bien definida entre las zonas B y D, pero en todos los casos, la cantidad de lodo concentrado aumenta durante el periodo en que se lleva la sedimentación. Mientras las interfases de separación (A-B y B-D) están alejadas, las partículas de la zona B seguirán cayendo a su velocidad terminal constante y no se observarán variaciones en la velocidad de sedimentación, debido a que la concentración de sólidos en las proximidades de la interfase superior, permanecen constantes.

En la figura 5-3, también se está presentando el comportamiento de la concentración respecto al tiempo de residencia y la altura de la

probeta. Al irse acumulando las partículas en la zona D, aumentará la densidad y la viscosidad de los lodos por lo que disminuirá la velocidad de sedimentación hasta alcanzar un periodo llamado de transición, transcurrido el cual, habrá desaparecido la zona de precipitación y el lodo ofrecerá un aspecto uniforme y compacto (zona D); A partir de este punto la sedimentación, solamente consistirá de un apelmazamiento de sólido en donde se supone que el líquido fluye a través de una capa porosa de permeabilidad decreciente. Por último se alcanza una altura mínima de la suspensión que representa la máxima compactación del sólido cuando está rodeado por el fluido.



5-3.- NIVELES DE SEPARACION EN LA SEDIMENTACION

La capacidad de clarificación del sistema puede estimarse a partir de la velocidad inicial de decantación de la interfase, la carga superficial requerida para la clarificación debe ser menor que la velocidad de decantación de la suspensión. Así, el área requerida para la clarificación puede calcularse a partir de:

$$A = Q/V_s$$

3.1.2.14

En donde:

V_s = velocidad de sedimentación para la decantación frenada.

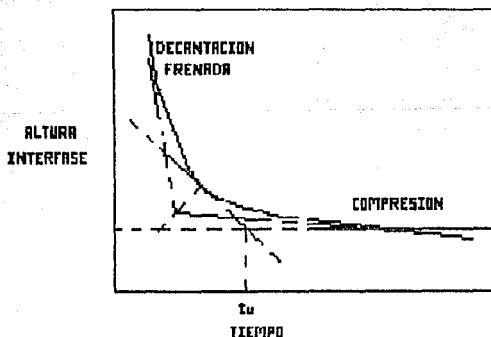
El valor de V_s , puede calcularse de la pendiente de la zona de decantación frenada de la altura de interfase frente al tiempo, en la gráfica de la figura 5-4, También se puede calcular una capacidad de espesamiento para las suspensiones concentradas según TALMADGE Y FITCH por la siguiente ecuación:

$$R = Qt_u/h_o \quad 3.1.2.15$$

En donde:

t_u = tiempo requerido para alcanzar una concentración de sólidos deseada C_u .

h_o = altura inicial de la interfase en los ensayos discontinuos de decantación.



5-4.- ALTURA DE LA INTERFASE EN FUNCION DEL TIEMPO

El área requerida para el espesamiento, está en función de la concentración de lodo deseada, por lo tanto hay una concentración crítica que dará una área requerida máxima, siendo esta concentración básica para el diseño. Una aproximación a esta concentración crítica se obtiene como se muestra en la figura 5-4, con la bisectriz del ángulo formado por las tangentes a las zonas de decantación frenada y la zona de compresión. El punto de intersección de la bisectriz con la curva da el valor de concentración crítica C_c y el valor de t , se estima trazando una línea paralela al eje horizontal y una línea tangente a la curva respecto al punto C_c , en el cruce se traza una línea vertical para leer el valor de t .

La velocidad de consolidación de la zona de compresión comprendida por la acumulación de partículas en el fondo del tanque de decantación, como se muestra en la figura 5-3, puede ser expresada según COULSON Y RICHARSON, por la siguiente ecuación:

$$-\frac{dh_z}{dt} = K(h_z - h_{z\infty}) \quad 3.1.2.16$$

En donde:

h_z = altura de lodo (m).

$h_{z\infty}$ = altura final del lodo a $t = \infty$

K = cte. para el sistema de sedimentación estudiado, se determina experimentalmente.

Integrando la ecuación 3.1.2.16, se obtiene:

$$\int_{h_{z\infty}}^{h_z} \frac{dh_z}{(h_z - h_{z\infty})} = - \int_0^t K dt \quad 3.1.2.17$$

En donde:

h_{z0} = altura de lodo a $t=0$.

La altura de la zona de compresión está dada por:

$$\ln(hz - hz_0) = -Kt + \ln(hz_0 - hz_0)$$

3.1.2.18

Siendo la ecuación de una recta en donde K es la pendiente, para obtener los valores de hz y K se recurre a la experimentación, para graficar luego los datos obtenidos.

La determinación del volumen necesario para la zona de compresión en un espesador continuo, se obtiene considerando el tiempo que cada capa de sólidos ha estado en compresión, por lo tanto el volumen estará dado por la suma de los volúmenes ocupados por los sólidos y el fluido, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$V = \frac{Q(t-t_c)}{\delta_s} + \int_{t_c}^t \frac{LQ}{S\delta_L} dt \quad 3.1.2.19$$

De donde:

V = volumen de la zona de compresión.

Q = peso de los sólidos por unidad de tiempo.

t - t_c = tiempo de retención.

h = peso del líquido en la zona de compresión.

S = masa de sólidos en la zona de compresión.

El uso de la ecuación anterior, se basa en la hipótesis de que el tiempo necesario para espesar una suspensión hasta la concentración deseada, es independiente del espesor de lodos en la zona de compresión. Ahora suponiendo un valor medio para L/S , integrando la ecuación 3.1.2.19, para L/S constante, resulta la siguiente ecuación:

$$V = Q(t-t_c) \left[\frac{1}{\delta_s} + \frac{1}{\delta_L} \frac{(L)}{(S)_{med}} \right] \quad 3.1.2.20$$

En donde:

$(L/S)_{med}$ = relación media de pesos de fluido y sólido entre los límites superior e inferior de la zona de espesamiento.

Para la determinación de la profundidad total del sedimentador, se le suman las siguientes alturas obtenidas de la experiencia:

- Inclínación del fondo. 30-60cm.
- Capacidad de almacenamiento necesario para hacer frente a las interrupciones o irregularidades de la descarga 30-60cm.
- Por la sumersión de la alimentación.....30-100cm.

EQUIPO DE SEDIMENTACION.

El equipo de sedimentación puede dividirse en tanques de sedimentación operados intermitentemente y clarificadores o espesadores operados continuamente. Los primeros son utilizados muy poco en la actualidad, a pesar de que ser los más antiguos, solo se utilizan cuando se tienen pequeñas cantidades de líquidos a tratar, debido a que el costo de operación es muy alto, porque necesitan de bastante mano de obra para manejar el proceso. Estos equipos están limitados en su capacidad, por lo que hace necesario utilizar los equipos continuos. A continuación se describen algunos equipos usados en operación continua.

Hay cuatro tipos básicos de espesadores circulares, los cuales difieren primeramente en el método de soporte y mecanismos de operación. Los tres primeros son variaciones de unidades con un solo compartimento siendo estos:

- Mecanismo soportado por puente.
- Mecanismo soportado por una columna central con un accionador central.
- Mecanismo soportado por columna central con accionador del brazo en la periferia del tanque. (espesador por tracción).
- De platos.

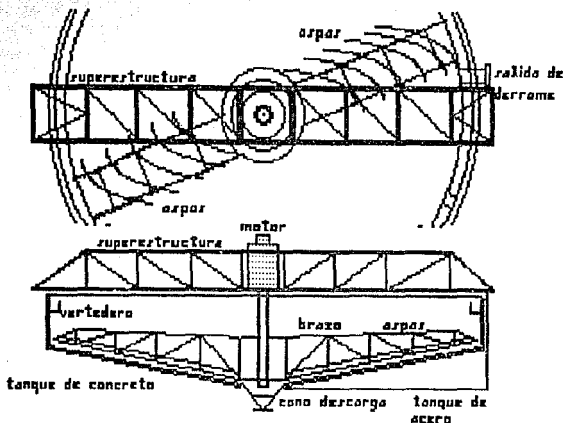
ESPEPADORES CON MECANISMO SOPORTADO POR PUENTE.

Este tipo de espesador es el más común y se construye con diámetros hasta de 100 ft, aunque se han construido de 150 ft. El mecanismo consiste de un engrane helicoidal montado normalmente sobre cojinetes de precisión y accionados a través de una o más reducciones de engranes por un motor. Una flecha vertical está en el engrane principal, normalmente hay dos brazos de rastrilleo unidos a la flecha central, los brazos constan de suficientes hojas para raspar el fondo 2 veces por revolución y cuando se desea, se pueden agregar dos brazos cortos para obtener un raspado adicional en la zona central. Además consta en la parte inferior de la flecha, de raspadores para el cono de descarga para evitar el taponamiento en esa zona. El puente soporta el mecanismo del espesador y el tubo de alimentación. Consta también de un mecanismo para levantar los brazos cuando se presentan sobrecargas anormales.

Las ventajas en el uso de este tipo de espesador, respecto del soportado por una columna central son:

- 1.- Habilidad para transferir cargas a la periferia del tanque.
- 2.- Habilidad para dar una concentración más densa al lodo por la zona de drenado.
- 3.- Aparato de levantamiento menos complicado.
- 4.- Acceso al motor desde ambos extremos del puente.

En la figura S-6, se presenta el diagrama de un espesador de este tipo. El tanque del sedimentador se construye de acero, concreto, madera, placas de plástico etc. La selección del material depende de varios factores como son: costo, disponibilidad de material, topografía del terreno, clima, temperatura de operación y las sustancias químicas a manejar.



5-6.- ESPEADOR CON MECANISMO SOPORTADO CON PUENTE

ESPEADOR SOPORTADO POR UNA COLUMNA CENTRAL.

Los sedimentadores de este tipo, se construyen normalmente con un diámetro de 75 ft o más y para casos especiales, se construyen de diámetros pequeños. El mecanismo de movimiento se encuentra soportado por una columna de acero o de concreto que se encuentra colocada en el centro del tanque. Similarmente al sedimentador soportado por un puente, éste consta de brazos que sirven para raspar o rastrillar los sólidos que se van depositando en el fondo para removerlos por la zona de descarga.

El tanque del sedimentador se construye de materiales similares a aquellos que se mencionaron en el sedimentador con mecanismo soportado por puente.

ESPEADOR DE PLATOS.

Este espesador consiste de un tanque dividido verticalmente con placas de acero obteniéndose varios compartimentos, la alimentación de la suspensión es la misma en cada sección. Cada uno de los compartimentos, consta de un rastrillo que es movido en conjunto con los demás por un motor para conducir los sólidos hacia la parte central por donde se eliminan los sólidos. También se tiene un vertedero por donde se colecta el líquido clarificado.

Las ventajas en el uso de este tipo de espesadores, son de que requieren de una mayor atención por parte del operador para controlarlo, que si se controlara un sedimentador sencillo, además manejan bajas concentraciones de lodos por lo tanto, no se usan en circuitos continuos de decantación. El tamaño de estos sedimentadores esta limitado a 70 ft de diametro como máximo, debido a que mayores tamaños provocan esfuerzos en la estructura que soporta los platos. En la figura S-7, se muestra un esquema de este espesador.

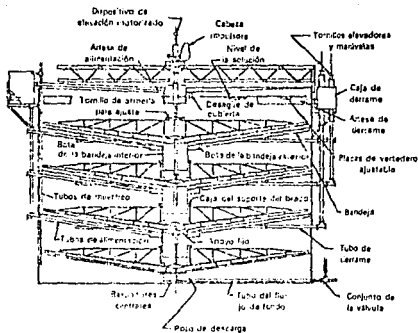
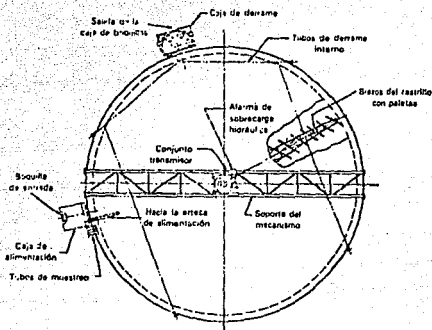


FIG. 5-7.- ESPESADOR DE BANDEJAS BALANCEADAS.

CLARIFICADORES.

Estos equipos pueden ser construidos en forma circular o cuadrada, tienen un fondo con pendiente para conducir los sólidos sedimentados hacia el centro del tanque, en donde se encuentra un dren para retirarlos en forma de lodos. La forma general de alimentación de estos clarificadores es por la parte superior y en un extremo se tiene el vertedero por donde se recupera el líquido clarificado. También constan de un mecanismo circular que tiene un rastrillo que va raspando los lodos del fondo del tanque. En la figura 5-8, se puede observar un esquema general de un clarificador y en la figura 5-9, se observa un diseño de arreglo de flujo cruzado. Hay otros diseños que incorporan la clarificación por floculación, fuerza de gravedad, fuerza inercial y recirculación de sólidos. Estas unidades alcanzan relaciones de sobreflujo altas, por lo que se les llama clarificadores de asentamiento rápido o de alta velocidad. Los clarificadores de este tipo son fáciles de poner en operación así como de pararlos. En la figura 5-8, se puede observar un esquema general de un clarificador y en las figuras 5-9 a 5-12 se muestran varios tipos de clarificadores.

ALIMENTACION
MEZCLADA CON FLOCULANTE

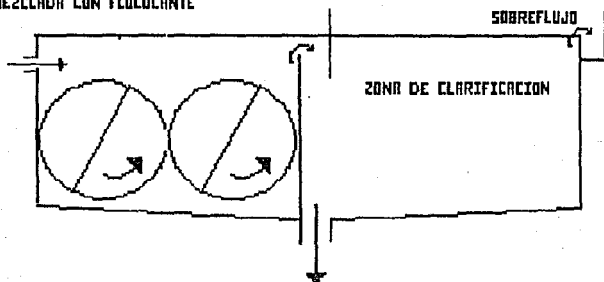


FIG. S-8.- ESQUEMA GENERAL DE UN CLARIFICADOR

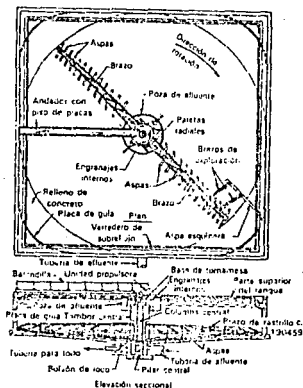


FIG. S-9.- CLARIFICADOR DE MECANISMO CIRCULAR EN TANQUE CUADRADO

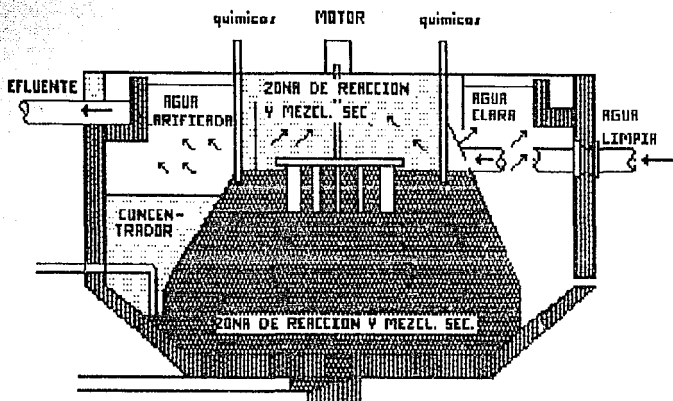


FIG. 5-10.- CLARIFICADOR DE ALTA VELOCIDAD

CLARIFICADOR DEL TIPO DE MANTA.

En estos clarificadores la alimentación entra por abajo de una manta con sólidos floculados y acumulados, los cuales son fluidizados en la zona de asentamiento por la alimentación que fluye hacia arriba. Los sólidos que entran en la alimentación son atrapados en la manta, es por esto que la manta tiene que ser raspada para mantener el balance de masa.

Estos clarificadores tienen varios tipos de fondo: plano, acanalado y cónico (tipo HOPPER). En la figura 5-11 se observa un clarificador de manta de fondo tipo HOPPER, sus dimensiones son de 3 a 4 m de profundidad, el nivel de sobreflujo va de 1 -1.5 m por arriba de la manta. El principal uso de estos clarificadores es para el tratamiento de aguas de desecho y presentan problemas al ponerlo en funcionamiento debido al tendido de la manta.

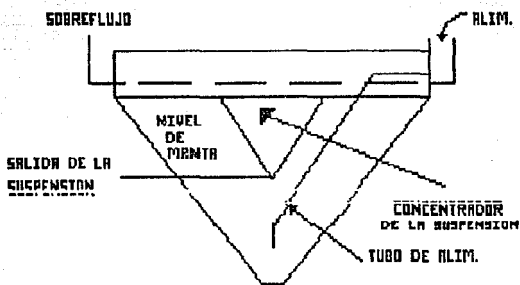


FIG. S-11.- CLARIFICADOR DE MANTA DE TIPO HOPPER

CLARIFICADOR TIPO REACTOR.

Este clarificador reúne las características para permitir un contacto rápido y eficiente entre la suspensión y los agentes químicos que van a favorecer la coagulación y la floculación de determinadas partículas sólidas. El clarificador consta de dos zonas: la de reacción y la de clarificación. En la zona de reacción llega la suspensión a clarificar poniéndose en contacto con una corriente de lodos y los químicos necesarios. El contacto es rápido debido a que se usa una turbina de alta velocidad; como siguiente paso, la suspensión pasa a la sección de clarificación en donde hay un brazo con rastrillos que se encargarán de raspar el fondo y de conducir los sólidos sedimentados a la parte central por donde se eliminan; el movimiento del rastrillo es lento en contraste con el movimiento ejercido en la zona donde se encuentra la turbina.

El uso de este equipo es ventajoso para clarificar aguas turbias por medio de la coagulación y floculación para eliminar sólidos suspendidos; bacterias; color; para el ablandamiento de agua con carbonato; clarificación de corrientes de procesos industriales; tratamiento de aguas de desecho etc. En la figura 5-12 se muestra un clarificador reactor.

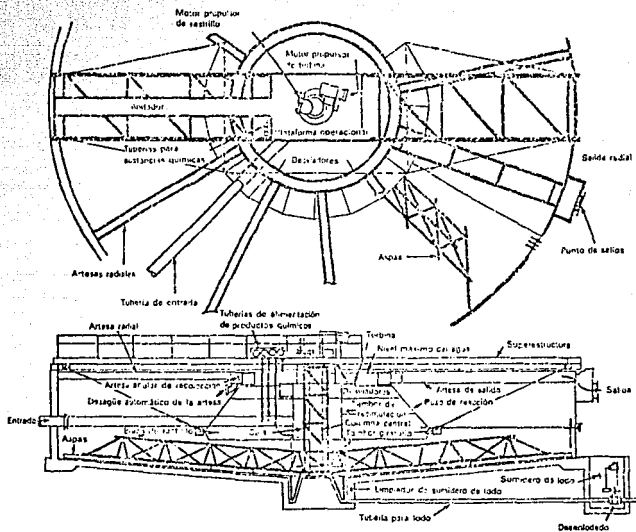


FIG. S-12.- CLARIFICADOR REACTOR DEL TIPO INDICE ELEVADO CON CONTACTO DE SOLIDOS

3.1.3.- CRISTALIZACION.

La cristalización se puede definir como la separación de un componente particular de un sistema de dos o más componentes con una o varias fases en forma cristalina.

Una de las características principales de la cristalización como medio de separación, es la capacidad de producir compuestos sólidos con alta pureza, partiendo de soluciones impuras y con un mínimo consumo de energía; siendo esto último una ventaja importante si se analiza desde el punto de vista económico.

La cristalización es una operación muy compleja en la cual, el proceso de crecimiento de los cristales involucra procesos de transferencia de masa y calor simultáneos en un sistema multicomponente. Además el proceso depende fuertemente de la naturaleza del solvente y del soluto, así como de la dinámica de la partícula en el sistema, en donde ni el tamaño ni su distribución presentan una distribución única. El estudio de esta operación ha sido reciente y por lo tanto insuficiente para obtener y probar de forma rigurosa, los modelos y teorías que sirvan para predecir la forma de cristalización de algún compuesto bajo condiciones específicas.

Existen cinco puntos principales a tomar en cuenta en la cristalización, estos son:

- SOLUBILIDAD Y RELACIONES DE FASE.
- HIDRODINAMICA DE SUSPENSIONES DE CRISTALES.
- CARACTERISTICAS DE NUCLEACION.
- CINETICA DE CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES.
- FUNCIONES DE DISTRIBUCION DE TAMAÑOS DE CRISTAL.

-SOLUBILIDAD Y RELACIONES DE FASE.

Una solución es una mezcla de dos o más componentes, uno de los cuales se encuentra en mayor cantidad, al que se le llama solvente, mientras que cualquiera de los otros componentes se les denomina solutos.

El mecanismo de formación de una solución consiste en que las fuerzas de atracción de las moléculas del líquido, tienden a romper parte de la superficie del sólido y dispersar sus iones o moléculas, en forma de unidades móviles discretas. La extensión en la cual se disuelve el soluto por unidad de volumen de solvente se denomina SOLUBILIDAD. Este término se utiliza para denotar el valor límite de equilibrio de la concentración de la solución al alcanzar la saturación. La solubilidad depende de la temperatura, variando la naturaleza de esta dependencia de un sistema a otro; por lo tanto al incrementar la temperatura, la solubilidad puede aumentar, disminuir o permanecer constante.

Una solución puede ser diluida, saturada o sobresaturada dependiendo de la concentración del soluto; si al agregar cristales a una solución, estos se disuelven sin recurrir a calentamiento o agitación vigorosa, se obtendrá una solución diluida; si la cantidad de soluto en una solución permanece constante a una temperatura dada, se tiene una solución saturada y por lo tanto, se puede decir que este tipo de solución es aquella en donde las fases sólida y líquida están en equilibrio; por otra parte una solución sobresaturada tiene una concentración de soluto mayor que la necesaria para la saturación bajo condiciones dadas de temperatura y presión. Las soluciones sobresaturadas, son de particular interés debido a que permiten la formación de cristales.

La sobresaturación puede producirse de las siguientes maneras:

1.- Variando la temperatura de modo que disminuya la solubilidad, siendo esto válido para aquellos sistemas que presenten ese comportamiento debido a que la solubilidad de la mayoría de las sustancias aumenta al elevarse la temperatura.

2.- Eliminando el solvente por evaporación.

3.- Cambiando la naturaleza de la solución adicionando sustancias que sean solubles con el solvente, produciendo una solución en donde el soluto es el menos soluble, esto se logra porque las sustancias agregadas reaccionan con el solvente o porque capturan la parte activa del solvente haciendo insoluble al soluto. Este último método se le conoce como salinación y es similar al de evaporación del solvente.

4.- Combinando enfriamiento, evaporación y salinación.

La cristalización se presenta en una solución sobresaturada, cuando se origina en la misma, un gradiente de concentraciones entre la superficie de algunos cristales adicionados para iniciar la cristalización o bien entre núcleos en formación. Este gradiente se debe a que se excede la solubilidad del soluto en la solución, por lo que se puede expresar este hecho, como la diferencia de la concentración de sobresaturación y el valor de solubilidad del soluto.

CARACTERISTICAS DE NUCLEACION.

Hay un fenómeno muy importante relacionado con la cristalización denominado "nucleación", éste puede definirse a partir de una solución no saturada en donde el soluto esta disperso sin haber asociación; cuando la solución pasa a una concentración mayor a la de saturación las moléculas de soluto comienzan a asociarse formando "embriones", que son partículas lo suficientemente pequeñas para no poder crecer en la sobresaturación por si solas. Se cree que estos embriones se forman por colisiones entre partículas del soluto. Algunos embriones crecen hasta formar núcleos adicionales, pero la mayoría desaparecen al decrecer su tamaño o contribuyendo al crecimiento de cristales en suspensión.

En la figura C-1 se presenta una gráfica de concentración vs. temperatura, que ha sido muy estudiada por varios autores como

OSTWALD, TING, MC CABE y MIERS, se puede concluir de esta gráfica que hay dos curvas que representan la solubilidad y sobresolubilidad respectivamente, sirviendo estas para definir dos regiones o zonas: zona metaestable y zona inestable.

En la región metaestable existirá crecimiento de cristales sin que haya nucleación, a diferencia de la región inestable en donde habrá gran número de cristales debido a la nucleación. Se supone que una solución que se encuentra dentro de la región metaestable, producirá cristales fácilmente, lo que puede servir para fines industriales, pero la mayoría de los casos están limitados porque la solubilidad es afectada por la turbulencia del sistema así como con las variaciones en la temperatura y presión.

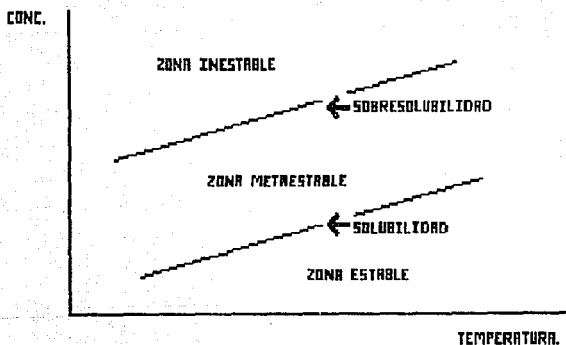


FIG. C-1.- ZONAS EN EL DIAGRAMA DE SOLUBILIDAD

La nucleación puede ser de dos tipos:

- a).- NUCLEACION PRIMARIA.
- b).- NUCLEACION SECUNDARIA.

a).- NUCLEACION PRIMARIA.

Se presenta cuando se alcanza un grado alto de sobresaturación. Depende también del periodo de espera llamado tiempo de inducción. Este periodo de inducción puede variar porque está muy ligado a si se aplica agitación o no al sistema, así como los parámetros que se involucran, como son: la velocidad de agitación, tipo de agitador etc. Es de importancia el mencionar que en este tipo de nucleación, no es necesario agregar cristales a la suspensión (semillas), para iniciar la nucleación.

La nucleación primaria se puede dividir en:

- NUCLEACION HOMOGENERA.
- NUCLEACION HETEROGENEA.

NUCLEACION HOMOGENERA.

Este tipo de nucleación se presenta cuando se tiene una solución sobresaturada en donde comienza la formación espontánea de núcleos, sin necesidad de cristales semilla para iniciarla. Además se requiere de un tiempo de residencia para la aparición de los cristales finos, después de que la solución se sobresatura y este tiempo depende de la sobresaturación y de las condiciones mecánicas de mezclado. La nucleación primaria homogénea no se observa en una solución estacionaria, sino hasta después de que se alcanza una sobresaturación alta y después de un tiempo de residencia o inducción largo. Además este tipo de nucleación es el que tiene mayor información y estudios realizados.

NUCLEACION HETEROGENEA.

Es aquella que se presenta cuando se tiene algún componente sólido insoluble en la disolución, lo que ocasiona que se formen cristales, usando esas partículas sólidas como si fuesen semillas o también se puede originar este tipo de nucleación por contacto cuando se tiene agitación mecánica. Este último es debido al

golpeteo del impulsor con la solución, lo que induce la colisión entre las partículas y por lo tanto la nucleación.

b).- NUCLEACION SECUNDARIA.

La nucleación secundaria se presenta con mucha frecuencia en los sistemas de cristalización similarmente como la nucleación heterogénea. Este tipo de nucleación consiste en la formación de núcleos a partir de cristales depositados como semillas debido al contacto que existe entre los cristales y el soluto que se encuentra en la suspensión sobresaturada con una agitación importante (2). Los aspectos relevantes de esta nucleación son cualitativos más que cuantitativos, debido a que no se han desarrollado modelos generales adecuados, para obtener las ecuaciones que permitan el diseño de cristalizadores, sin embargo hay bastantes trabajos experimentales sobre sistemas particulares que presentan este tipo de nucleación.

-CINETICA DE CRECIMIENTO EN LA CRISTALIZACION.

LEYAL DE MC CABE.

Esta ley dice que al haber un incremento en una dimensión lineal ΔL de un cristal, si otros cristales son sujetos a las mismas condiciones de crecimiento, se supone que los cristales permanecen geoméricamente similares conforme van creciendo, es decir que el crecimiento es independiente del tamaño inicial de los cristales originales. Esta ley se puede representar por la ecuación:

$$\lim_{\Delta L \rightarrow 0} \frac{\Delta L}{\Delta t} = \frac{dL}{dt} = G \quad 3.1.3.1$$

Aplicando para algunos sistemas con tamaños menores del tamiz 50 y puede servir para simplificar cálculos en los modelos de cristalizadores reales.

3.- Ver experimento de Clontz y Mc Cabe en la referencia (11) pag.

Se han desarrollado modelos empíricos que tratan de explicar el proceso de cristalización a nivel industrial, uno de los modelos más aceptado es aquel que supone que el crecimiento de un cristal se lleva a cabo por difusión e integración del soluto a la superficie del cristal en crecimiento. A continuación se da una explicación del crecimiento de un cristal utilizando la figura C-2.

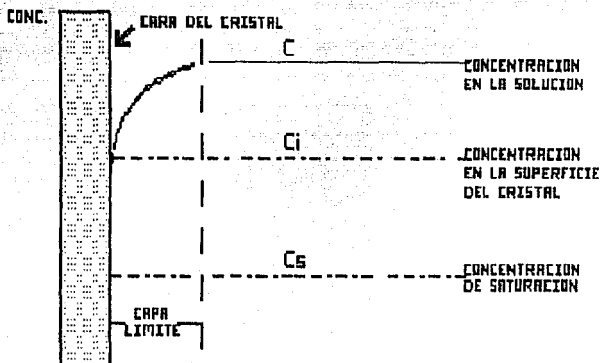


FIG. C-2.- EXPLICACION DEL MECANISMO DE CRECIMIENTO DE UN CRISTAL

- Difusión del soluto desde el seno de la solución en donde tiene una concentración uniforme y se expresa como C_0 . La concentración en la solución alrededor del cristal en crecimiento hasta la concentración C_i en la superficie del cristal. La película donde se realiza el gradiente de concentración, se le llama capa límite y tiene un espesor x . C_s es la concentración de saturación de la solución a la temperatura de cristalización. Los componentes a cristalizar se difunden desde el seno de la solución, a la superficie del cristal debido al gradiente de concentración $(C_0 - C_i)/x$ y se incorporan a la red cristalina por un mecanismo de crecimiento apropiado.

La difusión del soluto a través de la capa límite se expresa por medio de la velocidad de difusión que no es más que el producto de la difusividad y el gradiente de concentración (Ley de FICK)⁶.

El crecimiento del cristal se lleva a cabo en estado noestacionario, debido a que la integración de las moléculas a la superficie del cristal no se podría realizar en estado estacionario.

Si la velocidad de crecimiento está limitada con la velocidad de difusión a través de la capa límite, se dice que el crecimiento es controlado por el paso de difusión.

Cuando se incrementa el grado de agitación, se aumenta la velocidad relativa entre el cristal y la solución, provocando que la velocidad del crecimiento alcance un máximo, por lo que se dice que el paso controlante es el de integración en la superficie del cristal; algunos autores han propuesto varias teorías para explicar el paso de integración al cristal, las más utilizadas son:

- Crecimiento controlado por nucleación.
- Crecimiento controlado por dislocación.

La teoría de crecimiento por nucleación, supone el mecanismo que requiere de la formación de un núcleo en dos dimensiones en la superficie del cristal, seguido por crecimiento en la discontinuidad de la superficie originada por la nucleación. Este mecanismo es poco probable que suceda con la mayoría de los solutos, debido a que se utiliza mayor energía que con otros mecanismos.

El mecanismo controlado por dislocación, consiste en la formación de una distorsión llamada de tipo tornillo, por su apariencia y se lleva a cabo en la superficie del cristal favoreciendo la formación de sitios o intersticios en donde se pueden depositar las moléculas

⁶- La rapidez de difusión de una sustancia por unidad de sección transversal de sólido, es proporcional al gradiente de concentración en la dirección de la difusión.

de soluto, ya no en la forma estricta de la red cristalina y favoreciendo la formación de oclusiones o pequeñas cantidades de licor que quedan atrapadas en el cristal.

Realizando un balance de masa en la figura C-2, se puede obtener la razón de acumulación de soluto en la cara del cristal respecto al tiempo de residencia, obteniéndose las siguientes ecuaciones:

$$G = \frac{dm}{dt} = K_d A(C_w - C_i) - K_r A(C_i - C_s) \quad 3.1.3.2$$

$$= K_d A(C_w - C_i) \quad 3.1.3.3$$

En donde:

m = masa depositada en el tiempo t.

A = área superficial del cristal cm².

C_w = concentración del soluto en el seno de la solución.

C_i = concentración del soluto en la interfase.

C_s = Concentración de equilibrio en la saturación.

K_d = coeficiente de transferencia de masa debida a la difusión.

K_r = coeficiente de transferencia de masa debida a la integración.

Considerando que la concentración interfacial es muy difícil o imposible de medir, se hace la suposición que la difusión es muy rápida por lo que la concentración en la interfase C_i es aproximadamente igual a la concentración en el seno de la solución C_w, entonces la ecuación 3.1.3.2 y 3.1.3.3, pueden reescribirse tomando en cuenta un coeficiente de transferencia de masa global que involucre la difusión y la integración, por lo que se obtiene:

$$G = dm/dt = K_g A(C_w - C_s) \quad 3.1.3.4$$

En donde:

Los exponentes r y g se refieren al orden del proceso de integración y crecimiento global respectivamente, no teniendo

significado físico y no debe confundirse con el orden de reacción usado en la Cinética química. Para $g=1$ y $r=1$ (esto sucede cuando $C_i=C_0$). La ecuación 3.1.3.4 obedece la Ley de Fick, entonces de las ecuaciones 3.1.3.2 y 3.1.3.3 se puede eliminar la concentración interfacial obteniendo la siguiente ecuación:

$$K_0 = \frac{(K_d + K_r)}{(K_d + K_r)} \quad 3.1.3.5$$

Para el caso en que la integración es muy rápida, el coeficiente de transferencia global es aproximadamente igual al coeficiente de transferencia de masa debido a la integración. El valor de la constante g para muchas de las sustancias inorgánicas que se cristalizan a partir de soluciones acuosas, oscila en el rango de 1 a 2.

La ecuación 3.1.3.4 tiene una limitación, se supone que la velocidad de crecimiento no es función del tamaño del cristal pero se han observado experimentalmente algunos sistemas con velocidad de crecimiento que dependen del tamaño de partícula, por ejemplo, se ha encontrado en la literatura que la velocidad de crecimiento, es dependiente del tamaño de los cristales obteniéndose correlaciones empíricas para casos particulares, como es el caso del sulfato de cobre pentahidratado, para el cual Mc Cabe y Stevens (5), obtuvieron la siguiente ecuación para la velocidad de crecimiento:

$$G = 0.00177 S^{1.2} L^{1.1} \quad 3.1.3.6$$

En donde:

G = velocidad de crecimiento del cristal, (cm/s).

S = sobresaturación, (g/cm³).

L = tamaño del cristal, (cm).

Estudios posteriores desarrollados para determinar si el tamaño tenía influencia directa en la velocidad de crecimiento, originaron

5.- Ver referencia (15) pag. 118.

que se experimentara con el crecimiento de cristales de diferente tamaño pero a las mismas condiciones y manteniendo constante la turbulencia del fluido. A partir de lo anterior se encontró una ecuación capaz de correlacionar velocidades de crecimiento de cristales de cualquier tamaño obtenida también por Mc Cabe y Stevens, con la siguiente expresión:

$$\frac{1}{G} = \frac{1}{(G_0 + Bv)} + \frac{1}{G_1} \quad 3.1.3.7$$

En donde:

G = velocidad de crecimiento del cristal, (cm/s).

v = velocidad relativa cristal-solución, (cm/s).

G₁ = velocidad de crecimiento interfacial, (cm/s).

G₀ y B = constantes.

Con la ecuación anterior se concluye que la dependencia aparente de la velocidad de crecimiento respecto al tamaño del cristal, mostrada por la ecuación 3.1.3.6, se debe a que al tener cristales grandes, estos tendrán velocidad de sedimentación alta y por lo tanto mayor velocidad relativa cristal-solución, entonces la velocidad de crecimiento del cristal en una suspensión mezclada aumentará al incrementarse el tamaño del cristal, esto sucederá si el mecanismo que controla el crecimiento no es la integración. Otro factor a tomar en cuenta, es la forma o arreglo superficial en que crecen los cristales, porque junto con los pasos de difusión e integración, se puede afectar la velocidad de crecimiento. Se ha demostrado además que la velocidad de crecimiento es mayor con cristales de superficie rugosa que aquellos de superficie liza, debido a que ocurre lo mismo que en el crecimiento controlado por dislocación (6)

FUNCIONES DE DISTRIBUCION DE TAMAÑOS.

Como se sabe el objetivo de la cristalización es la obtención de un producto sólido cristalino con determinadas características,

6. Ver referencia (18) pag. 59-60, 1980.

requeridas por el uso al que se le va a destinar, además, si se cuenta con información experimental de tamaños de cristales, se puede utilizar esta información para que mediante análisis de mallas puedan determinarse información sobre nucleación y cinética de crecimiento; lo anterior se puede llevar a cabo mediante un modelo matemático que se ha desarrollado recientemente por Larson ref(35). Este modelo consiste en utilizar funciones de distribución de tamaños de partículas.

FUNCIONES DE DISTRIBUCION.

El uso de una función de distribución de tamaños $f(L)$, puede caracterizar completamente una distribución de partículas, de modo que todas las propiedades de interés pueden ser calculadas, como son distribuciones acumulativas en base a peso o a población; masa o un número de cristales en un intervalo de tamaño finito y una área superficial específica. La función de distribución de tamaños de partícula es multidimensional comprendiendo el menor número de ejes coordenados independientes, para delimitar el espacio en el que se encuentran los sistemas de cristalización. Es conveniente pensar en que la fase en la que se localizan las moléculas, consta de dos subregiones descritas por coordenadas externas e internas; las coordenadas externas dan la distribución espacial de las partículas, mientras que las coordenadas internas en una distribución de partícula, son el número mínimo de propiedades independientes de la partícula misma, ej: tamaño, concentración, actividad, etc. asociadas con la distribución de partícula excluyendo su dependencia de la posición lo que especifica completamente todas las propiedades medibles de la distribución. A menudo se utiliza una sola coordenada interna para especificar una distribución de partícula, como es el caso de la distribución de tamaños. Existen varios tipos de funciones de distribución, de entre los cuales se utilizan frecuentemente los siguientes "":

Distribución normal.

Distribución logarítmica-normal.

Para otros tipos de funciones de distribución, consultar la referencia (9). pags. 1217-1231.

Distribución gamma.

A continuación se mencionan las características de cada una de las distribuciones anteriores:

DISTRIBUCION NORMAL.

Se aplica en Ingeniería y ciencias de la vida, pero casi no se le utiliza para describir tamaños de partícula, debido a que es asimétrica respecto a la media y pocas veces ajusta este tipo de distribución, conjuntos de datos experimentales como es el caso de que para valores negativos de tamaño de cristal, la distribución normal predice una distribución de tamaños finita, siendo falso. Además en muchos casos este tipo de distribución no ajusta los datos experimentales. La ecuación para esta distribución es:

$$f(L) = \frac{1}{\sigma(2\pi)^{1/2}} \exp\left(-\frac{(L-L_p)^2}{2\sigma^2}\right) \quad 3.1.3.8$$

En donde:

σ = desviación estandar.

L_p = media aritmética.

DISTRIBUCION LOGARITMICA-NORMAL.

Esta distribución es usada para la representación de distribuciones de tamaño de partícula en especial cuando se tienen grandes tamaños de cristal, por lo cual ante la presencia de cristales finos hay distorsión en la distribución ocasionando que sea asimétrica y por lo tanto proporciona información errónea. Esta distribución es capaz de ajustar satisfactoriamente datos empíricos y está dada por la siguiente ecuación:

$$f(\log L) = \frac{1}{(\log \sigma')(2\pi)^{1/2}} \exp\left(-\frac{\log^2(L/L_p')}{2\log^2 \sigma'}\right) \quad 3.1.3.9$$

DISTRIBUCION GAMMA.

Este tipo de distribución es muy útil para caracterizar la distribución de tamaño de cristales producto de algún proceso de cristalización, porque la función de distribución $f(L)$ está normalizada en el intervalo L de $(0, \infty)$, para que:

$$\int_0^{\infty} f(L)dL = 1$$

Lo anterior involucra dos parámetros que se pueden ajustar y relacionar al proceso; estos parámetros son:

a = es una medida de la distorsión de la distribución debida a grandes tamaños de cristales respecto de la media

b = es una medida del tamaño de la distribución es decir la moda de la distribución.

La ecuación para la distribución es:

$$f(L) = \frac{L^a \exp(-a L/b)}{\Gamma(a+1)(b/a)^{a+1}} \quad 3.1.3.10$$

En la figura C-3, se pueden observar las gráficas de los tres tipos de distribuciones mencionados, teniendo la misma moda, amplitud relativa y tamaño de partícula.

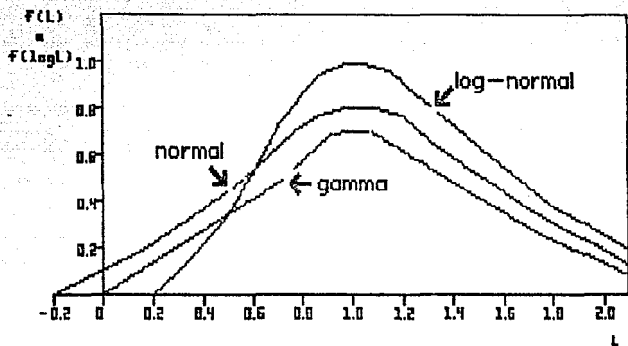


FIG. C-3.- REPRESENTACION DE LAS DISTRIBUCIONES NORMAL, LOG-NORMAL Y GAMMA

DENSIDAD DE POBLACION.

Quando se tiene un número total de cristales N en un volumen conocido V y se gráfica como una función de la longitud L como se muestra en la figura C-3.1.

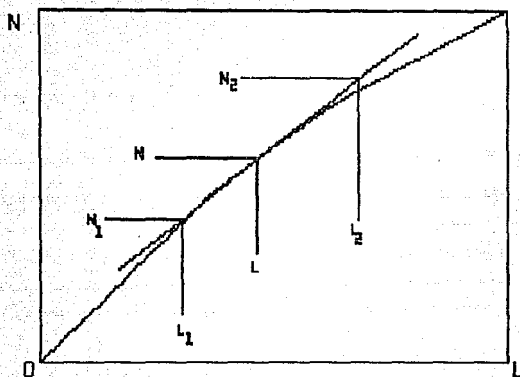


FIG. C-31.- OBTENCIÓN DE DENSIDAD DE POBLACIÓN

Se puede definir la densidad de población n como una función de L por la ecuación:

$$\lim_{\Delta L \rightarrow 0} \frac{\Delta N}{\Delta L} = \frac{dN}{dL} = n \quad 3.1.3.11$$

En donde:

n = densidad de población (núm. cristales/mm l).

La densidad de población se puede obtener fácilmente de un análisis de mallas utilizando la siguiente ecuación:

$$n_{La} = \frac{w_{La}}{\delta K \sqrt{L} \Delta La} \quad 3.1.3.12$$

En donde:

K_v = factor volumétrico (adim).

δ = densidad de cristal (g/mm^3).

w_{La} = masa de cristales tamaño "a" (gr/vol)

ΔL_a = diferencia entre la malla "a" y la precedente.

L_a = diametro de partícula medio para el tamiz de tamaño "a" (mm).

Sea $n(L)$ la distribución de tamaño referida al tamaño L que representa la densidad de población de partículas en el sistema. Entonces el número de partículas de tamaño L en un volumen V , está dado por:

$$dN = Vn(L)dL \quad (\text{ft}^3) \quad 3.1.3.13$$

Para partículas de tamaño comprendido entre L_1 y L_2 por pie cúbico se tiene:

$$N(L_1, L_2) = \int_{L_1}^{L_2} n(L)dL \quad 3.1.3.14$$

La concentración total de partículas se obtiene de:

$$N_T = \int_0^{\infty} n(L)dL \quad (\text{partículas totales/ft}^3) \quad 3.1.3.15$$

Normalizando el tamaño de partícula a $f(L) = n(L)/N_T$ entonces se obtiene la siguiente ecuación:

$$F(L_1, L_2) = \frac{\int_{L_1}^{L_2} n(L)dL}{N_T} \quad 3.1.3.16$$

El número de fracción acumulativa para partículas de tamaño menor a L se obtiene de la expresión:

$$F(L) = \frac{\int_0^L n(p)dp}{N_T} \quad 3.1.3.17$$

En esta ecuación $F(L)$ aumenta monótonamente de 0 a 1 conforme L va de cero a infinito. Suponiendo partículas similares geométricamente, entonces el peso de cada partícula es:

$$m_p = \delta K_v L^3 \quad 3.1.3.18$$

En donde:

K_v = factor de forma volumétrico. (adim).

La masa de las partículas por unidad de volumen del líquido para tamaños en el rango $L+dL$:

$$dM = \delta K_v L^3 n(L) dL \quad 3.1.3.19$$

En el rango de L_1 a L_2 , la concentración de masa está dada por:

$$M(L_1, L_2) = \delta K_v \int_{L_1}^{L_2} L^3 n(L) dL \quad 3.1.3.20$$

La concentración de sólidos total en lb/ft^3 de líquido libre de sólidos la proporciona la siguiente ecuación:

$$M_T = \delta K_v \int_0^{\infty} L^3 n(L) dL \quad 3.1.3.21$$

La fracción en peso para cualquier rango de tamaños se obtiene de:

$$W(L_1, L_2) = \frac{\delta K_v \int_{L_1}^{L_2} L^3 n(L) dL}{M_T} \quad 3.1.3.22$$

La distribución de fracción en peso acumulativa se calcula con la siguiente ecuación:

$$W(L) = \frac{\delta K_v \int_0^L p^n(p) dp dL}{M_T} \quad 3.1.3.23$$

La función de distribución de tamaños en términos de densidad de población se representa como:

$$W(L) = dW/dL = \delta K_v L^n n(L) / M_T \quad 3.1.3.24$$

Se utilizan las ecuaciones 3.1.3.18 a 3.1.3.21, para encontrar el área superficial de las partículas, siendo el área de la partícula:

$$a_p = K_a L^2 \quad 3.1.3.25$$

En donde:

K_a = factor de forma de superficie y se relaciona con K_v como:

$$K_a = \delta K_v$$

$$dA = K_a L^2 n(L) dL \quad 3.1.3.26$$

El área superficial en el rango (L_1 , L_2), está dado por:

$$A(L_1, L_2) = K_a \int_{L_1}^{L_2} L^2 n(L) dL \quad 3.1.3.27$$

El área superficial total por unidad de volumen en la suspensión (ft^2/ft^3), está dada por:

$$A_T = K_a \int_0^{\infty} L^2 n(L) dL \quad 3.1.3.28$$

Como se ha observado la función de distribución de tamaños representada por la densidad de población, se puede utilizar para

calcular tamaños promedio referido a longitud, peso, etc. Dando lugar a los momentos de la distribución.

MOMENTOS DE UNA DISTRIBUCION.

Se define como "momentos" de una distribución, las relaciones de la distribución misma referida a diferentes bases, con el fin de poder evaluar ciertas propiedades de la distribución y esto es por la dificultad de resolver simultáneamente las ecuaciones de transferencia de masa, momentum y energía junto con la distribución de tamaños, por lo que se tiene que dar un manejo especial a las ecuaciones para que sean compatibles dimensionalmente. La función de distribución de población, se puede usar para calcular el tamaño de partícula promedio en la suspensión; por ejemplo promediándolo en base a población se obtiene:

$$L_{1,0} = \frac{\int_0^{\infty} L \ln(L) dL}{N_T} \quad 3.1.3.28$$

El tamaño de partícula promedio referido a longitud es:

$$L_{2,1} = \frac{\int_0^{\infty} L(\ln(L))dL}{\int_0^{\infty} \ln(L)dL} \quad 3.1.3.30$$

Refiriendo el tamaño de partícula promedio en base al área:

$$L_{3,2} = \frac{\int_0^{\infty} L(L^2n(L))dL}{\int_0^{\infty} L^2n(L)dL} \quad 3.1.3.31$$

Es obvio que una familia de posibles tamaños de partículas promedio, son generados por la relación de (i+1) para el momento i de la distribución para L=0. Entonces, si el momento i es definido como:

$$m_i = \int_0^{\infty} L^i n(L)dL \quad 3.1.3.32$$

Entonces un tamaño de partícula promedio es dado como la relación de cualesquiera dos momentos sucesores, por lo tanto, se puede generalizar obteniéndose la siguiente ecuación:

$$L_{i+1,i} = m_{i+1} / m_i \quad 3.1.3.33$$

Se puede decir que una propiedad de distribución empírica es aquella que puede ser integrada fácilmente para que las propiedades acumulativas puedan ser evaluadas y para que los promedios puedan determinarse en términos de momentos de la distribución. Estos momentos serán simplemente funciones de los parámetros de la distribución. Cualquier promedio (de tamaños referidos a longitud, área o masa) se puede representar por la ecuación generalizada:

$$L_{j,k} = (m_j / m_k)^{1/(j-k)} \quad 3.1.3.34$$

A continuación se desarrollarán las ecuaciones para obtener la distribución de tamaño de cristales producto, para el cristalizador del tipo de SUSPENSIÓN MEZCLADA CONTINUA, CON REMOVIDO DEL PRODUCTO MEZCLADO (MSMPR).

CRISTALIZADOR SUSPENSIÓN MEZCLADA CONTINUA, CON REMOVIDO DEL PRODUCTO MEZCLADO (MSMPR).

Este tipo de cristalizador presenta las siguientes características:

- Alimentación continua con cristales dispersos.
- Remoción de los cristales producto mezclados
- Rompimiento de cristales despreciable.
- Licor de alimentación claro.
- No hay clasificación de tamaños de cristal.
- Factor de forma uniforme.
- Crecimiento de los cristales independiente del tamaño.

En la figura C-4, se puede observar una representación del cristalizador MSMPR.

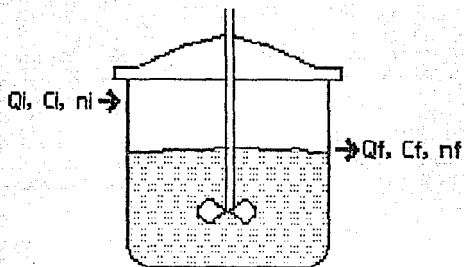


FIG. C-4.- REPRESENTACION DEL CRISTALIZADOR DEL TIPO SUSPENSION MEZCLADA CON ELIMINACION DEL PRODUCTO MEZCLADO (MISMPR)

Aplicando un balance de población de cristales en el cristalizador, se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$\text{Entrada del cristalizador} = Vn_1G_1\Delta t \quad 3.1.3.35$$

$$\text{Salida del cristalizador} = Vn_2G_2\Delta t \quad 3.1.3.36$$

Si la corriente de entrada contiene cristales semilla, con tamaño dentro del rango, entonces la distribución de tamaño a la entrada es:

$$Q_1 n_1 \Delta L \Delta t \quad 3.1.3.37$$

En donde:

Q_1 = velocidad de flujo volumétrico.

n_1 = densidad de población promedio en el rango L_1 y L_2 .

$\Delta L = L_2 - L_1$

La remoción de cristales en el mismo rango está dada por:

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene:

$$Vn_1 G_1 \Delta t + Vn_2 G_2 \Delta t = Qn_1 \Delta L + Vn_2 G_2 \Delta t$$

$$V(G_2 n_2 - G_1 n_1) = (Q_1 n_1 - Qn) \Delta L \quad 3.1.3.39$$

Para cuando $\Delta L \rightarrow 0$, Los valores promedio se hacen puntuales por lo que se obtiene:

$$\frac{Vd(Gn)}{dL} = (Q_1 n_1 - Qn) \quad 3.1.3.40$$

Para un sistema sin cristales semilla o para cuando se tienen estos de menor tamaño al rango de consideración, $n_1 = 0$, entonces:

$$\frac{Vd(Gn)}{Q \cdot dL} + n = 0 \quad 3.1.3.41$$

Definiendo el tiempo de residencia como : $\tau = V/Q$, entonces:

$$G\tau \frac{dn}{dL} + n = 0 \quad 3.1.3.42$$

Lo cual también aplica para flujo estacionario.

Si n^0 es igual a la densidad de población para partículas del tamaño de un embrión o cercano a cero, utilizando la condición a la frontera se obtiene:

$$\int_{n^0}^n \frac{dn}{n} = - \int_0^L \frac{dL}{G\tau} \quad 3.1.3.43$$

De donde:

$$n = n^0 \exp(-L/G\tau) \quad 3.1.3.44$$

La ecuación anterior representa la distribución de tamaño de los cristales producto. Estas ecuaciones aplican principalmente para el

cristalizador que utiliza el método de enfriamiento para obtener la sobresaturación. Analizando la ecuación 3.1.3.44, se puede observar que no es posible fijar G o τ independientemente en la práctica, debido a que la velocidad de crecimiento se determina directamente de la cinética de crecimiento, pero se puede fijar la masa y el flujo de energía; la cinética de nucleación y crecimiento determinarán la velocidad de crecimiento que existirá.

El parámetro de densidad de población de cristales del tamaño de un núcleo, se relaciona a la cinética de nucleación de la siguiente forma:

Sea la velocidad de nucleación:

$$B^{\circ} = \left. \frac{dN}{dt} \right|_{L \rightarrow 0} = \frac{dN^{\circ}}{dt} \quad (\text{núm./tiempo} \cdot \text{Vol.}) \quad 3.1.3.45$$

La velocidad de crecimiento G , puede ser dL/dt , entonces:

$$\frac{dN}{dt} \left|_{L \rightarrow 0} = \frac{dL}{dt} \frac{dN}{dL} \left|_{L \rightarrow 0} \quad 3.1.3.46$$

Pero:

$$\frac{dN^{\circ}}{dL} = \frac{dN}{dL} \left|_{L \rightarrow 0} = n^{\circ} \quad 3.1.3.47$$

Por lo tanto:

$$B^{\circ} = n^{\circ} G \quad 3.1.3.48$$

Si bien G permanece independiente del tamaño, por ejemplo si aplica la ley ΔL de Mc Cabe; se puede graficar la ecuación 3.1.3.44, $\ln n$ vs. L obteniéndose una recta con la ordenada al origen n° y pendiente $-1/G\tau$, por lo que se puede generalizar en las propiedades de distribución de tamaños, usando formas adimensionales, entonces, sea $y = n/n^{\circ}$ y $x = L/G$ (ambas adimensionales), sustituyendo en la ecuación 3.1.3.44, se obtiene:

$$y = \exp(-x) \quad 3.1.3.49$$

Siendo la ecuación para la distribución de población adimensional para el cristizador MSMPR.

De la definición de n de la ecuación 3.1.3.8, se puede obtener la ecuación para el número total de cristales:

$$N = \int_0^{\infty} n(L)dL = \int_0^{\infty} n^0 \exp(-L/G\tau) dL = n^0 G\tau \quad 3.1.3.50$$

La ecuación anterior es conocida como el momento "cero de la distribución" y representa el número de cristales en el volumen de consideración. Similarmente, otros momentos mayores, representan otras cantidades físicas pertenecientes a las variables que definen los cristales en un cristizador; el primer momento llamado longitud específica, L está dado por la suma de longitudes características de todos los cristales en la distribución. El segundo momento multiplicado por un factor de forma de área, representa el área específica de la distribución. El tercer momento multiplicado por un factor de forma volumétrico, representa el volumen específico de los cristales en la distribución. Si el tercer momento es multiplicado también por la densidad másica del cristal, el producto, será la masa específica de los cristales en la distribución. Las ecuaciones que representan los momentos mencionados se resumen a continuación:

LONGITUD ESPECIFICA TOTAL.

$$L_T = m_1 = \int_0^{\infty} L n^0 \exp(-L/G\tau) dL = n^0 (G\tau)^2 \quad 3.1.3.51$$

AREA ESPECIFICA TOTAL:

$$A_T = K_a m_2 = K_a \int_0^{\infty} L^2 n^0 \exp(-L/G\tau) dL = 2K_a n^0 (G\tau)^3 \quad 3.1.3.52$$

CONCENTRACION DE SOLIDOS TOTAL:

$$M_T = K_V m_0 \delta = K_V \delta \int_0^{\infty} L^n n^0 \exp(-L/G\tau) dL = 66 K_V n^0 (G\tau)^4 \quad 3.1.3.53$$

Es conveniente discutir estas ecuaciones en forma adimensional, para definir las fracciones acumuladas de número, longitud, área y masa. Usando la ecuación 3.1.3.49, se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$F = \frac{N}{N_T} = \frac{\int_0^{\infty} \exp(-x) dx}{\int_0^{\infty} \exp(-x) dx} = 1 - \exp(-x) \quad 3.1.3.54$$

$$L = \frac{L}{L_T} = \frac{\int_0^{\infty} x \exp(-x) dx}{\int_0^{\infty} x \exp(-x) dx} = 1 - \exp(-x)(1+x) \quad 3.1.3.55$$

$$A = \frac{A}{A_T} = \frac{\int_0^{\infty} x^2 \exp(-x) dx}{\int_0^{\infty} x^2 \exp(-x) dx} = 1 - \exp(-x)(1+x+\frac{1}{2}x^2) \quad 3.1.3.56$$

$$W = \frac{M}{M_T} = \frac{\int_0^{\infty} x^3 \exp(-x) dx}{\int_0^{\infty} x^3 \exp(-x) dx} = 1 - \exp(-x)(1+x+\frac{1}{2}x^2+x^3/6) \quad 3.1.3.57$$

Diferenciando las ecuaciones 3.1.3.54 a la 3.1.3.57, da como resultado:

$$y(x) = d/dx [1 - \exp(-x)] = \exp(-x) \quad 3.1.3.58$$

$$l(x) = d/dx [1 - \exp(-x)(1+x)] = x \exp(-x) \quad 3.1.3.59$$

$$a(x) = d/dx [1 - \exp(-x)(1+x^2/2)] = \frac{1}{2}x^2 \exp(-x) \quad 3.1.3.60$$

$$w(x) = d/dx [1 - \exp(-x)(1+x^2/2+x^3/6)] = \frac{1}{6}x^3 \exp(-x) \quad 3.1.3.61$$

El comportamiento de estas funciones se encuentra representado en la figura C-5.

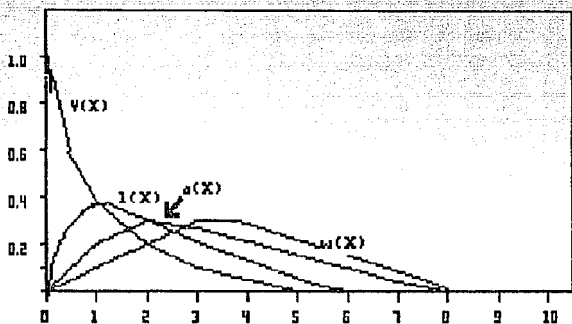


FIG. C-5.- FUNCIONES DE DISTRIBUCION DE NUMERO, LONGITUD Y AREA EN UN CRISTALIZADOR MSMPR.

Se requieren dos parámetros para especificar la distribución del cristizador MSMPR:

- COEFICIENTE DE VARIACION C.V.
- TAMAÑO PROMEDIO

El coeficiente de variación se puede definir como la medida de la amplitud o el tamaño relativo de la extensión de una distribución y se obtiene como la relación entre la desviación estandar y la media L_{med} . Para la función gamma el C.V. está dado por :

$$C.V. = (\sigma/L_{med}) * 100 = 100 / (a+1)^{1/2} \quad 3.1.3.62$$

El coeficiente de variación puede obtenerse de cualquiera de las ecuaciones de la 3.1.3.59 a la 3.1.3.61.

El tamaño promedio puede calcularse por las ecuaciones 3.1.3.29 a la 3.1.3.31. Estos promedios en base a población, longitud y área para la distribución exponencial son los máximos de las curvas de la figura c-5 y tienen valores de 1, 2 y 3 respectivamente. En forma adimensional siendo $x=L/G$, entonces:

$$\begin{aligned} L_{med1,0} &= G\tau & 3.1.3.63 \\ L_{med2,0} &= 2G\tau & 3.1.3.64 \\ L_{med3,0} &= 3G\tau & 3.1.3.65 \end{aligned}$$

Podría parecer que el tamaño promedio solo dependen de la velocidad de crecimiento y el tiempo de residencia, pero debido a restricciones del sistema, la velocidad de crecimiento esta intimamente ligada a la velocidad de nucleación y por lo tanto, el tamaño dominante esta determinado por las relaciones cinéticas de ambos fenómenos.

BALANCE DE MASA.

Para definir completamente el sistema para el cristalizador MSMPR, se tiene que hacer uso del balance de masa junto con el balance de población. Entonces se tiene que la velocidad a la cual el soluto deja el agua madre, debe ser igual a la cual el soluto se deposita en la fase sólida, entonces:

$$Q_i C_i - Q_o C_o = Q_o M_c \quad 3.1.3.66$$

La velocidad másica del cambio de fase es despreciable por ser muy pequeña la contribución debida a la nucleación, entonces $Q_o M_c$, puede igualarse a la velocidad de crecimiento en la superficie de las partículas suspendidas. Por lo tanto:

$$1/2GA_0V = Q_i C_i - Q_o C_o = Q_o C_o F \quad 3.1.3.67$$

En donde:

$$F = C_o F = (Q_i/Q_o) C_i - C_o \quad 3.1.3.68$$

Sustituyendo R_c , por la ecuación 3.1.3.56, se obtiene:

$$G = 2COF(\delta K \tau \int_0^{\infty} nL^2 dL) \quad 3.1.3.69$$

Se puede observar que la disminución de la concentración a través del cristalizador depende del tiempo de retención, así como de la energía de entrada.

Hay sistemas con una sobresaturación no agotada en la salida, denominándoseles sistemas clase I. Los sistemas que tienen una concentración de salida aproximadamente igual a la concentración de equilibrio C_{eq} , se les llama sistemas clase II y tienen un rendimiento por paso independiente del gasto. La ecuación 3.1.3.69 aplica para ambos sistemas y muestra que la velocidad de crecimiento es inversamente proporcional a la área superficial de los cristales en suspensión. Esta área está relacionada a la distribución de tamaños por la ecuación 3.1.3.56. La distribución de tamaños se determina con la velocidad de crecimiento G y la velocidad de nucleación B .

Debido a que el crecimiento de los cristales es función de la sobresaturación en forma lineal en la mayoría de los casos, la ecuación 3.1.3.69, se puede escribir como:

$$C_{out} = \frac{K'COF}{\tau \int_0^{\infty} nL^2 dL} \quad 3.1.3.70$$

En donde:

$$C_{out} = C - C_{eq} \quad \text{sobresaturación.}$$

En la figura C-6, se presenta un diagrama de flujo que sirve para observar la interrelación que existe, entre la sobresaturación, velocidad de crecimiento y densidad de población con respecto a la función de distribución de tamaños. Se puede utilizar como primera

aproximación $\delta C/\tau$, para iniciar cálculos, debido a que es una buena aproximación para los sistemas de clase II.

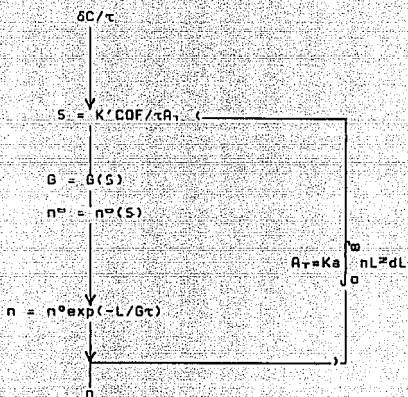


FIG. C-6.- INTERRELACION ENTRE VELOCIDAD DE CRECIMIENTO, VELOCIDAD DE NUCLEACION Y DISTRIBUCION DE TAMANO DE CRISTALES.

EQUIPO DE CRISTALIZACION.

CRISTALIZADOR DEL TIPO CIRCULACION FORZADA.

El funcionamiento de este equipo es por evaporación de la solución, haciendo que burbujee el vapor por dicha solución, y condensando el vapor en un condensador barométrico. Se utiliza con materiales que tienen una curva de solubilidad con forma plana o invertida y cuando el compuesto a cristalizar está en solución con otros componentes que forman escamas. Este tipo de cristalizador es el más utilizado y la capacidad va desde el nivel laboratorio de 2 ft hasta de 40 ft de diámetro. Además es el más económico inclusive cuando se requiere de bastante evaporación.

Se le utiliza para compuestos orgánicos e inorgánicos como: Cloruro de sodio, sulfato de sodio, carbonato monohidrato de sodio, ácido cítrico, urea y azúcar. Ver figura C-7.

CRISTALIZADOR TIPO SUSPENSION FLUIDIZADA.

Este tipo de cristalizador, opera por mezclado de una solución caliente fuertemente concentrada con una corriente de líquido que es bombeada al evaporador, en donde el solvente es evaporado adiabáticamente. El líquido sobresaturado entra en la cámara de suspensión en donde se forman y se mantiene fluidizados los cristales por agitación. Los cristales maduros se van extrayendo continuamente, los cristales finos se recirculan con la alimentación fresca.

Se le utiliza para el tratamiento de materiales burdos o toscos como son el sulfato de amonio, sulfato de níquel etc. Los cuales tienen una alta velocidad de sedimentación. Ver figura C-8.

CRISTALIZADOR CON MAMPARA Y TUBO DE TIRO.

Consta de dos zonas, una de ellas la agitada por una propela, por medio de la cual se hace que asciendan los cristales en crecimiento, hasta la otra zona de sedimentación; mientras el licor

madre es enviado a la succión del mezclador para unirse con la alimentación fresca. Los cristalizadores de este tipo, operan con un a suspensión de sólidos de 25 a 50% del volumen asentado aparente. La baja temperatura en la superficie en ebullición, así como la distribución uniforme creada por el patrón de circulación, minimiza la cristalización en las paredes del cristalizador extendiendo así el ciclo de operación.

El control de las partículas finas en el licor madre bombeado desde la zona de la mampara, permite la cristalización de productos como el sulfato de amonio, cloruro de potasio, urea, fosfato de amonio etc. en un rango de malla de 6 a 20. Ver figura c-9.

CRISTALIZADORES DEL TIPO REACTIVO.

Si a partir de una reacción surge un componente que cristaliza, es de mayor conveniencia llevar a cabo dicha reacción en un cristalizador, que en un reactor, siempre y cuando el proceso y las limitaciones del equipo lo permitan. La reacción se debe llevar a cabo en una suspensión líquida de cristales en crecimiento y el calor de reacción es removido por evaporación del agua, recirculando está agua una vez que se condensa para mantener el balance de agua. Los reactivos deben ser mezclados en un cristalizador de circulación forzada o del tipo de mampara con tubo de tiro, en donde se mezclan los reactivos en forma continua con un gran volumen de suspensión, para disminuir el gradiente de concentración (sobresaturación), creado por la reacción. Es conveniente eliminar el calor de reacción por evaporación del solvente, como un cristalizador del tipo evaporador convencional.

CRISTALIZADOR DEL TIPO SUPERFICIE ENFRIADA.

Es del tipo de circulación y consiste de un intercambiador de tubos y coraza, un cuerpo cristalizador, una bomba de circulación y tubería. Se bombea la suspensión de cristales en crecimiento a través de los tubos del cambiador y el cuerpo proporciona el tiempo de residencia necesario. Dentro del cristalizador hay una mampara, que sirve para separar las partículas finas para fines de control

de tamaño y densidad de suspensión. En el cambiador alrededor de los tubos, circula agua de enfriamiento o un medio refrigerante, el cual es vaporizado por el calor eliminado a través de los tubos.

Este tipo de cristizador es usado cuando se tiene un gran aumento en la temperatura del punto de ebullición o bien cuando es tan baja, que no es posible utilizar evaporación por medio de vacío. Se le utiliza para cristalizar cloruro de sodio a partir de soluciones cáusticas y clorato de sodio a partir de soluciones saturadas con cloruro de sodio. Ver figura C-10.

CRISTALIZADORES DE REFRIGERACION POR CONTACTO DIRECTO.

Es posible usar el cristizador de circulación forzada o el tubo de tiro, como un cristizador de refrigeración por contacto directo en aquellos casos que el material cristalice a baja temperatura, por lo que se puede incrustar en un cristizador de superficie enfriada convencional. En este tipo el refrigerante esta mezclado con la suspensión, por lo cual al enfriarse, vaporiza el refrigerante teniendose que recuperar y recircular este, para mantener una condición de operación continua. El refrigerante debe ser insoluble en las soluciones y tener características termodinámicas para minimizar la potencia requerida en el compresor. Este cristizador es usado para la cristalización de sosa cáustica hidratada, usando como refrigerante freón o propano.

Se le ha utilizado también en la cristalización del paraxileno con propano líquido como refrigerante (ver figura C-11).

CRISTALIZADORES TIPO INTERMITENTE POR VACIO.

Este tipo de cristizador es utilizado cuando se tienen pequeñas cantidades de material a cristalizar, la duración de un ciclo varia de 2 a 8 hrs. incluyendo el tiempo de llenado y vaciado del cristizador. Se utiliza también cuando se requiere de un rango amplio de enfriamiento y alto vacío, en este caso puede ser necesario emplear un eyector durante la etapa de enfriamiento.

CRISTALIZADOR DE TANQUE.

Este tipo de cristalizador puede ser de dos tipos: estático y agitado.

CRISTALIZADOR DE TANQUE ESTÁTICO.

El funcionamiento de este cristalizador consiste en bombear el licor madre caliente hacia el tanque en donde se le deja enfriar por medio de serpentines o chaqueta. El enfriamiento ocurre por convección natural o por radiación y el único movimiento que existe es el originado por la diferencia de densidades y los niveles de sobresaturación normalmente se elevan a valores muy altos favoreciendo la formación de cristales dendríticos y cristales conteniendo cantidades considerables de licor atrapado en pequeños huecos. En ocasiones se suspenden alambres dentro del licor con el fin de iniciar la nucleación.

La operación de estos cristalizadores así como el equipo involucrado es muy simple y no costosa, se utilizan cuando se tienen soluciones muy concentradas y de solubilidad normal.

Debido a que no se tiene suficiente información acerca de esta operación, no se puede controlar la nucleación en el cristalizador y la velocidad de enfriamiento varía de las pérdidas de calor con el medio ambiente, además si se utilizan serpentines como medio de enfriamiento se presenta formación de cristales en los mismos, por lo que se deben limpiar con frecuencia.

CRISTALIZADOR DE TANQUE AGITADO.

El cristalizador en sí es similar al anterior, solamente de que constará de un mecanismo de agitación aumentando la capacidad de cristalización y guiando además a un sistema de cristalización diferente, puede evitar incrustamiento (a) cuando se utilizan serpentines por el movimiento del fluido además favorece la nucleación.

8.- Como observación para materiales que tienden a adherirse en las paredes del tanque y el serpentín es conveniente tener una diferencia de temperatura en el rango de 5 a 10 F y el coeficiente de transferencia global puede ser de 50 a 200 BTU/hr ft²F.

El uso de este cristizador es mayor que en el de tanque estático, pero está restringido en su capacidad aplicandose en sistemas de velocidad de producción lenta, como pueden ser químicos finos y productos farmacéuticos.

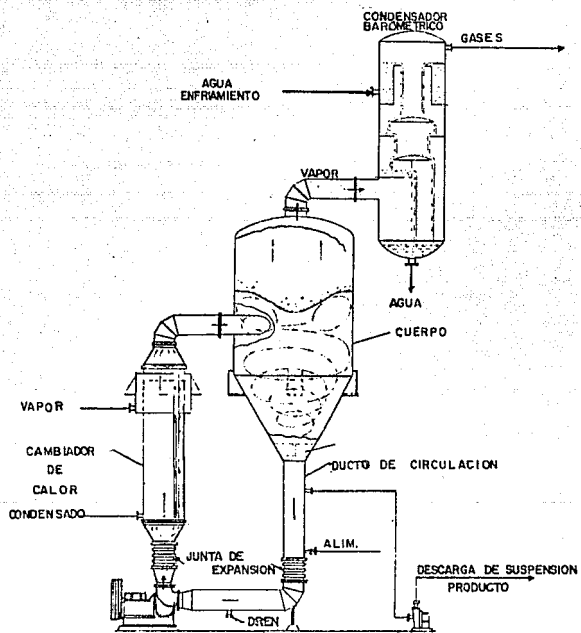


FIG. C-7 ... CRISTALIZADOR DE CIRCULACION FORZADA
" SWENSON "

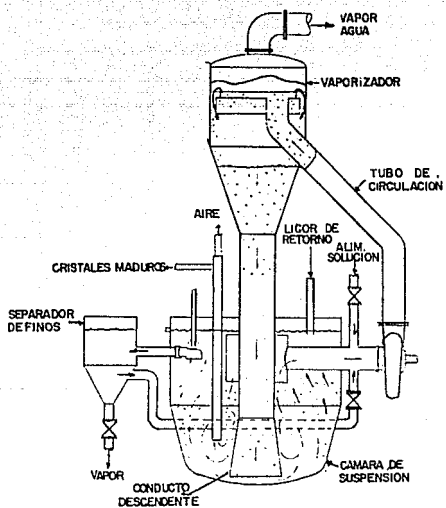


FIG. C- 8.- CRISTALIZADOR DE SUSPENSION FLUIDIZADA
" OSLO "

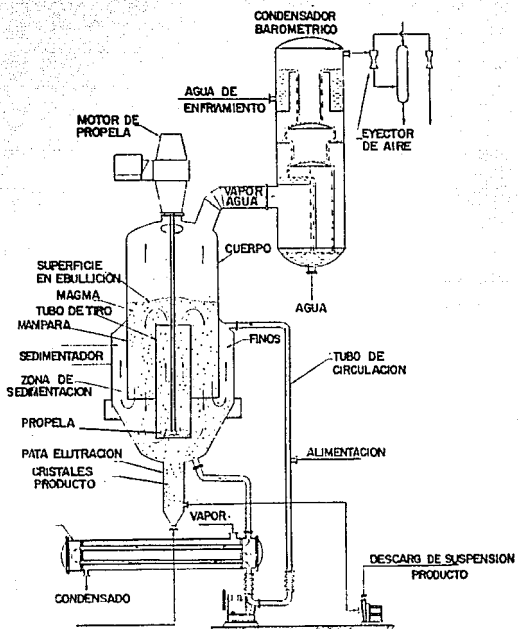


FIG. C-9...CRISTALIZADOR CON MAMPARA Y TUBO DE TIRO

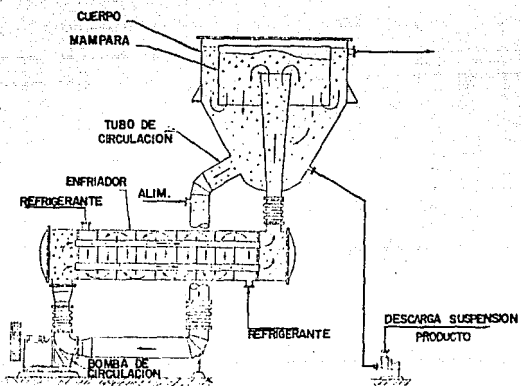


FIG. C-10._ CRISTALIZADOR DE SUPERFICIE ENFRIADA
" SWENSON "

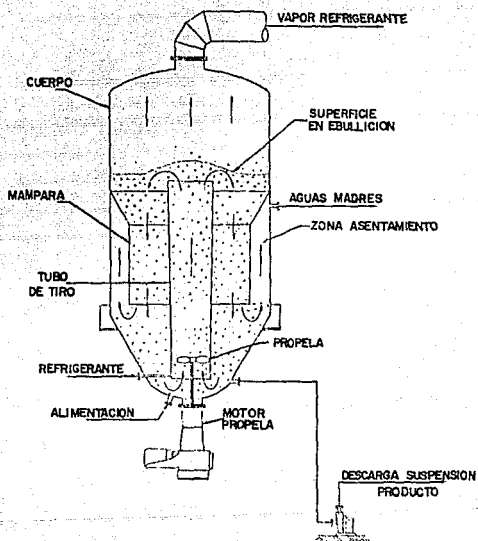


FIG. C-11._ CRISTALIZADOR DE REFRIGERACION
POR CONTACTO DIRECTO

3.1.4.-REACCION.

Se puede definir como reacción química a la reordenación de los átomos de una o varias sustancias para formar nuevas moléculas bajo condiciones apropiadas, denominándose el recipiente en donde se lleva a cabo ésto, Reactor.

Puede ser necesario para el logro de la reacción, introducir un tratamiento físico antes, durante o después de la misma para lograr las características necesarias de los reactivos y la separación de los productos. Las etapas de procesamiento físico son estudiadas por las operaciones unitarias de la Ingeniería Química, mientras que el proceso de reacción es estudiado por la Ingeniería de Reacción Química. Está es una rama de la Ingeniería Química que basándose de conocimientos reunidos de diferentes campos como son: Cinética Química, Termodinámica, mecánica de fluidos, transferencia de masa y energía etc. y mediante modelos apropiados explica los mecanismos de reacción, para ayudar en la elaboración del diseño de diferentes tipos de reactores. Para lo anterior se deben analizar los parámetros involucrados para cumplir con el objetivo de cualquier sistema de reacción: obtener la máxima conversión de reactivos a productos con el mínimo consumo de energía.

A continuación se exponen los conceptos básicos necesarios, para analizar algunos de los modelos existentes en el diseño de reactores.

TIPOS DE REACCIONES.

Se sabe que cuando ocurre una reacción, hay una liberación o absorción de energía, por lo tanto, cuando una reacción absorbe energía se le llama reacción endotérmica y en el caso inverso se le llama reacción exotérmica. También se pueden clasificar las reacciones químicas según la fase o las fases presentes durante el desarrollo de las mismas en:

-Reacciones heterogéneas.

Se define un sistema de reacción homogéneo, cuando se lleva a cabo en una fase solamente; y es heterogéneo cuando se presentan al menos dos fases para que se efectúe, no importando si los reactivos se encuentran en una fase o en varias. Además ambos tipos de reacciones pueden ser catalizadas por alguna sustancia cuya presencia en mínima cantidad, puede acelerar o retardar la reacción.

VELOCIDAD DE REACCION.

Se define como la razón de cambio en el número de moles de un componente referido a la unidad de volumen, masa, superficie del sistema. Por ejemplo, si se desea conocer la velocidad de reacción basada en la unidad de volumen del fluido reaccionante se da por:

$$r_i = 1/V \, dN_i/dt \quad 3.1.4.a$$

(moles de i formados)/(volumen de fluido * tiempo)

Basada en la unidad de masa de sólido en los sistemas sólido-líquido:

$$r_i' = 1/m \, dN_i/dt \quad 3.1.4.b$$

(moles de i formados)/(masa de sólido * tiempo)

Basada en la unidad de superficie de la interfase entre dos fluidos o la del sólido en el sistema gas-líquido:

$$r_i'' = 1/\sigma \, dN_i/dt \quad 3.1.4.c$$

(moles de i formados)/(superficie * tiempo)

Basada en el volumen de sólido en el sistema gas-sólido:

$$r_i''' = 1/V_s \, dN_i/dt \quad 3.1.4.d$$

(moles de i formados)/(superficie * tiempo)

A partir de la unidad de volumen del reactor, si es diferente de la velocidad basada en la unidad de volumen de fluido:

$$r_i = -1/V_r \frac{dN_i}{dt} \quad 3.1.4.e$$

(moles de i formados)/(volumen de reactor*tiempo)

De las definiciones anteriores se puede decir que la velocidad de reacción es función del estado del sistema:

$$r_i = f(\text{estado del sistema})$$

Siendo esta relación independiente de la definición de velocidad de reacción, por lo que se pueden igualar las definiciones anteriores, en donde lo único que cambiará son las constantes de proporcionalidad, por lo tanto, se obtiene la siguiente igualdad:

$$r_i = r_i' = r_i'' = r_i''' = r_i''''$$

O bien:

$$V_r r_i = v_r r_i' = \sigma_r r_i'' = v_r r_i''' = v_r r_i''''$$

La velocidad de reacción referida al reactivo A de la siguiente reacción simple:



Esta dada por:

$$-r_A = k C_A C_B \quad 3.1.4.1$$

En donde:

C_A y C_B = concentraciones de comp. A y B.
 k = coeficiente cinético de equilibrio.

El signo negativo se debe a que el reactivo A está desapareciendo, lo mismo sería para el reactivo B; para el producto C, la ecuación de velocidad de reacción estará dada por la siguiente expresión:

$$r_c = kC_A C_B$$

3.1.4.2

El coeficiente cinético de equilibrio se analizará posteriormente.

Se había mencionado anteriormente, que la velocidad de reacción es función del estado del sistema, es decir, está en función de tres variables (temperatura, presión y composición); de estas solo se requiere conocer dos, debido a que la tercera, se puede determinar fácilmente.

Para conocer la relación que existe entre la velocidad de reacción y la composición, se debe tener conocimiento de las relaciones estequiométricas que tienen lugar durante el transcurso de la reacción, así como el tipo o los tipos de reacciones que se presentan. Esto es debido a que muchas de las reacciones solo se conocen los pasos finales y no se tiene información suficiente de los pasos intermedios, como es el caso de las reacciones múltiples.

ORDEN DE REACCION.

El orden de reacción es el exponente al que se encuentran elevadas las concentraciones en la ecuación de velocidad de reacción y no necesariamente se relacionan con los coeficientes estequiométricos.

$$r_n = kC_A^a C_B^b \dots C_D^d$$

3.1.4.3

En donde: $a+b+c+\dots+d = n$ (orden global).

a, b, c, ..., d = ordenes respecto a los compuestos correspondientes.

Con la ayuda de la estequiometría y del número de reacciones que ocurren, se pueden determinar ecuaciones para cada reacción, con ordenes de 0, 1, 2 o fraccionarios. Estas ecuaciones son independientes y se resuelven de manera simultánea, pero en ocasiones se complica la solución, cuando son no lineales, por lo que se deberá analizar el problema utilizando las herramientas que proporciona la termodinámica.

SELECTIVIDAD.

En sistemas de reacción en donde se tienen varios productos y subproductos; siendo alguno de los productos de mayor interés respecto a los otros, es importante una relación de concentraciones llamada selectividad S . Se define como la relación de moles de un producto generadas respecto a las moles de otro producto o subproducto. La selectividad puede dividirse en:

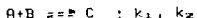
Selectividad puntual.- Moles producidas de un producto respecto a otro.

Selectividad global.- relación de concentraciones entre las especies que intervienen, y está muy relacionada con la conversión global, dependiendo en ocasiones del tiempo, debido a la conversión de alguno de los reactivos.

COEFICIENTE CINETICO k .

Es un coeficiente de proporcionalidad, llamado constante de velocidad de reacción específico, que depende principalmente de la temperatura, pero puede incluir otros efectos, como son los ocasionados por la naturaleza o extensión de la superficie en donde se lleva a cabo la reacción y los ocasionados por la concentración y naturaleza del catalizador.

Para un proceso de reacción homogénea elemental y no catalizada, como el de la siguiente reacción:



Se puede representar la dependencia de k con la temperatura mediante la ecuación encontrada por ARRHENIUS*:

$$k = Ae^{(-E/RT)} \quad 3.1.4.4$$

EN DONDE:

- A = factor de frecuencia de colisión molecular.
- E = Energía de activación de la reacción.
- R = Constante de los gases ideales.
- k = Coeficiente cinético.

Esta ecuación se obtuvo originalmente de consideraciones termodinámicas, además ajusta muy bien datos experimentales en un rango de temperaturas amplio. Cuando se tienen reacciones elementales reversibles lo suficientemente rápidas para alcanzar un equilibrio dinámico, la ecuación de VAN HOFF 2, establece que:

$$d \ln k / dT = \Delta H_o / RT^2 \quad 3.1.4.5$$

En donde:

ΔH_o = Cambio de entalpía al estado de referencia.

Los coeficientes de velocidad para el transcurso normal de la reacción y el reversible, k_1 y k_2 respectivamente, se pueden relacionar, para obtener la constante de equilibrio por la siguiente ecuación:

$$K = k_2 / k_1 \quad 3.1.4.6$$

Entonces la ecuación 3.1.4.5 se puede escribir:

*.- Revisar artículo S. Arrhenius, 2. Physik Chem. 4, 226 (1889)

$$\frac{d \ln k_2}{dT} - \frac{d \ln k_1}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad 3.1.4.7$$

En donde ΔH representa el cambio de entalpia en dos estados H_2 y H_1 :

$$\Delta H = H_2 - H_1 \quad 3.1.4.8$$

Suponiendo que se tiene una reacción exotérmica, habrá un incremento en la temperatura del sistema, por lo que es necesario remover la energía calorífica producida para evitar que la reacción se dispare en uno u otro sentido, con lo que se puede favorecer la producción de una mayor cantidad de subproductos o bien, la degradación de los productos de interés. Por lo anterior ΔH_0 , no será constante. Esto se puede observar con la ecuación 3.1.4.5, que integrandola se obtiene:

$$\ln(k_2/k_1) = -\Delta H_0/R (1/T_2 - 1/T_1) \quad 3.1.4.9$$

Como H_0 no es constante, se tendrá que evaluar partiendo de la forma polinomial del calor específico C_p :

$$C_p = a + bT + cT^2 \quad 3.1.4.10$$

En donde:

- C_p = Capacidad calorífica de (productos-reactivos).
- a, b, c = constantes específicas para cada sustancia.

Por lo tanto la ecuación 3.1.4.9, se convierte en:

$$\ln kT = -\Delta H_0/RT + \Delta a/R \ln T + \Delta b/2R T + \Delta c/6R T^2 + C \quad 3.1.4.11$$

Las constantes ΔH_0 y la de integración C, se obtienen al evaluar la ecuación 3.1.4.11, para dos temperaturas, dando por resultado, dos ecuaciones que se pueden resolver de manera simultánea.

CONSTANTE DE EQUILIBRIO K

La constante de equilibrio, se puede explicar en función de las actividades de reactivos y productos en el equilibrio, por ejemplo para la reacción:



La constante de equilibrio estará dada por la ecuación:

$$K = (a^c \cdot a^d) / (a^a \cdot a^b) \quad 3.1.4.12$$

En donde:

a^i = actividad del compuesto i referida a las condiciones de equilibrio de la reacción y se define como la relación de la fugacidad en el equilibrio f_i , respecto a la fugacidad en el estado estandar; por lo tanto se tiene:

$$a_i = f_i / f_i^\ominus \quad 3.1.4.13$$

Si se tiene un sistema gaseoso con comportamiento ideal, entonces, la fugacidad referida al estado estandar, es la unidad y además se puede explicar con la ley de gas ideal², con lo que se obtiene que la fugacidad es igual a la presión parcial, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$K = (f_C^c \cdot f_D^d) / (f_A^a \cdot f_B^b) = (P_C^c \cdot P_D^d) / (P_A^a \cdot P_B^b) \quad 3.1.4.14$$

En donde:

P_A, P_B, P_C, P_D = presiones parciales.

Suponiendo comportamiento de solución ideal, la fugacidad en el equilibrio f_i , se relaciona con la fugacidad del componente puro f'_i a la misma presión y temperatura por la ecuación:

$$f_i = f'_i y_i \quad 3.1.4.15$$

Sustituyendo esta ecuación, en la ecuación 3.1.4.14, se obtiene la ecuación para la constante de equilibrio, en términos de fugacidades de componentes puros y la composición de equilibrio de la mezcla:

$$K = \frac{(f'_C)^c (f'_D)^d}{(f'_A)^a (f'_B)^b} K_y \quad 3.1.4.16$$

En donde:

$$K_y = (y_C)^c (y_D)^d / (y_A)^a (y_B)^b \quad 3.1.4.17$$

$$K = K_p = \frac{(y_C P_C)^c (y_D P_C)^d}{(y_A P_C)^a (y_B P_C)^b} = K_y P_C^{(c+d)-(a+b)} \quad 3.1.4.18$$

La relación de composiciones K_y de la ecuación 3.1.4.17 puede determinarse, al evaluar la constante de equilibrio a partir de datos termodinámicos: en este caso la energía libre de GIBBS ΔG_0 , a una temperatura de referencia de 298 K. ΔG_0 se calcula de la siguiente ecuación:

$$\Delta G_0 = E_n G_{p0} - E_n G_{r0} \quad 3.1.4.19$$

En donde:

G_{p0} = energía libre de formación de productos.
 G_{r0} = energía libre de formación de reactivos.

Como se supone que la mezcla alcanza el equilibrio la energía libre de GIBBS, toma el valor mínimo posible a temperatura y

presión conocidas. Con el valor de G_0 se determina el valor de la constante de equilibrio K con la siguiente ecuación:

$$\Delta G_0 = \Delta H_0 - T \Delta S = -RT \ln K \quad 3.1.4.20$$

Una vez que se obtuvo la constante de equilibrio K , se puede calcular la constante K_y con la ecuación 3.1.4.16, calculandose a continuación la conversión o extensión de la reacción con la ecuación 3.1.4.17.

VELOCIDAD ESPACIAL Y TIEMPO ESPACIAL.

Existen otras variables que son de utilidad para el diseño de reactores: El tiempo espacial τ y la velocidad espacial $\#$. El tiempo espacial τ , es el tiempo necesario para procesar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor bajo ciertas condiciones de proceso, se tiene la siguiente relación:

$$\tau = 1/\# \quad 3.1.4.21$$

La velocidad espacial $\#$, es el número de volúmenes de la alimentación a ciertas condiciones, que pueden tratarse en la unidad de tiempo, midiéndose en volúmenes de reactor:

$$\# = 1/\tau \text{ (tiempo)}^{-1} \quad 3.1.4.22$$

Una velocidad espacial de $X \text{ hrs}^{-1}$, quiere decir que el volumen de alimentación a tratar en el reactor a cada hora (medido a ciertas condiciones), es igual a X veces el volumen del reactor. Un tiempo espacial de 2 min., quiere decir, que cada dos minutos se trata en el reactor, un volumen de alimentación a ciertas condiciones igual al volumen del reactor. El valor del tiempo o velocidad espacial dependerán del estado de agregación de la alimentación y de las condiciones de operación. La relación del tiempo y velocidad espacial con otras variables esta dada por:

$$\tau = 1/\# = CA_0V/FR_0 = V/v_0 \quad 3.1.4.29$$

En donde:

C_{A0} = moles entrada p/vol. alim.

V = Volumen de reactor.

v_0 = flujo volumétrico de la alimentación.

ECUACIONES DE VELOCIDAD DE REACCION.

En el diseño de reactores es necesario tener ecuaciones que proporcionen datos seguros de concentración en función del tiempo de cualquier sistema de reacción que se desee estudiar, así como ajustar los datos experimentales de forma apropiada. Por lo tanto se proponen mecanismos de reacción, los cuales al ser resueltos matemáticamente, se confrontarán con los datos experimentales para ver si es el modelo adecuado. Estos mecanismos consisten de una combinación de reacciones elementales sencillas que representan pasos intermedios de un sistema reaccionante. Aunque es necesario conocer el mecanismo de reacción, no siempre sirve para obtener la ecuación de velocidad de reacción; así como teniendo está, puede no dar información suficiente para establecer el mecanismo de reacción del sistema.

Los métodos principales con los que se pueden probar los mecanismos de reacción propuestos con los datos numéricos experimentales, son¹⁰:

Método de integración.- Consiste en comparar datos de concentración observados y predichos como función del tiempo. Esto se hace integrando la ecuación de velocidad para obtener la relación concentración - tiempo.

Método de diferenciación.- En este método se requiere de la diferenciación de los datos de concentración y

¹⁰- Para reacciones homogéneas en proceso intermitente y volumen constante.

tiempo para obtener una ecuación de velocidad, que se compara con la ecuación de velocidad propuesta.

En las referencias se puede obtener suficiente información de ecuaciones de velocidad para sistemas de reacción con diversos mecanismos de reacción propuestos, así como su resolución matemática para poder obtener concentraciones en función del tiempo que pueden facilitar el análisis de algún sistema.

TIPOS DE REACTORES.

Un reactor a nivel planta piloto debe ser capaz de duplicar resultados obtenidos en el laboratorio, en equipo de vidrio y además proporcionar datos que deberán servir como base para el diseño de reactores a gran escala; lo anterior no quiere decir que los resultados obtenidos a escala piloto puedan duplicarse a gran escala, puede ser posible, pero solamente después de realizar un programa extenso de análisis de las interacciones que existen entre las variables de diseño del reactor con las condiciones de operación del proceso y de las características físicas y químicas de los reactivos y productos.

Dentro de la versatilidad del reactor a nivel planta piloto se debe incluir: la habilidad de investigar reacciones, sus características básicas, consideraciones en el diseño y variables de proceso.

La existencia de infinidad de sistemas de reacción, hace necesario tener una gran variedad de reactores, esto es debido a que no existe un reactor que pueda atender todas las necesidades de cualquier sistema de reacción.

Entre los tipos más comunes de reactores, se pueden encontrar:

- Tanques (con o sin agitación).
 - Hervidores.
 - Autoclaves.
- Reactores tubulares.
- Intercambiadores de calor.
 - Columnas (con o sin agitación) de los tipos:

- Burbujeo.
- Con mamparas.
- Platos.
- Empacadas.
- Tipos especiales.
 - Bomba de reacción.
 - Película descendente.
 - Reactor fotoquímico.
- Celda electrolítica.
- Extrusión por presión.
- Transportador de tornillo.
- Reactores con catalizadores sólidos¹¹.
 - Diferencial.
 - De lecho fijo.
 - De transporte fluidizado.
 - De transporte fluidizado recirculado.
 - Agitado intermitente.
 - Tanque agitado continuo.
- Reactor fermentador o bioreactor.

A continuación se dan algunos aspectos de los tipos de reactores mencionados anteriormente.

REACTOR TIPO TANQUE AGITADO.

Se considera de flujo de mezcla completa, debido a que todos los elementos del fluido tienen la misma composición por lo tanto se debe tener un sistema eficaz de mezclado. El mezclado se puede llevar a cabo con agitadores, con sistemas de recirculación, con bombas etc.

Entre algunas ventajas del reactor tanque agitado se pueden mencionar:

¹¹- Para comparación de varios reactores con sistemas de reacción con sólidos, consúltese referencia (40). 833-840.

- Fácil control de temperatura cuando se tiene un buen sistema de mezclado evitando que se disparen fragmentos del sistema de reacción. Ej: (cerca de las paredes del serpentín o de la chaqueta de enfriamiento).
- Favorece las reacciones de orden de reacción bajo.
- Favorece ciertos tipos de distribuciones de peso molecular y tipos de copolímeros en reacciones de polimerización.
- Son económicos para volúmenes grandes y altos tiempos de contacto.
- El mezclado perfecto favorece la transferencia de masa y de calor.
- Se pueden suspender partículas de catalizador finas con una superficie de contacto muy eficiente para el sistema de reacción.
- Se puede adicionar o sustraer calor por medio de serpentines o chaquetas de calentamiento o enfriamiento, según sea el caso.

REACTORES TUBULARES.

Se construyen de un solo tubo o de varios en paralelo (tipo cambiador de calor). Los reactivos entran por un extremo del tubo y los productos salen por el otro extremo, con una variación continua en la composición durante el recorrido de la mezcla de reacción. Se tiene un buen control de temperatura en este reactor, proporcionando o sustrayendo calor, por medio de una chaqueta o coraza por donde circula un fluido de enfriamiento o calentamiento, según sea el caso.

Este reactor puede ser empacado con catalizador sólido o sólidos inertes. Su principal aplicación es para reacciones gaseosas por lo que se le usa para fraccionamiento de hidrocarburos, conversión de aire a NO y la oxidación de NO a NO_2 , por citar algunos ejemplos. Este reactor es deficiente en el manejo de reacciones líquido-gas debido a que no se tiene un mezclado uniforme, además presenta problemas de incrustamiento o ensuciamiento en las paredes del reactor.

REACTORES DE COLUMNA.

Estos reactores se construyen en forma de una estructura cilíndrica vertical, con una relación altura/diámetro alta. Son muy costosos y presentan cierta dificultad en predecir su funcionamiento. Son utilizados en sistemas de reacción gas-líquido. Las columnas pueden ser: empacadas, con mamparas y de platos.

Las columnas con mamparas son apropiadas para sistemas líquido-líquido, son menos costosas que si se tuvieran varios reactores tanque agitado en serie; requieren de poca agitación teniendo un buen mezclado gracias a las mamparas.

Las columnas empacadas son muy costosas, presentan difícil control de temperatura y remoción de calor, además no pueden manejar reacciones altamente exotérmicas. Tienen una mejor interfase de contacto que las columnas de burbujeo.

Las columnas de platos son usadas cuando se requiere de una buena separación gas-líquido y para alejar a la reacción de las condiciones de equilibrio. El costo de estas columnas, es mayor que las empacadas y son muy difíciles de diseñar.

REACTORES VARIOS.

Las bombas se pueden utilizar como reactores, para reacciones que se efectúan rápidamente debido a que el tiempo de residencia de los reactivos en la bomba, varía de 1 a 10 segundos.

Reactores de película descendente.- Son usados para reacciones muy rápidas entre gas y líquido, para disminuir la velocidad de reacción, debido a que en ocasiones la velocidad de difusión es más rápida que la velocidad de reacción; Este tipo de reactor presenta deficiencias en la transferencia de masa, área superficial de contacto limitada y en el mezclado.

Reactores fotoquímicos. - Pueden ser de varios tipos, lo cual depende de las características del sistema a reaccionar. Estos equipos constan de una fuente emisora de energía luminica que es la que va a iniciar la reacción y además se debe tener un sistema de mezclado eficiente para que la reacción sea uniforme. Por otra parte, es necesario eliminar el calor de reacción para evitar la formación de subproductos no deseados o bien la degradación de los productos.

-Reactores electroquímicos. - Estos reactores son conocidos como celdas electroquímicas que se pueden dividir en dos tipos:

-Celdas galvánicas. - que sirven para producir energía eléctrica como resultado de una reacción espontánea como son las baterías de los automóviles.

-Celdas electrolíticas. - estas celdas utilizan energía eléctrica para llevar a cabo reacciones como son las de descomposición de soluciones de sales de metales. La operación de las celdas consiste de reacciones que producen o consumen energía eléctrica, constan de electrodos (conductores eléctricos) y de sustancias electrolíticas (poco conductoras para evitar un corto circuito)¹².

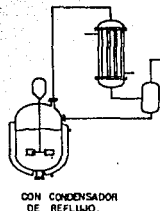
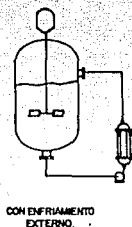
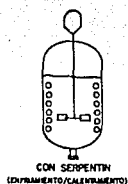
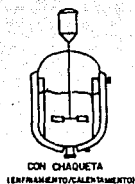
-Reactor fermentador o Bioreactor. - Este tipo de reactor consiste en un recipiente que generalmente es de acero inoxidable en donde se hacen reaccionar sustancias catalizadas por enzimas o bacterias mediante el proceso bioquímico de la fermentación. Este tipo de reactor es utilizado para producir infinidad de productos farmacéuticos y alimentos, por lo tanto se requiere de un buen control de las variables del proceso y contar con información

¹² - Para mayor información sobre este tipo de reactores, consultar ref. (10) pp 4-68.

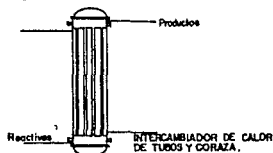
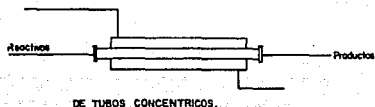
especializada del comportamiento de la cinética de reacción de los catalizadores (enzimas y bacterias), con respecto a esas variables¹³.

En la figura R-1 se pueden observar diagramas de algunos de los reactores mencionados anteriormente.

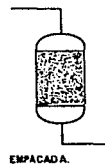
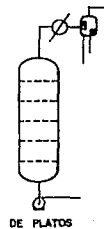
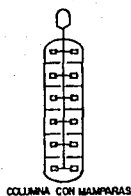
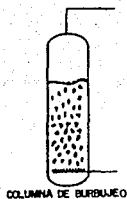
¹³.- Consultar referencia (34). pp112-129.



REACTORES TANQUE AGITADO



REACTORES TUBULARES



REACTORES DE COLUMNA

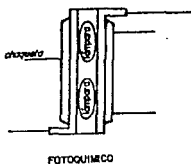
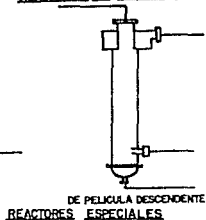
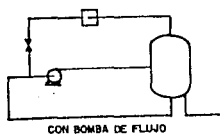


FIG. R-1.- DIAGRAMAS DE VARIOS TIPOS DE REACTORES

ECUACIONES DE DISEÑO PARA EL REACTOR TANQUE AGITADO.

El desarrollo del módulo de reacción que se elaborará en este trabajo contendrá el reactor del tipo tanque agitado; su elección se basó en las características que presenta éste en el manejo de reacciones homogéneas, así como la flexibilidad y versatilidad en su funcionamiento y control desde nivel laboratorio hasta nivel industrial. A continuación se revisarán las ecuaciones involucradas para el diseño del reactor. Este tipo de reactor puede ser operado en forma continua o intermitente y con condiciones de operación isotérmicas, adiabáticas y no adiabáticas.

REACTOR IDEAL INTERMITENTE O DISCONTINUO.

En esta sección se obtendrán, en base a un balance de masa, las ecuaciones básicas del reactor tanque agitado. Planteando el balance sobre el componente A en el reactor, además como no hay entrada ni salida de masa durante un tiempo determinado, se obtiene:

$$\text{ENTRADA} = \text{SALIDA} + \text{DESAPARICION} + \text{ACUMULACION} \quad 3.1.4.24$$

Por lo tanto la velocidad de desaparición del reactivo A, debida a reacción química en el reactor (con signo positivo), es igual a la velocidad de acumulación del reactivo A en el reactor (con signo negativo), o sea:

$$\begin{array}{l} \text{Desaparición de A} \\ \text{por reacción} \\ \text{(mol/tiempo)} \end{array} = (-r_A)V = \frac{\text{moles de A que reacc.}}{\text{tiempo} * \text{Vol. fluido}} * \frac{\text{Vol.}}{\text{de fluido}}$$

$$\begin{array}{l} \text{Acumulación de A} \\ \text{(mol/tiempo)} \end{array} = \frac{dN_A}{dt} = \frac{d(N_{A0}(1-X_A))}{dt} = -N_{A0} \frac{dX_A}{dt}$$

Por lo tanto se obtiene la ecuación:

$$(-r_A)V = N_{A0} \frac{dX_A}{dt} \quad 3.1.4.25$$

Integrando y reacomodando se obtiene:

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)V} \quad 3.1.4.26$$

Esta ecuación da el tiempo necesario para que se alcance una conversión X_A , en condiciones de operación isotérmicas o no isotérmicas; el volumen del fluido y la velocidad de reacción permanecen dentro de la integral, debido a que varían en el transcurso de la reacción.

Si la densidad del fluido permanece constante, se tiene que la ecuación 3.1.4.26, se reduce a :

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = - \int_0^{C_A} \frac{dC_A}{-r_A} \quad 3.1.4.27$$

Para el caso en que el volumen de la mezcla varía proporcionalmente con la conversión, por ejemplo las reacciones en fase gaseosa, con cambio en la densidad, se tiene que la ecuación 3.1.4.26 se convierte en:

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A V_0 (1 + E_A X_A)} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A) (1 + E_A X_A)} \quad 3.1.4.28$$

En donde:

X_A = conversión del compuesto A = $(C_{A0} - C_A) / C_{A0}$.

E_A = cambio fraccional en volumen, cuando hay conversión completa y cuando no la hay, es decir:

$$E_a = (V(x_{A=1}) - V(x_{A=0})) / V(x_{A=0})$$

Ejemplo: Para la reacción $A \longrightarrow B$; $E_a = (4-1)/1=3$. Por lo que E_a dependerá de la concentración inicial (pudiendo haber compuestos inertes), y de la estequiometría de la reacción.

Para poder evaluar la ecuación 3.1.4.28, es necesario conocer la variación de la velocidad de reacción con la temperatura, así como, la variación de la conversión con la misma.

REACTOR TANQUE AGITADO INTERMITENTE O SEMICONTINUO.

Las reacciones intermitentes y semicontinuas, son llevadas a cabo en reactores tanque agitado, debido a que estos procesos son de mayor flexibilidad que los procesos continuos por las siguientes razones:

- Se puede planear o programar la adición de la alimentación de los reactivos y la separación de los productos. (semicontinuo).

- Se puede programar la temperatura como una función del tiempo de contacto, con mayor facilidad que en un reactor de tipo continuo.

- El tiempo de contacto puede variarse en un rango mayor que para un reactor tubular de longitud fija.

- Se pueden producir pequeñas cantidades de producto.

Debido a la flexibilidad mencionada, es posible alterar la calidad de un producto, cambiar a un nuevo producto u grado del mismo e incrementar la capacidad con cambios en la programación de la alimentación sin tener que hacer cambios en el equipo. La operación intermitente y semicontinua es conveniente también para procesos que tienen varios grados de calidad en los productos, variación en demandas, productos lucrativos con vida corta y productos con especificaciones no usuales, o que requieren pruebas subjetivas; como es el caso de el sabor en la industria alimenticia.

REACTOR TANQUE AGITADO CON MEZCLADO COMPLETO.

Para obtener la ecuación de diseño, se parte de elaborar un balance de masa para un componente en un elemento de volumen del sistema representado en la figura R-3.

$$\text{entrada} = \text{salida} + \text{desaparición por reacc.} + \text{acumulación}$$

3.1.4.29

Considerando casi todo el volumen del reactor para el balance, se obtiene la ecuación 3.1.4.29. Siendo el flujo molar del componente A, $F_{A0} = V_0 C_{A0}$, en la alimentación y haciendo un balance global se obtiene:

$$\text{Entrada de A} = F_{A0}(1 - X_{A0}) = F_{A0} \text{ moles/tiempo}$$

$$\text{Salida de A} = F_A = F_{A0}(1 - X_A) \text{ moles/tiempo.}$$

$$\text{Desaparición de A por reacción} = (-r_A)V = \frac{\text{moles de A que reacc.}}{\text{tiempo} * \text{vol. fluido react.}} * \text{Vol.}$$

Sustituyendo en la ecuación 3.1.4.29, se obtiene:

$$F_{A0}X_A = (-r_A)V$$

Poniendo en términos del tiempo y velocidad espacial, resultan las siguientes ecuaciones:

$$\frac{V}{F_{A0}} \frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{X_A}{(-r_A)} = \frac{X_A}{-r_A} \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}(-r_A)} \quad 3.1.4.30$$

$$\tau = \frac{1}{\phi} \frac{V}{V_0} \frac{V C_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} X_A}{(-r_A)} \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)} \quad 3.1.4.30a$$

En donde X_A y r_A se evalúan a las condiciones de salida, siendo las mismas que operan dentro del reactor.

Para sistemas de densidad constante se puede reescribir las ecuaciones 3.1.4.30 y 3.1.4.30a en función de concentraciones de la siguiente forma:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}(-r_A)} \quad 3.1.4.31$$

$$\tau = \frac{V}{v} = \frac{C_{A0}X_A}{(-r_A)} = \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)} \quad 3.1.4.31a$$

Con las ecuaciones anteriores se tiene la relación entre X_A , $-r_A$, V y F_{A0} ; entonces conociendo tres variables cualesquiera, se puede evaluar la cuarta variable.

Partiendo de las ecuaciones 3.1.4.30 a 3.1.4.30a, se puede obtener el tiempo espacial requerido, ya sea por medio de alguno de los métodos gráficos mencionados o por integración analítica, solo es necesario sustituir la expresión de velocidad de reacción, para poder obtener la solución.

MODELO DE FLUJO SEGREGADO (modelo de distribución de tiempos de residencia).

Este modelo hace la suposición de que una corriente de flujo, está formada de varios elementos de fluido, cada uno de los cuales tiene su propio tiempo de residencia; es decir, al tener agitación y por consiguiente, un buen mezclado en el reactor, los elementos de flujo se dispersan y por lo tanto no se puede asegurar, que tengan el mismo tiempo de residencia, debido a que viajan a lo largo del reactor y se supone que no hay entremezclado de los elementos hasta después de la agitación. Entonces para el reactor tanque agitado, se obtiene una distribución de tiempo de residencia del tipo exponencial, mientras que para el reactor del tipo tubular flujo tapón, no hay distribución de tiempo de residencia, debido a que se considera que no hay mezclado y por lo tanto el tiempo de residencia se considera constante para todos los elementos.

Sea J la fracción de elementos de fluido con un tiempo de residencia igual o menor a t (tiempo), cada uno de estos elementos tienen distinto tiempo de residencia. Ahora suponiendo

que se alimenta una sustancia trazadora en el intervalos de Δt y concentración $C_0=0$ a $t=0$, el balance para el trazador es:

$$\begin{array}{rcc} Q C_0 t_0 & - & Q C_t = V \Delta C \\ \text{Entrada} & & \text{salida} \quad \text{acumulación} \end{array}$$

Dividiendo entre Δt y tomando límites se obtiene:

$$Q(C_0 - C) = V dC/dt \quad 3.1.4.32$$

Con la condición inicial a $t=0$ y $C=0$, se obtiene:

$$C = C_0(1 - e^{-Q/V \Delta t})$$

Sea $C/C_0 = J$ y haciendo $\theta = V/Q$, se obtiene:

$$J = (1 - e^{-(t/\theta)}) \quad 3.1.4.33$$

Para medir la concentración promedio del reactivo, esta sería la suma de cada uno de los elementos, con su tiempo de residencia único, es decir:

$$C^* = \int_0^1 C dJ \quad 3.1.4.34$$

Para resolver la ecuación anterior analíticamente, se debe expresar C como función del tiempo de residencia, y dJ se expresa en función del tiempo de residencia es decir la ecuación 3.1.4.33. La fracción de moléculas en el intervalo de tiempo de residencia $d(t/\theta)$, se tiene:

$$dJ = d(t/\theta) e^{-(t/\theta)} \quad 3.1.4.35$$

Ahora substituyendo C y dJ en la ecuación 3.1.4.34, para el caso de una reacción de primer orden en un reactor tanque agitado continuo, además teniendo las condiciones: a $J=0$, $(t/\theta)=0$ y a $J=1$, $(t/\theta)=\infty$, para obtener lo siguiente:

$$C = C_0 e^{(-kt)}$$

$$C = \int_0^{\infty} e^{(-kt)} e^{(-t/\theta)} d(t/\theta) \quad 3.1.4.36$$

Integrando:

$$C^* = \frac{C_0}{\theta} \frac{1}{k + 1/\theta} = \frac{C_0}{1 + k\theta} \quad 3.1.4.37$$

MODELO DE FLUJO NO SEGREGADO (Modelo de balance de masa).

Considerando un reactor tanque agitado continuo, por definición, la concentración del efluente debe ser igual a la concentración promedio dentro del tanque. Suponiendo mezclado perfecto y además flujo y reacción química estacionarios; mediante un balance de masa se obtiene:

$$QC_0 = QC^* + VkC^{\alpha} \quad 3.1.4.38$$

En donde:

α = orden de reacción.

Para un orden de reacción de $\alpha = 1$ y $\theta = V/Q$; se tendrá la misma ecuación 3.1.4.37, obtenida por el modelo de flujo segregado; esto es debido a que el grado de conversión para este orden de reacción, depende solamente del tiempo de contacto y no de la interacción de las moléculas, producida por macro o micromezclado.

Para ordenes de reacción menores a la unidad, el modelo de flujo no segregado predice una conversión más alta, que la predeciría el de flujo segregado. Para ordenes de reacción mayores de la unidad, el modelo de flujo segregado, predice un grado de conversión alto.

La obtención de las ecuaciones para uno u otro modelo, se hace partiendo de seleccionar la ecuación apropiada de concentración en función del tiempo de las tablas de velocidad de reacción que se encuentran reportadas en la literatura, sustituyéndose en la ecuación 3.1.4.34, para cuando se use el modelo de flujo segregado y en la ecuación 3.1.4.38 para el modelo de flujo no segregado.

REACTORES CON OPERACION NO ISOTERMICA.

Los reactores con temperatura de operación no constante se dice que son no isotérmicos y se les puede dividir en dos grupos:

REACTORES ADIABATICOS (sin intercambio de energía con los alrededores).

REACTORES NO ADIABATICOS (con intercambio de energía con los alrededores).

A continuación se da una descripción de los modelos desarrollados en la literatura para el diseño de los mismos:

REACTORES ADIABATICOS.

La operación adiabática en los reactores tanque agitado continuo e intermitente es de uso común, debido a que se puede manipular la reacción con el fin de obtener cierta selectividad requerida o simplemente aprovechar el calor de reacción en la reacción misma, como ocurre en algunos reactores comerciales, excepto en los casos de reacciones de procesos de isomerización en donde el calor de reacción es considerado despreciable. Ver figura R-2.

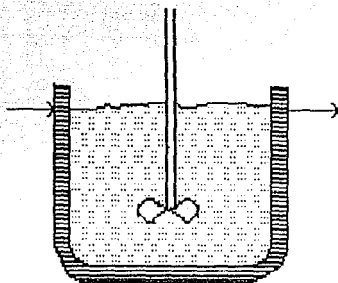


FIG. R-2.- REACTOR TANQUE AGITADO CON OPERACION ADIABATICA

Para la obtención de las ecuaciones de diseño de reactores operados adiabáticamente, se hará uso de uno de los postulados de la Primera Ley de la Termodinámica¹⁴:

$$E_1 - E_2 + E_3 = E_4 \quad 3.1.4.39$$

En donde:

E_1 = Energía de entrada al elemento de volumen.

E_2 = Energía de salida del elemento de volumen.

E_3 = Energía transferida de los alrededores al elemento de volumen.

E_4 = Acumulación de energía dentro del elemento de volumen.

¹⁴.- La energía total de cualquier sistema y sus alrededores se conserva y se representa por:

$$U = Q - W$$

Para un proceso intermitente la ecuación anterior se reduce a:

$$\begin{array}{l} \text{Energía transferida} \\ \text{de los alrededores al} \\ \text{elemento de volumen.} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Acumulación de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del elemento de vol.} \end{array} \quad 3.1.4.45$$

La ecuación 3.1.4.39, representa el balance de energía y para la obtención de las ecuaciones de diseño es necesario plantear la ecuación del balance de masa para poder resolverlas conjuntamente.

Dependiendo del tipo de operación del sistema de reacción (intermitente o continuo), serán las condiciones iniciales que se establecerán para la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales obtenidas de los balances de masa y energía; La resolución puede llevarse a cabo de forma algebraica, gráfica o numérica por medio de algún método numérico apropiado (Ej: RUNGE KUTTA, EULER, etc.).

De la ecuación 3.1.4.39 se puede concluir que las Energías de:

$$\begin{array}{l} \text{entrada - salida + generada - transferida} \\ \text{o cons.} \end{array} = \begin{array}{l} \text{acumulada} \\ \text{3.1.4.41} \end{array}$$

Siendo cada una de las contribuciones lo siguiente:

$$\text{Energía de entrada} = C_p(T_f - T_r)$$

$$\text{Energía de salida} = C_p(T - T_r)$$

$$\text{Energía generada o}$$

$$\text{consumida por reacc.} = (-\Delta H_r)rAV$$

$$\text{Energía transferida} = AT U(T - T_w)$$

$$\text{Energía acumulada} = V C_p dT/dt$$

Sustituyendo en la ecuación 3.1.4.41a se obtiene :

$$\underbrace{6C_p(T_f - T_r)}_1 - \underbrace{6C_p(T - T_r)}_2 + \underbrace{(-\Delta H_r)rAV}_3 - \underbrace{AT U(T - T_w)}_4 = \underbrace{V 6C_p \frac{dT}{dt}}_5 \quad 3.1.4.42$$

Esta ecuación junto con la del balance de masa (que a su vez depende de la velocidad de reacción del sistema que se trate), se deberán resolver ajustandolas al tipo de operación que se lleve a cabo.

OPERACION ADIABATICA REGIMEN PERMANENTE.

Cuando se tiene un sistema de reacción con operación adiabática y régimen permanente los términos 4 y 5 de la ecuación 3.1.4.42 se igualan a cero por lo que queda:

$$\delta C_p(T_f - T_r) - \delta C_p(T - T_r) = (-\Delta H_r) r_A V$$

Combinando con la ecuación del balance de masa 3.1.4.25 se obtiene:

$$dX_A/dt = -V/N_{A0} r_A \quad \text{y} \quad N_{A0} = V_0 C_{A0} \quad \text{a} \quad V = \text{cte.}$$

De donde:

$$dX_A/dt = -V/V_0 C_{A0}; \quad V_0 C_{A0} dX_A/dt = -r_A V = f(T, X) = y'$$

Sustituyendo:

$$C_p dt = -\Delta H_r (V_0 C_{A0}) dX_A$$

Integrando y suponiendo C_p independiente de la temperatura:

$$T - T_0 = \frac{-\Delta H_r (V_0 C_{A0})}{\delta C_p} (X - 0) \quad 3.1.4.43$$

Esta ecuación se puede resolver con un método numérico, por ejemplo el método de RUNGE KUTTA; Este método consiste en definir un número (i) de incrementos (h) en una de las variables (en este caso X), y hacer las evaluaciones indicadas en la función 3.1.4.46 en las ecuaciones 3.1.4.25 y 3.1.4.43 para obtener la otra variable (T).

$$y_{i+1} = y_i + h/6(L_{1i} + 2L_{2i} + 2L_{3i} + L_{4i}) \quad 3.1.4.44$$

En donde:

$$L_{1i} = f(X_i, Y_i)$$

$$L_{2i} = f(X_i + 1/2h, y_i + 1/2hL_{1i})$$

$$L_{3i} = f(X_i + 1/2h, y_i + 1/2hL_{2i})$$

$$L_{4i} = f(X_i + h, y_i + hL_{3i})$$

Cuando la variación del C_p respecto a la temperatura es despreciable, la ecuación 3.1.4.43, se comporta de forma casi lineal, lo cual se puede observar en la figura R-3, en donde se presentan para reacciones endotérmicas y exotérmicas; las líneas son denominadas líneas de operación adiabática del reactor. También se puede observar que al aumentar la concentración de inertes se provoca que el C_p aumente y por lo tanto las líneas se aproximan más a la línea perpendicular que representa el caso isotérmico.

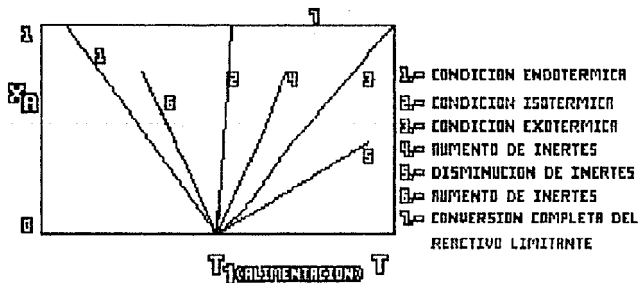


FIG. R-3.- REPRESENTACION DE LAS LINEAS DE OPERACION ADIABATICA.

OPERACION NO ADIABATICA REGIMEN PERMANENTE.

En la figura R-4 se observa una representación de este tipo de operación, en donde existe intercambio de energía calorífica con los alrededores por lo tanto, el término 4 de la ecuación 3.1.4.42, tiene un valor diferente de cero como en el caso adiabático. El intercambio de energía con los alrededores puede ser: adicionando, eliminando o de perdidas del sistema. El término 5 es nulo por estar el sistema a régimen permanente por lo que queda la siguiente ecuación:

$$\delta C_p(T_f - T_r) - \delta C_p(T - T_r) + (-\Delta H_r)r_A V - A_T U(T - T_w) = 0 \quad 3.1.4.45$$

Ahora suponiendo una reacción del tipo $A \longrightarrow B$, k_1 , 1er orden, entonces las ecuaciones del balance de masa y de velocidad de reacción siendo respectivamente:

$$Q(C_A - C_{A0}) - r_A V = 0$$
$$r_A = -dC_A/dt = k_1 C_A$$

Además: $X_A = (C_A - C_{A0})/C_A$, sustituyendo r_A y X_A en la ecuación del balance de masa y reorganizando se obtiene:

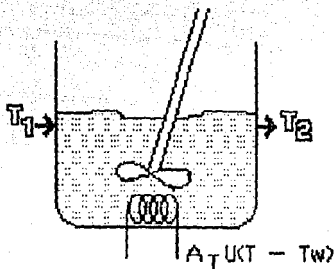


FIG. R-4.- REPRESENTACION DEL REACTOR TANQUE AGITADO
CON OPERACION NO ADIABATICA Y REG. PERMANENTE

$$X_A = k_1(1-X_A)\theta \quad 3.1.4.46$$

Siendo $\theta = V/Q$. El balance de energía se puede ordenar suponiendo que el C_p no varía con la temperatura en:

$$\delta C_p(T_f - T) + (-\Delta H_r)k_1(1-X_A)\theta - A_T U(T - T_w) = 0$$

$$(T_f - T) + \frac{(-\Delta H_r)k_1(1-X_A)\theta - A_T U(T - T_w)}{\delta C_p} = 0$$

3.1.4.47

Las ecuaciones 3.1.4.46 y 3.1.4.47 se resuelven en forma gráfica o numérica como ya se ha visto.

Las ecuaciones de los balances de masa y energía para las operaciones adiabáticas y no adiabáticas se pueden representar gráficamente para hacer un análisis en cuanto a selectividad, conversión y estabilidad del sistema de reacción.

En la figura R-5 se pueden observar para reacciones irreversibles los siguientes casos:

Las líneas rectas representan los balances de energía y las curvas los balances de masa. La línea AB ocurre cuando el calor de reacción no es suficiente para obtener una concentración alta, obteniéndose el punto H. La línea AD sucede cuando el calor de reacción es tan alto, que hay una elevación de temperatura considerable y la conversión es casi completa. La línea AC presenta tres intersecciones con la curva del balance de masa en los puntos E, F y G siendo los puntos E y G de equilibrio estable y el punto F de equilibrio metaestable, debido a que al menor cambio en la temperatura, el equilibrio se moverá a los puntos de equilibrio estable E o G. Si la mezcla de reacción puede elevarse en su temperatura por arriba de los puntos mencionados, se considera que ocurrirá una conversión del 100% y una selectividad alta.

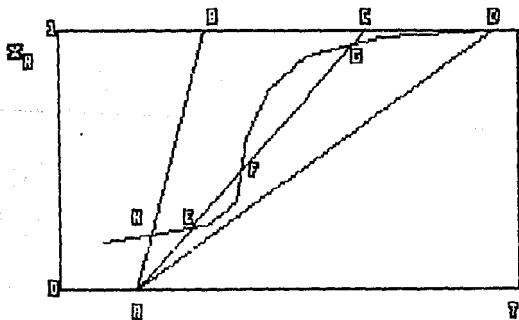


FIG. R-5.- REPRESENTACION GRAFICA DE LAS ECUACIONES DE LOS BALANCES DE ENERGIA Y MASA PARA REACCIONES EXOTERMICAS IRREVERSIBLES.

Para las reacciones exotérmicas reversibles ocurren los casos mostrados en la figura R-6, siendo similares a los de la figura R-5 con excepción en las conversiones obtenidas en los puntos D (conversión máxima) y F en donde habrá disminución de concentración al aumentar la temperatura más allá de la temperatura del punto D.

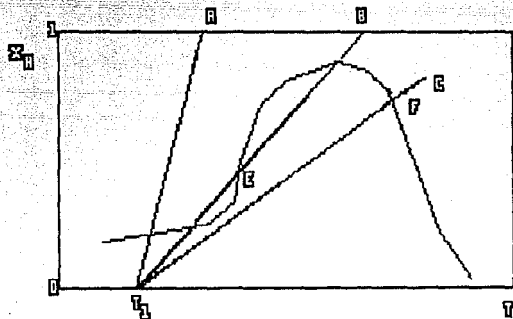


FIG. R-6.- REPRESENTACION GRAFICA DE LAS ECUACIONES DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGIA PARA REACCIONES EXOTERMICAS REVERSIBLES

3.2.1.- FUNDAMENTOS DE DISEÑO PARA EL AGITADOR.

El diseño de un sistema de agitación depende principalmente de las necesidades de proceso, así como de las propiedades físicas de las sustancias a agitar o mezclar, es por esto que se carece de una metodología bien establecida para el diseño y por lo tanto se basa en estudios experimentales y en correlaciones producto de los mismos estudios. En esta sección se tratará de proporcionar un procedimiento a seguir para el diseño de un sistema de agitación así como una secuencia de cálculo.

Información necesaria:

- 1.- Numero de fases a manejar.
- 2.- Propiedades físicas y químicas del o los componentes de la mezcla a agitar.
 - viscosidad.
 - gravedad específica.
 - volumen a manejar.
 - temperatura.
 - Tamaño de partícula para sólidos.
 - Velocidad terminal de las partículas.
- 3.- Nivel de agitación de acuerdo a la tabla 3.1 de la sección 3.1.1.
- 4.- Velocidad de agitación del agitador.- Está se debe seleccionar de acuerdo a estándares que existen relacionados con la potencia del motor inversamente con el volumen a manejar, es decir a pequeños niveles corresponden velocidades de agitación altas (125-230 rpm) y a grandes volúmenes corresponden velocidades bajas (16.5-37 rpm).
- 5.- Selección del tipo de agitador que cubra los requerimientos de agitación partiendo de la información bibliográfica o de la mostrada en la sección 3.1.1.
- 6.- Dimensión y forma del tanque a utilizar.

- 7.- Si el proceso requiere del uso de mamparas especificar el número y sus dimensiones.

Se analizó la información bibliográfica y se encontraron tabulaciones de relaciones de potencia, nivel de agitación, volumen y velocidad del impulsor refs.(31, 37), pero estas tabulaciones pueden ser generadas o calculadas para condiciones similares mediante la siguiente secuencia de cálculo.

SECUENCIA DE CALCULO PARA AGITADORES DE TURBINA.

1.- Datos:

- V = volumen [gal].
 Sg = gravedad específica.
 μ = viscosidad [cp].
 N = velocidad del impulsor [rpm].
 La = nivel de agitación [adim].

2.- Cálculo de:

- D = 6.65 $V^{1/3}$ [Información].
 U_{bin} = 6(La-0.5) [adim.].
 A = 0.005454 D² [Información²].
 Q = U_b*A

igualando y despejando T de las ecuaciones 3.1.1.17 y 3.1.1.18 se obtiene:

$$T^* = \left[\frac{131.95 (La-0.5) D^{2/5}}{N} \right]^{2/5}$$

- 4.- $N_{ME} = (10.7 T^* N Sg) / \mu$
 5.- Corrección por la relación de diámetros del impulsor y del tanque ecuación 3.1.1.23:
 $N_{ME}^* = N_{ME} (0.394 D / T)^{1/2}$
 6.- Cálculo del número de propulsión N_{QD} con las ecuaciones 3.1.1.20 y 3.1.1.24.
 7.- Calcular T de la ecuación 3.1.1.21.
 8.- Si $ABS|T-T^*| > \text{TOLERANCIA}$

- $T^* = T$ y volver al paso 4.
- 9.- Recalcular el N_{Re}
 - 10.- Calcular el factor de corrección de viscosidad f_m con las ecuaciones 3.1.1.15 a 3.1.1.17.
 - 11.- Calcular la potencia con ecuación 3.1.1.13, seleccionando el motor según catálogos de fabricante con una potencia mayor al calculado.
 - 12.- Se recalcula el diámetro del impulsor con la potencia obtenida con la ecn. 3.1.1.13. La relación entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque debe estar en el rango de $0.2 < T/D < 0.7$.
 - 13.- La altura a la que debe estar el agitador del fondo del tanque la cual se recomienda que sea de hasta un 40% del diámetro del agitador.

3.2.2.- FUNDAMENTOS DE DISEÑO DEL ASENTADOR.

El diseño de un sedimentador, clarificador o espesador debe iniciarse con la definición de la siguiente información:

1.- Especificaciones de los componentes de la suspensión en la alimentación.

- Densidad.
- Viscosidad.
- Tamaño de partícula.
- Velocidad de sedimentación.
- Concentración.
- pH
- Naturaleza (corrosividad, toxicidad).

2.- Información experimental (opcional).

Para agilizar el diseño de un sedimentador es conveniente contar con información experimental y bibliográfica sobre la sedimentación en el laboratorio de las suspensiones de interés, como la contenida en la tabla 3.2.1 ¹³, en la que se muestran algunas condiciones de operación y criterios típicos de diseño.

3.- Especificaciones requeridas en las corrientes de salida:

- Concentración del licor.
- concentración de lodos.

4.- Especificaciones con respecto al sedimentador.

- tipo de proceso (continuo o intermitente).
- Tipo de sedimentador y características especiales de diseño.
- Materiales de construcción.
- Especificación de accesorios y equipo auxiliar.

5.- Especificaciones con referencia al sitio.

- Localización, área, elevación disponible, accesos y obstáculos.
- Disponibilidad de servicios.
- Regulación y métodos de depósito de efluentes.

- Costo de potencia y disponibilidad.
- .6. - Ingeniería básica y de Detalle.
 - Elaboración de diagrama de flujo.
 - Balance de masa.
 - Cálculo de velocidad de sedimentación ecn. 3.1.2.9.
 - Cálculo de área requerida para clarificación ecn. 3.1.2.14.
 - Cálculo de volumen de zona de compresión con la ecuación:

$$L_c = 1333 V t_u / (A_u w)$$

En donde:

L_c = profundidad de zona de comp.

A_u = área unitaria [ft²/ton/día].

t_u = tiempo de compresión.

V = volumen medio de pulpa.

w = peso de sólidos [gr].

Según la experiencia L_c debe ser menor a 3 ft

- Cálculo de volumen total del sedimentador.
- Diseño mecánico de acuerdo al código ASME

3.2.3.- FUNDAMENTOS DE DISEÑO DEL CRISTALIZADOR

El cristalizador es solo una parte de un sistema de cristalización, por lo tanto el diseño de este sistema requiere de especificaciones completas que dependerán de las sustancias que se deseen cristalizar, el tipo de cristalizador, de los accesorios que se requieren para operarlo y del sitio en donde se instalará y operará. Por lo tanto se debe reunir la siguiente información para llevar a cabo un diseño confiable:

A.- Especificaciones con respecto a la sustancia que se cristalizará:

- 1.- Nombre, fórmula y pureza del producto a cristalizar.
- 2.- Producto requerido, cantidad, pureza y tamaño de los cristales.
- 3.- Composición de licor de alimentación incluyendo impureza y su efecto en los cristales.
- 4.- Curvas de solubilidad y sobresaturación.
- 5.- Distribución de tamaño de cristales y/o cinética de cristalización.
- 6.- Las siguientes propiedades físicas:

- Calores específicos de soluciones y cristales.
- Gravedad específica de soluciones y cristales.
- Viscosidad de las soluciones.
- Elevación del punto de ebullición de soluciones saturadas.
- Calor de cristalización.
- Velocidad de sedimentación de cristales y tamaño promedio en licor madre.
- Presión de vapor del solvente.
- Temperatura de descomposición de los cristales
- Naturaleza de los cristales (toxicidad, corrosividad, etc.).

B.- Especificaciones con respecto al cristalizador.

- 1.- Tipo de proceso (continuo o intermitente).

- 2.- Tipo de cristalizador y características especiales de diseño.
- 3.- Materiales de construcción.
- 4.- Accesorios: bombas, válvulas, centrifugas, filtros, instrumentos, etc.

C.- Especificaciones con referencia al sitio.

- 1.- Localización, área, elevación disponible, acceso y obstáculos.
- 2.- Costo y disponibilidad de servicios.
- 3.- Regulación y métodos de depósito de efluentes y desechos.
- 4.- Costo de potencia y su disponibilidad.

D.- Seleccionar temperaturas de operación de acuerdo con las curvas de solubilidad y sobresaturación.

E.- Calcular el flujo másico y de energía a partir de los balances correspondientes.

F.- Determinar el tiempo de residencia necesario, para producir la cristalización deseada del producto, partiendo de los datos de velocidad de crecimiento.

G.- Dimensionar el cristalizador en base al tiempo de residencia o área de eliminación de vapor.

H.- Selección del tipo de agitador o bomba.

I.- Especificación de detalles finales de construcción.

Para cristalizadores, en donde se debe controlar la nucleación y además la distribución del tamaño de los cristales es crítica, debe considerarse para un buen diseño lo siguiente:

- 1.- Se debe tener el grado de agitación apropiado para mantener la concentración de sólidos esperada en la región de sobresaturación además de disminuir la

velocidad de nucleación, así como el grado de ensuciamiento o incrustamiento.

- 2.- Llevar a cabo la cristalización minimizando la intensidad y número de impactos entre los mismos cristales y/o con la bomba o con el agitador. Lo anterior se puede lograr usando un tubo de tiro, una propela o una bomba de flujo axial, en donde el mezclado es por recirculación. Además se deben utilizar impulsores recubiertos de un material blando para evitar nucleación secundaria.
- 3.- Evitar diseñar equipo con clasificación de tamaño de cristales interna, ya que si por ejemplo se requieren cristales de mayor tamaño, habrá una destrucción de cristales finos o en el caso contrario, el tamaño del sistema será reducido, pudiéndose tener un sistema inestable.
- 4.- Evitar hasta donde sea posible, problemas de ensuciamiento e incrustación debido a que todos los cristalizadores no importando lo bien operados que estén, presentan eventualmente ensuciamiento causando que se tenga que parar la operación del cristalizador, para efectuar el lavado del mismo. Las áreas que generalmente presentan ensuciamiento son el espacio de liberación de vapor en la interfase del líquido en ebullición con el vapor y en las líneas de entrada de circulación y recirculación.
- 5.- Mantener el potencial de concentración (sobresaturación), tan bajo como sea posible, según los requerimientos de producción, ya que el tener tiempos de residencia largos no producen cristales de mayor tamaño, debido a la excesiva fricción entre los cristales y a la presencia de la nucleación secundaria. Se pueden agregar aditivos con el fin de disminuir la nucleación secundaria y aumentar el tamaño del cristal, pero estos aditivos son específicos para cada sistema y no hay una regla general a seguir como los mismos. Si se requieren cristales de un

tamaño pequeño, se puede utilizar una operación discontinua, pero debe manejarse el sistema por debajo del límite de sobresaturación metaestable.

- 6.- Seleccionar el medio de separación final del licor madre y de los cristales, ya que esta separación, puede ser el paso que controla toda la operación del cristalizador. La corriente producto del cristalizador contiene menos del 30% de sólidos, estos se concentran usualmente hasta un 50% en peso antes de separar el líquido de los sólidos. Para lo anterior se pueden usar sedimentadores cónicos o hidrociclones, dependiendo de las características de sedimentación de las partículas. La separación final del líquido y los sólidos, se puede llevar a cabo por medio de filtros o centrifugas. Los filtros se usan cuando se tienen grandes volúmenes, requiriéndose una etapa de lavado de cristales, mientras que las centrifugas se prefieren para una separación rigurosa del licor madre y los sólidos. La elección entre filtros y centrifugas no es fácil y va depender de: la concentración de los sólidos, la necesidad de separación del licor de lavado de los sólidos, la fragilidad de los cristales, así como de la capacidad de secado y costo de mantenimiento.

PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE UN CRISTALIZADOR DEL TIPO DE CIRCULACION FORZADA.

La secuencia de cálculo para el diseño de este cristalizador esta compuesta por los siguientes pasos:

- 1.- Selección del equipo que mejor reúna las características necesarias para proporcionar el tamaño requerido para el producto así como la calidad del mismo.
- 2.- Plantear el diagrama de flujo.
- 3.- Definir las temperaturas de todas las corrientes y las propiedades termodinámicas necesarias en las mismas.
- 4.- Realizar los balances de masa y energía.
- 5.- Fijar el tiempo de residencia o de retención requerido para la obtención del producto deseado en base a la

experiencia o a los datos de crecimiento de los cristales y de velocidad de nucleación.

- 6.- Dimensionar el recipiente en base: al tiempo de retención o el área de liberación de vapor según sea el factor que controle el dimensionamiento.
- 7.- Dimensionar la superficie de transferencia de calor (para los cristalizadores de tipo evaporador) y la relación de recirculación.
- 8.- Dimensionar el condensador, tubería y separadores.
- 9.- Selección del equipo de vacío (para los cristalizadores de vacío).
- 10.- Selección del equipo de circulación o agitación.
- 11.- Selección del equipo de bombeo para la suspensión de alimentación, condensados, etc.
- 12.- Especificación de los detalles de construcción. El diseño mecánico debe ser de acuerdo al código ASME, para tanques a presión sección VIII.

3.2.4.- FUNDAMENTOS DE DISEÑO DEL REACTOR.

Como se sabe la mayoría de los procesos químicos se encuentran vinculados con el reactor, siendo el diseño de éste equipo, uno de los factores más importantes para cuantificar la economía general de cualquier proceso.

El diseño de un reactor difiere del de otros equipos de proceso como son equipos de transferencia de masa y de calor, porque depende primordialmente del sistema de reacción de que se trate. Es por esto que no hay una secuencia de cálculo bien establecida, por lo que se tratará de dar los lineamientos y las necesidades de información para plantear una metodología de diseño del reactor tanque agitado a nivel planta piloto.

En base a lo anterior se deberán tener bien definidas y analizadas las siguientes bases de diseño:

- 1.-Características físicas y químicas de reactivos y productos.
- 2.-Tipo de reacción:
 - Mecanismo y velocidad de reacción.
 - Orden de reacción.
 - Necesidad de catalizador.
 - Relación de reactivos.
- 3.-Fases comprendidas.
- 4.-Modo de operación:
 - Continuo.
 - Semicontinuo.
 - Intermitente.
- 5.-Condiciones de operación:
 - Temperatura.
 - No isotérmico.
 - Adiabático.
 - Presión.
 - Vacío.
- 6.-Características de la transferencia de calor y masa.
- 7.-Características de agitación mecánica.

- 8.-Especificaciones de los reactivos.
- 9.-Especificaciones de los productos.
- 10.-Servicios auxiliares:
 - Vapor.
 - Agua cruda.
 - Agua de planta.
 - Agua de enfriamiento.
 - Aire.
 - Combustible.

Energía eléctrica (en el caso de que se use calentamiento por resistencia eléctrica).

- 11.-Materiales de construcción.
- 12.-Instrumentación requerida.
- 13.-Factores económicos (costos).
- 14.-Factores sociales (ambientales).

En la siguiente sección se propone una secuencia de cálculo utilizando las ecuaciones revisadas en la sección de conceptos teóricos básicos.

MEMORIA DE CALCULO PARA EL DISEÑO DEL REACTOR TANQUE AGITADO.

- 1.- Plantear la o las reacciones necesarias así como su mecanismo de reacción.
- 2.- Obtener de literatura la siguiente información para productos y reactivos:
 - Peso molecular
 - Ecuaciones de capacidad calorífica
 - Entalpías y energías libres de Gibbs de formación.
 - Calores de solución
 - Los parámetros A y E de la ecuación de Arrhenius.
 - Ecuaciones de Velocidad de reacción.
- 4.- A partir de información del proceso obtener los siguientes datos:
 - Relación de reactivos.

- conversión.
 - Tiempo de residencia.
 - Condiciones de operación.
- 5.- Calcular las constantes de velocidad de reacción con la ecuación de Arrhenius (mediante el procedimiento indicado en el capítulo anterior).
 - 6.- Fijar la base de cálculo o producción.
 - 7.- Obtener los coeficientes de transferencia de calor para serpentines o chaqueta según las ecuaciones empíricas que se encuentran reportadas en la ref. (10). pp. 4-37, 11-25 y 11-26.
 - 8.- Plantear las ecuaciones de los balances de masa y energía, dándoles el tratamiento apropiado para resolverlas para la obtención de:
 - Volumen del equipo.
 - Área de transferencia de calor.

4.- INGENIERIA BASICA DE MODULOS DE PROCESO

4.1.- DISEÑO DE EQUIPO.

El diseño de los equipos comprendidos en el presente trabajo, se ha llevado a cabo apoyándose en la información de procesos derivada del conjunto de compuestos (previamente definidos en la sección de selección de productos), por lo tanto, al realizarse el análisis de la información se concluyó que el diseño se realizaría tomando en cuenta valores de parámetros promedio, esto es debido a la heterogeneidad que existe entre las sustancias y sobre todo en las condiciones de los procesos de manufactura. Es decir si el conjunto de sustancias fueran de características similares se podría realizar un estudio detallado para seleccionar los valores apropiados de los parámetros, con el fin de obtener los diseños óptimos para producir dichas sustancias.

La forma en la que se ha realizado el diseño de los equipos va a permitir que la mayoría de sustancias además de las seleccionadas se puedan producir siempre y cuando se puedan adaptar a las condiciones particulares de proceso las condiciones requeridas por los equipos y realizando pequeños ajustes solamente.

La tabla 4.1 se pueden observar los datos del volumen a manejar de cada sustancias por equipo para obtener la cantidad requerida de producción .

Considerando el reactor como equipo principal para fines de dimensionamiento de los demás equipos se tiene que tomando la media aritmética de los datos de volumen se obtendría un valor de 7.7 m^3 , el cual es muy alto debido a que los valores de los productos de ácido láctico, ácido oxálico y nitrito de sodio son mayores en comparación a los de los demás compuestos por lo tanto no se contabilizaron y entonces el volumen se fija a 3.7 m^3 . Con este valor de volumen se procedió a dimensionar el reactor y los demás equipos.

En las secciones subsecuentes se encontrará el diseño de los equipos con las explicaciones pertinentes de la selección de parámetros utilizados y cabe mencionar que el diseño mecánico 100

todos los recipientes se baso en las normas del Código ASME sección VIII.

TABLA 4.1.- VOLUMENES A MANEJAR DE CADA SUSTANCIA POR EQUIPO

COMPUESTOS	CANTIDAD A PROD.	EQUIPOS			
		MEZCLADOR	SEDIMENT.	CRIST.3	REACTOR
1.-Ac. sórbico	475.75			2.13	2.13
2.-Lecitina	113.34		5.98		6.9
3.-Ac. oxálico	1000.0	12.53		12.863	13.183
4.-Ac. Láctico	2088.0	10.92			10.92
5.-Nitrito de - sodio	7965.5			20.47	22.78
6.-Dióxido de - titanio	758.35	3.57			3.57
7.-Dióxido de - silicio	381.07		3.086		3.086
8.-Oxido férrico	605.78	2.55	2.612		2.612
9.-Hidroxido de hierro	1211.7	4.29	3.4		4.29

Unidades:

Cantidad a producir [Kg/mes]

Volumen [metros cúbicos]

4.1.1.- DISEÑO DEL MEZCLADOR.

SELECCION DE PARAMETROS.

El diseño de este equipo se realizó eligiendo de la tabla 3.1 el nivel de agitación Ls de 5 que corresponde a líquidos y sólidos suspendidos (menor de 2%) con velocidades de sedimentación de 2 a 4 ft/min. La temperatura se tomó de 25 a 30 C según se puede observar en la tabla 4.2 ya que la mayoría de los procesos se llevan a cabo a temperatura ambiente en el mezclador. El valor de la densidad que se tomó fue de 1.4 gr/cm³ que corresponde al promedio de los datos para los productos. La velocidad del impulsor se tomó de 84 rpm (ver ref. 37 pag. 106) a la que le corresponde una viscosidad de 5000 cP.

TABLA 4.2.- VALORES DE TEMPERATURA POR PRODUCTO EN EL MEZCLADOR

COMPUESTOS	TEMPERATURA [C]
1.-Ac. sórbico	30.0
2.-Lecitina	
3.-Ac. oxálico	50-70
4.-Ac. Láctico	20.0
5.-Nitrito de sodio	
6.-Dióxido de titanio	20.0
7.-Dióxido de silicio	
8.-Oxido férrico	20.0
9.-Hidróxido de hierro	20.0

DISEÑO DEL AGITADOR.

El diseño del equipo se realizó mediante la secuencia de cálculo de la sección 3.2.1 y los resultados se presentan en La hoja de datos número H-1. Los cálculos para el dimensionamiento del recipiente se efectuaron mediante el uso de las normas comprendidas en el Código ASME sección VIII.

4.1.2.- DISEÑO DEL SEDIMENTADOR.

SELECCION DE PARAMETROS.

El equipo a diseñar para cubrir la parte de sedimentación es el sedimentador de tipo gravitatorio, con una operación intermitente, el equipo constará básicamente de un tanque circular con fondo cónico por donde se descargarán los lodos concentrados, una alimentación en la parte superior y el vertedero por donde saldrá el líquido clarificado.

En la tabla 4.3 se presentan algunos de los parámetros utilizados para la elaboración del diseño de los compuestos que utilizan la etapa de sedimentación en sus procesos de producción.

El cálculo del sedimentador se llevo a cabo utilizando la secuencia de cálculo de la sección 3.2.2 y los resultados se reportan en la hoja de datos H-2.

TABLA 4.3.- VARIABLES DE PROCESO POR PRODUCTO UTILIZADAS EN EL SEDIMENTADOR

PARAMETROS	COMPUESTOS				PARAMETROS P/DISEÑO
	LECITINA	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	Fe ₂ (OH) ₃	
DENSIDAD[gr/cm ³]	1.07	1.32	1.113	2.043	1.4
VOLUMEN [m ³]	5.98	3.56	2.612	1.37	3.7
CANTIDAD [Kg]	6405	3801.44	3456	4172.8	4458.8
% CONC. ALIM.	25.95	22.95	20.82	45	28.68
T.RESIDENCIA (min.)	30	20	30	20	30
DENSIDAD SOLIDO [gr/cm ³]		2.7	3.8	3.4	3.3
PESO SOLIDO [Kg]	1585	1218.66	2304.6	1272.9	1595.29
PESO LIQUIDO [Kg]	4819.8	2582.78	1151.4	1527.35	2520.3

4.1.3. - DISEÑO DEL CRISTALIZADOR.

El cristalizador que se eligió para el diseño es del tipo de circulación forzada debido que es uno de los equipos más usados para cualquier nivel de producción en donde se puede procesar productos orgánicos e inorgánicos. Además la cantidad de solvente a evaporar, solo podrá limitarse por las restricciones de transferencia de calor del equipo auxiliar. El costo de operación es inferior respecto a los otros equipos particularmente cuando se requiere evaporar una cantidad considerable de solvente.

En este cristalizador se pueden realizar trabajos de investigación en forma particular para la cristalización de alguna sustancia, ya sea de las que se han estudiado en este trabajo u cualquier otra que cumpla las características de su proceso de cristalización a las limitaciones del equipo. Además este equipo podría ser utilizado para realizar estudios de comportamiento en la distribución de tamaño o de otras propiedades de los cristales, para lo que sería necesario llevar a cabo algunos estudios previos.

En este trabajo no se aplicó la teoría de funciones de distribución de tamaños de partícula que se menciona en la sección 3.1.3 debido a que se necesita información especializada particular sobre cinética de cristalización para cada una de las sustancias e inclusive es necesario realizar investigación a nivel laboratorio de una manera rigurosa para generar dicha información, lo cual cae fuera del alcance del presente trabajo. Por lo tanto se tuvo que proceder a seleccionar y fijar parámetros para obtener un diseño que sirva como base para trabajos posteriores.

PARAMETROS DE DISEÑO.

El volumen del equipo al igual que el del reactor se fija a 3.7 metros cúbicos, esto es para procesar la misma cantidad que viene del reactor para la mayoría de los procesos que se han revisado.

En la tabla 4.4 se muestran las variables de proceso así como las propiedades químicas de las sustancias que requieren de cristalización. En la tabla 4.5a se encuentra el balance de masa

que se realizó para cada producto en base a la producción en un mes y en la tabla 4.5b se muestran los resultados en base a la producción por día.

El tiempo de residencia para la cristalización se tuvo que fijar a un valor de 3 hrs, debido a que se carecía de información para cada proceso, por lo que se tendrá que obtener experimentalmente a nivel laboratorio.

Los resultados del balance de energía por proceso se presentan en las tablas 4.6a y 4.6b, siendo en base a la producción por mes y por día respectivamente. El tiempo de llenado y vaciado del cristizador se estima en 30 minutos para cada operación, entonces para un tiempo de operación efectiva diaria de 8 hrs el número de lotes a procesar se calcula por la ecuación:

$$\text{Num. Lotes} = t. \text{ op. efectiva} / (t. \text{ proc.} - t_{\text{carga}})$$

$$\text{Num. Lotes} = 8 / (3 + 1) = 2$$

Por lo tanto se podrán procesar 2 lotes por día en el cristizador.

La información referente a condiciones de operación así como la relacionada al diseño del equipo como son: dimensiones, materiales, accesorios etc. se encuentra en la hoja de datos H-3 y en el diagrama de tubería e instrumentación de proceso D-2.

TABLA 4.4. - VARIABLES DE PROCESO POR PRODUCTO UTILIZADAS EN EL CRISTALIZADOR.

PARAMETROS	COMPUESTOS					
	ACIDO SORBICO		ACIDO OXALICO		NaNO ₂	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
Ws [Kg]	499.3	475.5	1075	1000	8523.1	7865.5
W _L [Kg]	1086.5	77.4	11418.7	150	29660.7	1493.5
W _m [Kg]	1585.8	552.9	12493.7	1150	38741.4	9956.9
Conc. %	31.5	86.0	7.4	87.0	22.0	85.0
δ_{solido}						
δ_s [gr/cm ³]	2.18		2.028		2.168	
Vol. mezcla [m ³]	2.13	2.13	12.863	12.863	20.47	20.47
t [min]	180.0		180.0		180.0	
cp [cal/gmol]	0.697		0.416		0.3	
T (C)	60		50	20	60	20
$\Delta H_{cris.}$ [Kcal/gmol]	62.23		69.97		3.6	
P. molec. [gr/mol]	112.12		126.07		83.0	
P. espec.			1.653		2.168	
Viscosidad [cP]		2290		3.6		

TABLA 4-5a. - BALANES DE MASA DE LOS PROCESOS QUE UTILIZAN EL CRISTALIZADOR [Kg/mes].

	TOTAL	SOLVENTE	CRISTALES
ACIDO SORBICO (0.7214 m ³)			
ALIMENTACION	1585.8	1085.73	499.28
CRISTALES	563.15	78.77	484.3
EVAPORACION	1004.41	1004.41	
C. PURGA	17.44	2.38	15.06
ACIDO OXALICO (6.16 m ³)			
ALIMENTACION	12493.7	11569.17	924.53
CRISTALES	1043.2	136.18	907.04
EVAPORACION	11417.99	11417.99	
C. PURGA	32.48	3.75	28.74
NITRITO DE SODIO (17.871 m ³)			
ALIMENTACION	38741.4	30218.3	8523.11
CRISTALES	28877.8	28877.8	
EVAPORACION	297.15	45.3	251.82
C. PURGA	9565.15	1433.43	8131.82

TABLA 4-5b.- BALANCES DE MASA DE LOS PROCESOS QUE UTILIZAN EL CRISTALIZADOR (Kg/día).

	TOTAL	SOLVENTE	CRISTALES
ACIDO SORBICO (0.024 m³)			
ALIMENTACION	52.86	36.19	16.64
CRISTALES	18.77	2.62	16.14
EVAPORACION	33.48	33.48	
C. PURGA	0.58	0.08	0.5
ACIDO OXALICO (0.2053 m³)			
ALIMENTACION	416.43	385.6	30.81
CRISTALES	34.77	4.54	30.23
EVAPORACION	380.59	380.59	
C. PURGA	1.08	0.12	0.95
NITRITO DE SODIO (0.595 m³)			
ALIMENTACION	1291.38	1007.3	284.1
CRISTALES	962.6	962.6	
EVAPORACION	9.9	1.51	8.4
C. PURGA	318.8	47.8	271.06

4.1.4.-DISEÑO DEL REACTOR.

El equipo que se diseña en esta sección es el reactor del tipo tanque agitado con operación intermitente o discontinua, este tipo de reactor es muy versátil y flexible en el manejo de las variables de proceso, además permite manejar pequeños volúmenes de producción con el fin de llevar a cabo estudios experimentales y así obtener información de cinética de procesos para poder escalar la producción a nivel comercial. El costo de operación es mayor que el de operación continua pero el bajo volumen de producción que se pretende procesar hace innecesario el operar continuamente.

Se utilizará el agitador de tipo turbina para proporcionar la uniformidad de concentración de la mezcla de reacción así como la transferencia de energía, esto es debido a que las sustancias que se ha propuesto manejar se consideran o tienen propiedades normales lo cual hace innecesario el uso de otro tipo de agitador más sofisticado.

Se seleccionó utilizar como medio de calentamiento, la chaqueta de calentamiento u enfriamiento, por su facilidad de construcción, no obstante que tiene limitada su superficie para el intercambio térmico a $2.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$ para reactores pequeños y solo $1.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$ para reactores de 35 m^3 ; además el coeficiente de transferencia de calor es bajo (60 a $350 \text{ W/m}^2\text{k}^{-1}$) en comparación del serpentín (700 a $800 \text{ W/m}^2\text{k}^{-1}$). Otro aspecto importante del uso de la chaqueta respecto al serpentín, es de que no interfiere con la acción del agitador como puede pasar con el serpentín (6) (pp. 33), además hay mayor facilidad en el mantenimiento de la chaqueta que en el serpentín.

Todas las sustancias seleccionadas involucran en una de sus etapas de proceso el reactor, por lo tanto éste es el único equipo que esta presente en todos los procesos de manufactura del conjunto de sustancias.

En la tabla 4.7 se muestra la información relativa a las variables de proceso así como las propiedades químicas de las sustancias y los parámetros involucrados en el diseño.

En la tabla 4.8a se presentan los resultados del balance de masa en base a un mes y en la tabla 4.8b en base a la producción diaria.

Los parámetros básicos para el diseño como son el tiempo de residencia, volumen, presión y temperatura deben ser definidos por cada proceso en particular así que en la tabla 4.7 se puede observar que el tiempo de residencia varía de 1 min a 2 hrs, habiendo una sustancia (ácido oxálico), que presenta un tiempo de residencia de 8 a 10 hrs. Por lo tanto el tiempo de residencia que se propone manejar es de 2 hrs como máximo o en forma tentativa puede variarse en la operación, realizando los ajustes necesarios en el sistema de transferencia para mantener las condiciones requeridas y además si las necesidades de producción lo permiten. El volumen a manejar, como ya se había mencionado se fija a 3.7 metros cúbicos. La temperatura como se puede observar en la misma tabla, va de 40 a 120C y un proceso (ácido láctico), presenta una temperatura extrema de 200 C por lo tanto la temperatura de operación que se utilizará será de 120 C como máximo. Respecto a la presión de operación que presentan los procesos de las sustancias va de 0.039 a 5 atm, por lo tanto se utilizará la presión de operación de 5 atm. El diseño del tanque de reacción se encuentra reportado en la hoja de datos H-4.

Considerando el tiempo de carga y descarga de 30 min para cada operación, el número de lotes que se pueden procesar en una jornada de 8 hrs. es:

$$\text{num. lotes} = 8/(2+1) = 2.6$$

Lo anterior puede variar y dependerá de la sustancia de que se trate.

TABLA 4-7.- PARAMETROS PARA LAS SUSTANCIAS QUE UTILIZAN EL REACTOR EN SU PROCESO DE MANUFACTURA.

S U S T A N C I A S					
PARAMETROS	Acido sórbico	Lecitina	Acido oxálico	Acido Láctico	Nitrito de sodio
DENSIDAD [gr/cm ³]	2.198	0.924	2.028	1.002	1.15
VOLUMEN [m ³]	2.13	6.9	13.183	10.92	22.79
CANTIDAD [Kg]	475.75	113.34	1000	2088.3	7965.22
% CONC. ALIM.	20.0	2.31	7.4	19	31.89
T.RESIDENCIA [min.]	120	60	8-10hrs	1	20
PESO MEZCLA [Kg]	2526.58	4898.58	14500.43	10945.98	24976.15
CONVERSION [%]	88.5	10.0	93.0	93.0	90.0
CAPACIDAD CALORIFICA [Kcal/mol]	0.697		0.416		0.3
PRESION [atm]	1.0	1.0	0.039	5.0	1.0
TEMPERATURA [C]	70.0	40.0	50-70	200.0	30-120
PESO MOLECULAR [gmol]	112.12	778.08	126.07	162.10	69.01
ΔHf [Kcal/mol]					-83.1
ΔG [Kcal/mol]	-71.04				

TABLA 4-7.- PARAMETROS PARA LAS SUSTANCIAS QUE UTILIZAN EL REACTOR EN SU PROCESO DE MANUFACTURA (continuación).

PARAMETROS	S U S T A N C I A S				
	Dióxido titanio	Dióxido silicio	Oxido férrico	Hidróxido férrico	
DENSIDAD[gr/cm ³]	1.3	1.274	1.113	1.6	
VOLUMEN [m ³]	3.57	3.086	2.612	4.29	3.7
CANTIDAD [Kg]	758.35	381.07	605.78	1211.7	
% CONC. ALIM.	18.5	10.02	20.82	29.03	
T.RESIDENCIA [min.]	60	60	60	20	60
PESO MEZCLA [Kg]	4730.89	3801.94	2909.18	4172.86	
CONVERSION [%]	18.5	100.0	100.0	96.0	
CAPACIDAD CALORIFICA[Kcal/mol]					
PRESION [atm]	1.0	1.0	1.0	1.0	5.0
TEMPERATURA [C]	80.0	75.0	70.00	90.0	100.0
PESO MOLECULAR [gmol]	79.9	60.06	159.70	108.8	
ΔH_f [Kcal/mol]			-198.5	-197.3	
ΔG [Kcal/mol]			-179.1	-166.3	

TABLA 4-8a.- BALANCE DE MASA EN EL REACTOR EN BASE A PRODUCCION POR MES.

S U S T A N C I A S					
PARAMETROS	E N T R A D A		S A L I D A		
	Peso Kg	Conc. %	Peso Kg	Conc. %	
ACIDO SORBICO			475.75	17.44	
Crotonaldehido	335.98	13.28			
Cetena	201.6	7.98	201.6	7.39	
Ac. clorhidrico	795.6	31.5	795.6	29.16	
Agua	1193.41	47.23	1193.41	43.74	
Polliester			61.82	2.26	
	<u>2728.18</u>		<u>2728.18</u>		
LECITINA			113.34		
Fosfatidos sol.	79.34	1.24			
Fosfatidos ins.	85.00	1.32	85.0		
Aceites	34.00	0.53			
Etanol	4785.60	74.71	4785.6	100.0	
Alumina	<u>1420.8</u>	22.18	<u>1420.8</u>		
	6404.74		6404.74		
ACIDO OXALICO			1075.0	7.41	
Ac. Sulfúrico	2006.65	12.98	2006.65	13.83	
Agua	10702.17	69.24	11418.77	78.74	
NO			955.55	100.0	
Etilenglicol	740.55	4.79			
Ac. Nitrico	<u>2006.65</u>	12.98			
	15456.02		<u>15456.02</u>		
ACIDO LACTICO			2888.38	19.08	
AL ₂ (NO ₃) ₃	18.61	0.17	18.61	0.17	
Agua	9105.96	83.19	8688.3	79.37	
Ac. 2 oxo-pro-panoico	1821.41	16.64	127.5	1.16	
Hidrogeno			<u>23.2</u>	0.21	
	<u>10945.98</u>		<u>10945.98</u>		
NITRITO DE SODIO			7965.2	28.7	
Na ₂ CO ₃	6798.27	24.5			
Agua	15862.63	57.16	15920.35	57.37	
NO	1731.63	6.34			
NO ₂	2950.2	10.64			
HNO ₃	404.04	1.46			
CO ₂			2680.83	9.66	
CO			89.79	0.32	
NaN ₃			<u>1090.28</u>	3.93	
	<u>27746.5</u>		<u>27746.5</u>		

TABLA 4-8b.- BALANCE DE MASA EN EL REACTOR EN BASE A PRODUCCION POR MES.

S U S T A N C I A S				
PARAMETROS	E N T R A D A		S A L I D A	
	Peso Kg	Conc. %	Peso Kg	Conc. %
DIOXIDO DE TITANIO				
Ti ₂ O ₃	758.36	16.03	758.36	16.03
FeO	14.66	0.31	14.66	0.31
FeSO ₄	345.8	7.31	281.79	5.96
H ₂ O	3144.67	66.46	135.23	2.86
H ₂ SO ₄	471.67	9.97	3160.17	66.8
	<u>4730.9</u>		<u>384.35</u>	8.12
			4730.9	
DIOXIDO DE SILICIO			381.07	
Na ₂ SiO ₃	774.83			
H ₂ O	2582.78		2582.78	
Cl ₂	450.92			
NaCl			736.72	
O ₂			<u>108.04</u>	
	<u>3808.54</u>		<u>3808.54</u>	
OXIDO FERRICO			605.78	16.17
H ₂ SO ₄	1152.08	30.76	1152.08	30.76
FeSO ₄ -H ₂ O	1288.38	34.4		
O ₂	60.7	1.62		
N ₂	228.4	6.09	228.4	6.09
SO ₂			606.4	16.19
H ₂ O	<u>1015.62</u>	27.11	<u>1151.4</u>	30.74
	3745.15		3745.15	
HIDROXIDO FERRICO			1163.23	27.87
HNO ₃	714.76	17.13	28.59	0.68
H ₂ O	714.76	17.13	1498.95	35.92
NO ₂			501.01	12.00
SO ₂			697.06	16.7
O ₂			174.18	4.17
FeSO ₄ - 5H ₂ O	<u>2743.34</u>	65.74	<u>109.73</u>	2.63
	4172.86		4172.86	

TABLA 4-9a.- BALANCE DE MASA EN EL REACTOR EN BASE A PRODUCCION POR DIA.

S U S T A N C I A S				
PARAMETROS	E N T R A D A		S A L I D A	
	Peso Kg	Conc. %	Peso Kg	Conc. %
ACIDO SORBICO			15.82	17.44
Crotonaldehido	11.11	13.29		
Cetena	6.72	7.98	6.72	7.9
Ac. clorhídrico	26.51	31.5	26.51	29.16
Agua	39.78	47.23	39.78	43.74
Poliester			2.06	2.26
	<u>90.94</u>		<u>90.94</u>	
LECITINA			3.78	
Fosfatidos sol.	2.84	1.24		
Fosfatidos ins.	2.83	1.32	2.83	
Aceites	1.13	0.53		
Etanol	159.51	74.71	159.51	100.
Alumina	<u>47.36</u>	<u>22.18</u>	<u>47.36</u>	
	213.54		213.5	
ACIDO OXALICO			35.83	7.41
Ac. Sulfúrico	66.88	12.98	66.88	13.83
Agua	356.73	69.24	380.62	78.74
NO			31.85	100.0
Etilenglicol	24.88	4.79		
Ac. Nitrico	<u>66.88</u>	<u>12.98</u>		
	513.53		513.53	
ACIDO LACTICO			69.61	19.08
Al ₂ (NO ₃) ₃	0.62	0.17	0.62	0.17
Agua	303.53	83.18	289.6	79.37
Ac. 2 oxo-pro-panóico	60.71	16.64	4.25	1.16
Hidrogeno			<u>0.77</u>	<u>0.21</u>
	<u>364.86</u>		<u>364.86</u>	
NITRITO DE SODIO			265.5	28.7
Na ₂ CO ₃	226.6	24.5		
Agua	520.75	54.16	530.67	57.37
NO	57.72	6.34		
NO ₂	98.33	10.64		
HNO ₃	13.47	1.46		
CO ₂			89.36	9.66
CO			2.99	0.32
NaNO ₂			<u>36.34</u>	<u>3.93</u>
	<u>924.88</u>		<u>924.88</u>	

TABLA 4-9b.- BALANCE DE MASA EN EL REACTOR EN BASE A PRODUCCION POR DIA.

S U S T A N C I A S				
PARAMETROS	E N T R A D A		S A L I D A	
	Peso Kg	Conc. %	Peso Kg	Conc. %
DIÓXIDO DE TITANIO				
Ti ₂ O ₃	25.27	16.03	25.27	16.03
FeO	0.48	0.31	0.48	0.31
FeSO ₄	11.52	7.31	8.39	5.86
H ₂ O			4.51	2.86
H ₂ SO ₄	104.82	66.46	105.33	66.8
	15.72	9.97	12.81	8.12
	157.69		157.69	
DIÓXIDO DE SILICIO			12.70	
Na ₂ SiO ₃	25.82		86.09	
H ₂ O	86.09			
Cl ₂	15.03			
NaCl			24.55	
O ₂			3.6	
	126.95		126.95	
OXIDO FERRICO			20.19	16.17
H ₂ SO ₄	38.40	30.76	38.40	30.76
FeSO ₄ -H ₂ O	42.94	34.4		
O ₂	2.02	1.62		
N ₂	7.61	6.09	7.61	6.09
SO ₂			20.21	16.13
H ₂ O	33.85	27.11	38.37	30.74
	124.83		124.83	
HIDROXIDO FERRICO			38.77	27.87
HNO ₃	23.82	17.13	0.953	0.68
H ₂ O	23.82	17.13	49.96	35.92
NO ₂			16.71	12.00
SO ₂			23.25	16.7
O ₂			5.81	4.17
FeSO ₄ - 5H ₂ O	91.4	65.74	3.65	2.63
	139.09		139.09	

4.2.- DISEÑO DE EQUIPO PERIFÉRICO

En esta sección se está considerando como equipo periférico, aquel o aquellos equipos necesarios para que los módulos puedan operar por lo tanto, no se consideran equipos como son: tanques de balance, de almacenamiento, algunos servicios auxiliares etc. Esto es debido a que deben ser parte de la infraestructura mínima con la que debe de contar la mayoría de las plantas a cualquier escala.

4.2.1.- EQUIPO PERIFÉRICO DEL MEZCLADOR.

El equipo requerido en el módulo mezclador se limita a las operaciones que se realizarán como son carga y descarga de los componentes y de la suspensión a uniformizar, por lo tanto serán necesarios un motor accionador del agitador y dos bombas. Si se implementa un circuito de tubería y válvulas apropiado para realizar la carga y descarga, solamente será necesaria una bomba.

El motor accionador del agitador será eléctrico con una potencia de 5Hp (ver hoja de datos H-1). La bomba necesaria para la carga y descarga será del tipo centrifugo, con impulsor abierto o semiabierto, las especificaciones así como el circuito de tuberías a utilizar se encuentran en la hoja de datos H-5.

4.2.2.- EQUIPO PERIFÉRICO DEL ASENTADOR .

El módulo asentador requerirá de las siguientes operaciones: carga y descarga de la suspensión a separar, descarga del líquido claro o sobrenadante y descarga de lodos o líquido concentrado. La carga se realizará utilizando la bomba del equipo del que venga la suspensión (puede ser del mezclador o del reactor). Por lo tanto será necesario el emplear 2 bombas del tipo centrifugo con impulsor abierto o semiabierto. Las especificaciones se encuentran en las hojas de datos H-6 y H-7.

4.2.3.- EQUIPO PERIFÉRICO DEL CRISTALIZADOR.

Las operaciones que se realizarán en el módulo de cristalización son: carga de la suspensión, realización de la cristalización

descarga de la suspensión hacia la bomba de circulación para la realización de agitación y descarga de la suspensión con los cristales formados. Lo anterior da como resultado que se tenga que utilizar una bomba para la circulación, otra para la descarga de los cristales y el licor madre, y un condensador barométrico. Las especificaciones son mostradas en las hojas de datos H-8, H-9 y H-10.

4.2.4.- EQUIPO PERIFERICO DEL REACTOR.

El módulo de reacción que se ha diseñado va a requerir de las siguientes operaciones: alimentación de los reactivos, reacción, descarga de productos y accionamiento del agitador. El equipo periférico con el que será necesario contar constará de un motor eléctrico de 5 HP para accionar el agitador y una bomba del tipo centrífugo con impulsor abierto o semiabierto para la descarga de los productos. La carga de los productos se está considerando que se bombeará por el equipo que le antecede al reactor. Las especificaciones de la bomba de descarga de productos se podrá observar en la hoja de datos H-11.

5.- INGENIERIA DE DETALLE DE MODULOS DE PROCESO.

En este capítulo se dan a conocer los estándares de diseño y las especificaciones utilizadas para el diseño de los equipos, los materiales a utilizar y la instrumentación pertinente de los mismos para poder mantener un control apropiado en la operación del sistema modular que cubre este trabajo; además se incluyen los planos de Ingeniería necesarios en edición de diseño.

5.1.- SELECCION DE ESTANDARES DE DISEÑO.

Los estándares y normas que se utilizan para regular el diseño de equipo, son elaborados por los países que se encuentran a la vanguardia en tecnología en el diseño como es el caso de E. U. A., Alemania, Inglaterra etc. por mencionar algunos países. Estos estándares han sido adoptados por la mayoría de las compañías que tienen que ver con el diseño de equipos como son fabricantes y las que elaboran trabajos de Ingeniería y por lo tanto se encuentran continuamente en revisión para realizar las adecuaciones pertinentes para satisfacer las necesidades de diseño. Si bien cualquier diseño debe estar regulado por los estándares y normas que apliquen, el Ingeniero diseñador debe conocer dichos estándares y saber en que caso aplicar uno u otro, así como tomar las decisiones que permitan obtener el diseño del equipo con las especificaciones requeridas.

De entre los estándares y normas más importantes se puede mencionar:

- Los estándares A. N. S. I. (THE AMERICAN NATIONAL STANDARDS INSTITUTE).
- Normas API (American Petroleum Institute. EUR.) que cubren una amplia gama de equipos y materiales.
- The British Standard BS115 (Inglaterra).
- Código ASME (Boiler and pressure vessel code. E. U. A.). El cual consta de once secciones que cubren desde la especificación de calderas de potencia, especificación de materiales, recipientes, reactores de concreto, recipientes de plástico, etc.

presión reforzados con fibra de vidrio, evaluación de soldadura hasta reglas para la inspección en la adquisición de plantas de potencia nuclear.

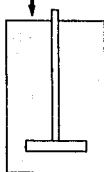
Para obtención de mayor información de los estándares y normas se recomienda consultarlos directamente, debido a que su información es muy extensa y especializada.

Las normas y estándares que se utilizaron en la realización del presente trabajo, son las normas API y el código ASME principalmente, ya que son las que se utilizan como base en nuestro país y de ellas se obtuvieron todas las recomendaciones.

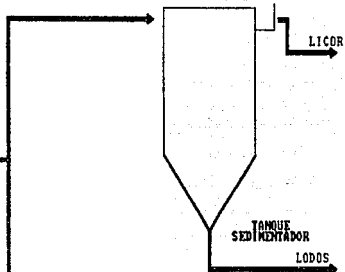
5.2.- PLANOS DE PROCESO.

5.2.1. - DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

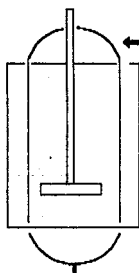
ALIMENTACION



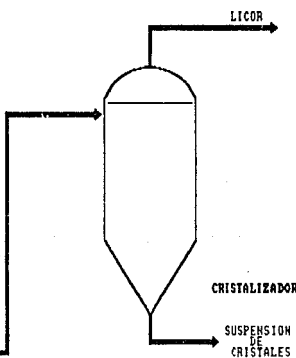
TANQUE
MEZCLADOR



TANQUE
SEDIMENTADOR



REACTOR
TANQUE
AGITADO



CRISTALIZADOR

SUSPENSION
DE
CRISTALES

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS
PROFESIONALES BARAGOZA U. N. A. M.

TESIS DE INGENIERIA QUIMICA

DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE
PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

5.2.2.- PLANO DE LOCALIZACION GENERAL.

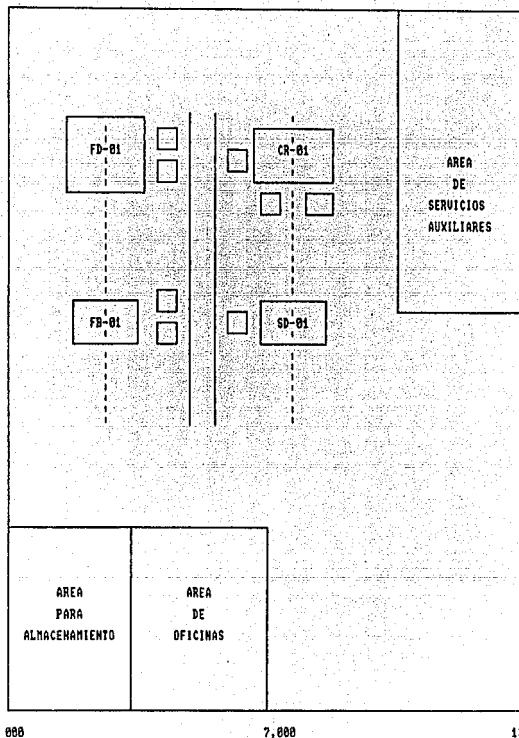
18,500

15,000

10,000

5,000

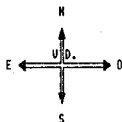
000



000

7,000

13,500



ESCALA 1cm = 1m

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS
PROFESIONALES SARRAGOZA U. N. A. M.

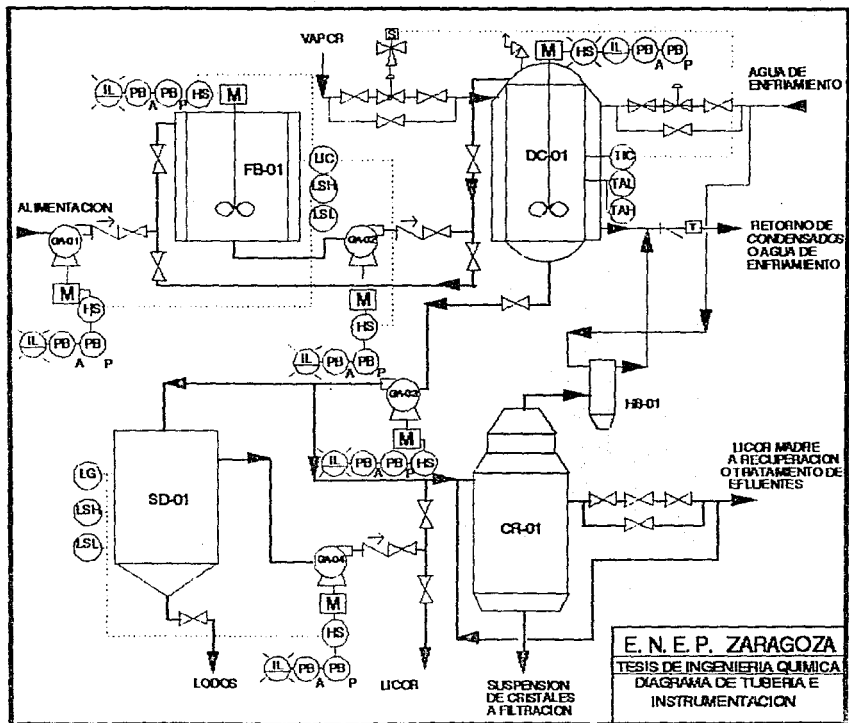
TESIS DE INGENIERIA QUIMICA

DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE
PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

DIAGRAMA DE LOCALIZACION
GENERAL

5.2.3.- DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION.



E. N. E. P. ZARAGOZA
 TESIS DE INGENIERIA QUIMICA
 DIAGRAMA DE TUBERIA E
 INSTRUMENTACION

6.- REQUERIMIENTOS DE INFRAESTRUCTURA.

En esta sección, se mencionan las necesidades de instalaciones y servicios auxiliares, que se recomienda deberá contar la planta piloto que contendrá los cuatro módulos que se han estado desarrollando a lo largo de del presente trabajo por lo tanto se deberán seguir las siguientes bases de diseño.

6.1.- SERVICIOS AUXILIARES.

Vapor de 50 psig:

	Presión		Temperatura	
	psig	Kg/cm ² man	F	C
normal	50	3.5	288	148
Máxima	75	5.3	370	178
Mínima	40	2.8	287	142
Diseño tub.	82.5	5.8	370	188
Diseño equipo	75	5.3	370	188

Agua de enfriamiento:

Disponibilidad la requerida.

	psig	Kg/cm ² man	F	C
Presión normal suministro	72.5	5.1		
Presión de retorno min.	30.5	2.2		
Presión de diseño tubería	110.0	7.7		
Temperatura normal suministro			83.0	28.3
Temp. de retorno máxima			120.0	48.9
Temperatura diseño tubería			120.0	48.9

Agua para proceso y servicios auxiliares:

Disponibilidad la requerida.

	psig	Kg/cm ² man
Presión mínima	40.0	2.8
Presión diseño tubería aérea	65.0	4.5
Temperatura ambiente		
	F	C
Temp. diseño tubería aérea	100.0	38.0
temp. diseño tubería subterránea:	ambiente.	
agua potable:	La requerida.	

Aire de instrumentos:

Disponibilidad la requerida.

	<u>psig</u>	<u>Kg/cm² man</u>
Presión normal	100.0	7.0
Presión normal (equipo)	90.0	6.3
Presión diseño (tubería)	148.0	10.4
	<u>F</u>	<u>C</u>
Temperatura	100.0	38.0
Temperatura diseño (tubería)	150.0	66.0
Temperatura rocío	-22.0	-30.0

Energía eléctrica:

Fuente de suministro: C. F. E.

Interrupciones

frecuencia

duración máxima

causas

tensión: 115 a 220 volts

Número de fases: 2

Factor de potencia:

Energía eléctrica de emergencia:

voltaje para instrumentos: 115 volts

Sistemas de seguridad

criterios de diseño

red de contra incendio

equipo móvil y portátil.: Extinguidores fuego tipo ABC.

rociadores: no se requieren.

camaras de espuma.: no se requieren.

6.2.- INSTALACIONES.

- Localización de la planta piloto:
 - Localización de los limites de batería.
 - Elevación de la planta sobre el nivel del mar.
- factor de servicio (días a laborar).
- Capacidad y rendimiento.
- Flexibilidad.
- Previsión para futuras ampliaciones.
- Area de carga y descarga.
- Almacenamiento de reactivos y productos.
- Soporte para tubería y trincheras para equipos tipo.
 - Requerimientos especiales de alturas de soportes.
 - Trincheras.
- Drenajes tipos.
 - Químico
 - Sanitario
- Nivel de piso terminado.
- Nivel Freático
- Tipos de edificios o construcciones
(cuartos de control, cobertizos, vestidores, baños etc)
- Tipo de tablero.
 - convencional.

Gráfico.

- Semigráfico.
 - Eléctrico.
- Tipo de señal predominante.
 - Neumática.
 - Eléctrica.
- Tratamiento de desechos y efluentes.
 - Sólidos.
 - Líquidos.
 - Aceitosos.
 - Humos
- Teléfonos y sistema de voice.

CONCLUSIONES.

El diseño del equipo que conforma el sistema modular que se ha desarrollado a lo largo de este trabajo, se ha basado principalmente en la información que se obtuvo de las siguientes actividades:

- Análisis de mercado sobre importaciones de compuestos químicos.
- Investigación bibliográfica de la información disponible de las operaciones unitarias: mezclado, sedimentación, reacción y cristalización.
- Investigación bibliográfica sobre los procesos de producción y de las características de los productos químicos.

Se considera que el diseño del equipo mezclador que se realizó es el adecuado, debido a que la operación de mezclado que se necesita en cada uno de los procesos de producción contemplados, presentan características similares, por lo que no se requiere de tratamientos particulares para esta operación.

El diseño del equipo sedimentador no representó mayor complicación por la naturaleza de las suspensiones y además se contó con suficiente información.

El equipo que se diseñó para el módulo de cristalización, se considera que cumple para el procesamiento de cualquiera de los productos considerados, pero es necesario obtener mayor información sobre las características de cristalización de los mismos, debido a que no se encontró información suficiente.

Si se pretende utilizar el cristalizador para procesar algún producto químico diferente a los que se consideraron, será necesario realizar una búsqueda bibliográfica exhaustiva sobre las características de cristalización o inclusive efectuar pruebas a nivel laboratorio para optimizar el equipo y sobre todo para obtener modelos y correlaciones que permitan predecir información

confiable sobre el comportamiento del proceso de cristalización de algún compuesto con características especiales predeterminadas.

El reactor que se diseñó para el módulo de reacción, puede ser sujeto de modificación para optimizar su diseño. Lo anterior puede lograrse, investigando con mayor detalle sobre los procesos de manufactura de los compuestos e inclusive realizar pruebas a nivel laboratorio para la obtención de los datos cinéticos que no se encuentran reportados en la bibliografía.

En referencia a las operaciones químicas involucradas al equipo y a los procesos de producción de los compuestos seleccionados, el sistema diseñado cubre con los requerimientos mínimos necesarios para la obtención de los productos analizados y puede ser posible utilizar el sistema con otro conjunto de productos, siempre y cuando se apeguen las características de los procesos y las de los productos químicos a los lineamientos planteados en este trabajo y se realice un análisis previo para el procesamiento de los mismos.

A N E X O S

A. - IMPORTACION DE PRODUCTOS QUIMICOS.

TABLA 1.- SALES INORGANICAS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
HIDRATO DE HIDRAZINA			367,360	607,360	351,029	826,103
TRICLORURO DE FOSFORO			800,496	570,351	630,139	484,708
CLORITO DE SODIO			720,071	733,614	278,690	469,450
HIDROSULFURO DE SODIO			1,607,403	630,035	861,517	467,511
PERSULFATO DESODIO						
NITRITO DE SODIO						
PERMANGANATO DE POTASIO			377,773	435,421	191,130	298,114
MOLIBDATO DE SODIO						
SILICIOURO DE CALCIO	570,102	585,000	555,700	760,723	857,006	331,744
SULFURO DE SODIO			2,110,497	614,339	718,028	253,481
SULFATO DE CROMO			2,423,560	622,730	2,780,766	980,597
TITANATOS	141,524	270,100	92,054	171,406	196,210	432,605
DICROMATO DE SODIO			2,224,567	1,927,801	660,430	391,697
CLORURO DE PALADIO	285	144,938	222	231,942	548	773,523
OXIDO DE PRASEODIMIO	6,650	146,174	8,814	252,815	1,113,019	421,089
CARBURO DE CALCIO	1,635,364	573,641	409,246	163,365	973,904	482,239

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
HIDRATO DE HIDRAZINA	320,615	744,617	354,481	604,009	1,393,493	3,062,177
TRICLORURO DE FOSFORO	690,249	561,284	631,267	502,528	2,752,151	2,110,881
CLORITO DE SODIO	340,169	599,769	210,299	407,712	1,579,229	2,210,545
HIDROSULFURO DE SODIO	1,154,326	582,447	1,211,781	654,611	4,935,027	2,342,604
PERSULFATO DESODIO	367,016	388,604	369,683	350,710	737,599	739,314
NITRITO DE SODIO	1,075,217	555,467	1,911,725	561,009	3,786,942	1,116,476
PERMANGANATO DE POTASIO	192,493	359,051	216,347	301,009	978,043	1,303,675
MOLIBDATO DE SODIO	47,618	514,331	635,590	375,160	683,208	889,491
SILICIOURO DE CALCIO	632,071	799,897	795,632	1,114,221	3,512,211	3,532,490
SULFURO DE SODIO					2,028,525	867,740
SULFATO DE CROMO					4,012,334	1,613,327
TITANATOS					430,608	874,611
DICROMATO DE SODIO					24,084,897	2,319,498
CLORURO DE PALADIO					1,055	1,150,403
OXIDO DE PRASEODIMIO					1,128,489	818,278
CARBURO DE CALCIO					3,018,514	1,219,845

TABLA II.- OXIDOS E HIDROXIDOS INORGANICOS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)
HIDROXIDO DE LITIO	127,268	336,364	173,576	510,561	174,588	594,797
OXIDO DE ANTIMONIO	63,152	276,430	117,759	514,403	142,387	599,309
DIOXIDO DE TITANIO OP.	670,369	508,253	324,180	279,364	379,553	418,026
HIDROXIDO DE HIERRO	85,965	214,867	173,661	446,894	455,025	643,013
HIDROXIDO DE CROMO	17,575	27,048				
HIDROXIDO DE POTASIO	1,908,222	821,574	2,320,505	860,303	25,222	18,034
OXIDO DE SILICIO OP.	128,162	237,654	128,251	264,633	216,694	486,299
DIOXIDO DE SILICIO			33,673	86,306	138,592	452,437
OXIDO DE ZINC			322,837	396,830	272,584	885,734
DIOXIDO DE MANGANESO GR ELEC.			725,883	855,487	1,510,532	2,014,530
OXIDO DE ESTANO			128,645	801,071	18,264	249,352

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DOLLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)		
HIDROXIDO DE LITIO	474,413	639,185	409,627	263,560	759,482	2,314,327
OXIDO DE ANTIMONIO	165,570	433,319	136,488	569,549	565,336	2,393,010
DIOXIDO DE TITANIO OP.	423,422	593,685	182,805	290,123	1,976,529	2,199,448
HIDROXIDO DE HIERRO	430,310	875,422	290,811	920,609	1,435,772	3,140,885
HIDROXIDO DE CROMO	377,847	912,510	53,925	82,846	449,347	1,822,484
HIDROXIDO DE POTASIO	1,126,426	604,719	155,755	144,179	5,536,130	2,445,869
OXIDO DE SILICIO OP.	287,934	524,188	91,456	118,605	772,497	1,632,379
DIOXIDO DE SILICIO					472,265	538,743
OXIDO DE ZINC	365,386	1,245,214			960,917	2,527,778
DIOXIDO DE MANGANESO GR ELEC.					2,236,415	2,869,937
OXIDO DE ESTANO					146,869	1,050,423

TABLA III.- SALES ORGANICAS.

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
METACRILATO DE BUTILO	445,221	318,690	398,600	556,914	366,897	599,826
PEROXIDOS DE CARBONATOS ORG.						
SILICATO DE ETILO	94,676	182,773	200,720	464,669	286,335	818,594
P-NITROFENOLATO DE SODIO			746,265	947,315	2,695,298	3,564,215
DI-ISOBUTIRATO DE 2, 2, 4-TRI METIL PENTANODIOL.	709,227	393,887	1,214,447	814,442	1,060,613	928,242
LAVATO DE METILO	185,896	215,310	239,853	401,213	299,580	423,188
ESTERES DEL ACIDO FTALICO	326,367	207,566	621,474	554,200	468,292	476,898
SAL SODICA DEL SULFO ISOFTA- LATO DE DIMETILO	68,940	195,626	101,434	400,024	113,387	544,541
TETRAERITRATO DE PENTACRITROL	291,227	546,934	274,945	598,664	115,386	262,843
O, O-DIMETIL FOSFATO DE 2-CAR- BOXIMETIL, 1 METILVINILO	17,333	86,628	54,389	607,252	59,487	658,742
FOSFITO DE TRIMETILO	603,098	1,114,378	358,223	705,707	617,915	1,289,809
TOLUEN-DI-ISOCIANATO	709,380	396,179				
CLORO-FENIL-ISOCIANATO	151,250	530,238				
DICLORO-FENIL-ISOCIANATO	165,200	661,424				
TIOLICOLATO DE ISOBUTILO	228,297	432,782				
O, O-DIMETIL S-(N-METIL CARBA- MIL)-METIL- FOSFORO-TIATO	74,334	465,882				
FOSFORO DITIATO DE O, O-DIME- TIL S-(N-CARBAMOIL)-METILO	485,800	479,644				
	116,779	538,333				
POLICRILATOS	15,714	487,332				
ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA	216,740	411,895				

TABLA III. - SALES ORGANICAS.

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DOLLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DOLLS)		
METACRILATO DE BUTILO	448,929	823,311	413,813	907,637	2,073,460	3,206,378
PEROXIDOS DE CARBONATOS ORG.	56,354	541,503	68,913	761,917	123,267	1,303,420
SILICATO DE ETILO	350,457	920,422	68,020	186,835	1,002,408	2,583,293
P-NITROFENOLATO DE SODIO					3,441,563	4,511,530
DI-ISOBUTIRATO DE 2, 2, 4-TRI METIL PENTANODIOL.					2,984,327	2,136,574
LAURATO DE METILO					724,529	1,039,744
ESTERES DEL ACIDO FTALICO					1,416,133	1,237,864
SAL SODICA DEL SULFO ISOFTA- LATO DE DIMETILO					283,761	1,140,191
TETRAERITRATO DE PENTACRITROL					681,558	1,405,644
O, O-DIMETIL FOSFATO DE 2-CAR- BOXIMETOXI, 1 METILVINILO					131,208	1,352,622
FOSFITO DE TRIMETILO					1,579,236	3,119,994
TOLUEN-DI-ISOCIANATO					709,309	396,179
CLORO-FENIL-ISOCIANATO					151,250	530,238
DICLORO-FENIL-ISOCIANATO					145,200	661,424
TIOLIGOLATO DE ISOBUTILO					220,297	432,702
O, O-DIMETIL 5-(N-METIL CARBA- MIL)-METIL- FOSFORO-TIOATO					74,334	465,082
FOSFORO DITIOATO DE O, O-DIME- TIL 5-(N-CARBAMOIL)-METILO					185,800	679,614
POLYACRILATOS					116,379	538,333
ACETATO BUTIRATO DE CELULOSA					15,714	487,332
					218,740	614,885

TABLA IV. - PETROQUIMICOS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1970		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
NONENO	1,544,710	291,215			1,911,800	745,816
PENTANO (LITROS)	1,061,583	172,503	1,525,899	263,565	1,742,200	509,135
CLOROFORMO (GR. T.)	1,214,728	154,921	2,106,934	806,192	2,252,851	921,214
DICLORO DIFLUORO METANO	415,923	337,134	687,116	660,251	627,512	832,451
TRIMETIL PROPANO	634,357	614,449			586,148	856,499
BUTILENGLICOL	812,905	777,104				
ALCOHOL AMILICO	787,586	608,856	721,126	661,588	756,493	782,283
ALCOHOL PROPILICO	550,443	263,599	552,932	451,951	629,125	644,529
NITROPROPANO	240,000	155,408	61,228	301,617	1,077,435	489,898
P-DICLOROBENCENO	513,118	341,248	390,891	324,465	697,478	730,055
1,1,1 TRICLOROETANO	202,241	94,083	1,246,375	668,272	1,488,415	912,927
CLORURO DE METILO	400,396	220,460	883,848	332,225	1,532,267	743,019
TRICLORO ETILENO						
BROMURO DE METILO	214,051	306,370	304,206	443,426	499,942	659,594
DIBROMURO DE ETILENO	1,590,635	736,755	1,418,717	722,429	1,585,252	908,229
TRICLORO TRIFLUOROETANO	150,404	175,414	235,994	326,095	291,307	440,547
MONOCLORO DIFLUOROETANO						
TETRAETILENGLICOL	336,007	272,849	399,681	363,992	460,608	473,322
DI TRITILENGLICOL			266,981	779,921	109,150	406,792
KEROSENO					1,705,108	370,853
GAS PROPANO (LT)					2,415,429	367,330
ISOBUTILENO	956,414	449,614	1,951,065	374,099	1,461,329	1,236,194
ETIL BENCENO					1,001,535	622,329
TETRACLORURO DE CARBONO	2,973,647	614,269	1,684,242	429,298	3,789,833	910,867
NITROTOLUENO	789,860	536,942	645,409	415,426	664,817	544,274
ALCOHOL ESTEARILICO	219,380	275,470	239,876	375,809	351,884	329,874
ALCOHOL ISODECILICO	1,259,748	683,830	1,230,782	740,298	1,283,259	1,110,093
NAFTOL	241,513	374,025	268,082	590,431	309,930	705,513
1,4,4, ISOPROPILIDEN DIFENOL	49,947	39,979	600,811	693,638	589,826	662,887
MELAMINA	1,506,187	987,835				
CLORURO DE POLIVILIDENO	385,785	561,908				
POLITETRAFLURO ETILENO	86,862	629,640				
COPOLIMERO DE ETILENO Y ACETATO DE VINILO	864,819	824,103				
CELULOSA EN POLVO	586,181	584,797				
ETIL CELULOSA	258,738	903,914				
CARBOXYMETIL CELULOSA	495,928	911,400				
HIDROXIPROPIL METIL CELULOSA	183,982	506,978				
POLIBUTADIENO ESTIRENO	179,987	823,701				

TABLA IV. - PETROQUIMICOS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
NONENO	1,299,258	601,747	1,336,194	632,588	6,092,050	2,272,366
PENTANO (LITROS)	1,669,854	551,523	1,808,132	604,360	7,808,868	2,057,086
CLOROFORMO (GR. T.)	2,122,266	756,016	1,712,971	584,555	9,409,750	3,532,928
DICLORO DIFLUORO METANO	688,839	983,231	491,329	897,475	2,910,719	3,710,542
TRIMETIL PROPANO	577,340	902,930	496,223	766,760	2,294,868	3,141,038
BUTILENGLICOL	604,876	826,837	500,896	763,304	1,917,477	2,367,325
ALCOHOL AMILICO	687,914	750,209	661,911	792,875	3,615,027	3,598,801
ALCOHOL PROPILICO	367,661	500,086	248,070	363,956	2,348,231	2,221,421
NITROPROPANO	953,459	435,485	428,157	177,906	2,759,979	1,560,314
P-DICLOROBENCENO					1,600,687	1,395,768
1 1 1 TRICLOROETANO	1,424,305	796,923	804,975	462,863	5,163,911	2,935,068
CLORURO DE METILO	1,895,577	714,891	903,945	442,197	5,604,333	2,453,600
TRICLORO ETILENO	1,776,819	901,598	1,359,774	702,919	3,135,793	1,604,517
BROMURO DE METILO	352,937	561,927	198,795	305,747	1,569,931	2,217,064
DIBROMURO DE ETILENO	1,161,844	697,388	1,878,534	772,797	7,634,902	3,837,598
TRICLORO TRIFLUOROETANO	342,421	634,657	226,290		1,246,446	1,576,713
MONOCLORO DIFLUOROETANO	9,756	13,608	18,222	35,734	27,978	45,342
TETRAETILENGLICOL	390,764	460,965	73,099	94,980	1,659,559	1,663,108
DI TRIETILENGLICOL	118,500	442,664	32,000	118,845	524,639	1,748,222
KEROSENO	2,166,138	466,703			3,871,246	837,436
GAS PROPANO (LT)	44,779,293	8,672,111			47,194,722	8,839,444
ISOBUTILENO					4,368,408	2,029,907
ETIL BENCENO					1,001,535	622,329
TETRACLORURO DE CARBONO					8,426,922	1,953,634
NITROTOLUENO					2,099,286	1,496,633
ALCOHOL ESTEARILICO					814,140	981,337
ALCOHOL ISODECILICO					3,773,789	2,563,421
NAFTOL					819,555	1,668,973
4, 4, ISOPROPILIDEN DIFENOL					1,239,024	1,396,604
MELAMINA					1,506,187	987,035
CLORURO DE POLIVILIDENO					385,795	561,908
POLITETRAFLUORO ETILENO					86,862	629,640
COPOLIMERO DE ETILENO Y ACETATO DE VINILO					864,819	824,403
CELULOSA EN POLVO					586,181	584,797
ETIL CELULOSA					258,738	903,944
CARBOXIMETIL CELULOSA					485,928	911,408
HIDROXIPROPIL METIL CELULOSA					183,902	506,978
POLIBUTADIENO ESTIRENO					179,987	923,701

TABLA V.- ESPECIALIDADES ORGANICAS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
MENTOL	67,258	961,810				
1, 2 HEXENOL						
1 TRIFLUORO METIL 3-5						
DINITRO -4- CLOROBENCENO	69,440	364,280	285,715	1,437,679	102,980	514,350
DERIVADOS CLORADOS DEL DIFENIL	346,423	443,705	487,837	574,856	424,792	756,749
1, 2, 3, 4, 10, 10, HEXACLORO						
1, 4, 4A, 5, 8, 8A						
HEXAHIDRO ENDO, ENDO-1,4,5, 8-DIMETANOL	200,833	901,498	172,288	816,976	84,813	500,995
2 BROMO, 2 CLORO 1-1-1 TRI FLUORO ETANO	22,321	753,219	183,679	817,389	35,071	1,318,857
ALDEHIDO METIL PROTOPICATETICO			169,530	700,751	65,893	640,283
3 FENOXI BENCIL (+)CIS-TRANS- 2,2, DICLORO VINIL-2, 2-DI LATO	26,970	2,080,880				
CLORURO N-CICLOHEXIL-N-METIL-2 AMINO-3,5- AMINO-3,5-DIBROMO BENCIL - ARONTO	176	259,825				
6,7,8,9,10,10-HEXACLORO-1,5, 5A,6,8,8A HEXAHIDRO-6-9-ME TANO-2-4,3 BENZODIOLIA						
TIEPIM-3	129,800	854,294				
O,O-DIETIL FOSFATO 2-CLORO-1-2 (2,4,DICLORO FENIL) VINILO	17,333	86,628				
ISOMERO GAMA 1,2,3,1,5,6 HEXA CLORO CICLOHEXANO	16,800	114,145	83,580	612,280	25,850	324,685
P-CLORO FENOXI-ISOBUTIRATO DE ETILO	5,200	336,659	6,480	364,683	12,865	657,571
P-N BUTIL AMINO BENZOATO DEL ETER MONOMETILICO DEL MONA ETILENGLICOL	2,209	577,318				
CLORHIDRATO DE 1-(N BENCIL N METILAMINO)-2-13 HIDROXIFE NIL)-2 OXO ETANO	14,931	637,657				
ALFA-FENILGLICINA	54,591	846,133				
N-METIL CARBAMATO DE 2 ISOPRO POKSIFENILO	37,530	945,687				
TRITILENDIAMINA	36,543	652,894				
DEXTRANA	12,396	492,966				

TABLA V.- ESPECIALIDADES ORGANICAS

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
MENTOL	63,617	614,166	66,785	717,940	130,402	2,328,016
1, 2 HEXENOL	580,121	655,542	667	39,879	580,788	655,421
1 TRIFLUORO METIL 3-5						
DINITRO -4- CLOROBENCENO	92,731	448,705	33,000	104,070	563,706	2,066,081
DERIVADOS CLORADOS DEL DIFENIL 1, 2, 3, 4, 10, 10, HEXACLORO 1, 4, 4A, 5, 8, 8A HEXAHIDRO ENDO, ENDO-1,4,5, 8-DIMETANOL	225,419	415,465			1,406,171	2,159,975
2 BROMO, 2 CLORO 1-1-1 TRI FLUORO ETANO	60,647	458,653	38,266	360,100	554,147	3,068,231
ALDEHIDO METIL PROTOCATETICO	23,860	822,812	15,865	468,940	200,596	4,180,445
3 FENOXI BENCIL (CIS-TRANS- 2,2, DICLORO VINIL)-2, 2-DI LATO	60,707	486,259	55,572	516,146	351,702	2,353,359
CLORURO N-CICLOHEXIL-N-METIL-2 AMINO-3,5-DIBROMO BENCIL - AMONIO	11,580	678,500	5,181	368,125	43,731	3,119,505
6,7,8,9,10-HEXAFLORO-1,5, 8A,6,9,8A HEXAHIDRO-6-9-ME TANO-2-4,3 BENZODIOLIA TIEPIM-3	373	608,825	236	278,463	785	1,138,113
0,0-DIETIL FOSFATO 2-CLORO-1-2 (2,4, DICLORO FENIL) VINILO	878,000	539,539	78,000	355,368	1,177,000	1,549,201
ISOMERO BAMA 1,2,3,4,5,6 HEXA CLORO CICLOHEXANO	74,502	666,389	1,975	22,219	89,810	775,236
P-CLORO FENOXI-ISOBUTIRATO DE ETILO					105,450	1,051,810
P-N BUTIL AMINO BENZOATO DEL ETER MONOMETILICO DEL NONA ETILENGLICOL					24,465	1,355,913
CLORHIDRATO DE 1-(N BENCIL N N METILAMINO)-2-(3 HIDROXIFE NIL)-2 ORO ETANO					2,209	577,348
ALFA-FENILGLICINA					16,931	637,657
N-METIL CARBAMATO DE 2 ISOPRO POXIFENILO					51,591	846,133
TRIETILENDIAMINA					37,530	965,687
DEXTRANA					36,543	652,894
					12,896	482,906

TABLA VI.- ADITIVOS PARA ALIMENTOS.

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
SORBATO DE POTASIO						
ACIDO SORBICO						
ACIDO FORMICO						
ACIDO LACTICO	243,625	281,889	305,112	412,447	458,414	658,282
ACIDO BENZOICO	587,363	318,583				
ACIDO TARTARICO	888,182	1,385,833	488,656	931,182	788,728	2,508,988
LECITINA DE SOYA	816,869	543,512				

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
SORBATO DE POTASIO	101,785	473,281	56,335	255,385	158,120	728,669
ACIDO SORBICO	127,527	582,866	114,181	514,858	241,708	1,107,824
ACIDO FORMICO	1,325,252	853,511	1,246,338	757,241	2,571,590	1,610,742
ACIDO LACTICO	271,813	435,642	504,212	824,681	1,776,025	2,615,971
ACIDO BENZOICO					587,363	318,583
ACIDO TARTARICO					2,837,866	4,835,843
LECITINA DE SOYA					816,869	543,512

TABLA VII. - O T R O S .

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
HELIO	41,913	1,246,182	83,141	422,179	160,111	574,884
P-CRESOL	294,340	445,526				
HIDROQUINONA	369,384	1,007,909	222,733	629,818	449,973	1,481,380
RESORCINA	243,594	784,131				
ACIDO CAPRICO	98,727	153,087	328,734	444,406	299,743	355,059
ACIDO PROPIONICO	672,472	9,189,160	742,185	395,843	1,090,862	729,734
3,5,5-TRIMETIL-2-CICLOHEXENO- ONA	510,371	391,742	882,178	883,855	650,876	888,883
ANHIDRIDO ACETICO	12	509				
ACIDO OXALICO	867,841	573,987	1,585,341	718,719	1,656,233	1,076,374
ESTERABIL 2-LACTILATO DE CAL- CIO Y SODIO	498,433	728,443	583,179	946,814	747,623	1,305,435
P-ANILINO DIFENILAMINA	794,473	2,513,977				
N-N-DIMETIL ANILINA	248,346	354,589				
TRIMETILAMINA	284,835	392,058				
DIMETIL ANILINA	454,880	308,069	665,267	185,849	841,836	657,787
MONOMETIL ANILINA	384,700	249,136				
FOSFITO DE DIMETILO	228,127	448,510	375,114	577,860	345,366	730,918
NEGRO DE HUMO DE HORNOS			752,227	451,892	1,981,948	987,388
ANHIDRIDO BORICO			482,782	488,863	956,263	936,624
ACIDO BORICO			1,816,375	811,950	1,926,821	1,837,577
ACIDO SULFANICO			335,617	194,860	557,720	589,688
GLIOXAL					446,814	501,573
ACIDO BENCSULFONICO POLISUS TITUIDO DE RADICALES C10-C14	798,582	517,666	891,459	728,858	927,988	1,052,954
ETER FENILICO	488,449	161,893	226,469	285,606	321,176	514,973
P-FORMALDEHIDO	282,281	115,114	813,875	275,349	722,440	405,586
ETER MONOMETILICO DE DIETILEN GLICOL	962,847	577,577	678,768	466,423	33,812	31,286
ACIDO 2-ETILEN-HEXICO			518,853	484,855	373,830	3,844,187
ACIDO LAURICO			212,282	324,128	253,821	412,848
ACIDO ACRILICO	487,277	448,488				
CLORURO DE BENZOILO	185,389	229,184	272,895	481,335	386,448	488,384
ACIDO FTALICO	455,611	295,489	418,848	389,685	636,869	569,441
AC. 3 NAFTOL 2 CARBOXILICO	97,138	366,467	189,248	493,999	126,188	599,767
TRIMETIL ANILINA	936,748	616,454	1,182,417	882,388	1,053,687	956,213
DIFENILAMINA		419,652	576,281	814,645	679,214	1,229,718
DICLORO ANILINA	455,796	421,734	388,952	853,579	458,282	1,172,089
N-N DIMETIL ANILINA	248,366	350,590	285,411	448,830	248,173	394,286
1-2 DIAMINO ETANO	688,842	956,345				
AC. 1 AMINO 8 NAFTOL 3,6 DISUL- FONICO	87,425	488,392				
ACRILAMIDA O METACRILAMIDA	453,717	541,161				
N-ACETIL P-AMINOFENOL	668,845	489,861				
N-TRICLORO METIL MERCAPTO-4 CICLOHEXEN-1,2 DICARBOXIMIDA	284,161	662,986				
TETRAHIDROFURANO	335,576	489,885				

TABLA VII.- D T R O S .

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
HEXIO	124,175	772,584	100,403	337,455	519,743	3,352,294
P-CRESOL	402,353	1,044,769	400,264	1,021,991	1,096,957	2,512,286
HIDROQUINONA	310,203	1,155,363	340,417	1,126,209	1,662,710	5,400,809
RESORCINA	219,002	967,494	206,308	907,474	660,904	2,579,499
ACIDO CAPRICO	440,570	462,331	361,279	380,586	1,529,061	1,765,479
ACIDO PROPIONICO	955,046	680,110	930,421	17,300	4,390,906	11,012,185
3,5,5-TRIMETIL-2-CICLOHEXENO- ONA	653,313	912,219	400,152	662,565	3,176,890	3,659,384
ANHIDRIDO ACETICO	1,589,989	999,715	75,916	43,499	1,675,917	1,043,723
ACIDO OXALICO	1,455,194	996,806	750,412	510,110	6,322,221	3,076,004
ESTERARIL 2-LACTILATO DE CAL- CIO Y SODIO	441,626	707,320	75,040	136,043	2,315,909	3,904,025
P-AMINO DIFENILAMINA	224,213	944,834	501,631	1,935,629	1,520,317	5,394,440
N-N-DIMETIL AMINA	260,496	412,426	190,192	333,221	699,034	1,100,236
TRIEYLANINA	250,571	590,022	161,939	389,679	660,656	1,342,290
DIMETIL AMINA	536,691	460,956	561,111	464,577	2,891,960	2,168,427
MONOMETIL AMINA	802,530	777,235	870,210	807,906	2,057,470	1,825,357
FOSFITO DE DIMETILO	341,045	652,806	379,816	767,474	1,569,500	3,177,360
NEGRO DE HUMO DE HORNOS					2,714,175	1,430,490
ANHIDRIDO BORICO					1,430,865	1,397,287
ACIDO BORICO					3,742,396	1,819,527
ACIDO SULFANICO					893,337	781,540
GLIOXAL	529,162	660,207			975,176	1,161,860
ACIDO BENCENSULFONICO POLISUS- TITUIDO DE RADICALES C10-C14					2,617,949	2,291,470
ETER FENILICO					726,061	962,472
P-FORMALDEHIDO					1,597,766	796,049
ETER MONOYELICO DE BIETILEN GLICOL					1,667,527	1,074,906
ACIDO 2-ETILEN-HEXOICO					892,683	4,420,852
ACIDO LAURICO					466,103	736,960
ACIDO ACRILICO					487,277	410,400
CLORURO DE BENZOILO					704,752	1,110,823
ACIDO FTALICO					1,582,520	1,160,425
AC. 3 NAFTOL 2 CARBOXILICO					332,567	1,660,233
TRIMETIL AMINA					3,132,052	2,374,975
DIFENILAMINA					1,249,415	2,463,905
DICLORO ANILINA					1,013,030	2,447,412
N-N DIMETIL ANILINA					765,950	1,193,506
1-2 DIAMINO ETANO					680,912	956,345
AC. 1 AMINO 8 NAFTOL 3,6 DISUL- FONICO					87,425	400,392
ACRILAMIDA O METACRILAMIDA					453,717	541,461
N-ACETIL P-AMINOFENOL					660,045	489,461
N-TRICLORO METIL MERCAPTO-4 CICLOHEXEN-1,2 DICARBOXIMIDA					335,576	469,989
TETRAHIDROFURANO					155,295	374,341

TABLA VII. - O T R O S .

NOMBRE DEL COMPUESTO	1978		1979		1980	
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)
QUINOLINA	155,295	374,341				
POLIMERO DE HEXAMETILENDIAMINA DE AC. DODECANOICO	137,882	586,021				
POLIOXIMETILENO EN POLVO	451,483	586,023				

NOMBRE DEL COMPUESTO	1981		1982		TOTAL (Kg)	TOTAL (DLS)
	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)	VOLUMEN (Kg)	VALOR (DLS)		
QUINOLINA					155,295	374,341
POLIMERO DE HEXAMETILENDIAMINA DE AC. DODECANOICO					137,882	586,021
POLIOXIMETILENO EN POLVO					451,483	586,023

B.- HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.

SERVICIO: CARGA Y DESCARGA AL TANQUE MEZCLADOR FB-01.
 EN USO INTERMITENTE: 1 ACCIONADOR: Motor electrico
 NO. REQ. DE RELEVOS ACCIONADOR
 FABRICANTE BOMBA TAMAÑO Y TIPO

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-0a GPH a T.B. NORM. 30 DIS.
 DESCARGA Kg/cm² man.
 TEMP. BOMBEO (T.B.) C 30.0 P. SUC. Kg/cm²
 DEHS. REL. (SP. GR) A T.B. 1.4 P. DIF. Kg/cm²
 VAPOR A T.B. Kg/cm² ABS. 15.0 COLUMNA DIF. m 2.0
 VISCOSIDAD A T.B. C.P. NPSH DISP. A FT. m.
 CORR/ERO. CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA 1/4 HP

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA - MONTAJE (EJE) (BASE *) (MENSULA) (VERTICAL)
 - TAPA (AXIAL *) (RADIAL)
 - TIPO (VOLUTA SIMPLE *) (DOBLE VOLTA) (DIFUSOR)
 - BARRENOS ROSCADOS (VENTEO *) (DRENE *) (MANOMETRO)

BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
SUCCION DESCARGA	66.67 mm 88.9 mm	150 # 150 #	R.F. R.F.	VERTICAL VERTICAL

IMPULSOR TIPO: ABIERTO DIAM. DISEÑO MAX. AXIAL
 BALEROS No. RADIAL PLACA DE BASE COMUN
 COFLE Y GUARDA
 EMPAQUE
 SELLO MECANICO CODIGO FABR.

CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA PARTES INTERIAS	MATERIAL
		I B, S
1.- F. FUNDIDO H.- BRONCE C.- ACERO C.- (11-13)CROMO A.- ALEACION D.- ENDURECIDO F.- PULIDO X.-	IMPULSOR INTERIORES (CARCAZA) CANTISA (EMPAQUADA) CANTISA (DE SELLO) PARTES DESGASTABLES FLECHA	H I C A B S

MOTOR POR:	TURBINA POR:
CLAVE HP 2.5 RPM MONTADA POR: CORAZA (1) MARCA (1) TIPO (1) ENDULT (1) VOLV/FASES/CICLOS 115/2 ANP. PLENA CARGA (1)	CLAVE HP MONTADA POR: NAT. MARCA RPM TIPO VAPOR ENT. Kg/cm ² man. ESCAPE Kg/cm ² man. CONSUMO DE VAPOR Kg/BHP/h BALEROS LUBR.

DATOS FINALES DEL FABRICANTE	BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
DIAM. DEL IMPULSOR (mm) CURVA DE PRUEBA No. DIB. GENERAL No. DIB. DETALLES DE BOMBA No. DIMENSIONES SELLO EN DIB. No. No. DE SERIE DE LA BOMBA:	ENTRADA	SALIDA			

OBSERVACIONES:
 (1).- DATOS QUE DEBERA PROPORCIONAR EL FABRICANTE.
 - REGIDA POR CODIGO API 618 COLUMNA 6, 6a ED.

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. M.

TESIS DE INGENIERIA QUIMICA

DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

H-5 - HOJA DE DATOS DE BOMBA CENTRIFUGA

SERVICIO: CARGA AL TANQUE SEDIMENTADOR SD-BL. EN USO INTERMITENTE: 1		ACCIONADOR: Motor electrico ACCIONADOR TAMANO Y TIPO		
NO. REQ. DE RELEVOS				
FABRICANTE BOMBA				
CONDICIONES DE OPERACION				
LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-8a		GPM a T.B. NORM.	30	DIS.
TEMP. BOMBEO (T.B.) C	30.0	DESCARGA Kg/cm2 man.		
DENS. REL. (Sp.gr) A T.B.	1.4	P. SUC. Kg/cm2		
P. VAPOR A T.B. Kg/cm2 ABS.		P. DIF. Kg/cm2	2.0	
VISCOSIDAD A T.B. cP	15.0	COLUMNA DIF. m		
CORR./EAO. CAUSADA POR		NPSH DISP. a PT. m.		
		POTENCIA HIDRAULICA	1/4 HP	
CONSTRUCCION Y MATERIALES				
CARCAZA - MONTAJE (EJE) (BASE *) (MENSULA) (VERTICAL)				
- TAPA (AXIAL *) (RADIAL)				
- TIPO (VOLUTA SIMPLE *) (DOBLE VOLTA) (DIFUSOR)				
- EMPRENOS ROSCADOS (VENTEO * *) (DRENE *) (MANOMETRO)				
BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARRA	POSICION
SUCCION DESCARGA	73.2 mm 97.6 mm	150 # 150 #	R.F. R.F.	VERTICAL VERTICAL
IMPULSOR TIPO: ABIERTO		DIAM. DISEÑO RADIAL	MAX. AXIAL	PLACA DE BASE COMUN
BALEROS No.				
COPIE Y GUARDA				
EMPAQUE				
SELLO MECANICO		CODIGO	FABR.	
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA PARTES INTERNAS		MATERIAL I B,S	
1.- F. FUNGIDO B.- BRONCE S.- ACERO C.- (11-13x) CROMO A.- ALEACION h.- ENDURECIDO f.- PULIDO x.-	IMPULSOR INTERIORES (CARGAZA) CANISA (EMPAQUADA) CANISA (DE SELLO) PARTES DESGASTABLES FLECHA		H I C A B S	
MOTOR POR:		TURBINA POR:		
CLAVE HP 2.5 RPM	MONTADA POR: CORAZA (1)	CLAVE HP	MONTADA POR: CORAZA (1)	TIPO MAT.
MARCA (1)		MARCA		
TIPO (1)		VAPOR ENT.	Kg/cm2 man.	
ENVULT (1)	DISLAMIENTO (1)	ESCAPE Kg/cm2 man.		
VOLTS/FASES/CICLOS	ELU TEMP. (1)	CONSUMO DE VAPOR		
AMP. PLENA CARGA (1)	LUBR. grasa	BALEROS	LUBR.	Kg/BHP/h
DATOS FINALES DEL FABRICANTE		BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA
DIAM. DEL IMPULSOR (mm)		ENTRADA		CARRA
CURVA DE PRUEBA No.		SALIDA		POSICION
DIB. GENERAL No.		ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. M.		
DIB. DETALLES DE BOMBA No.				
DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.		TESIS DE INGENIERIA QUIMICA		
No. DE SERIE DE LA BOMBA:		DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO		
OBSERVACIONES: (1).- DATOS QUE DEBERA PROPORCIONAR EL FABRICANTE. - REGIDA POR CODIGO API 610 COLUMNA 6, 6a ED.		ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ		
		H-6.- HOJA DE DATOS DE BOMBA CENTRIFUGA		

SERVICIO: DESCARGA DEL TANQUE SEDIMENTADOR SD-01.		ACCIONADOR: Motor electrico				
NO. REQ. DE USOS INTERMITENTE: 1		ACCIONADOR				
FABRICANTE BOMBA		TANQUE Y TIPO				
CONDICIONES DE OPERACION						
LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-8a		GPM a T.B. NORM. 30	DIS.			
TEMP. BOMBEO (T.B.) C	30.0	DESCARGA Kg/cm2 man.				
DENS. REL. (Sp. gr.) a T.B.	1.4	P. SUC. Kg/cm2				
P. VAPOR a T.B. Kg/cm2 ABS.	15.0	P. DIF. Kg/cm2				
VISCOSIDAD A T.B. C.P.		COLUMNA DIF. m	2.0			
CORR/ERO. CAUSADA POR		NPSH DISP. a PT. m.				
		POTENCIA HIDRAULICA	1/4 HP			
CONSTRUCCION Y MATERIALES						
CARCAZA - MONTAJE (EJE)	(BASE #)	(MENSULA)	(VERTICAL)			
- TAPA (AXIAL #)	(RADIAL)					
- TIPO (COBETA SIMPLE #)	(DOBLE VOLTA #)	(DIFUSOR)				
- BARRENOS ROSCADOS (VERTICO #)	(DIRENE #)	(DIAMETRO)				
BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARA	POSICION		
SUCCION	129.4 mm	150 B	R.F.	VERTICAL		
DESCARGA	148.8 mm	150 B	R.F.	VERTICAL		
IMPULSOR TIPO: ABIERTO	DIAN. DISEÑO RADIAL	MAX. AXIAL PLACA DE BASE COMUN				
BALERES No.		FABR.				
COPEE Y GUARDA ENPAQUE	CODIGO					
SELLO MECANICO						
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA PARTES INTERNAS	MATERIAL	H	B,S		
1.- F. FUNDIDO	IMPULSOR		H			
B.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)		I			
S.- ACERO	CANISA (ENPAQUADA)		C			
C.- (11-13X) CROMO	CANISA (DE SELLO)		A			
A.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES		B			
N.- ENDURECIDO	FLECHA		S			
I.- PULIDO						
X.-						
MOTOR POR:	TURBINA POR:					
CLAVE HP 2.5 RPM	MONTADA POR: CORAZA (1)	CLAVE HP RPM	MONTADA POR: TIPO NAT.			
BARCA (1)	ISLAMIENTO (1)	BARCA	VAPOR ENT. Kg/cm2 man.			
TIPO (1)	ELEV. TEMP. (1)	VAPOR ENT. Kg/cm2 man.	ESCAPE Kg/cm2 man.			
NUOLI (1)	LUBR. grasa C	CONSUMO DE VAPOR		Kg/BHP/h		
UOLT/FASES/CICLOS 115/2		BALERES				
AMP. PLENA CARGA (1)		LUBR.				
DATOS FINALES DEL FABRICANTE		BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
DIAM. DEL IMPULSOR (mm)		ENTRADA				
CURVA DE PRUEBA No.		Salida				
DIB. GENER. No.						
DIB. DETALLES DE BOMBA No.						
DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.						
No. DE SERIE DE LA BOMBA:						
OBSERVACIONES:						
(1).- DATOS QUE DEBERA PROPORCIONAR EL FABRICANTE.						
- REGIDA POR CODIGO API 610 COLUMN 6, 6a ED.						
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. M.						
TESIS DE INGENIERIA QUIMICA						
DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO						
ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ						
H-7.- HOJA DE DATOS DE BOMBA CENTRIFUGA						

SERVICIO: CIRCULACION AL CONDENSADOR BAROMETRICO HB-01.
 EN USO INTERMITENTE: 1 ACCIONADOR: Motor electrico
 NO. REQ. DE RELEVOS ACCIONADOR
 FABRICANTE BOMBA TANANO Y TIPO

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-8a GPM a T.B. NORM. 30 DIS.
 DESCARGA Kg/cm2 man.
 TEMP. BOMBEO (T.B.) C 89.0 P. SUC. Kg/cm2
 DENS. REL. (SP.GR) A T.B. 1.4 P. DIF. Kg/cm2
 VAPOR A T.B. Kg/cm2 ABS. 15.0 COLUMNA DIF. m 2.0
 VISCOSIDAD A T.B. c P. NPSH DISP. A PT. m.
 CORR/ERO. CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA 1/4 HP

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA - MONTAJE (EJE) (BASE #) (MENSULA) (VERTICAL)
 - TAPA (AXIAL #) (RADIAL)
 - TIPO (VOLUTA SIMPLE *) (DOBLE VOLTA) (DIFUSOR)
 - BARRENOS ROSCADOS (VENTED *) (DRENE #) (MANOMETRO)

BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
SUCCION DESCARGA	129.4 mm 148.8 mm	100 B 90 B	R.F. R.F.	VERTICAL VERTICAL

IMPULSOR TIPO: ABIERTO DIAM. DISEÑO MAX. AXIAL
 BALEROS NO. RADIAL PLACA DE BASE COMUN
 COFLE Y GUARDA ENRAQUE
 SELLO MECANICO CODIGO FABR.

CLAVE DE LOS MATERIALES	MATERIAL	
	CARCAZA PARTES INTERNAS	I, S
1.- F. FUNDIDO 2.- BRONCE 3.- ACERO C.- (11-13) CROMO A.- ALEACION h.- ENDURECIDO F.- PULIDO x.-	IMPULSOR INTERIORES (CARCAZA) CAMISA (EMPACADA) CAMISA (DE SELLO) PARTES DESGASTABLES FLECHA	H I C A B S

MOTOR POR:		TURBINA POR:	
CLAVE HP 2.5 RPM MARCA (1) TIPO (1) ENULT (1) VOLT/FASES/CICLOS 115/2 ANP. PLENA CARGA (1)	MONTADA POR: CARAZA (1) AISLAMIENTO (1) ELEU TEMP. (1) LUBR. grasa C	CLAVE HP RPM MARCA (1) TIPO MAT. VAPOR ENT. Kg/cm2 man. ESCAPE Kg/cm2 man. CONSUMO DE VAPOR BALEROS LUBR. Kg/BHP/h	

DATOS FINALES DEL FABRICANTE		BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
		ENTRADA				
		SALIDA				

DIAM. DEL IMPULSOR (mm)
 CURVA DE PRUEBA No.
 DIB. GENERAL No.
 DIB. DETALLES DE BOMBA No.
 DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.
 No. DE SERIE DE LA BOMBA:

OBSERVACIONES:

- (1).- DATOS QUE DEBERA PROPORCIONAR EL FABRICANTE.
 - REGIDA POR CODIGO API 610 COLUMNA 6, 6a ED.

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. N.

TESIS DE INGENIERIA QUIMICA

DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

H-8.- HOJA DE DATOS DE BOMBA CENTRIFUGA

SERVICIO: DESCARGA DE SUSPENSIÓN DE CRISTALES DEL CRISTALIZADOR CR-01.
 EN USO INTERMITENTE: 1 ACCIONADOR: Motor electrico
 NO. REQ. DE RELEUS ACCIONADOR
 FABRICANTE BOMBA TAMAÑO Y TIPO

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-8a GPM a T.B. NORM. 30 DIS.
 DESCARGA Kg/cm² man.
 TEMP. BOMBEO (T.B.) C 30.0 P. SUC. Kg/cm²
 DENS. REL. (Sp.gr) A T.B. 1.4 P.DIF. Kg/cm²
 P. VAPOR A T.B. Kg/cm² ABS. COLUMNA DIF. m 2.0
 VISCOSIDAD A T.B. c P. NPSH DISP. A PT. m
 CORR/ERO. CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA 1/4 HP

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA - MONTAJE (EJE) (BASE M) (MENSULA) (VERTICAL)
 - TAPA (AXIAL M) (RADIAL)
 - TIPO (VOLUTA SIMPLE M) (DOBLE VOLTA) (DIFUSOR)
 - BARRENOS ROSCADOS (VENTEO M) (DRENE M) (MANOMETRO)

BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
SUCCION DESCARGA	60.3 mm 50.3 mm	100 # 90 #	R.F. R.F.	VERTICAL VERTICAL

IMPULSOR TIPO: ABIERTO DIAM. DISEÑO RADIAL MAY. AXIAL PLACA DE BASE COMUN
 BALEROS No. COPIE Y GUARDA EMPAQUE SELLO MECANICO CODIGO FABR.

CLAVE DE LOS MATERIALES	MATERIAL	
	CARCAZA PARTES INTERMS	I B, S
1.- F. FUNDIDO 2.- BRONCE 3.- ACERO C.- (11-12) CROMO A.- ALEACION h.- ENDURECIDO f.- PULIDO x.-	IMPULSOR INTERIORES (CARCAZA) CAMISA (EMPAQUADA) CAMISA (DE SELLO) PARTES DESGASTABLES FLECHA	H I C A B S

MOTOR POR:		TURBINA POR:	
CLAVE HP 2.5 RPM MONTADA POR: CORAZA (1)	CLAVE HP RPM MONTADA POR: MAT. TIPO	CLAVE HP RPM MONTADA POR: MAT. TIPO	CLAVE HP RPM MONTADA POR: MAT. TIPO
MARCA (1) TIPO (1) ESCALD (1) ELEV. TEMP. (1) C	MARCA (1) TIPO (1) ESCALD (1) ELEV. TEMP. (1) C	MARCA (1) TIPO (1) ESCALD (1) ELEV. TEMP. (1) C	MARCA (1) TIPO (1) ESCALD (1) ELEV. TEMP. (1) C
VOLTAJES/CICLOS 115/2 LUBR. grasa	VOLTAJES/CICLOS 115/2 LUBR. grasa	VOLTAJES/CICLOS 115/2 LUBR. grasa	VOLTAJES/CICLOS 115/2 LUBR. grasa
AMP. PLENA CARGA (1)	AMP. PLENA CARGA (1)	AMP. PLENA CARGA (1)	AMP. PLENA CARGA (1)
		CONSUMO DE VAPOR BALEROS Kg/BHP/h	CONSUMO DE VAPOR BALEROS Kg/BHP/h

DATOS FINALES DEL FABRICANTE	BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
DIAM. DEL IMPULSOR (mm) CURVA DE PRUEBA No. DIB. GENERAL No. DIB. DETALLES DE BOMBA No. DIMENSIONES SELLO EN DIB. No. No. DE SERIE DE LA BOMBA:	ENTRADA SALIDA				

OBSERVACIONES:

- (1).- DATOS QUE DEBERIA PROPORCIONAR EL FABRICANTE.
 - REGIDA POR CODIGO API 610 COLUMNA 6, 6a ED.

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. M.

TESIS DE INGENIERIA QUIMICA
 DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVARO

H-9 - HOJA DE DATOS DE BOMBA CENTRIFUGA

SERVICIO: DESCARGA DEL REACTOR DC-01.

 EN USO INTERMITENTE: 1
 NO. REG. DE RELEVOS
 FABRICANTE BOMBA

 ACCIONADOR: Motor electrico
 ACCIONADOR
 TAMANO Y TIPO

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: Cualquier solucion de la tabla 4-8a	GPM a T.B. NORM.	30	DIS.
TEMP. BOMBEO (T.B.) C	DESCARGA Kg/cm ² man.		
DENS. REL. (Sp. gr) A T.B.	P. SUC. Kg/cm ²		
P. VAPOR A T.B. Kg/cm ² ABS.	P. DIF. Kg/cm ²		2.0
VISCOSIDAD A T.B. c P.	COLUMNA DIF. m		
CORR.ERO. CAUSADA POR	NPSH DISP. a PT. m.		
	POTENCIA HIDRAULICA	1/4 HP	

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA - MONTAJE (EJE)	(BASE W)	(MENSULA)	(VERTICAL)
- TAPA (AXIAL W)	(RADIAL)		
- TIPO (COLUMNA SIMPLE W)	(DOBLE VOLTA W)	(DIFUSOR)	
- BARRENOS ROSCADOS (VENTED W)	(DRENE W)	(MANOMETRO)	

BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
SUCCION	68.3 mm	100 B	R.F.	VERTICAL
DESCARGA	58.3 mm	98 B	R.F.	VERTICAL

IMPULSOR TIPO: ABIERTO	DIAM. DISEÑO	MAX.
BALEEROS No.	RADIAL	AXIAL
COLE Y GUARDA		PLACA DE BASE COMUN
EMPAQUE		
SELLO MECANICO	CODIGO	FABR.

CLAVE DE LOS MATERIALES	MATERIAL	
	CARCAZA PARTES INTERNAS	I B, S
1.- F. FUNDIDO	IMPULSOR	H
2.- BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)	I
3.- ACERO	CAMISA (EMPAQUADA)	C
4.- (11-13) CRONO	CAMISA (DE SELLO)	A
5.- ALEACION	PARTES DESGASTABLES	B
6.- ENDURECIDO	FLECHA	S
7.- PULIDO		
8.-		

MOTOR POR:	TURBINA POR:
CLAVE HP 2.5 RPM	CLAVE HP RPM
MONTADA POR: CORAZA (1)	MONTADA POR: MAT.
MARCA (1)	MARCA
TIPO (1)	TIPO
ERVULT (1)	VAPOR ENT. Kg/cm ² man.
WOLTI/FASES/CICLOS 115/2	ESCAPE Kg/cm ² man.
ANP. PLENA CARGA (1)	CONSUMO DE VAPOR
	LUBR. Kg/BHP/h

DATOS FINALES DEL FABRICANTE	BOQUILLAS	DIAM	CLASIF. ASA	CARA	POSICION
ENTRADA					
SALIDA					

DIAM. DEL IMPULSOR (mm)
 CURVA DE PUNEO No.
 DIB. GENERAL No.
 DIB. DETALLES DE BOMBA No.
 DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.
 No. DE SERIE DE LA BOMBA:

OBSERVACIONES:

(1).- DATOS QUE DEBERA PROPORCIONAR EL FABRICANTE.
 - REGIDA POR CODIGO API 618 COLUMNA 6, 6a ED.

 ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS
 PROFESIONALES ZARAGOZA U. N. A. N.

TESIS DE INGENIERIA QUIMICA

DISEÑO DE CUATRO MODULOS DE
PROCESO A NIVEL PLANTA PILOTO

ROBERTO MARTINEZ ALVAREZ

H-11.- HOJA DE DATOS
DE BOMBA CENTRIFUGA

BIBLIOGRAFIA.

** LIBROS.

- 1.- Bird, L. TRANSPORT PHENOMENA. Academic Press
- 2.- Brown, G. OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA.
- 3.- Chem. Abstracts CHEMICAL ABSTRACTS 1955-1982.
- 4.- Coulson y R. CHEMICAL ENGINEERING, Vol. II. pp. 510, 917. Pergamon Press.
- 5.- IMCE. ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR IMCE 1978-1982, pp. 78-82. IMCE
- 6.- Landgrave, R. J. CUADERNOS DE POSTGRADO 9 DISEÑO DE EQUIPO, Facultad de Química, Maestría en Ingeniería de Proyectos. pp. 15-63.
- 7.- Mc Ketta, CHEMICAL ENGINEERING ENCICLOPEDIA. Vol. 12.
- 8.- Othmer, Kirk ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY.
- 9.- Pearson, C. E. HANDBOOK OF APPLIED MATHEMATICS SELECTED RESULTS AND METHODS, pp. 1217 .
- 10.- Perry, Chilton CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK. 5a Ed. Mc Graw-hill.
- 11.- Randolph, D.A. THEORY OF PARTICULATE PROCESSES. pp. 1971. Academic press.
- 12.- Rase, CHEMICAL REACTOR DESIGN FOR PROCESS PLANTS. Vol. 1,2.
- 13.- Uhl, W. V. MIXING THEORY AND PRACTICE. 1966. Academic Press

** MANUALES.

- 14.- Plate coil Co. PLATE COIL HEAT TRANSFER. (MANUAL DE FABRICANTE).

** REVISTAS.

- 15.- Abegg, J. D. "Crystal size distributions in continuous crystallizers when growth rate is size dependent". AICHE JOURNAL, Vol. 14. Num. 1. pp. 118-122. 1968.
- 16.- Abernathy. "Designing horizontal gravity settlers" Chem. Eng., Mar 76. pp. 199-202. Mc Graw-Hill.

- 17.- Beck, Ch. "Cell-Culture Bioreactors". Chem. Eng., Vol. 94. Num. 2. pp. 121-129. Feb 16 87. Mc Graw-Hill.
- 18.- Bourne, J. R. "The influence of solvent on crystal growth kinetics". AICHE SYMPOSIUM SERIES, Vol. 76 . Num. 193. pp. 59-60. 1980.
- 19.- Campbell, K. S. "Designing, building and operating the prototype plant", Chem. Eng., Vol. 75. Num. 21. pp. 163. Oct 7 68. Mc Graw-Hill.
- 20.- Clark, E. L. "Economics processes and construction of pilot plants", Chem. Eng., Vol. . Num. . pp. 169. Abr 13, 64. Mc Graw-hill
- 21.- Corpstein et al "Stirred tank reactor design" Chem. Eng. pp. 66-74. Feb 79. Mc. Graw-Hill.
- 22.- Dickey, S. D. "Program chooses agitator". CHEM. ENG., Vol. 91. Num. 1, Jan 9, 1984. pp. 73-81. 1984. Mc Graw Hill
- 23.- Dickey, S. D. "Fundamentals of agitation". CHEM. ENG., Vol. 83. Num. 3, pp. 93-100. Feb 2, 1976. Mc Graw Hill.
- 24.- Dickey, S. D. "Dimensional analysis for fluid agitation systems". CHEM. ENG., Vol. 83. Num. 1. pp. 139-145. Jan 5, 1976. Mc Graw Hill
- 25.- Garmon, F. J. "Scale up by advanced methods". Chem. Eng. Prog., Vol. 61. Num. 6. Jun 1965.
- 26.- Grolthe, J. "Modern approach to pilot plant design". Chem. Eng., pp. 239. 1956. Mc Graw-hill
- 27.- Holland, A. "Scale up of chemical reactors". Chem. Eng., Vol. 70, Num. 8. pp. 145. Abr 15 63. Mc Graw-Hill
- 28.- Hudson, W. G. "Pilot plant cost control". Chem. Eng. Prog., Vol. 64. pp. 39. 1968.
- 29.- Hunter, W. G. "Statistical design for pilot plants and laboratory experiments". Chem. Eng., Vol. 73, Num. 12, pp. 159, Jun 6 1966. Mc Graw-Hill
- 30.- Japs. "Pilot-plant building for small scale operations". Ind. Eng. Chem., Vol. 52 . Num. 1. 1960.
- 31.- Larson, M. A. "Guidelines for selecting a Crystallizer". Chem. Eng., Vol 85, Num. 4, pp. 91-102. Feb 13 78. Mc Graw-Hill

- 32.- Lewis, E. Gates "How to select the optimum turbine". Chem. Eng., Vol. 82, pp. 110-114, Dec. 8, 1975. Mc Graw Hill.
 - 33.- Lewis, E. Gates "Selecting agitator systems to suspend solids in liquids". CHEM. ENG., Vol. 83. Num. 11. pp. 144-150. 1976. Mc Graw-Hill.
 - 34.- Miller, R. "Modeling Bioreactors". Chem. Eng., Vol. 94, Num. 2, pp. 112-120. Feb 16, 87. Mc Graw-Hill.
 - 35.- Narses, Barona "Design reactors this way for liquid-phase processes". Hydrocarbon processing, Vol. 52, Num. 3. pp. 63-79. 1973. Gulf Pub. Co
 - 36.- Penny, W. R. "Mixing equipment". Chem. Eng., Vol. 78, Num. 7, pp. Mar 22 71. Mc Graw-Hill
 - 37.- Randolph D. A. "How to approach the problems of crystallization". CHEM. ENG., Vol. 77. Num. 10. pp. 80-96. May 4, 1970. Mc Graw Hill.
 - 38.- Vatzen, R. "When is the pilot plant necessary?". Chem. Eng., Vol. 75, Num. 7. pp. 95. Mar 25, 68. Mc Graw-Hill
 - 39.- W. Richard "How to design agitators for desired process response". CHEM. ENG., Vol. 83. Num. 9. pp. 102-110. 1976. Mc. Graw-Hill.
 - 40.- Weekman, V. "Laboratory reactor and their limitations". AICHE JOURNAL, Vol. 20. Num. 5. pp. 833-840.
-