

**REDUCCION DE MINERALES DE HIERRO CON MONÓXIDO
DE CARBONO EN LECHO FLUIDIZADO**

JUAN ROCA ROSIQUE

MEXICO, D. F.

1961



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

REDUCCION DE MINERALES DE HIERRO CON MONOXIDO DE
CARBONO EN LECHO FLUIDIZADO

TESIS

QUE PRESENTA PARA SU EXAMEN PROFESIONAL DE

INGENIERO QUIMICO

JUAN ROCA ROSIQUE

ANTE LA

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

INSTITUTO MEXICANO DE
INVESTIGACIONES TECNOLOGICAS, A. C.

SECCIÓN DE QUÍMICA MINERAL Y METALÚRGICA

México, D. F.
1961

MI CUMPLIDO AGRADECIMIENTO AL INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES TECNOLÓGICAS POR LAS FACILIDADES QUE ME BRINDÓ A TRAVÉS DE SU SECCIÓN DE QUÍMICA MINERAL Y METALÚRGICA, ASÍ COMO A TODO EL PERSONAL TÉCNICO Y ADMINISTRATIVO DEL INSTITUTO QUE CONTRIBUYÓ, DIRECTA O INDIRECTAMENTE, A HACER POSIBLE LA REALIZACIÓN DE ESTA TESIS.

CONTENIDO.

RESUMEN.

- I.- INTRODUCCION.
 - A.- PANORAMA GENERAL DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO
 - B.- FUNDAMENTACIÓN Y METAS DE LA INVESTIGACIÓN.
 - II.- DESCRIPCION DEL EQUIPO Y TECNICA EMPLEADA.
 - III.- TRABAJO EXPERIMENTAL.
 - IV.- RESULTADOS.
 - V.- INTERPRETACION DE RESULTADOS.
 - VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.
 - VII.- BIBLIOGRAFIA.
- APENDICE.

RESUMEN.

EL PRESENTE ESTUDIO FORMA PARTE DE LOS TRABAJOS DE DESARROLLO DE UN NUEVO PROCESO PARA OBTENER FIERRO Y ACERO, INICIADOS, A PARTIR DE ENERO DE 1958 EN LA SECCIÓN DE QUÍMICA MINERAL Y METALÚRGICA DEL INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES TECNOLÓGICAS.

LA POSIBILIDAD DE REDUCIR MINERALES FÉRRICOS DE BAJA CALIDAD MEDIANTE HIDRÓGENO Y GAS NATURAL, HA SIDO OBJETO DE NUMEROSOS ESTUDIOS EN LOS ÚLTIMOS 25 AÑOS EN VARIOS PAÍSES DEL MUNDO. EN MÉXICO PRESENTA CIERTOS ATRACTIVOS LA POSIBILIDAD DE USAR MONÓXIDO DE CARBONO COMO AGENTE REDUCTOR SIEMPRE Y CUANDO SEA POSIBLE LOGRAR UNA COMBUSTIÓN INCOMPLETA DE CARBONES DE TIPO ANTRACÍTICO.

EN EL PRESENTE TRABAJO SE EXPONE UNA SERIE DE PRUEBAS ENCAMINADAS A UN VASTO PROYECTO DE UTILIZACIÓN CONJUNTA DE MINERALES FERRÍFEROS Y CARBONES NO COQUIZABLES. LA REDUCCIÓN SE EFECTUÓ EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO, USANDO MONÓXIDO DE CARBONO COMO AGENTE REDUCTOR.

SE DETERMINARON LAS VELOCIDADES MAS ADECUADAS PARA LA FLUIDIZACIÓN DEL MINERAL PARA DIVERSOS TAMAÑOS DE PARTÍCULAS Y SE ESTUDIÓ SU REDUCCIÓN A DIFERENTES TEMPERATURAS, TIEMPOS Y CONCENTRACIONES DE MONÓXIDO DE CARBONO.

LOS GASES DE SALIDA FUERON ANALIZADOS EN UN APARATO TIPO ORSAT DE PRECISIÓN, OBTENIÉNDOSE RESULTADOS MUY VALIOSOS CON RESPECTO AL DESARROLLO DE LA REACCIÓN EN FUNCIÓN DEL TIEMPO. SE ENCONTRÓ QUE LA REACCIÓN ES CASI INSTANTÁNEA EN LOS NIVELES DE TEMPERATURA ESTUDIADOS.

SE PRESENTARON PROBLEMAS DE AGLOMERACIÓN INCIPIENTE A 800°C Y SE COMPROBÓ LA ALTA REACTIVIDAD DE LOS PRODUCTOS REDUCIDOS.

SE LOGRARON REDUCCIONES MUY AVANZADAS Y SE DEMOSTRÓ LA VENTAJA DE USAR TIEMPOS CORTOS DE RESIDENCIA, LO QUE ESTIMULA NUESTRO PROPÓSITO DE DISEÑAR UN SISTEMA CONTINUO QUE PRODUZCA HIERRO Y ACERO A COSTOS REDUCIDOS.

SE HACE HINCAPIÉ EN QUE EL TIEMPO DE RESIDENCIA ES UN PARÁMETRO DECISIVO EN EL PROCESO DE REDUCCIÓN EN LECHO FLUIDIZADO.

COMO EL PROYECTO REVISTE GRANDES PROPORCIONES Y ÉSTA INVESTIGACIÓN REPRESENTA SOLAMENTE UNA CONTRIBUCIÓN PRELIMINAR SOBRE EL MISMO, AL FINAL DE ESTE TRABAJO SE HACEN ALGUNAS RECOMENDACIONES SOBRE FUTUROS ESTUDIOS QUE SE APOYAN EN LAS CONCLUSIONES LOGRADAS.

1.- INTRODUCCION.

NUESTRAS RESERVAS RELATIVAMENTE MODESTAS (*) (**) EN MATERIA DE MINERALES DE HIERRO Y LA LOCALIZACIÓN DE ÉSTOS RESPECTO DE LOS YACIMIENTOS CONOCIDOS DE CARBONES COQUIZABLES, PLANTEAN DIVERSAS NECESIDADES EN EL ORDEN TECNOLÓGICO PARA HACER POSIBLE SU EFICIENTE UTILIZACIÓN Y HACER FRENTE A LA DEMANDA CADA VEZ MAS AMPLIA DE PRODUCTOS DIVERSIFICADOS DE FIERRO Y ACERO. MÉXICO SE HA VISTO OBLIGADO A DEPENDER EN FORMA IMPORTANTE DE CHATARRA DE IMPORTACIÓN COMO MATERIA PRIMA COMPLEMENTARIA EN LA MANUFACTURA DEL ACERO.

LA POSIBILIDAD DE EMPLEAR, POR EJEMPLO, CARBONES NO COQUIZABLES LOCALIZADOS EN ZONAS PRÓXIMAS A YACIMIENTOS FERRÍFEROS INCLUSO SIN EL CONCURSO DE CHATARRA, PODRÍA TAL VEZ REPRESENTAR VENTAJAS INDUDABLES DENTRO DEL PROGRAMA DE AMPLIACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE FIERRO Y ACERO DEL PAÍS.

* INFORME PRELIMINAR SOBRE ALGUNOS ASPECTOS DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO. DOC. INT. 25-13 DEL DEPTO. DE INV. IND. DEL BANCO DE MÉXICO, S. A.

** F. GONZÁLEZ Y COLABORADORES. "LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO," VOL. SEGUNDO. MÉXICO, 1956.

LA RESOLUCIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL PROBLEMA DE UTILIZAR CARBONES NO COQUIZABLES, REPRESENTARÍA TAMBIÉN UN ACERCAMIENTO EFECTIVO AL PROYECTO DE PRODUCIR FIERRO Y ACERO EN SITIOS MÁS CERCANOS AL DISTRITO FEDERAL, CENTRO DE MAYOR IMPORTANCIA PARA EL CONSUMO DE ESTOS PRODUCTOS, PUESTO QUE MÁS DEL 50% DE LAS RESERVAS CONOCIDAS DE MINERALES DE FIERRO SE ENCUENTRAN LOCALIZADOS EN LA LLAMADA ZONA PACÍFICO CENTRAL, QUE INCLUYE: MICHOACÁN, GUERRERO, JALISCO Y COLIMA; EN TANTO QUE LAS ZONAS CARBONÍFERAS DE TEZOATLÁN Y MIXTEPEC EN OAXACA, PUEDEN CONSIDERARSE TAMBIÉN COMO RELATIVAMENTE PRÓXIMAS A LA CAPITAL. EXISTIRÍA ADEMÁS, LA POSIBILIDAD DE CONSIDERAR COMO FUENTE DE ENERGÍA PARA REDUCCIÓN Y FINES DE COMBUSTIÓN EL GAS NATURAL, PROVENIENTE DE ZONAS ASEQUIBLES DE LA REGIÓN DEL GOLFO DE MÉXICO.

A. -- PANORAMA GENERAL DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO.

ESTUDIOS DE EXPLORACIÓN GEOLÓGICA Y DE ESTIMACIÓN DE NUESTRAS RESERVAS DE MINERALES FERRÍFEROS Y CARBONÍFEROS, HAN INDICADO QUE MÉXICO POSEE PRÁCTICAMENTE LA TOTALIDAD DE SUS DEPÓSITOS DE CARBONES COQUIZABLES, EN EL NORTE DEL PAÍS (CUENCA DE SABINAS, COAH.) Y MÁS DE LA MITAD DE LAS RESERVAS DE MINERALES DE HIERRO EN LAS ZONAS CENTRAL Y NORTE DE LA REGIÓN DEL PACÍFICO.

SE HA DICHO QUE LOS YACIMIENTOS FERRÍFEROS SON INSUFICIENTES COMPARADOS CON LA POTENCIALIDAD DE LOS MANTOS DE CARBONES COQUIZABLES Y QUE POR OTRA PARTE, EL PRINCIPAL MERCADO DE LOS PRODUCTOS ELABORADOS DE FIERRO Y ACERO LO CONSTITUYEN EL DISTRITO FEDERAL Y SUS ALREDEDORES.

ANTE TAL SITUACIÓN, SE HA CONSIDERADO QUE LA EXPLORACIÓN DE NUEVAS TÉCNICAS Y SU USO POSTERIOR PARA LA OBTENCIÓN DE HIERRO Y ACERO, SERÍAN DE GRAN INTERÉS PARA AQUELLAS ZONAS EN LAS QUE EXISTEN MINERALES DE HIERRO DE POTENCIALIDAD RECONOCIDA (LAS TRUCHAS, GRO., EL MAMEY, COL., PIHUAMO, JAL. Y EL VOLCÁN, SON.). HASTA DONDE SE SABE, EN ESTOS LUGARES SE CARECE DE YACIMIENTOS DE CARBONES QUE HAGAN POSIBLE LA INSTALACIÓN DE PLANTAS SIDERÚRGICAS CON BASE EN EL PROCESO CLÁSICO DEL ALTO HORNO, PERO SIN EMBARGO, EXISTEN DEPÓSITOS DE CARBONES NO COQUIZABLES DE CIERTO INTERÉS (TEZOATLÁN, OAX. Y EL YAQUI, SON), Y RELATIVAMENTE CERCANOS.

MATERIAS PRIMAS.

EN LA SIGUIENTE TABLA SE MUESTRAN LAS RESERVAS DE MINERALES DE HIERRO.

TABLA No. 1
ESTIMACIÓN DE LAS RESERVAS DE MINERALES FERRÍFEROS.*

GRUPO	ESTADOS	MILLONES DE TONELADAS
PACÍFICO NORTE	BAJA CALIFORNIA, SONORA Y SINALOA.	48.0
NORTE	DURANGO, ZACATECAS, CHIHUAHUA, COAHUILA Y NUEVO LEÓN	94.5
PACÍFICO CENTRAL	COLIMA, JALISCO, MICHOACÁN, Y GUERRERO.	228.9
CENTRO	HIDALGO, MÉXICO, MORELOS, PUEBLA Y VERACRUZ (NORTE Y CENTRO)	5.2
SUR	OAXACA, CHIAPAS Y PORCIÓN SUR DE VERACRUZ.	6.1
	TOTAL	382.7

INFORME PRELIMINAR SOBRE ALGUNOS ASPECTOS DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA MEXICANA. DOC. INT.25-13 DEL DEPTO. DE INB. IND. DEL BANCO DE MÉXICO, S.A.

DE ACUERDO CON ESTOS DATOS SE OBSERVA QUE MAS DE LA MITAD DE LOS MINERALES DE HIERRO SE ENCUENTRAN EN LAS ZONAS PACÍFICO NORTE Y PACÍFICO CENTRAL, EN DONDE, HASTA LA FECHA, NO SE HAN LOCALIZADO DEPÓSITOS DE CARBONES COQUIZABLES.

LA PUREZA DEL MINERAL DE HIERRO ES DE ALREDEDOR DEL 61%.

EN LO QUE RESPECTA AL CARBÓN MINERAL, LA CUENCA CARBONÍFERA DE COAHUILA, CUENTA CON LOS YACIMIENTOS MAS IMPORTANTES DE MÉXICO.

SE CONSIDERA QUE EL ESTADO DE COAHUILA DISPONE DE UN TOTAL DE CERCA DE 1700 MILLONES DE TONELADAS DE CARBÓN. PRÁCTICAMENTE TODO EL CARBÓN COQUIZABLE DE QUE SE DISPONE EN LA REPÚBLICA SE ENCUENTRA CONCENTRADO EN ESTA ZONA.

EN 1955 EL PAÍS IMPORTÓ CERCA DE 250,000 TONELADAS DE CHATARRA Y EL CONSUMO ACTUAL ES DE 400,000 TONELADAS*, CANTIDAD QUE SEGURAMENTE AUMENTARÁ EN FORMA PROGRESIVA, DADOS LOS USOS COMPLEMENTARIOS DE ESTA MATERIA PRIMA EN LOS HORNOS DE ACERACIÓN SIEMENS MARTÍN Y LOS HORNOS ELÉCTRICOS. LA PRODUCCIÓN NACIONAL DE CHATARRA ES DEL ORDEN DE 200,000 TONELADAS ANUALES.

ESTA MATERIA PRIMA CONSTITUYE UN ÁNGULO DE GRAN PREOCUPACIÓN.

LA PRODUCCIÓN DE HIERRO DE PRIMERA FUSIÓN HA TENIDO UN AUMENTO CONSIDERABLE. EN 1950 MÉXICO PRODUJO APROXIMADAMENTE 230,000 TONELADAS.

* F. GONZÁLEZ Y COLABORADORES. "LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO" VOL. SEGUNDO, MÉXICO 1956.

AÚN ASÍ, NO SE ALCANZA LA CAPACIDAD DE INSTALACIÓN DE LAS PRINCIPALES PLANTAS PRODUCTORAS: ALTOS HORNOS DE MÉXICO, S. A. QUE TIENE UNA CAPACIDAD DE 420,000 TONELADAS ANUALES; FUNDIDORA DE FIERRO Y ACERO DE MONTERREY, S.A. DE 300,000 TONELADAS Y LA CONSOLIDADA, S.A. DE 53,500 TONELADAS.

LAS PLANTAS DE ACERACIÓN, YA EN PRODUCCIÓN TIENEN UNA CAPACIDAD DE INSTALACIÓN DE 600,000 TONELADAS EN HORNOS SIEMENS MARTIN Y DE 500,000 TONELADAS EN 18 PLANTAS QUE OPERAN EN 30 HORNOS ELÉCTRICOS, ESTO DA EN TOTAL DE CAPACIDAD DE INSTALACIÓN DE 1.100,000 TONELADAS POR AÑO.

TABLA No. 2

CONSUMO APARENTE DE ACERO EN MÉXICO**

AÑO	PRODUCCIÓN TONELADAS	IMPORTACIÓN TONELADAS	CONSUMO APARENTE. TONELADAS
1950	390,356	374,336	764,692
1954	609,450	326,218	935,668
1955	725,350	335,869	1.061,219
1956	878,892	452,787	1.331,679

** MEMORIAS SEGUNDO CONGRESO NACIONAL DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA. PAG. 48 (1957) CÁMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DEL HIERRO Y DEL ACERO.

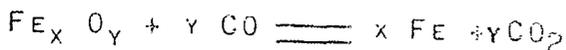
ESTA TABLA NOS HACE APRECIAR QUE TENEMOS UN DÉFICIT EN LA PRODUCCIÓN DE LINGOTES DE ACERO. ESTE DÉFICIT FUE DE CERCA DE 450,000 TONELADAS ANUALES EN 1956.

EL PROBLEMA SE AGRAVA YA QUE EL MERCADO ACTUAL DE PRODUCTOS DE FIERRO Y ACERO TIENE UN CRECIMIENTO CON RITMO ACELERADO Y ES NECESARIO CONSIDERAR LAS NECESIDADES CRECIENTES DE EMPRESAS COMO LA "CONSTRUCTORA NACIONAL DE CARROS DE FERROCARRIL", "DIESEL NACIONAL", "TOYODA DE MEXICO", EL GRAN DESARROLLO DE "PETRÓLEOS MEXICANOS", EL CRECIMIENTO DE LAS INDUSTRIAS ELÉCTRICAS, QUÍMICA Y LA DE LA CONSTRUCCIÓN, ENTRE OTRAS.

B.- FUNDAMENTACIÓN Y METAS DE INVESTIGACIÓN.

INDUDABLEMENTE QUE UN ANÁLISIS DE LOS FENÓMENOS QUE SE CONSIDERA OCURREN AL OPERAR UN ALTO HORNO, PUEDE ORIENTAR LA INVESTIGACIÓN HACIA LOS PROBLEMAS ESENCIALES QUE DEBEN RESOLVERSE.

EN EL ALTO HORNO SE ALIMENTA POR LA PARTE SUPERIOR EL MINERAL, COQUE Y PIEDRA CALIZA; AL ENTRAR EN CONTACTO ESTOS MATERIALES CON LOS GASES CALIENTES QUE SUBEN HAY UN INTERCAMBIO DE CALOR: DISMINUYE LA TEMPERATURA DE LOS GASES Y SE CALIENTA EL MATERIAL, CUYA TEMPERATURA AUMENTA A MEDIDA QUE DESCENDE EN EL HORNO, HASTA LLEGA A CIERTO NIVEL, AL CUAL SE INICIA UN PROCESO DE REDUCCIÓN OCASIONADO POR LOS GASES QUE PROVienen DE LA PARTE INFERIOR DEL HORNO Y QUE SON LOS EN MONÓXIDO DE CARBONO. PUEDE CONSIDERARSE QUE SE EFECTÚA LA SIGUIENTE REACCIÓN:



($Fe_x O_y$ SON ÓXIDOS DE FIERRO FÁCILMENTE REDUCIBLES).

EN SU TRAYECTO HACIA ABAJO Y CUANDO LA TEMPERATURA HA ALCANZADO UN VALOR DE 850 A 900°C

SE INICIA LA DESCOMPOSICIÓN DE LA PIEDRA CALIZA. EN ESTA ETAPA LA REDUCCIÓN HASTA FIERRO ES MÍNIMA, DEBIDO A LA PRESENCIA DE CIERTOS COMPUESTOS DE FIERRO DE DIFÍCIL REDUCCIÓN A ESTAS TEMPERATURAS. PERO AL ELEVARLA A MAS DE $1,000^{\circ}\text{C}$ SE EFECTÚA LA REDUCCIÓN.

YA MUY CERCA DE LAS TOBERAS, EL GRADIENTE DE TEMPERATURA AUMENTA CONSIDERABLEMENTE Y ALREDEDOR DE $1,200^{\circ}\text{C}$ EMPIEZA A APARECER MATERIAL FUNDIDO; EL ÓXIDO DE CALCIO, PRODUCTO DE LA DESCOMPOSICIÓN DE LA PIEDRA CALIZA ACTÚA COMO FUNDENTE, DEBIDO PROBABLEMENTE A CIERTAS REACCIONES DE LA CAL CON ALGUNAS IMPUREZAS DEL MINERAL. AL CAER EL MATERIAL FUNDIDO AL CRISOL DEL ALTO HORNO, LA DIFERENCIA DE DENSIDADES PRODUCE UNA SEPARACIÓN DEL FIERRO FUNDIDO Y LA ESCORIA. LA TEMPERATURA EN ESTE CRISOL ES TAN ELEVADA Y TAN PROLONGADO EL TIEMPO QUE PERMANECE EL FIERRO FUNDIDO EN ÉL, QUE EL CARBÓN QUE SE ENCUENTRA PRESENTE REACCIONA CON EL FIERRO, PARA FORMAR CARBUROS, O ES DISUELTO POR EL METAL.

EL FIERRO FUNDIDO QUE SE EXTRAE DEL ALTO HORNO SE SOMETE A UNA ACERACIÓN PROCESO QUE CONSISTE EN LA ELIMINACIÓN DEL CARBÓN, FOSFURO Y OTRAS IMPUREZAS QUE CONTIENE, POR UN MECANISMO DE OXIDACIÓN Y EN ADICIONARLE ALGUNOS ELEMENTOS DE ALEACIÓN.

LOS PUNTOS SOBRESALIENTES DE ESTE PROCESO SON LOS SIGUIENTES:

- 1° LA REDUCCIÓN DE MINERALES DE HIERRO PUEDE EFECTUARSE A TEMPERATURAS INFERIORES A 850°C ; EL PRODUCTO ES UN MATERIAL DE APARIENCIA ESPONJOSA LLAMADO "FIERRO ESPONJA".

- 2° LAS IMPUREZAS QUE CONTIENE SE ELIMINAN MEDIANTE FUSIÓN SEGUIDA DE UNA SEPARACIÓN OCASIONADA POR DIFERENCIA DE DENSIDADES.
- 3° PARA EFECTUAR LA FUSIÓN SE REQUIEREN TEMPERATURAS DEL ORDEN DE 1,400°C.
- 4° A ÉSTAS ALTAS TEMPERATURAS EL HIERRO DISUELVE O REACCIONA CON EL CARBÓN PRESENTE, IMPURIFICÁNDOSE.

EL OBJETO DE ESTA TESIS ES ÚNICAMENTE DILUIR LOS PROBLEMAS CONCERNIENTES A LA REDUCCIÓN PARCIAL DEL MINERAL, USANDO LA TÉCNICA DE FLUIDIZACIÓN.

LA INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA INTERNACIONAL SOBRE NUEVAS TÉCNICAS PARA LA OBTENCIÓN DE FIERRO Y ACERO, HA INDICADO QUE EN LA ACTUALIDAD SE ENCUENTRAN EN ESTUDIO LOS SIGUIENTES PROCESOS PRINCIPALES:

- 1° REDUCCIÓN DE MINERALES DE HIERRO PARA LA OBTENCIÓN DE FIERRO ESPONJA, SÓLIDO, MEDIANTE GAS NATURAL. ÉSTE PROCESO EN ESCALA DE PLANTA PILOTO DE 10 TONELADAS DIARIAS SE ENCUENTRA EN INVESTIGACIÓN POR ARTHUR D. LITTLE LABORATORIES, EN CAMBRIDGE, MASS.
- 2° REDUCCIÓN Y CARBURACIÓN DE MINERALES DE FIERRO EN HORNO CICLÓNICO PARA LA OBTENCIÓN DE ACERO CRUDO. PROCESO "CYCLOSTEEL" EN OPERACIÓN POR EL BRITISH IRON AND STEEL INSTITUTE. SE ESTIMA, QUE ESTE PROCESO ESTÁ YA EN ESCALA DE PLANTA PILOTO.

- 3° PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE ACERO EN HORNO DE RESISTENCIA ELÉCTRICA. EL PROCESO "WILE" QUE REPRESENTA ESTA INNOVACIÓN NO HA SIDO PROBADO EN PLANTA PILOTO. SE DESCONOCE SI CONTINÚAN LOS TRABAJOS DE INVESTIGACIÓN.
- 4° PROCESO DE FIERRO "H" DESARROLLADO POR HYDROCARBON LABORATORIES DE NEW JERSEY, PARA LA OBTENCIÓN DE FIERRO ESPONJA POR REDUCCIÓN CON HIDRÓGENO.
- 5° PROCESO DEL "BAJO HORNO" ACTUALMENTE EN DESARROLLO EN BÉLGICA Y ALEMANIA.
- 6° FORMACIÓN DE "NÓDULOS" DE MINERALES POBRES DE HIERRO A FIN DE INCORPORARLOS AL ALTO HORNO.

EN GENERAL EXISTE Poca INFORMACIÓN REFERENTE AL ESTADO ACTUAL DE LA INVESTIGACIÓN SOBRE ESTOS PROCESOS, ESPECIALMENTE POR LO QUE SE REFIERE AL PROCESO "CYCLOSTEEL" YA QUE LOS DATOS OBTENIDOS SON DE GRAN CONFIDENCIALIDAD.

CAPITULO II
DESCRIPCION DEL EQUIPO Y
TECNICA EMPLEADA.

REACTOR FLUIDIZADOR.- EN TÉRMINOS GENERALES EL REACTOR USADO ES DE ACERO INOXIDABLE, TIPO 316, DE 61 CM. (2 PIES) DE LONGITUD Y 6.35 CM (2.5 PULGADAS) DE DIÁMETRO INTERIOR; ESTÁ CONSTITUIDO POR TRES SECCIONES: LA PRIMERA FORMADA POR UN CONO DE $77^{\circ} 49'$ DE ACERO INOXIDABLE CONECTADO EN SU PARTE INFERIOR A UN TUBO DE 0.635 CM (0.25 PULGADAS) POR EL CUAL SE EFECTÚA LA ALIMENTACIÓN DE GASES AL REACTOR.

EN LA PARTE TERMINAL DEL CONO SE ENCUENTRA UNA MALLA DE ACERO INOXIDABLE DEL No. 200 QUE AL MISMO TIEMPO QUE SOPORTA EL MATERIAL, DEJA PASAR LOS GASES REDUCTORES.

ESTA PRIMERA SECCIÓN AJUSTA PERFECTAMENTE CON LA SEGUNDA CONSTITUIDA POR UN TUBO DE LAS DIMENSIONES Y MATERIAL YA MENCIONADOS, EL CUAL TIENE 4 TOMAS DE PRESIÓN, DOS DE ELLAS SITUADAS JUSTAMENTE ANTES Y DESPUES DE LA MALLA, Y LAS DOS RESTANTES AL 17.8 Y 27.9 CM. (7 Y 11 PULGADAS) DE LA MISMA RESPECTIVAMENTE.

LA TERCERA SECCIÓN FORMA LA PARTE SUPERIOR DEL REACTOR Y ESTA UNIDA A LA ANTERIOR EN FORMA SIMILAR QUE LAS SECCIONES ANTERIORES, ESTO ES, POR MEDIO DE UNA BRIDA; ESTA ÚLTIMA PARTE ES UNA TAPA DE 8.35 CM (3-3/4 DE PULGADA) DE DIÁMETRO CON UN TUBO EN EL CENTRO DE 0.635 CM (0.25 PULGADAS) POR EL CUAL SE DESLIZA UN TERMOPAR. CERCA DE LA ORILLA SE ENCUENTRA UN TUBO DE 0.95 CM

(0.375 PULGADAS) CONECTADO A UN T; POR UNA RAMA DE ÉSTA SALEN LOS GASES DE REACCIÓN, PASAN A UN ENFRIADOR Y DE ÉSTE, A LOS TUBOS MUESTREADORES PARA SER ANALIZADOS POSTERIORMENTE; POR LA OTRA RAMA DE LA T, SE CONECTÓ UNA EXPANSIÓN DE COMPANA DESDE LA CUAL SE HACE LA ALIMENTACIÓN DEL MINERAL.

LAS JUNTAS DE CADA UNA DE LAS PARTES DEL REACTOR SE PROTEGEN Y SELLAN CON EMPAQUE DE ASBESTO GRAFITADO "CHESTERTON" DEL NO. 200.

EL CUERPO DEL REACTOR SE CUBRE CON UNA CAPA DE 0.5 CM DE CEMENTO REFRACTARIO "ALUNDUM", RA-305*.

SOBRE ESTA CAPA DE CEMENTO SE ENROLLAN 7.6 M (25 PIES) DE RESISTENCIA ELÉCTRICA DE NIQUEL CROMO; SE USA CORRIENTE ELÉCTRICA DE 220 VOLTS, HAY UNA RESISTENCIA DE 30 OHMS POR METRO LINEAL. SOBRE LA RESISTENCIA SE COLOCA OTRA CAPA DE CEMENTO Y FINALMENTE UNA CAPA DE 5 CM. (2 PULGADAS) DE ASBESTO CEMENTO.

EL EQUIPO AUXILIAR ESTÁ CONSTITUIDO POR TRES TERMOPARES DE CHROMEL-ALUMEL: UNO QUE SE DESLIZA POR EL INTERIOR DEL REACTOR, OTRO FIJO EXACTAMENTE EN EL LECHO FLUIDIZADO Y OTRO EN LA PRIMERA CAPA DE CEMENTO, CUYO OBJETO ES MEDIR LA TEMPERATURA DE LA RESISTENCIA, YA QUE EL TIPO ESCOGIDO TIENE UN LÍMITE DE 1050°C.

LOS GASES DE ALIMENTACIÓN ESTÁN CONSTITUI-

* SE ESCOGIÓ ESTE TIPO DE CEMENTO POR PRESENTAR AL MISMO TIEMPO ALTA CONDUCTIVIDAD TÉRMICA, SER REFRACTARIO Y BUEN AISLANTE ELÉCTRICO.

DOS POR MONÓXIDO DE CARBONO COMO AGENTE REDUCTOR, Y NITRÓGENO COMO AUXILIAR PARA LOGRAR UNA BUENA FLUIDIZACIÓN. ESTOS GASES PROVIENEN DE CILINDROS ESTÁNDAR No. 1-A GRADO COMERCIAL CON SU RESPECTIVO REGULADOR AUTOMÁTICO. LA MEDICIÓN DE LA ALIMENTACIÓN SE LLEVA A CABO POR MEDIO DE MEDIDORES DE ORIFICIOS CALIBRADOS.

ANTES DE INTRODUCIR LOS GASES AL REACTOR SE SOMETEN A UN PRECALENTAMIENTO DE 300°C A LA VELOCIDAD DE OPERACIÓN; PARA ELLO SE USA UN TUBO DE 3.17 CM (1.25 PULGADAS) DE DIÁMETRO Y 3.64 M (12 PIES) DE LONGITUD AL QUE SE APLICA CALENTAMIENTO EXTERNO.

TÉCNICA DE FLUIDIZACIÓN DEL MINERAL DE HIERRO.

LA FLUIDIZACIÓN ES UNA OPERACIÓN UNITARIA, EN LA QUE SE PONEN EN CONTACTO SÓLIDO-LÍQUIDO O SÓLIDO-GAS. ES UNA OPERACIÓN INTERMEDIA ENTRE EL FLUJO DE SÓLIDOS A TRAVÉS DE FLUIDOS Y EL FLUJO DE FLUIDOS A TRAVÉS DE SÓLIDOS, EN LA QUE LA COLUMNA DE SÓLIDOS SE COMPORTA COMO UNA COLUMNA LÍQUIDA.

BAJO ESTAS CONDICIONES Y DE ACUERDO CON EL TAMAÑO DE PARTÍCULA EMPLEADO, Y LA VELOCIDAD DEL GAS FLUIDIZADO, LA CAPA DE SÓLIDOS ES SOPORTADA Y UNIFORMEMENTE AGITADA POR LA CORRIENTE DEL FLUIDO; A CAUSA DE ESTA TURBULENCIA ES MUY ELEVADA LA TRANSFERENCIA DEL CALOR Y MATERIA, PRÁCTICAMENTE SE ELIMINAN LOS GRADIENTES DE TEMPERATURA Y COMPOSICIÓN DEL LECHO.

COMO SE DIJO ANTES, EN ESTAS CONDICIONES, EL MATERIAL SÓLIDO SE COMPORTA COMO UN LÍQUIDO Y ES POSIBLE TRANSPORTARLO POR MEDIO DE TUBERÍAS, HACIENDO CONTINUA, SIMPLE Y A BAJO COSTO,

LA OPERACIÓN MECÁNICA DE CARGA Y DESCARGA DEL MATERIAL AL REACTOR.

TRABAJOS REALIZADOS ANTERIORMENTE POR MITRA Y BOYNTON* ACERCA DE LA TÉCNICA DE FLUIDIZACIÓN, HAN DEMOSTRADO QUE LA CALIDAD DE ÉSTA DEPENDE, EN GRAN PARTE, DE LAS DIMENSIONES DEL LECHO Y DE LA TEMPERATURA; CUANDO ÉSTA LLEGA A 830°C SE OBSERVA CIERTA AGLOMERACIÓN DE LAS PARTÍCULAS DEBIDO A UNA FUSIÓN INCIPIENTE Y LA FLUIDIZACIÓN SE TORNA DIFÍCIL Y ES NECESARIO DAR MAYOR VELOCIDAD SUPERFICIAL DE GASES.

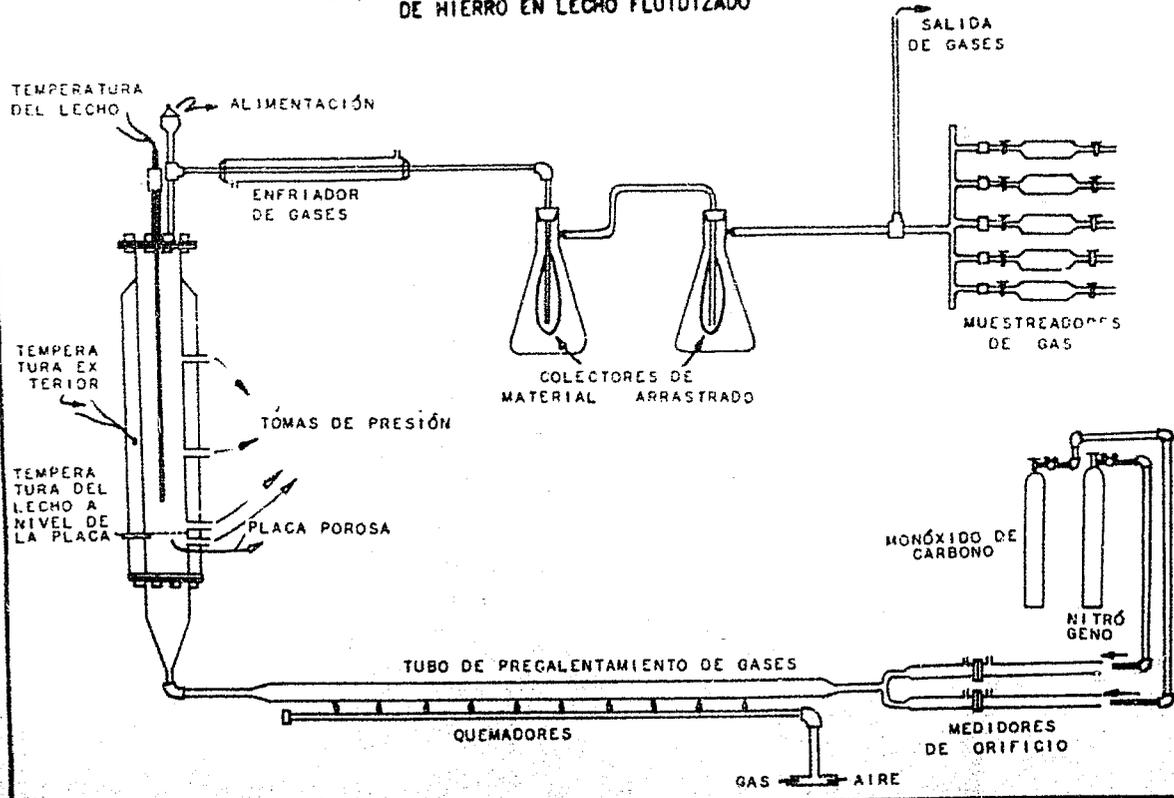
ENTRE LAS PRINCIPALES PERTURBACIONES QUE SE PUEDEN PRESENTAR ESTÁN EL ACANALAMIENTO Y EL BURBUJEO QUE DEPENDEN FUNDAMENTALMENTE DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA EMPLEADO; HEMOS ENCONTRADO QUE EL MINERAL POR REDUCIR PRESENTA GRAN DIFICULTAD PARA FLUIDIZARSE SI EL TAMAÑO DE PARTÍCULA ES MENOR QUE EL RETENIDO POR EL TAMIZ DE 100 MALLAS.

EN ESTE PROCESO CONVIENE USAR PARTÍCULAS DE FINURA CONSIDERABLE, LO QUE EN ALGUNOS CASOS TRAERÍA CONSIGO LA NECESIDAD DE EFECTUAR UNA MOLIENDA PREVIA DEL MATERIAL; NO OBSTANTE ESTE INCONVENIENTE, EL PROCESO PRESENTA LAS SIGUIENTES VENTAJAS:

- 1° OPERACIÓN CONTINUA. SE FACILITA CONSIDERABLEMENTE EL TRANSPORTE DE SÓLIDOS.
- 2° LA TRANSMISIÓN DE CALOR SE AUMENTA CONSIDERABLEMENTE.

* MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY. 1947.
DE CHEM. ENG.

FIGURA 1
ESQUEMA DEL APARATO USADO EN LA REDUCCION
DE HIERRO EN LECHO FLUIDIZADO



- 3° SE ELIMINAN LOS GRADIENTES DE TEMPERATURA Y COMPOSICIÓN A TRAVÉS DEL LECHO FLUIDIZADO.
- 4° LOS GASES DE REACCIÓN DIFUNDEN CON MAYOR FACILIDAD.
- 5° EL PROCESO DE REDUCCIÓN REQUIERE POCO TIEMPO PARA EFECTUARSE.
- 6° PERMITE UN MEJOR CONTROL DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.
- 7° EL PROCESO SE EFECTÚA A BAJAS TEMPERATURAS.

CAPITULO III
TRABAJO EXPERIMENTAL.

A.- VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN.

CON ESTE FIN SE HICIERON ALGUNAS PRUEBAS PARA DETERMINAR LA VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN PARA DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTÍCULAS EN UNA COLUMNA DE VIDRIO DE 5 CM. (2 PULGADAS) DE DIÁMETRO Y 61 CM. (2 PIES) DE LONGITUD; SE OBTUVIERON LOS SIGUIENTES RESULTADOS:

	CLASIFICACIÓN DE PARTÍCULAS DE MINERAL (MALLAS)	VELOCIDAD MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN		VELOCIDAD DE OPERACIÓN	
		CM/SEG	PIE/SEG	CM/SEG	PIE/SEG
A	14-28	39.624	1.300	52.155	1.710
B	28-42	23.332	0.765	32.940	1.080
C	42-60	13.420	0.440	24.095	0.790
D	60-80	10.126	0.332	22.570	0.740
E	MENOR DE 100	-----	-----	-----	-----
HUBO ACANALAMIENTO DEL MATERIAL - - - -					

VELOCIDAD DE OPERACIÓN ES UNA VELOCIDAD CUALQUIERA EN LA QUE SE OBSERVÓ UNA BUENA FLUIDIZACIÓN.

B.- TÉCNICA DE OPERACIÓN.

EL MINERAL DE HIERRO SE SOMETIÓ PRIMERAMENTE

TE A UNA FLUIDIZACIÓN PARA LA QUE SE USÓ UNA CORRIENTE DE NITRÓGENO CON OBJETO DE MANTENER HOMOGÉNEO E INERTE EL SISTEMA, A FIN DE EVITAR LA PRESENCIA DE GRADIENTES DE TEMPERATURA AL ALIMENTAR EL GAS REDUCTOR, AUNQUE ÉSTE TAMBIÉN FUE SOMETIDO A PRECALENTAMIENTO.

EL REACTOR SE CALENTÓ POR MEDIO DE UNA RESISTENCIA ELÉCTRICA EN FORMA DE CINTA Y SE AJUSTÓ LA CORRIENTE ELÉCTRICA SUMINISTRADA MEDIANTE UN REÓSTATO.

UNA VEZ ALCANZADA LA TEMPERATURA DESEADA SE AJUSTÓ LA RELACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO Y NITRÓGENO A LA CONVENIENTE Y SE DIÓ PRINCIPIO AL PROCESO DE REDUCCIÓN; DESDE ESTE MOMENTO SE TOMARON MUESTRAS DE GASES DE REACCIÓN, A DIFERENTES INTERVALOS DE TIEMPO, DURANTE EL TRANSCURSO DE CADA UNA DE LAS CORRIDAS.

EN CADA PRUEBA Y MIENTRAS DURÓ LA OPERACIÓN, SE VIGILÓ LA TEMPERATURA, LA ALIMENTACIÓN Y LAS CAÍDAS DE PRESIÓN A LO LARGO DEL LECHO FLUIDIZADO, CON ESPECIAL CUIDADO DE EVITAR CUALQUIER VARIACIÓN, A FIN DE QUE EL PROCESO SE EFECTUARA SATISFACTORIAMENTE, LO CUAL SE COMPROBÓ DE LAS SIGUIENTES MANERAS:

- 1° ESTA CÁIDA DE PRESIÓN TUVO VARIACIONES MUY PEQUEÑAS Y CONTINUAS A CAUSA DE LA TURBULENCIA DEL LECHO FLUIDIZADO.
- 2° LOS GRADIENTES DE TEMPERATURA A TRAVÉS DEL LECHO FUERON MÍNIMOS.

LOS GASES DE SALIDA FUERON RECOLECTADOS EN TUBOS MUESTREADORES DE 250 M "PYREX" A INTERVALOS DE TIEMPO QUE SE FIJARON DE ACUERDO CON LAS CONDICIONES DE TRABAJO. PARA EVITAR LA DISOLU-

CIÓN DEL BIÓXIDO DE CARBONO PRODUCIDO, EL GAS DE LOS TUBOS MUESTREADORES SE DESPLAZÓ CON UNA SOLUCIÓN DE SULFATO DE SODIO (AL 20%) Y ÁCIDO SULFÚRICO (AL 5%). SE CONTÓ CON VARIAS LÍNEAS DE MUESTREO PARA HACER POSIBLE LA TOMA DE MUESTRAS A INTERVALOS DE TIEMPO TAN PEQUEÑOS COMO SEA NECESARIO.

C.- CÁLCULO APROXIMADO DE LA CANTIDAD TEÓ-
RICA DE MONÓXIDO DE CARBONO NECESARIA
PARA EFECTUAR UNA REDUCCIÓN TOTAL.

EL REACTOR SE CARGÓ CON 200 G DE MATERIAL, CANTIDAD QUE OBEDECE A UNA RELACIÓN EMPÍRICA L/D MENOR O IGUAL A DOS, EN LA QUE "L" ES LONGITUD DEL LECHO FLUIDIZADO Y "D" ES EL DIÁMETRO DEL MISMO.

LA CANTIDAD DE MONÓXIDO DE CARBONO PARA EFECTUAR UNA REDUCCIÓN TOTAL SE CALCULÓ DE ACUERDO CON LA REACCIÓN $Fe_2O_3 + 3 CO \longrightarrow 2Fe + 3 CO_2$. SE CONSIDERÓ EL MINERAL 100% PURO.

LA REACCIÓN ANTERIOR INDICA QUE CADA MOL DE ÓXIDO FÉRRICO REACCIONA CON TRES MOLES DE MONÓXIDO DE CARBONO; LOS 200 G DE MINERAL REPRESENTAN 1.25 MOLES, SON NECESARIAS POR LO TANTO, 3.75 MOLES DE MONÓXIDO DE CARBONO, VER APÉNDICE A.1.

D.- SELECCIÓN DE LAS CONDICIONES DE REDUC-
CIÓN DEL MINERAL.

COMO LA CANTIDAD DE MONÓXIDO DE CARBONO DE QUE SE DISPONÍA ERA LIMITADA, SE MEZCLÓ ÉSTE CON NITRÓGENO, DE MANERA QUE SE ALIMENTABA EL MONÓXIDO NECESARIO PARA EFECTUAR LA REDUCCIÓN Y EL NITRÓGENO COMPLETABA EL FLUJO DE GASES NECESARIO PARA LOGRAR UNA BUENA FLUIDIZACIÓN.

COMO CONDICIONES EXTREMAS SE PROPUSIERON ARBITRARIAMENTE LAS SIGUIENTES RELACIONES DE MONÓXIDO DE CARBONO Y NITRÓGENO:

$$\frac{CO}{CO + N_2} = R$$

LÍMITE INFERIOR: 30% LÍMITE SUPERIOR: 70%

LAS DETERMINACIONES PREVIAS INDICARON LA VELOCIDAD DEL FLUJO GASEOSO NECESARIO PARA FLUIDIZAR PARTÍCULAS DE 60 A 80 MALLAS, SIENDO ÉSTA DE 21.3 CM/SEGUNDO (0.7 PIE/SEGUNDO). DE ACUERDO CON ESTA VELOCIDAD Y EL ÁREA DEL REACTOR ES NECESARIO MANTENER UN FLUJO DE GASES DE 0.85 L/SEG (0.03 PIE³/SEG). VER APÉNDICE A, 2. PARA EL LÍMITE INFERIOR DE CONCENTRACIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO R=0.3 Y BAJO LA CONSIDERACIÓN QUE EL GASTO TOTAL DE GASES CORRESPONDE AL GASTO DE NITRÓGENO, MAS EL DE MONÓXIDO SE ENCUENTRA:

G NITRÓGENO = 0.59 L/SEG (0.021 PIE³/SEG)

G MONÓXIDO = 0.25 L/SEG (0.009 PIE³/SEG)

VER APÉNDICE A, 3.

DE MODO SIMILAR SE HACE EL CÁLCULO CORRESPONDIENTE AL LÍMITE SUPERIOR R=0.7 Y ENCONTRAMOS:

G NITRÓGENO = 0.25 L/SEG (0.009 PIE³/SEG)

G MONÓXIDO = 0.59 L/SEG (0.021 PIE³/SEG)

SEGÚN SE ANOTÓ, LA CANTIDAD TEÓRICA MÍNIMA DE MONÓXIDO DE CARBONO ES 330 L (11.7 PIE³), ENTONCES CUANDO R=0.3 Y EL GASTO DE MONÓXIDO DE CARBONO G=0.25 L/SEG (0.009 PIE³/SEG) SE NECESITA QUE EL TIEMPO DE REACCIÓN SEA DE 21 NI-

NUTOS. CUANDO $R=0.7$ Y EL GASTO DE MONÓXIDO DE CARBONO $G=0.59$ L/SEG (0.021 PIE³/SEG) ES NECESARIO QUE EL TIEMPO DE REACCIÓN SEA DE APROXIMADAMENTE 10 MINUTOS.

RESUMIENDO: PARA UNA CARGA DE 200 G DE MINERAL SUPUESTO 100% PURO LA CANTIDAD DE GASES Y EL TIEMPO REQUERIDO SERÁN:

R	G MONÓXIDO DE CARBONO		G NITRÓGENO		θ REACCIÓN
	L/SEG	PIE ³ /SEG	L/SEG	PIE ³ /SEG	MINUTOS
0.3	0.25	0.009	0.59	0.021	21
0.7	0.59	0.021	0.25	0.009	10

EN ATENCIÓN A ESTAS CONDICIONES Y EN CONSIDERACIÓN A OTRA VARIABLE, LA TEMPERATURA, SE EFECTUARON UN TOTAL DE 8 CORRIDAS, QUE SE DISTRIBUYERON LO MAS CERCA POSIBLE A LAS CONDICIONES DEL SIGUIENTE CUADRO:

CORRIDA No.	R	T°C	θ MINUTOS DURACIÓN
1	0.3	700	5
2	0.3	700	15
3	0.3	800	5
4	0.3	800	15
5	0.7	700	5
6	0.7	700	15
7	0.7	800	5
8	0.7	800	15

SE TOMARON CINCO MUESTRAS DE LOS GASES DE REACCIÓN EN CADA UNA DE LAS CORRIDAS 1, 3, 5 Y 7, A INTERVALOS DE 15, 30, 60, 180 Y 300 SEGUNDOS. DE LAS CORRIDAS 2, 4, 6 Y 8 SE TOMARON OCHO MUESTRAS DE CADA UNA, A INTERVALOS DE 15, 30, 60, 120, 240, 420, 600 Y 900 SEGUNDOS.

LOS GASES DE REACCIÓN FUERON ANALIZADOS POR UN MÉTODO DE ABSORCIÓN PARA LO QUE SE EMPLEÓ UN APARATO ANALIZADOR DE GASES TIPO SARGENT DE PRECISIÓN. COMO ABSORBENTE PARA EL BIÓXIDO DE CARBONO SE USÓ UNA SOLUCIÓN DE HIDRÓXIDO DE SODIO AL 50%; QUE SE PREPARÓ DISOLVIENDO A 500 G DE LA SAL EN UN LITRO DE AGUA; PARA EL MONÓXIDO DE CARBONO, UNA SOLUCIÓN DE CLORURO CUPROSO; 100 G EN MEDIO LITRO DE AGUA Y MEDIO LITRO DE ÁCIDO CLORHÍDRICO CONCENTRADO.

A PESAR QUE EL TIPO DE REACCIONES QUE SE EFECTÚAN EN EL PROCESO NO PERMITE LA FORMACIÓN DE OXÍGENO, SE INVESTIGÓ LA PRESENCIA DE ÉSTE, QUE PODÍA SER ORIGINADA POSIBLEMENTE POR UN SELLADO IMPERFECTO DE LOS TUBOS MUESTREADORES, QUE PERMITIERA, AL ENFRIARSE, LA ENTRADA DE AIRE. COMO REACTIVO PARA EL OXÍGENO SE PREPARÓ UNA SOLUCIÓN DE PIROGALOL (20 G) HIDRÓXIDO DE POTASIO (20 G) Y AGUA (100 ML).

CAPITULO IV
RESULTADOS.

LOS RESULTADOS DE LOS OCHO EXPERIMENTOS SE EXPRESAN A CONTINUACIÓN: (SE ACLARA QUE EN NINGÚN CASO SE ENCONTRÓ OXÍGENO LIBRE EN LOS GASES Y QUE EL NITRÓGENO SE CALCULÓ POR DIFERENCIA).

PARA TODOS LOS ANÁLISIS DE GASES SE TOMARON MUESTRAS DE 100 ML A 25°C Y PRESIÓN ATMOSFÉRICA. LOS RESULTADOS SE EXPRESAN EN PORCIENTO EN VOLUMEN.

EN CARGA DE MATERIAL SIEMPRE FUE CONSTANTE E IGUAL A 200 GRAMOS DE ÓXIDO FÉRRICO.

CORRIDA No. 1

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	180 SEG	300 SEG
BIOXIDO DE CARBONO %	16.0	12.0	10.0	8.0	6.0
MONOXIDO DE CARBONO %	9.0	13.0	15.0	17.0	19.0
NITRÓGENO %	75.0	75.0	75.0	75.0	75.0

REQ. 3 700°C 0.5 MINUTOS

CORRIDA No. 2

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	120 SEG	240 SEG	420 SEG	600 SEG	900 SEG
BIOXIDO DE CARBONO %	16.0	12.0	10.0	8.0	6.0	5.0	4.0	3.5
MONOXIDO DE CARBONO %	10.0	14.0	16.0	18.0	20.0	21.0	22.0	22.5
NITRÓGENO %	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0

REQ. 3 700°C 0.5 MINUTOS

CORRIDA No. 3

R=0.3 T=800°C θ =5 MINUTOS

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	180 SEG	300 SEG
BIÓXIDO DE CARBONO %	20.0	17.0	12.0	8.5	5.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	9.0	12.0	17.0	20.5	24.0
NITRÓGENO %	71.0	71.0	71.0	71.0	71.0

CORRIDA No. 4

R=0.3 T=800°C θ =15MINUTOS

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	120 SEG	240 SEG	400 SEG	600 SEG	900 SEG
BIÓXIDO DE CARBONO %	18.0	16.0	14.0	12.0	7.0	6.0	4.0	2.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	11.0	13.0	15.0	17.0	22.0	23.0	25.0	27.0
NITRÓGENO %	71.0	71.0	71.0	71.0	71.0	71.0	71.0	71.0

CORRIDA No. 5

R=0.7 T=700°C θ =5 MINUTOS

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	180 SEG	300 SEG
BIÓXIDO DE CARBONO %	29.0	18.0	14.0	9.0	6.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	31.0	42.0	46.0	51.0	54.0
NITRÓGENO %	40.0	40.0	40.0	40.0	40.0

CORRIDA No. 6

R=0.7 T=700°C θ =15MINUTOS

MUESTRAS	15 SEG	30 SEG	60 SEG	120 SEG	240 SEG	420 SEG	600 SEG	900 SEG
BIÓXIDO DE CARBONO %	33.0	22.0	17.0	13.0	8.0	6.0	4.0	3.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	33.0	44.0	49.0	53.0	58.0	60.0	62.0	63.0
NITRÓGENO %	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0

CORRIDA No. 7

MUESTRAS	15	30	60	180	300
	SEG	SEG	SEG	SEG	SEG
BIÓXIDO DE CARBONO %	48.0	40.0	35.0	10.0	7.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	24.9	32.0	37.0	62.0	65.0
NITRÓGENO %	28.0	28.0	28.0	28.0	28.0

R=0.7 T=800°C θ= 5 MINUTOS

CORRIDA No. 8

MUESTRAS	15	30	60	120	240	420	600	900
	SEG							
BIÓXIDO DE CARBONO %	45.0	40.0	32.0	14.0	7.0	6.0	4.0	3.0
MONÓXIDO DE CARBONO %	26.0	31.0	39.0	57.0	64.0	65.0	67.0	68.0
NITRÓGENO %	29.0	29.0	29.0	29.0	29.0	29.0	29.0	29.0

R=0.7 T=800°C θ=15 MINUTOS

SI EL SISTEMA FLUIDIZADO SE CONSIDERA COMO UN SISTEMA HOMOGÉNEO, ES DECIR QUE LA COMPOSICIÓN DE LOS GASES DE SALIDA ES LA MISMA QUE LA DEL INTERIOR DEL SISTEMA, EL GASTO CONSTANTE DE GASES $G=0.85 \text{ L/SEG}$ ($0.03 \text{ pie}^3/\text{SEG}$) DETERMINADO ANTERIORMENTE COMO EL NECESARIO PARA MANTENER LA VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN, CORRESPONDERÁ A LA SUMA DE NITRÓGENO Y LOS GASTOS DE MONÓXIDO O BIÓXIDO DE CARBONO.

POR OTRA PARTE, SI CONOCEMOS LA ALIMENTACIÓN DE GASES AL REACTOR EN G/MOL SEG, Y CONOCEMOS LA COMPOSICIÓN DE LOS GASES DE SALIDA A DIFERENTES INTERVALOS DE TIEMPO, ES POSIBLE DE TERMINAR POR UN SIMPLE CÁLCULO LAS MOLES DE BIÓXIDO DE CARBONO PRODUCIDO A MEDIDA QUE SE DESARROLLA LA REACCIÓN Y DE ESTA MANERA TRAZAR UNA CURVA PARA CADA UNA DE LAS PRUEBAS Y ENCONTRAR MEDIANTE UNA INTEGRACIÓN GRÁFICA, LAS RESPECTI-

VAS CONVERSIONES Y ESTADO DE REDUCCIÓN QUE PERMITIRÁN OBTENER DATOS CONCLUYENTES DE ESTA FASE DE LA INVESTIGACIÓN.

SI LLAMAMOS "A" LOS G MOL/SEG DE ALIMENTACIÓN TOTAL DE GASES Y "A", "B", "C" A LOS G MOL/SEG DE BIÓXIDO DE CARBONO, MONÓXIDO DE CARBONO Y NITRÓGENO RESPECTIVAMENTE, A LA SALIDA DEL REACTOR TENDREMOS:

$$A = A + B + C = 0.03 \text{ PIE}^3/\text{SEG} = 0.038 \text{ G MOL/SEG}$$

VER APÉNDICE A. 4.

CON LOS VALORES ENCONTRADOS PARA CADA INTERVALO DE TIEMPO EN LAS DIFERENTES CORRIDAS ES POSIBLE HACER UNA TABLA EN LA CUAL QUEDEN REPRESENTADOS ESTOS VALORES Y EN LA QUE SE APRECIA QUE A MEDIDA QUE TRANSCURRE EL TIEMPO DE REACCIÓN VARIAN LAS CONCENTRACIONES DE BIÓXIDO DE CARBONO, Y DE MONÓXIDO DE CARBONO PERMANECIENDO CONSTANTE LA DE NITRÓGENO.

GRAMOS MOL POR SEGUNDO DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES A DIFERENTES INTERVALOS DE TIEMPO, A LA SALIDA DEL REACTOR.

CORRI DA No	15 SEG	30 SEG	60 SEG	120 SEG	180 SEG
1	A-0.0031	0.0046	0.0038	-----	0.0031
	B-0.0034	0.0049	0.0057	-----	0.0064
	C-0.0285	0.0235	0.0285	-----	0.0285
2	A-0.0031	0.0046	0.0038	0.0031	-----
	B-0.0038	0.0053	0.0061	0.0069	-----
	C-0.0281	0.0281	0.0281	0.0281	-----
3	A-0.0076	0.0065	0.0045	-----	0.0031
	B-0.0034	0.0045	0.0065	-----	0.0079
	C-0.0270	0.0270	0.0270	-----	0.0270
4	A-0.0058	0.0061	0.0053	0.0046	-----
	B-0.0042	0.0049	0.0057	0.0064	-----
	C-0.0270	0.0270	0.0270	0.0270	-----
5	A-0.0110	0.0058	0.0053	-----	0.0034
	B-0.0118	0.0160	0.0175	-----	0.0194
	C-0.0152	0.0152	0.0152	-----	0.0152
6	A-0.0126	0.0084	0.0066	0.0049	-----
	B-0.0125	0.0167	0.0185	0.0202	-----
	C-0.0129	0.0129	0.0129	0.0129	-----
7	A-0.0182	0.0152	0.0133	-----	0.0038
	B-0.0092	0.0122	0.0141	-----	0.0236
	C-0.0106	0.0106	0.0106	-----	0.0106
8	A-0.0172	0.0152	0.0122	0.0053	-----
	B-0.0098	0.0118	0.0148	0.0217	-----
	C-0.0110	0.0110	0.0110	0.0110	-----

ESTOS VALORES SE CALCULAN MULTIPLICANDO EL % EN VOLUMEN A LA SALIDA DEL REACTOR POR 0.038 QUE SON LOS G MOL/SEG TOTALES DE GASES ALIMENTADOS AL REACTOR.

GRAMOS MOL POR SEGUNDO DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES A DIFERENTES INTERVALOS DE TIEMPO, A LA SALIDA DEL REACTOR.

CORRI- DA No.	240 SEG	300 SEG	420 SEG	600 SEG	900 SEG
1	A-----	0.0023	-----	-----	-----
	B-----	0.0072	-----	-----	-----
	C-----	0.0285	-----	-----	-----
2	A-0.0023	-----	0.0019	0.0016	0.0014
	B-0.0076	-----	0.0080	0.0083	0.0085
	C-0.0281	-----	0.0281	0.0281	0.0281
3	A-----	0.0019	-----	-----	-----
	B-----	0.0091	-----	-----	-----
	C-----	0.0270	-----	-----	-----
4	A-0.0027	-----	0.0023	0.0016	0.0010
	B-0.0083	-----	0.0087	0.0094	0.0100
	C-0.0270	-----	0.0270	0.0270	0.0270
5	A-----	0.0023	-----	-----	-----
	B-----	0.0205	-----	-----	-----
	C-----	0.0152	-----	-----	-----
6	A-0.0031	-----	0.0023	0.0015	0.0012
	B-0.0220	-----	0.0228	0.0236	0.0239
	C-0.0129	-----	0.0129	0.0129	0.0129
7	A-----	0.0027	-----	-----	-----
	B-----	0.0247	-----	-----	-----
	C-----	0.0106	-----	-----	-----
8	A-0.0027	-----	0.0023	0.0015	0.0011
	B-0.0243	-----	0.0247	0.0255	0.0259
	C-0.0110	-----	0.0110	0.0110	0.0110

LAS GRÁFICAS QUE A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN, NOS INDICAN LA CANTIDAD TOTAL DE BIÓXIDO DE CARBONO PRODUCIDO DURANTE CADA UNA DE LAS CORRIDAS.

CONVERSION DE MONOXIDO DE BLOXIDO DE CARBONO.

CORRIDA No	PORCENTAJE REAL DE MONOXIDO DE CARBONO EN LA ALIMENT.	MONOXIDO DE CARBONO TOTAL ALIMENTADO G/MOL	BLOXIDO DE CARBONO PRODUCCION G/MOL	CONVERSION %	AL FINAL DE θ SEG
1	25.0	2.85	1.030	36.2	5
2	26.0	8.90	1.975	22.2	15
3	29.0	3.30	1.205	36.5	5
4	29.0	9.90	2.310	23.4	15
5	50.0	6.83	1.420	20.7	5
6	66.0	22.00	2.770	12.3	15
7	72.0	8.25	2.140	26.0	5
8	71.0	24.30	3.090	12.8	15

LOS MOLES TOTALES DE MONOXIDO DE CARBONO ALIMENTADOS SE CALCULAN MULTIPLICANDO EL % DE MONOXIDO QUE SE ESTÁ ALIMENTANDO POR 0.038 G MOL/SEG (GASES TOTALES ALIMENTADOS) Y POR EL TIEMPO QUE DURÓ LA CORRIDA.

DE ACUERDO CON LA ESTEQUEOMETRÍA DE LA REACCIÓN, LA REDUCCIÓN TOTAL CORRESPONDERÍA A LA TRANSFORMACIÓN ÍNTEGRA DEL MONOXIDO ALIMENTADO EN BLOXIDO DE CARBONO, ESTO SIEMPRE Y CUANDO SE TENGA COMO BASE QUE EL MONOXIDO TOTAL ALIMENTADO ES SUFICIENTE PARA LLEVAR A CABO LA REACCIÓN.

SIEMPRE EN
ALZA

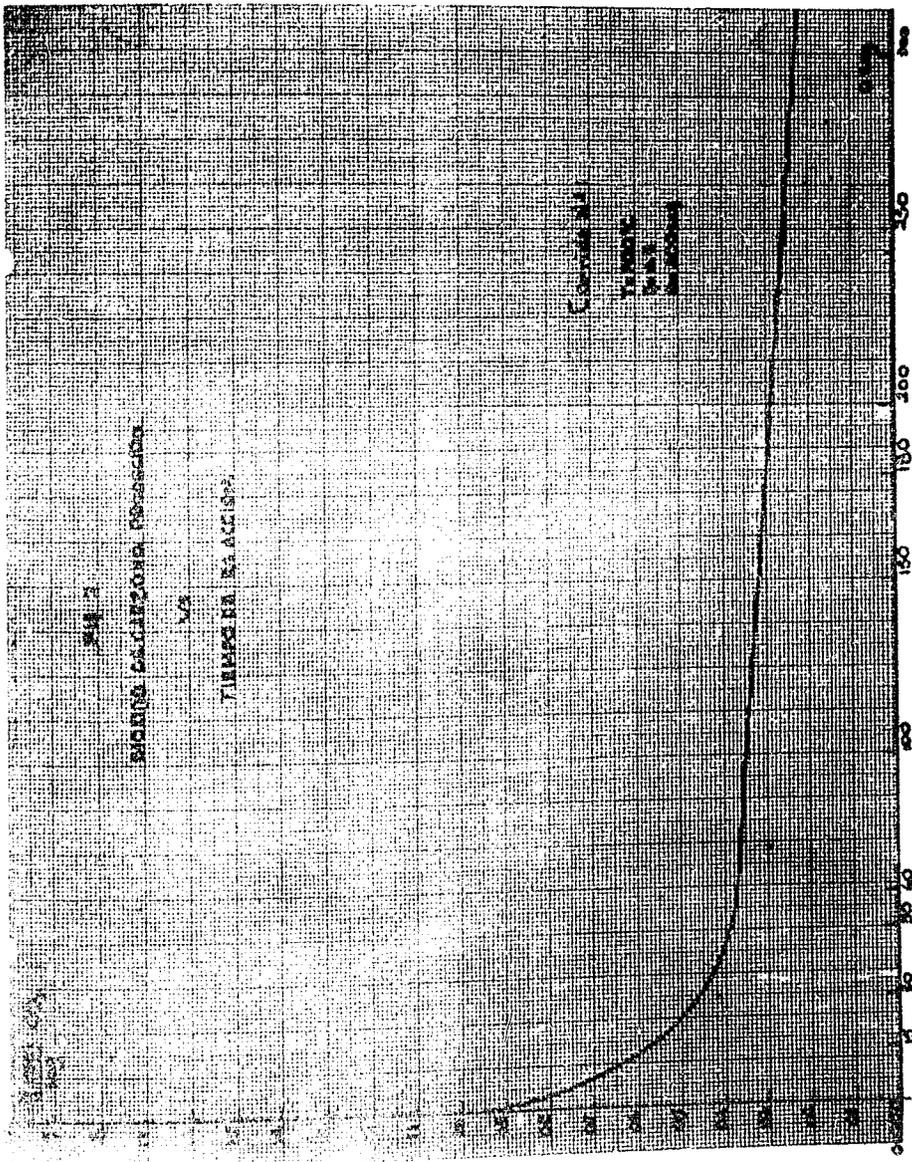
547

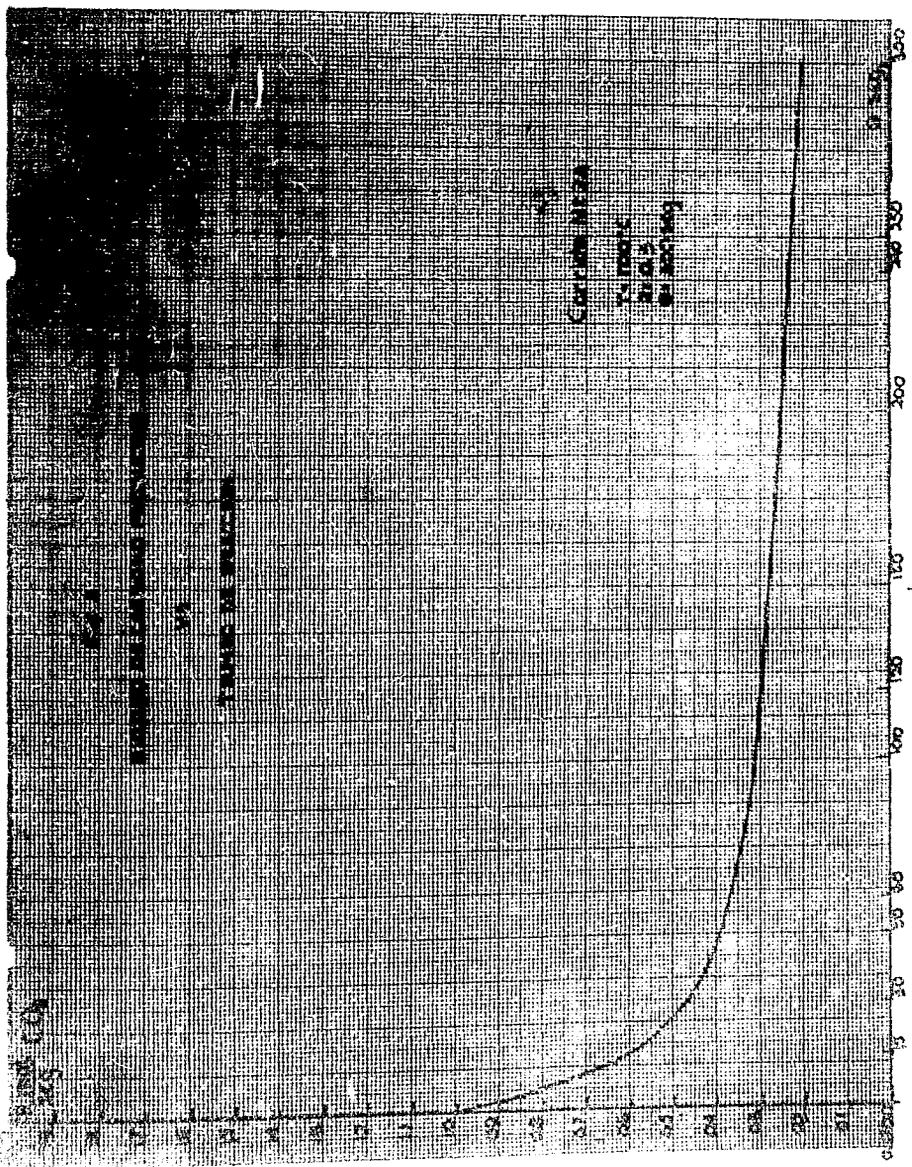
BIENES CALIFORNIA PROSECUTOR

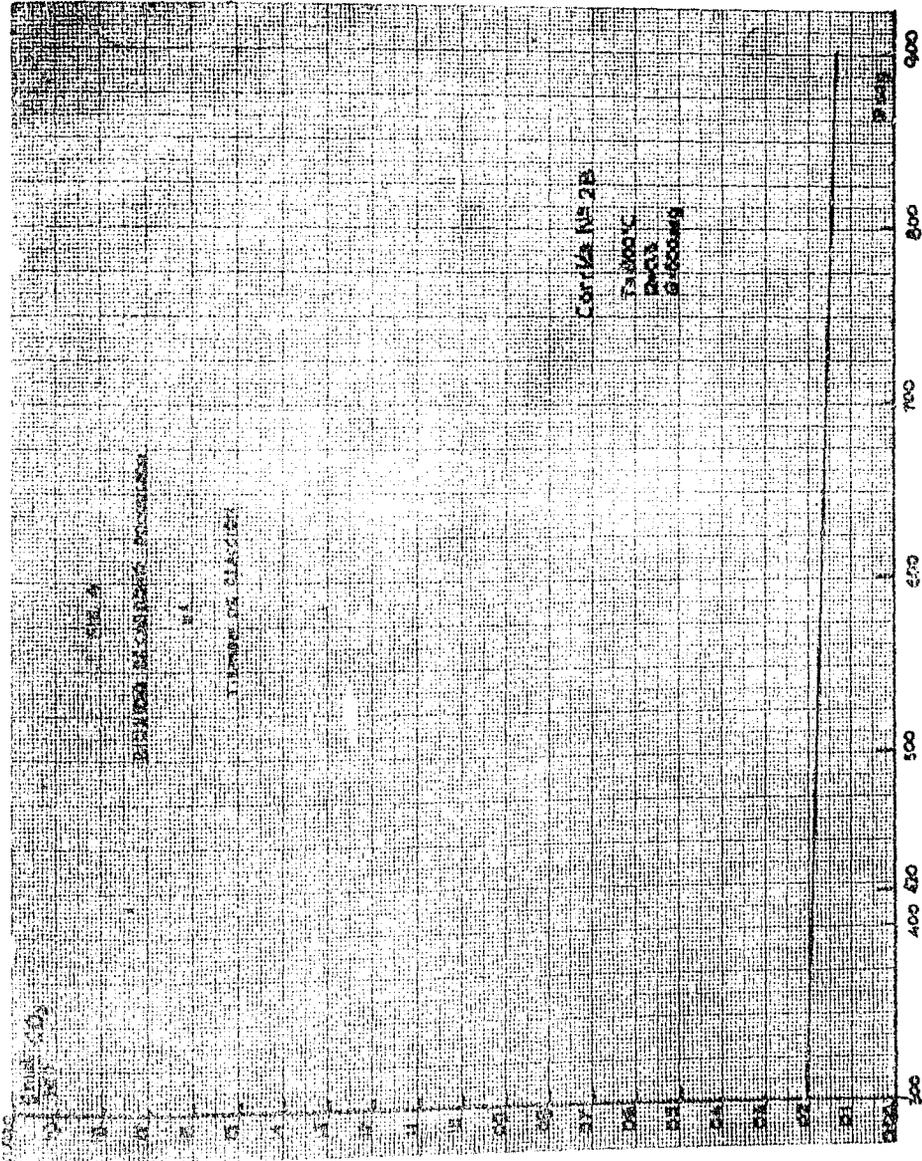
1/2

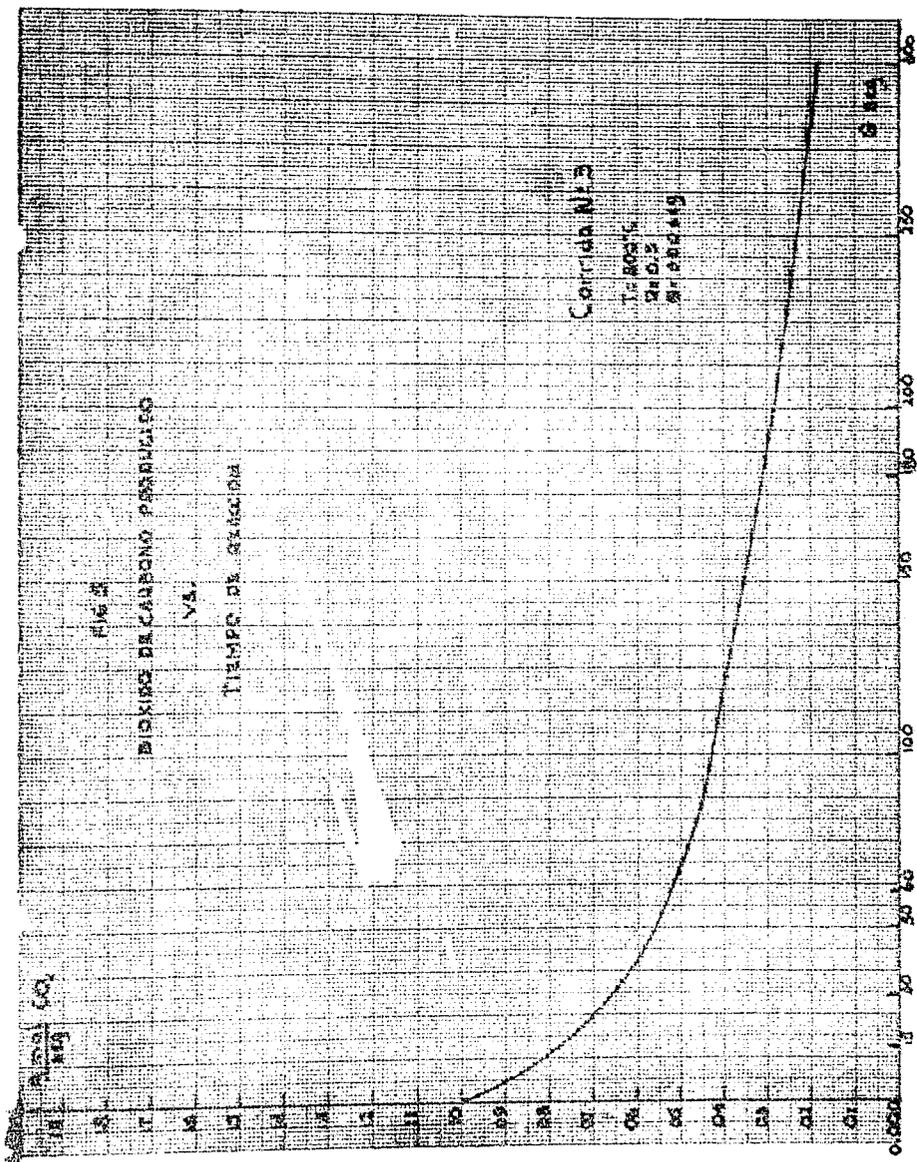
TIEMPO DE REACCION

CONCENTRACION
TIEMPO
TEMPERATURA
MUESTRA









1945

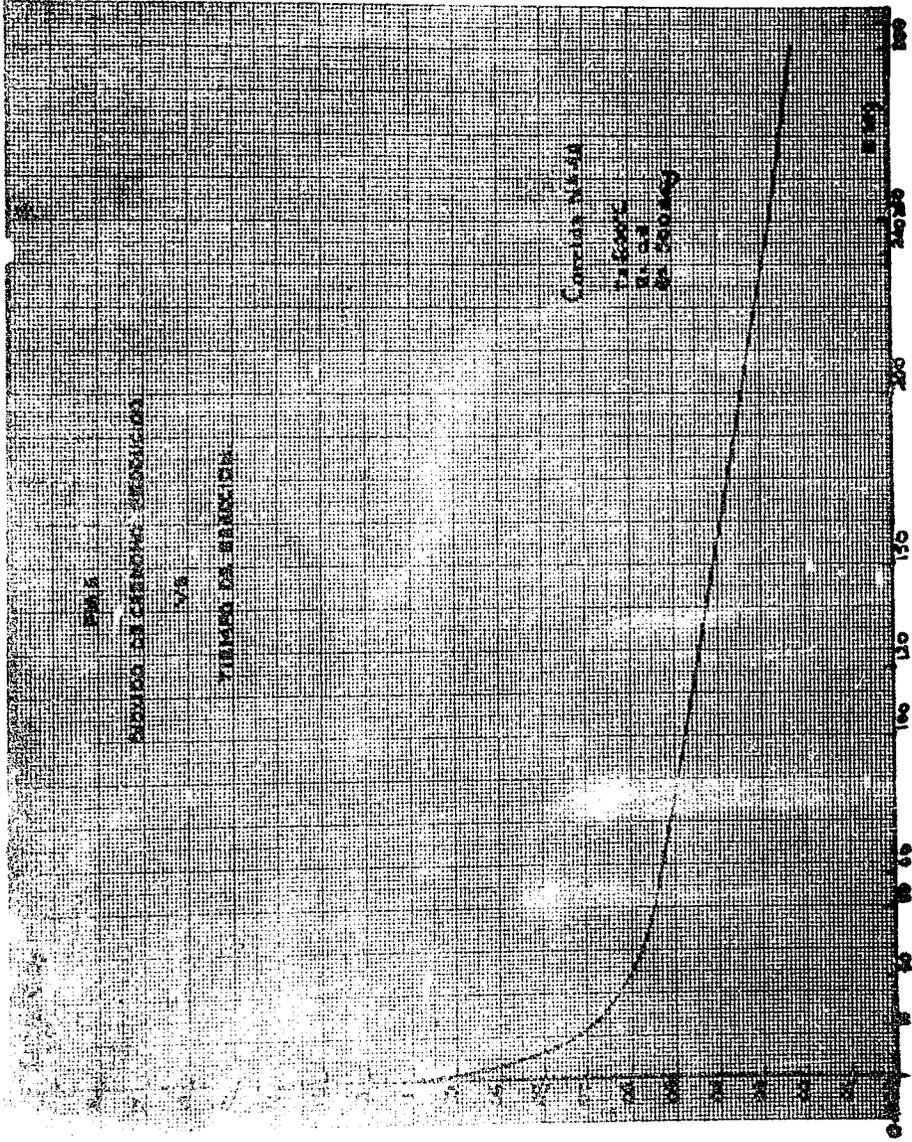
ESTUDO DE CRESCIMENTO BACTERIANO

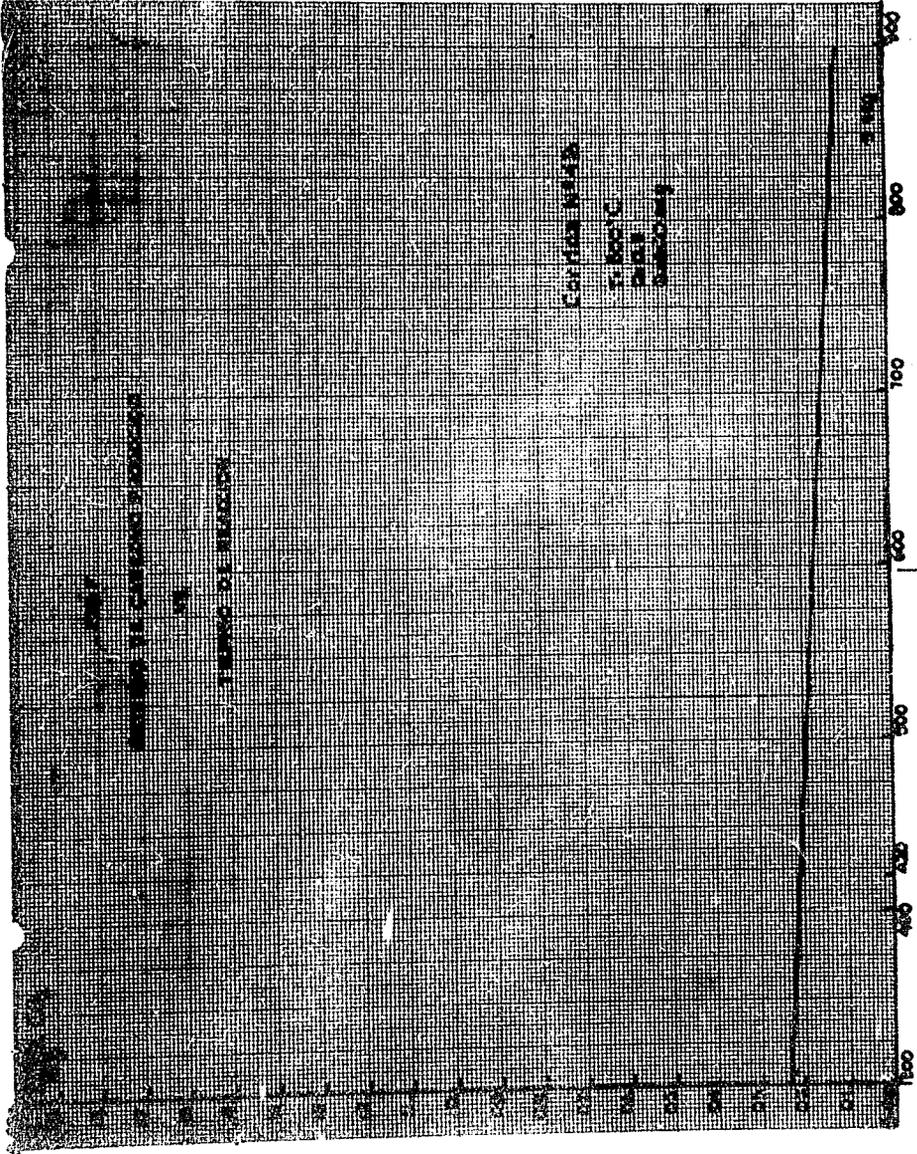
v/v

TEMPO DE EXATICAÇÃO

Concentração Média
de Esquic
de 200 mg

0 5 10 15 20 25 30 35 40 45 50 55 60 65 70 75 80 85 90 95 100





CANTON MOUNTAIN

T. 1000 C

1000

1000

T. 1000 C

1000

1000

1000
900
800
700
600
500
400
300
200
100
0

1000
900
800
700
600
500
400
300
200
100
0

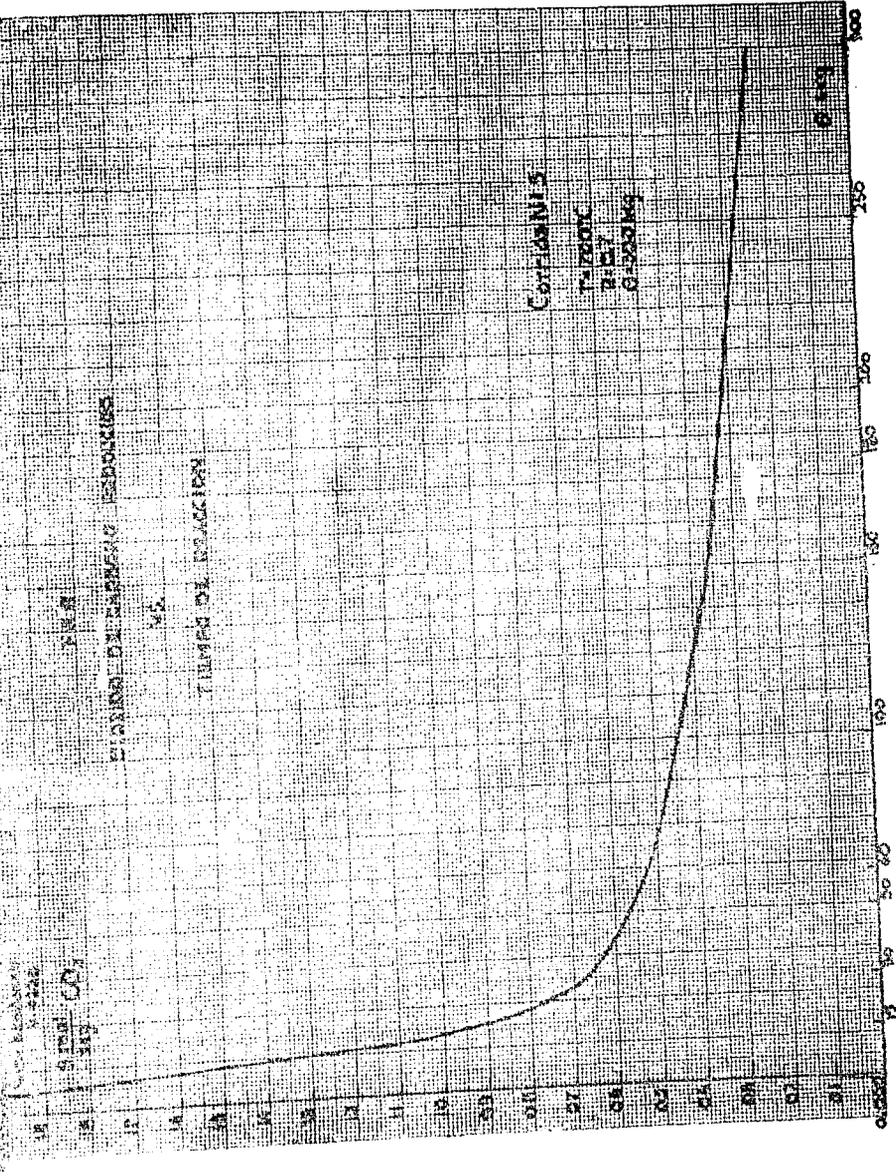
Case No. 1000
1000
1000
1000

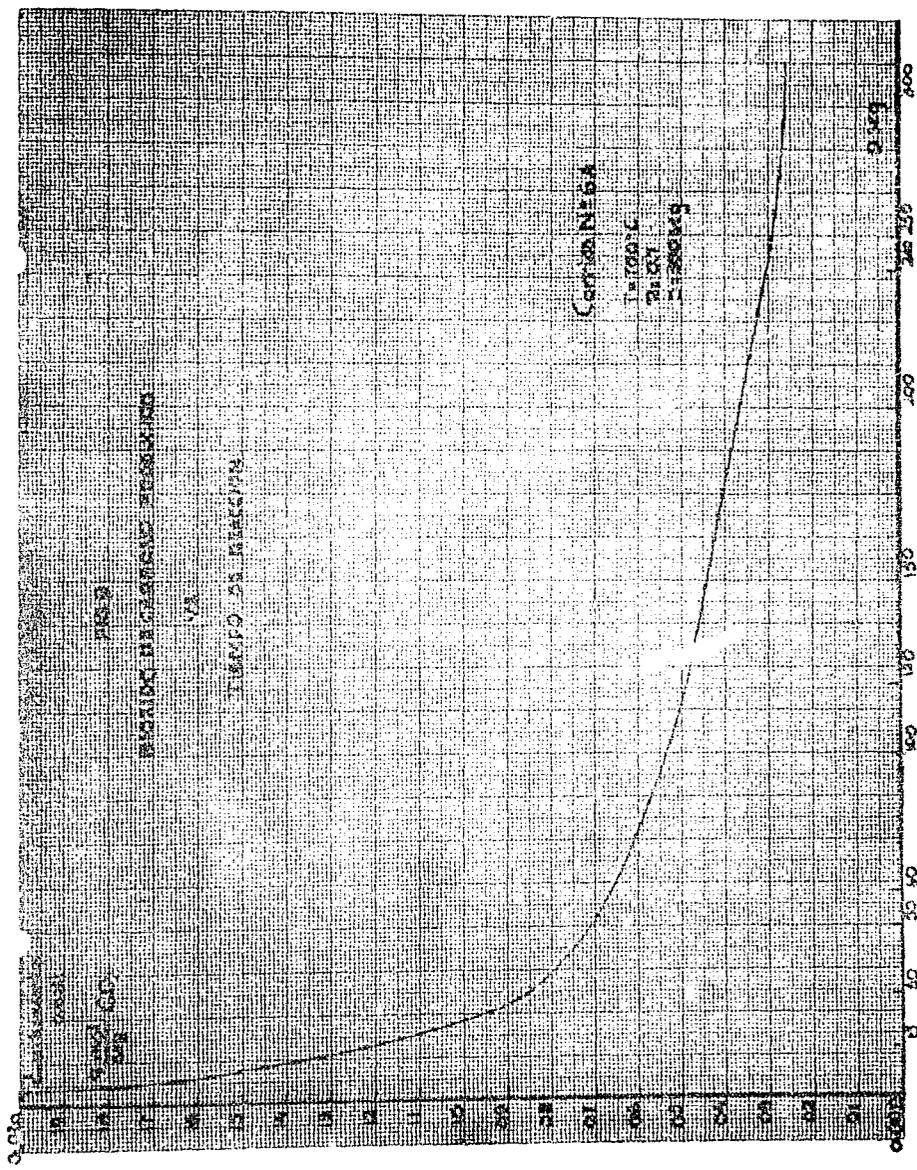
DISINTEGRATION PRODUCT

1000

TIME OF REACTION

CONTENTS
TUBERC
1000
1000



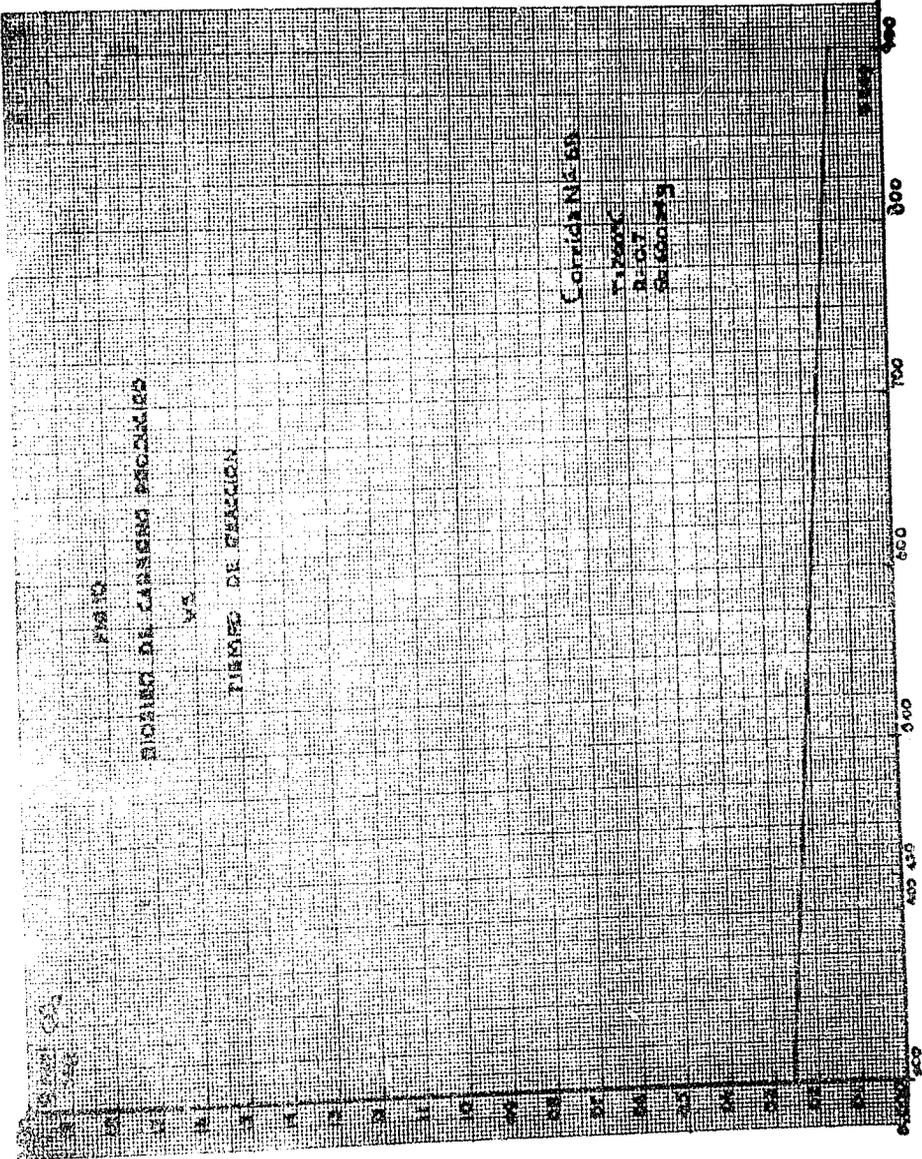


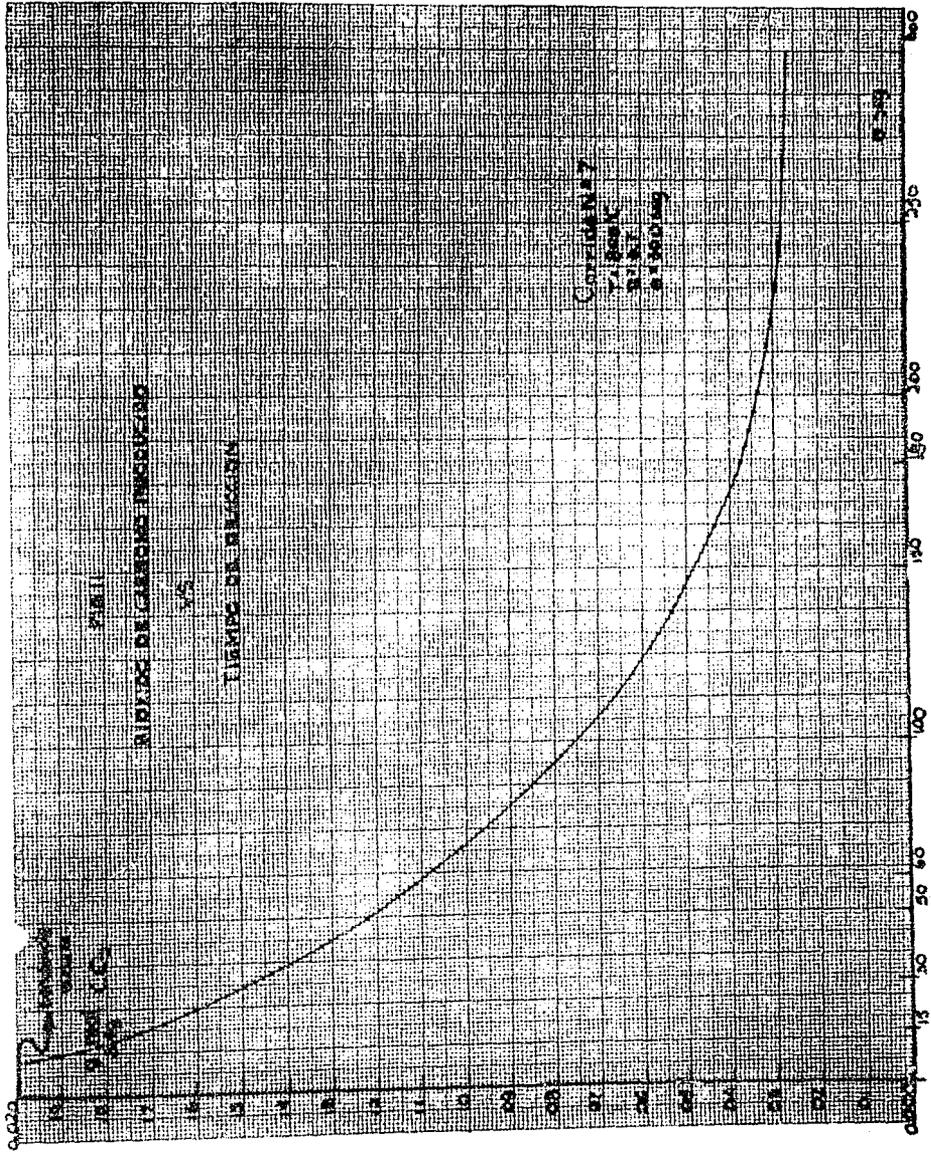
PM 10

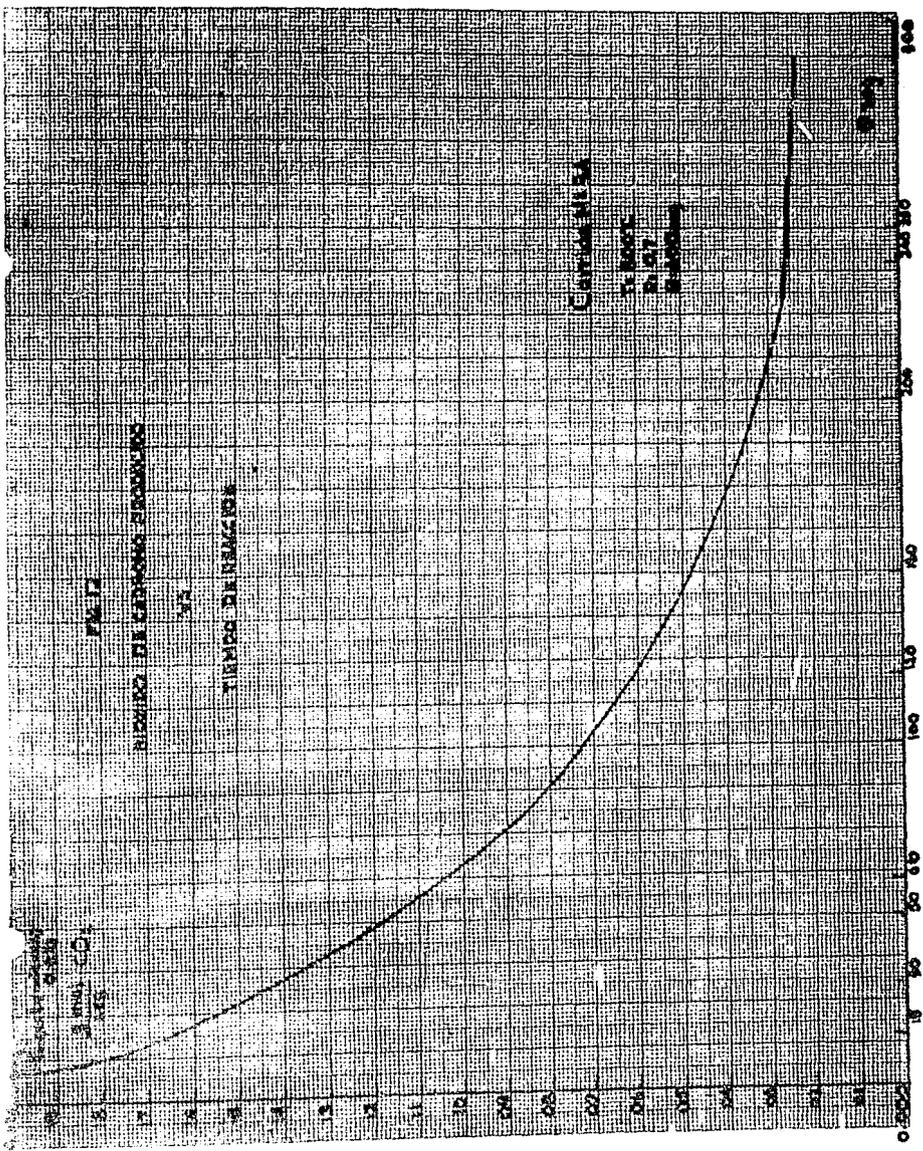
DIAGRAMA DE CARGAS PRECIPITADAS
VS

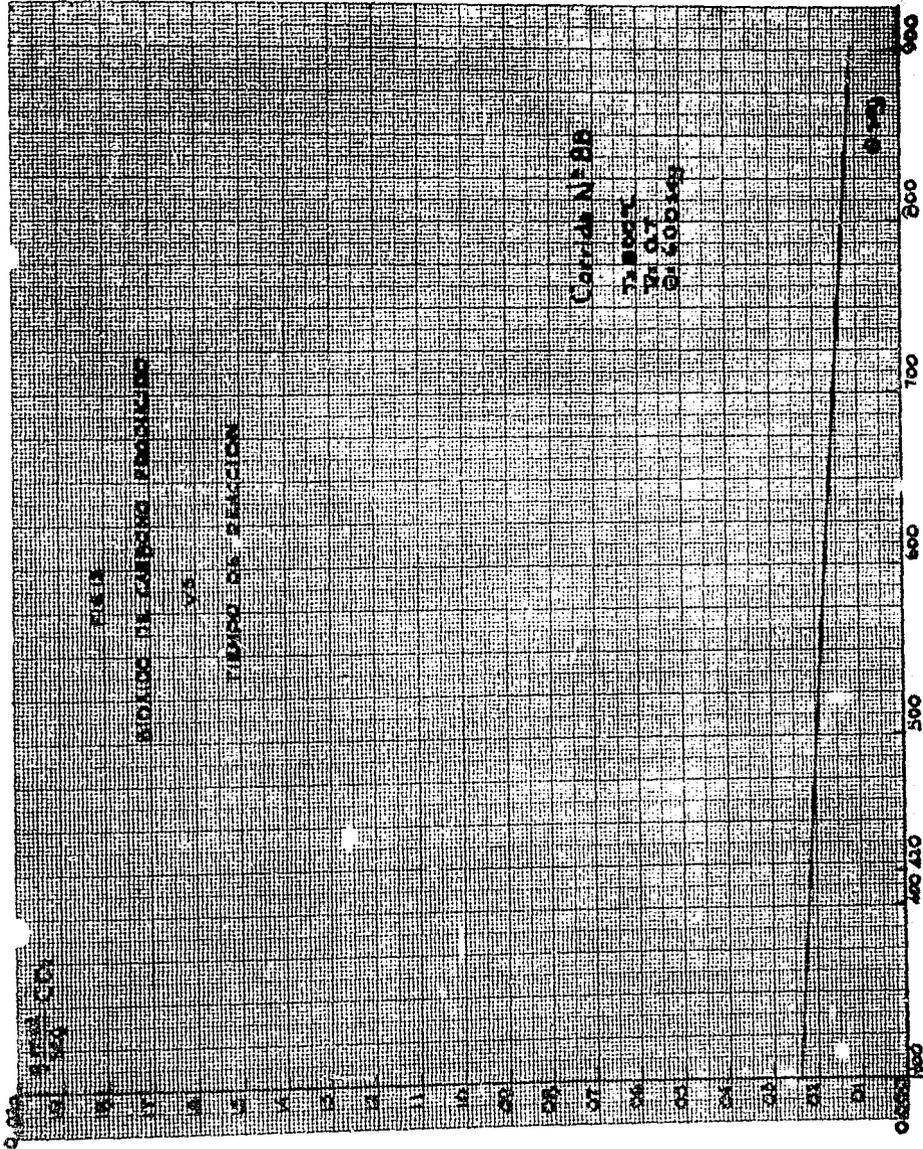
TIEMPO DE EXPOSICION

Corrida No. 611
T. 25000
D. 07
S. 100000









CAPITULO V
INTERPRETACION DE RESULTADOS.

EN LAS SIGUIENTES TABLAS SE RESUMEN LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON EL OBJETO DE PODER COMPARAR LAS DIFERENTES VARIABLES DE OPERACIÓN Y PODER TENER UNA IDEA MÁS CLARA DE LOS FACTORES QUE TIENEN MAYOR INFLUENCIA EN EL PROCESO.

CORRIDAS	R	θ MIN	T°C	VARIABLES	CONVERSIÓN %	Δ CONVERSIÓN
1,3	0.3,0.3	5,5	700,800	T	36.2,36.5	0.3
1,2	0.3,0.3	5,15	700,700	θ	36.2,22.2	14.0
3,4	0.3,0.3	5,15	800,800	θ	36.5,23.4	13.1
1,4	0.3,0.3	5,15	700,800	θ,T	26.2,23.4	12.8

DE ESTA TABLA DEDUCIMOS QUE MANTENIENDO R-CONSTANTE IGUAL A 0.3 Y CUANDO LA VARIABLE ES EL TIEMPO, SE OBTIENE UNA DIFERENCIA MAYOR EN EL PORCIENTO DE CONVERSIÓN. ESTO QUIERE DECIR QUE EL TIEMPO DE REACCIÓN EN ESTAS CONDICIONES ES LA VARIABLE QUE MÁS INFLUYE, YA QUE DISMINUYE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN CONFORME AUMENTA EL TIEMPO Y DE ACUERDO CON LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO, OBTENIÉNDOSE LA MÁXIMA CONVERSIÓN DE MONÓXIDO A BIÓXIDO DE CARBONO A 800°C Y 5 MINUTOS.

CORRIDAS	R	θ MIN	T°C	VARIABLES	CONVERSIÓN %	Δ CONVERSIÓN
5,7	0.7,0.7	5,5	700,800	T	20.7,26.0	5.3
5,6	0.7,0.7	5,15	700,700	θ	20.7,12.3	8.4
7,8	0.7,0.7	5,15	800,800	θ	26.0,12.8	13.2
5,8	0.7,0.7	5,15	700,800	θ,T	20.7,12.8	7.9

COMO PUEDE OBSERVARSE AL COMPARAR LAS CORRIDAS 5 Y 7 CONFORME AUMENTA LA TEMPERATURA AUMENTA LA VELOCIDAD DE REACCIÓN Y POR LO MISMO SE OBTIENE UNA CONVERSIÓN MAYOR.

COMO SE OBSERVA MANTENIENDO R CONSTANTE IGUAL A 0.7, LA VARIABLE QUE MAS INFLUYE EN LA CONVERSIÓN ES EL TIEMPO DE REACCIÓN, OBTENIÉNDOSE LA MÁXIMA CONVERSIÓN DE MONÓXIDO DE CARBONO EN ESTAS CONDICIONES A 800°C Y 5 MINUTOS.

POR ÚLTIMO, COMPRANDO LAS CONVERSIONES CON $R=0.3$; $R=0.7$ ENCONTRAMOS LO SIGUIENTE:

CORRIDAS	R	θ MIN	T°C	VARIABLES	CONVERSIÓN %	CONVERSIÓN Δ
3,7	0.3, 0.7	5, 5	800, 800	R	36.5-26.0	10.5

COMO SE OBSERVA, EL OTRO FACTOR QUE CONTROLA LA LA CONVERSIÓN ES R. YA QUE CONFORME R ES MAYOR SE ALIMENTA MAYOR CANTIDAD DE CO, QUEDANDO ÉSTE EN EXCESO Y COMO EL TIEMPO DE CONTACTO ES MUY CORTO, NO ALCANZA A REACCIONAR TOTALMENTE, DISMINUYENDO POR LO TANTO, LA CONVERSIÓN. RELACIONANDO R CON EL TIEMPO DE REACCIÓN LLEGAMOS A LA SIGUIENTE CONCLUSIÓN FINAL.

EN LAS CONDICIONES ESTUDIADAS, LA MÁXIMA CONVERSIÓN DE MONÓXIDO A DIÓXIDO DE CARBONO SE OBTIENE MANTENIENDO $R=0.3$ $T=800°C$ Y 0=5 MINUTOS, SIENDO LA CONVERSIÓN BAJO ESTAS CONDICIONES DE 35.6%.

CAPITULO VI
CONCLUSIONES Y RECOMEN-
ACIONES.

CONCLUSIONES.

TOMANDO COMO BASE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN ESTE TRABAJO, SE CONCLUYE QUE:

1° MINERALES DE HIERRO COMO EL ÓXIDO FÉRRICO USADO, SOLAMENTE PUEDEN SER SOMETIDOS A UN PROCESO DE FLUIDIZACIÓN SI EL TAMAÑO DE PARTÍCULA ES MAYOR QUE EL CORRESPONDIENTE A 100 MALLAS. DENTRO DE LAS CONDICIONES EXPERIMENTALES OBSERVADAS.

2° SE ENCONTRÓ QUE POCO DESPUÉS DE INICIADA LA REDUCCIÓN, LA CONVERSIÓN DE MONÓXIDO A BIÓXIDO DE CARBONO DISMINUYE NOTABLEMENTE, LO CUAL COINCIDE CON RESULTADOS OBTENIDOS POR OTROS AUTORES*, QUE HAN ENCONTRADO QUE LA DIFUSIÓN SE VUELVE UN FACTOR CONTROLANTE CUANDO LA PARTÍCULA DE MINERAL SE HA REVESTIDO DE UNA CAPA REDUCIDA.

3° EN LAS CONDICIONES ESTUDIADAS SE OBTUVO LA MÁXIMA CONVERSIÓN DE MONÓXIDO A BIÓXIDO DE CARBONO CON $R=0.3$ $T=800^{\circ}\text{C}$ Y $\theta=5$ MIN. ESTO SE EXPLICA PUESTO QUE A MAYOR TEMPERATURA TENEMOS MAYOR VELOCIDAD DE REACCIÓN Y A MAYOR TIEMPO MENOR CONVERSIÓN, YA QUE ESTÁ DETERMINADA POR LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO.

* MITRA, CHITTA. MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY, 1950.

POR ÚLTIMO, SI R ES MAYOR DE 30% HAY EXCESO DE MONÓXIDO DE CARBONO QUE PASA EL LECHO FLUIDIZADO SIN REACCIONAR, DISMINUYENDO ASÍ LA CONVERSIÓN.

4° CUANDO LA REDUCCIÓN SE EFECTÚA A TEMPERATURAS SUPERIORES A 800°C HAY TENDENCIA DEL MINERAL A AGLOMERARSE. A 700°C NO SE PRESENTÓ ESTE FENÓMENO.

RECOMENDACIONES.

COMO PUEDE APRECIARSE, ESTE ESTUDIO ES EL PRINCIPIO DE UNA SERIE ENCAMINADA A LA INVESTIGACIÓN DE LAS REACCIONES DEL MONÓXIDO DE CARBONO CON UN MINERAL DE HIERRO.

EL PANORAMA DE ESTE TRABAJO EXPERIMENTAL FUE LIMITADO Y POR CONSIGUIENTE ASÍ SON LOS RESULTADOS. DE ESTOS SE DEDUCE QUE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN ES MUY ALTA; SE ELIMINARON PROBLEMAS DIFUSIONALES AL NO EFECTUAR UNA REDUCCIÓN TOTAL, QUEDANDO EL EQUILIBRIO QUÍMICO COMO FACTOR CONTROLANTE DEL PROCESO, LO QUE TIENE GRAN SIGNIFICACIÓN, PUES SERÁ UN FACTOR DE IMPORTANCIA PARA FIJAR LA CAPACIDAD DEL EQUIPO. ÉSTA CAPACIDAD SERÁ FIJADA POR LOS SIGUIENTES FACTORES: PROPIEDAD REDUCTORA DE LOS GASES, (QUE COMO DIJIMOS ESTA LIMITADA POR LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO), GRADO REQUERIDO DE REDUCCIÓN Y VELOCIDAD DE REACCIÓN.

DEBEN EVITARSE EN EL LECHO FLUIDIZADO TEMPERATURAS SUPERIORES A 800°C YA QUE EL MINERAL EMPIEZA A AGLOMERARSE HACIENDO IMPOSIBLE MANTENER LAS CONDICIONES DE FLUIDIZACIÓN, SIN EMBARGO, ESTO TRÁE COMO CONSECUENCIA UN MAYOR TIEMPO DE RESIDENCIA YA QUE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN ES MENOR CONFORME DISMINUYE LA TEMPERATURA; EN

TAL CASO EL REACTOR DEBE SER DE MAYOR TAMAÑO PARA UNA MISMA CONVERSIÓN Y CAPACIDAD.

EL MINERAL YA REDUCIDO ES PIROFÓRICO, POR LO QUE SE REOXIDA FÁCILMENTE; POR ELLO SE RECOMIENDA EVITAR QUE TENGA CONTACTO CON EL AIRE ATMOSFÉRICO.

SERÍA CONVENIENTE TAMBIÉN HACER INVESTIGACIONES CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTÍCULAS, YA QUE LAS PROPIEDADES DEL MATERIAL SON MÁS HOMOGÉNEAS CONFORME DISMINUYE EL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS.

CAPITULO VII
BIBLIOGRAFIA.

- 1.- BOYNTON, D. E.,
"REACTIONS OF METHANE WITH IRON ORE IN A
FLUIDIZED BED"
S. M. MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY
1947.
- 2.- MITRA, CH.,
"REDUCTION OF IRON ORES WITH CARBON MONOXIDE"
S.M. MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY-
1950.
- 3.- OTHMER, F.,
"FLUIDIZATION"
REINHOLD, PUBLISHING CORPORATION, N. Y.
1956.
- 4.- MAX, L.,
"FLUID FLOW TROUGH PACKED AND FLUIDIZED
SYSTEMS"
BUREAU OF MINES. BULLETIN 504. 1949.
- 5.- CHUFAROV, G. I.,
"THE PRODUCTION OF IRON AND STEEL BY REDUC
TION OF CARBURIZED ORES"
- 6.- KUZNETSOR A. N., V.A. ROITER & YUZA, V. A.,
"MECHANISM OF REDUCTION OF IRON OXIDE WITH
HYDROGEN, CARBON MONOXIDE AND MIXTURES OF
THESE GASES"
ZHURNAL FIZICH. KHIMIL. VOL. 25.

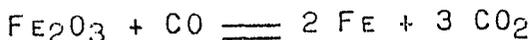
- 7.- MC. CABE & SMITH,
"UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING"
CHEMICAL ENGINEERING SERIES, MC.GRAW-HILL
(1950).
- 8.- HOWARD, P. J.,
"CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK 3D. ED. N.Y.
MC GRAW-HILL. (1950).
- 9.- LEWIS, W. K.,
"INDUSTRIAL STOICHIOMETRY"
MC GRAW-HILL (1954).
- 10.- HUGEN O. A. & WATSON K.M.,
"CHEMICAL PROCESS PRINCIPLES"
1A. ED. JOHN WILEY AND SONS INC. 1947.
- 11.- GONZÁLEZ F. Y COL.,
"LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO"
VOL. SEGUNDO, MÉXICO, 1956.
- 12.- "INFORME PRELIMINAR SOBRE ALGUNOS ASPEC-
TOS DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA EN MÉXICO",
DOC. INT. 25-13, DEL DEPTO. DE INV. IND.
DEL BANCO DE MÉXICO, S. A.

APENDICE.

A.- METODOS DE CALCULO.

1.- CÁLCULO APROXIMADO DE LA CANTIDAD REQUERIDA DE MONÓXIDO DE CARBONO PARA REDUCIR 200 G DE MINERAL:

SUPONIENDO EL MATERIAL 100% PURO Y QUE LA REDUCCIÓN ES TOTAL Y QUE ESTA REPRESENTADA POR LA SIGUIENTE REACCIÓN TENEMOS:



P.M. Fe_2O_3 = 160 CARGA 200 G DE MINERAL

$$\frac{200}{160} = 1.25 \text{ MOLES ÓXIDO FÉRRICO}$$

LA REACCIÓN INDICA QUE UNA MOL DE ÓXIDO FÉRRICO REQUIERE TRES MOLES DE MONÓXIDO DE CARBONO.

$$1.25 \times 3 = 3.75 \text{ MOLES DE MONÓXIDO DE CARBONO.}$$

SI LA TEMPERATURA DE REACCIÓN ES DE 800°C, Y TENIENDO EN CUENTA QUE UNA MOL OCUPA UN VOLUMEN DE 22.4 LITROS, TENEMOS:

$$3.75 \times 22.4 \times \frac{1073}{273} = 330 \text{ L (11.7 PIE}^3\text{)}$$

2.- CANTIDAD DE GASES NECESARIOS PARA MANTENER LA FLUIDIZACIÓN:

TAMAÑO DE PARTÍCULA USADO = 60 -80 MALLAS

VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN = 21.4 CM/SEG = 0.7 PIE/SEG.

SECCIÓN TRANSVERSAL DEL REACTOR:

$$A = 0.785 \cdot d^2; 0.785 \times \frac{2.59^2}{144} = 0.0395 \text{ PIE}^2$$

$$G = v A; 0.7 \times 0.0395 = 2830 \frac{\text{CM}^3}{\text{SEG}} = 0.0275 \text{ PIE}^3/\text{SEG}$$

SE APROXIMÓ LA CIFRA A 0.030 PIE³/SEG

3.- CON R=0.3, Y TENIENDO EN CUENTA QUE EL GASTO TOTAL DE GASES CORRESPONDE AL GASTO DE MONÓXIDO DE CARBONO MAS EL GASTO DE NITRÓGENO TENEMOS:

$$1) G_{\text{TOTAL}} = G_{\text{CO}} + G_{\text{N}_2} = 0.030 \text{ PIE}^3/\text{SEG}$$

$$2) \frac{G_{\text{CO}}}{G_{\text{CO}} + G_{\text{N}_2}} = 0.3$$

RESOLVIENDO EL SISTEMA DE ECUACIONES TENEMOS:

$$\text{DE } 2) G_{\text{CO}} = 0.3 (G_{\text{CO}} + G_{\text{N}_2})$$

$$G_{\text{CO}} (1-0.3) = 0.3 G_{\text{N}_2}$$

$$G_{\text{CO}} = \frac{0.3}{0.7} G_{\text{N}_2} = 0.43 G_{\text{N}_2}$$

$$\text{DE } 1) 0.43 G_{\text{N}_2} + G_{\text{N}_2} = 0.03$$

$$1.43 G_{N_2} = 0.03$$

$$G_{N_2} = 0.021 \frac{\text{PIE}^3}{\text{SEG}}$$

DEDUCIENDO EN IGUAL FORMA PARA $R=0.7$ TENEMOS:

$$1) G_{\text{TOTAL}} = G_{\text{CO}} + G_{N_2} = 0.03 \text{ PIE}^3/\text{SEG.}$$

$$2) \frac{G_{\text{CO}}}{G_{\text{CO}} + G_{N_2}} = 0.7$$

$$\text{DE 2) } G_{\text{CO}} = 0.7 (G_{\text{CO}} + G_{N_2})$$

$$G_{\text{CO}} (1-0.7) = 0.7 G_{N_2}$$

$$G_{\text{CO}} = \frac{0.7}{0.3} G_{N_2} = 2.33 G_{N_2}$$

$$\text{DE 1) } 2.33 G_{N_2} + G_{N_2} = 0.03$$

$$3.33 G_{N_2} = 0.03$$

$$G_{N_2} = \frac{0.03}{3.33} = 0.009 \text{ PIE}^3/\text{SEG}$$

$$\text{DE 1) } G_{\text{CO}} + 0.009 = 0.03$$

$$G_{\text{CO}} = 0.021 \text{ PIE}^3/\text{SEG}$$

4.- ALIMENTACIÓN TOTAL DE GASES EN GRAMOS MOL POR SEGUNDO:

TENIENDO EN CUENTA QUE UNA MOL DE CUALQUIER GAS OCUPA UN VOLUMEN DE 359 PIES³ TENDREMOS:

$$\begin{array}{l} 1 \text{ MOL} \quad \underline{\quad\quad} \quad 359 \text{ PIE}^3 \\ X \quad \quad \quad \underline{\quad\quad} \quad 0.03 \text{ x} = 0.038 \text{ G MOL/SEG} \end{array}$$

5.- ALIMENTACIÓN TOTAL: MONÓXIDO DE CARBON + NITRÓGENO. 0

$$CO + N_2 = 100\%$$

$$100 - \% N_2 = \% CO$$

$\% CO \times 0.038 \text{ G MOL/SEG} = \text{G MOL ALIMENTADOS}$
CONVERSIÓN:

$$\frac{\text{G MOL } CO_2 \text{ PRODUCIDOS}}{\text{G MOL } CO \text{ ALIMENTADOS}} \times 100$$

B.- NOMENCLATURA.

L LONGITUD DEL LECHO FLUIDIZADO

D DIÁMETRO DEL LECHO

R RELACIÓN $\frac{CO}{CO+N_2}$

G GASTO VOLUMÉTRICO DE GASES

θ TIEMPO DE REACCIÓN

T TEMPERATURA

A ALIMENTACIÓN TOTAL DE GASES

K CONSTANTE DE EQUILIBRIO

P PRESIÓN PARCIAL

Π PRESIÓN TOTAL

N FRACCIÓN MOL

X FRACCIÓN MOL DE MONÓXIDO DE CARBONO EN LA ENTRADA.