

74-58



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

“ESTUDIO TECNICO PARA LA FABRICACION DE ACIDO PARA AMINO BENZOICO”



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

TESIS MANCOMUNADA

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N :

JOSE LUIS MARTINEZ NAVARRO

Y

JORGE ANTONIO SAMPSON ROQUEBERT



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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

PÁGINA

| | |
|--|----|
| CAPÍTULO I: PROPIEDADES FÍSICAS, QUÍMICAS Y FISIQUÍMICAS. USOS | 13 |
| A. PROPIEDADES FÍSICAS | 13 |
| B. PROPIEDADES FISIQUÍMICAS | 15 |
| C. PROPIEDADES COMO FÁRMACO | 19 |
| D. USOS | 20 |
| E. REACCIONES | 20 |
| CAPÍTULO II: ANÁLISIS DE MERCADO | 24 |
| A. CONSUMO ACTUAL Y POTENCIAL DE LA SUSTANCIA EN MÉXICO | 24 |
| A.1. CONSUMO ACTUAL | |
| A.2. CONSUMO POTENCIAL | |
| B. ESTRUCTURA DEL CONSUMO | 25 |
| B.1. USOS DEL PRODUCTO Y SUSTITUTOS | |
| B.2. PRINCIPALES CONSUMIDORES EN EL PAÍS | |
| C. ABASTECIMIENTO ACTUAL DEL MERCADO | 26 |
| C.1. FUENTES PRINCIPALES | |
| C.2. ESTRUCTURA DE PRECIOS | |
| CAPÍTULO III: SELECCIÓN DE LA RUTA QUÍMICA MÁS VIABLE | 32 |
| A. ALTERNATIVAS VIABLES | |
| A.1. OXIDACIÓN | 32 |
| A.2. REDUCCIÓN | 33 |
| A.2.1. REDUCCIÓN QUÍMICA | 34 |
| A.2.2. REDUCCIÓN CATALÍTICA | 36 |
| A.2.3. REDUCCIÓN ELECTROQUÍMICA | 37 |
| A.3. AMONIOLISIS | 39 |
| A.4. MISCELÁNEOS | 41 |
| B. CRITERIOS DE EVALUACIÓN DE LA RUTA QUÍMICA MÁS VIABLE | 42 |

| | |
|--|-----|
| C. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO SELECCIONADO | 49 |
| CAPÍTULO IV: SELECCIÓN Y CÁLCULO PRELIMINAR DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO | 60 |
| A. BALANCES DE MATERIA | 60 |
| B. DIAGRAMA DE FLUJO | 66 |
| C. CÁLCULO DEL EQUIPO | 69 |
| CAPÍTULO V: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA, INVERSIONES NECESARIAS | 113 |
| A. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA. CRITERIOS DE EVALUACIÓN | 113 |
| A.1. CAPACIDAD DE LA PLANTA | 113 |
| B. INVERSIÓN TOTAL | 114 |
| C. COSTOS DE PRODUCCIÓN Y OPERACIÓN | 119 |
| CAPÍTULO VI: RENTABILIDAD DE LA INVERSIÓN | 125 |
| A. PROYECCIONES DE VENTAS | 125 |
| B. ESTADOS FINANCIEROS PRO-FORMA | 125 |
| C. INDICES FINANCIEROS | 126 |
| CAPÍTULO VII: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES | 136 |
| CAPÍTULO VIII: BIBLIOGRAFÍA | 138 |

INDICE DE GRAFICAS Y TABLAS

A. GRAFICAS

| | PÁGINA |
|--|--------|
| CAPÍTULO I - | |
| GRÁFICA DE SOLUBILIDAD DEL PABA EN ANILINA EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA | 14 |
| GRÁFICA 1 : DESCOMPOSICIÓN DEL PABA A DIFERENTES TEMPERATURAS Y TIEMPOS | 17 |
| GRÁFICA 2 : PRESIÓN DE VAPOR EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA | 18 |
| CAPÍTULO II - | |
| GRÁFICA 1 : IMPORTACIONES ANUALES DE PABA | 28 |
| GRÁFICA 2 : PRONOSTICO DE DEMANDA FUTURA | 29 |
| GRÁFICA 3 : PRECIO PROMEDIO ANUAL | 30 |
| GRÁFICA 4 : VALOR DE LAS IMPORTACIONES ANUALES | 31 |
| CAPÍTULO IV - | |
| DIAGRAMA DE FLUJO DE LA OXIDACIÓN DE PNT Y PURIFICACIÓN DEL HNO_2 | 67 |
| DIAGRAMA DE FLUJO DE LA REDUCCIÓN DEL PNBA Y PURIFICACIÓN DEL PABA | 68 |
| CAPÍTULO VI - | |
| GRÁFICA 1 : PUNTO DE EQUILIBRIO | 132 |
| GRÁFICA 2: ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD | 135 |
| B. TABLAS | |
| TABLA 1 : RESUMEN DE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS DIFERENTES REACCIONES | 46 |

| | |
|--|-----|
| TABLA 2 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 1 (ACILACIÓN, OXIDACIÓN E HIDRÓLISIS) | 52 |
| TABLA 3 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 2 (REDUCCIÓN QUÍMICA) | 52 |
| TABLA 4 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 3 (REDUCCIÓN CATALÍTICA USP) | 54 |
| TABLA 5 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 4 (REDUCCIÓN CATALÍTICA PATENTE JAPONESA) | 55 |
| TABLA 6 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 5 (AMONIÓLISIS) | 56 |
| TABLA 7 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 6 (REDUCCIÓN CON BOROHIDRURO DE SODIO) | 57 |
| TABLA 8 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 7 (REDUCCIÓN ELECTROQUÍMICA) | 58 |
| TABLA 9 : COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS DE LA REACCIÓN 8 (REDUCCIÓN CON ZN Y HCL) | 59 |
| TABLA 10 : RESUMEN DEL DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES DEL PROCESO | 103 |
| TABLA 11 : COSTOS Y MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO | 115 |
| TABLA 12 : CÁLCULO DE COSTOS SALARIALES | 121 |
| TABLA 13 : RESUMEN DE COSTOS DE OPERACIÓN Y PRODUCCIÓN | 123 |
| TABLA 14 : RESUMEN DEL CAPITAL DE TRABAJO | 124 |
| TABLA 15 : ESTADO DE RESULTADOS PRO-FORMA | 127 |
| TABLA 16 : CÁLCULO DE LOS FLUJOS DE CAJA | 129 |

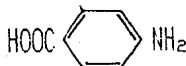
CAPITULO I

PROPIEDADES FISICAS, QUIMICAS Y FISICOQUIMICAS. USOS

A. PROPIEDADES FISICAS

EL ÁCIDO PARA-AMINO BENZOÍCO (O PABA, POR SUS SIGLAS EN INGLÉS) ES UN SÓLIDO BLANCO QUE SE ENCUENTRA EN FORMA DE PEQUEÑAS AGUJAS O DE POLVO FINO.

SU PESO MOLECULAR ES DE 137 G/GMOL Y SU FÓRMULA CONDENSADA ES $C_7H_7NO_2$. SU ESTRUCTURA ES DE LA SIGUIENTE FORMA:



SU PUNTO DE FUSIÓN VARÍA ENTRE 186 Y 189 °C. SEGÚN REPORTA LA LITERATURA CONSULTADA. A ESTA TEMPERATURA, LA SUSTANCIA DESCOMPONE.

EL PABA TIENDE A PONERSE DE COLOR AMARILLO CLARO AL ENTRAR EN CONTACTO CON EL AIRE. SI SE HACE LA RECRISTALIZACIÓN DE LA SUSTANCIA A PARTIR DE ETANOL DILUIDO, SE OBTIENEN PRISMAS MONOCLÍNICOS INCOLOROS.

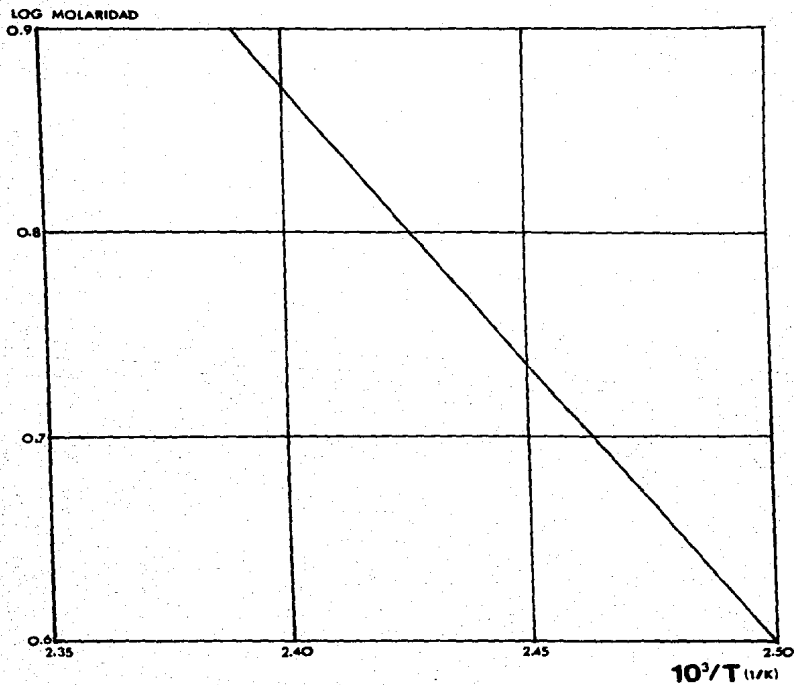
LA DENSIDAD DE LA SUSTANCIA, A 25 °C, ES DE 1.374 G/ML.

SOLUBILIDAD

LA SUSTANCIA SE DISUELVE FÁCILMENTE, EN AGUA A SU TEMPERATURA DE EBULLICIÓN, ETANOL Y ÉTER ETÍLICO. A CONTINUACIÓN SE MUESTRA UNA TABLA DE SOLUBILIDADES DEL PABA EN DIFERENTES COMPUESTOS Y UNA GRÁFICA DE SU SOLUBILIDAD EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA PARA SU PRINCIPAL PRODUCTO DE DESCOMPOSICIÓN, LA ANILINA:

| TEMPERATURA (°C) | % MOL DE PABA SOLUBILIZADO | SOLVENTE |
|------------------|----------------------------|------------------|
| 25 | 0.4 | BENCENO |
| 140 | 5.0 | " |
| 140 | 39.3 | 1-BUTANOL |
| 25 | 0.13 | CLOROFORMO |
| 140 | 7.2 | " |
| 25 | 4.97 | ETANOL |
| 140 | 49.7 | " |
| 25 | 5.1 | ACETATO DE ETILO |
| 140 | 44.4 | " |
| 25 | 5.94 | METANOL |
| 140 | 49.8 | " |
| 100 | 15.8 | AGUA |
| 186 | 100.0 | " |

**GRAFICA DE SOLUBILIDAD DEL
PABA EN ANILINA EN FUN -
CION DE LA TEMPERATURA.**



B. PROPIEDADES FÍSICOQUÍMICAS

A) CALOR LATENTE DE FUSIÓN: 36.46 CAL/G Ó 152.6 J/G
 B) CALOR ESPECÍFICO (SÓLIDO): ESTE VALOR SE PUEDE CALCULAR MEDIANTE LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$C_p = (0.287 + 0.00088T) \text{ CAL/G} \cdot \text{C}$$

O

$$C_p = (1.203 + 0.00368T) \text{ J/G} \cdot \text{C}$$

DONDE T ES LA TEMPERATURA DEL SISTEMA, EN GRADOS CENTÍGRADOS.

ESTA FÓRMULA ES VÁLIDA PARA UN INTERVALO QUE VA DESDE 128 °C HASTA EL PUNTO DE FUSIÓN DE LA SUSTANCIA. USANDO LAS FÓRMULAS ANTERIORES:

| TEMPERATURA (°C) | C _p (CAL/G · °C) | C _p (J/G · °C) |
|------------------|-----------------------------|---------------------------|
| 130 | 0.4014 | 1.6814 |
| 150 | 0.419 | 1.7531 |
| 170 | 0.4366 | 1.8268 |
| 186 | 0.4507 | 1.8858 |

C) CALOR ESPECÍFICO (LÍQUIDO): LA CAPACIDAD CALORÍFICA DEL ÁCIDO PARA-AMINO BENZOÍCO EN ESTADO LÍQUIDO ESTA REPORTADA COMO 1.86 J/G · °C Ó 0.4445 CAL/G · °C, CON UN MARGEN DE ERROR DE ± 2 % Y EN UN INTERVALO DE TEMPERATURAS QUE VA DESDE LA DE FUSIÓN HASTA LOS 378 °C.

D) CALOR DE FORMACIÓN (ΔH DE FORMACIÓN): A 298 K SE REPORTA UN VALOR DE 572.3 CAL/G.

E) CONSTANTE DE ACIDEZ: EL VALOR REPORTADO A 298 K ES:

$$K_A = 1.2 \times 10^{-5}$$

$$\text{Y } P_{K_A} = 4.92$$

F) CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA: A 298 K LA CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA SE PRESENTA COMO SIGUE:

$$\Lambda_0 = 382$$

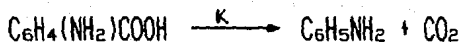
$$\text{Y } \Lambda_c = 8.0$$

ESTO ES EFECTIVO EN UN RANGO DE CONCENTRACIÓN EN SOLUCIÓN QUE OSCILA ENTRE 0.03 Y 0.005 M. PARA OBTENER DICHO VALOR DE Λ_c SE TOMÓ UNA CONCENTRACIÓN DE 0.016 M.

G) CALOR DE SUBLIMACIÓN (ΔH DE SUBLIMACIÓN): EL VALOR DE ESTA PROPIEDAD A 298 K, ES DE 116.1 KJ/MOL Ó 202.5 CAL/G.

H) AREA SUPERFICIAL: DE ACUERDO A CÁLCULOS REALIZADOS EN LA DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑO DE PARTÍCULA, EL PABA TIENE UN AREA SUPERFICIAL DE 0.55 M²/G .

I) CINÉTICA DE DESCOMPOSICIÓN: LA REACCIÓN DE DESCOMPOSICIÓN DEL ÁCIDO PARA-AMINO BENZOICO ES LA SIGUIENTE:



LA DESCOMPOSICIÓN DEL PABA SIGUE UNA CINÉTICA DE PRIMER ORDEN. LA BIBLIOGRAFÍA REPORTA UNA CONSTANTE DE DESCOMPOSICIÓN EN FASE GASEOSA, K_g , CON UN VALOR PROMEDIO DE 1.47×10^{-2} HR⁻¹.

A CONTINUACIÓN DETALLAMOS LOS DATOS DEL EXPERIMENTO QUE CONDUJO A ESTE VALOR:

CANTIDAD INICIAL DE ÁCIDO: 2 G
 SOLVENTE: 200 ML DE AGUA CALIENTE
 TEMPERATURA DEL EXPERIMENTO: PUNTO DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN.

| TIEMPO HRS. | DESCOMP. PABA (G) | DESCOMP. % APTÉ | DESCOMP. % REAL | $K \times 10^2$ HR ⁻¹ |
|----------------|----------------------|--------------------|--------------------|-------------------------------------|
| 1 | 0.037 | 1.57 | 1.85 | 1.5 |
| 2 | 0.064 | 2.64 | 3.20 | 1.4 |
| 3 | 0.085 | 3.52 | 4.26 | 1.3 |
| 4 | 0.132 | 5.51 | 6.63 | 1.4 |
| 5 | 0.175 | 7.37 | 8.77 | 1.5 |
| 6 | 0.202 | 9.55 | 10.13 | 1.7 |

$$K = (1 / 0.4343 t) * [\log a / (a-x)]$$

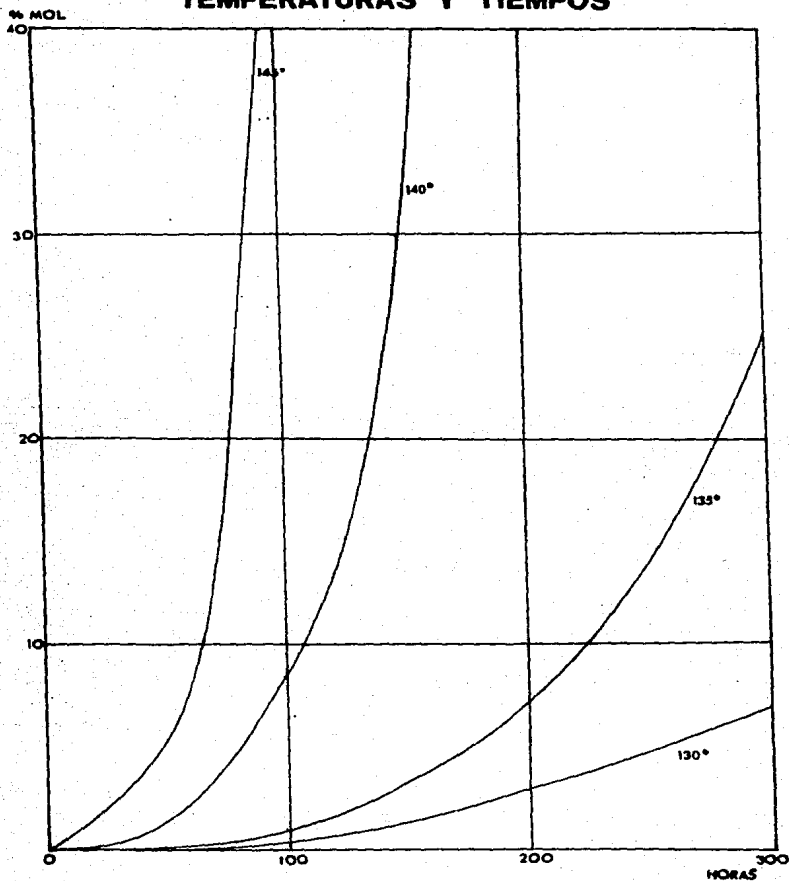
DONDE t ES EL TIEMPO EN HORAS; a ES LA CONCENTRACIÓN INICIAL EN G/L Y x ES LA CANTIDAD DE PABA DESCOMPUESTO EN G/L.

TAMBIÉN SE PRESENTAN CURVAS DE DESCOMPOSICIÓN DEL PABA A DIFERENTES TEMPERATURAS DEL SISTEMA Y DIFERENTES TIEMPOS DE TRATAMIENTO (VÉASE GRÁFICA 1).

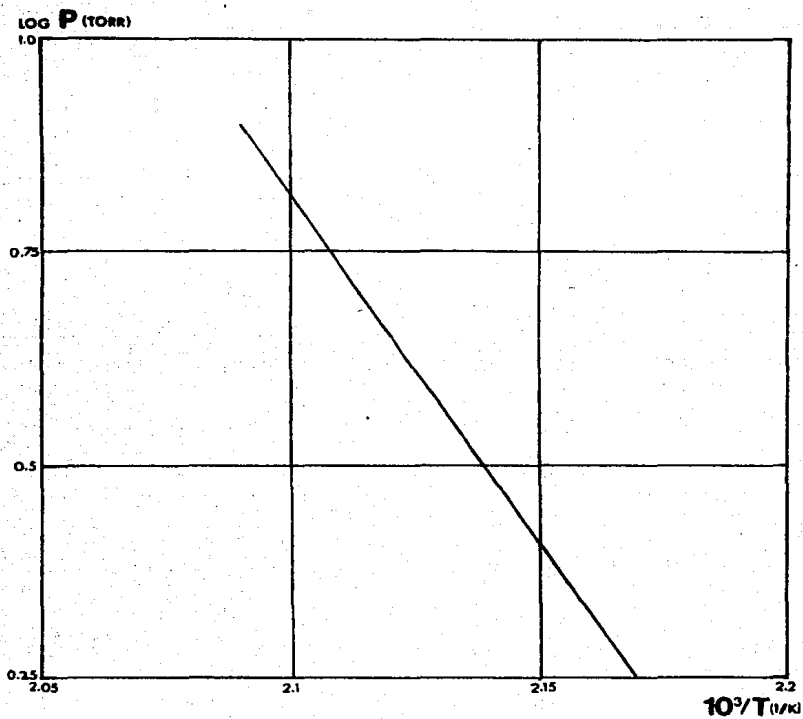
POR OTRA PARTE, SE REPORTA UN VALOR DE CONSTANTE DE DESCOMPOSICIÓN PARA LA FASE GASEOSA, K_g , DE 0.017 HRS⁻¹, A 145 °C. ESTA MEDICIÓN SE EFECTUÓ A LA PRESIÓN DE SATURACIÓN (10 TORR) DEL PABA A LA TEMPERATURA ANTES MENCIONADA.

J) PRESIÓN DE VAPOR: LA PRESIÓN DE VAPOR DEL PABA EN

GRAFICA 1 CAP I

DESCOMPOSICION DEL PABA A DIFERENTES
TEMPERATURAS Y TIEMPOS

GRAFICA 2 CAP I

PRESION DE VAPOR EN FUNCION
DE LA TEMPERATURA.

FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA QUEDA DETERMINADA MEDIANTE EL USO DE LA GRÁFICA 2.

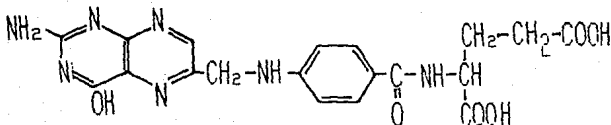
K) TRAYECTORIA LIBRE MEDIA DE LAS PARTÍCULAS (A) EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA:
SE TIENEN LOS SIGUIENTES VALORES:

| TEMPERATURA (K) | λ (MM) |
|-----------------|----------------|
| 367 | 5 |
| 377 | 3 |
| 390 | 1 |

C. PROPIEDADES COMO FÁRMACO

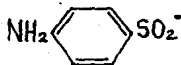
DEBIDO A LAS FUNCIONES QUE EL PABA DESEMPEÑA DENTRO DE NUESTRO ORGANISMO, LA LITERATURA MÉDICA LO CLASIFICA COMO UNA SUSTANCIA ASOCIADA AL COMPLEJO VITAMÍNICO B HIDROSOLUBLE.

EL PABA ESTÁ PRESENTE COMO LA UNIDAD CENTRAL DEL ÁCIDO FÓLICO, CUYA ESTRUCTURA SE PRESENTA A CONTINUACIÓN:



ESTE ÁCIDO DESEMPEÑA UN PAPEL IMPORTANTE Y COMPLEJO EN LA SÍNTESIS DE LOS ÁCIDOS NUCLÉICOS. SU DEFICIENCIA PRODUCE ALTERACIONES EN EL CRECIMIENTO Y DIVERSAS FORMAS DE ANEMIA. EL REQUERIMIENTO DE PABA POR PARTE DE CIERTOS MICROORGANISMOS, ESTREPTOCOCCOS PRINCIPALMENTE, PROVIENE DE LA NECESIDAD DE USARLO EN LA SÍNTESIS DEL ÁCIDO FÓLICO, IMPRESCINDIBLE PARA SU REPRODUCCIÓN. DICHA SÍNTESIS NO SE LLEVA A CABO EN LOS MAMÍFEROS, OBLIGANDONOS A CONSUMIRLO (A FORMARLO).

ES PRECISAMENTE DE ESTA SITUACIÓN DE LA QUE SE DERIVA LA IMPORTANCIA DEL PABA EN RELACIÓN A LA ACCIÓN ANTIBACTERIANA DE LAS SULFONAMIDAS. SIENDO QUE EXISTE UNA GRAN SIMILITUD ESTRUCTURAL ENTRE ÉSTAS Y EL PABA, LAS BACTERIAS AL REALIZAR LA SÍNTESIS DEL ÁCIDO FÓLICO UTILIZAN LAS SULFONAMIDAS EN VEZ DEL PARAMINOBENZOATO, FORMÁNDOSE ASÍ ANÁLOGOS NO FUNCIONALES DEL PRIMERO, LOS CUALES EVITAN EL DESARROLLO POSTERIOR DE LAS CÉLULAS BACTERIANAS.



TAMBIÉN SE HA DESCUBIERTO QUE EL PABA ES UNA SUSTANCIA ESENCIAL EN EL CRECIMIENTO DE RATAS Y POLLOS, E INCLUSO EVITA LA APARICION DE CANAS EN EL PELAJE DE ÉSTAS. ADEMÁS, SE SABE QUE ES UNA DE LAS TRES VITAMINAS QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO DE PIGMENTACION DE LA PIEL.

POR OTRA PARTE, SE HA ENCONTRADO QUE EL ÁCIDO ESTÁ AMPLIAMENTE DISTRIBUIDO EN LOS TEJIDOS DE PLANTAS Y ANIMALES, Y SE PRESENTA UNA PARTE LIBRE Y OTRA UNIDA A ENLACES PEPTÍDICOS. SE LE CONOCEN AL PABA APLICACIONES MÉDICAS EN EL TRATAMIENTO DEL TIFUS EPIDÉMICO, ENFERMEDADES RICKETTISIALES, FIEBRE DE LAS MONTAÑAS ROCALLOSAS, COMO MEDIO PARA EVITAR EL ENCANECIMIENTO DEL CABELLO, COMO TRATAMIENTO CONTRA LA ANEMIA PERNICIOSA Y PARA EVITAR LA FIEBRE REUMÁTICA.

D. USOS GENERALES

EL PABA ES USADO GENERALMENTE, A NIVEL INDUSTRIAL, COMO FILTRO SOLAR EN COSMÉTICOS TALES COMO LOCIONES BRONCEADORAS, MAQUILLAJES Y LÁPICES LABIALES, PRINCIPALMENTE; TAMBIÉN EN LA PREPARACION DE COLORANTES AZÓICOS, EN TRATAMIENTOS PARA EVITAR LAS CANAS EN EL CABELLO Y EN ANTITRANSPIRANTES.

EN FILTROS SOLARES SE USA EN UNA CONCENTRACION QUE VARÍA ENTRE 0.5 Y 5 % EN PESO. EL PABA HACE LAS VECES DE UNA PANTALLA QUE ABSORBE LAS RADIACIONES ULTRAVIOLETA EN UN RANGO DE LONGITUDES DE ONDA ENTRE 280 Y 320mμ, QUE ES LA REGIÓN EN QUE OCURREN LAS QUEMADURAS DE LA PIEL.

EN COMBINACION CON SALICILATOS Y MEDIANTE ADMINISTRACION POR VÍA ORAL, SE USA PARA EL TRATAMIENTO DE LA FIEBRE REUMÁTICA.

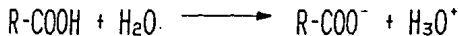
SU SAL DE POTASIO ES AGENTE FARMACOLÓGICO EN ENFERMEDADES DEL TEJIDO FIBROSO DEL PERONÉ, ESCLERODERMA, DERMATOMIOSITIS Y PENFIGO.

UNA DE LAS APLICACIONES MÁS IMPORTANTES DEL PABA PROVIENE DE SU EXTENSO USO COMO MATERIA PRIMA EN LA FABRICACION DE SUS ESTERES Y CUYO USO PRINCIPAL ES COMO ANESTÉSICOS LOCALES. ENTRE LOS MÁS IMPORTANTES TENEMOS EL P-AMINO BENZOATO DE ETILO (BENZOCAINA), EL P-AMINO BENZOATO DE N-BUTILO (BUTESINA), EL P-AMINO BENZOATO DE N-PROILO (PROFESINA) Y EL CLORHIDRATO DE NAEPAINA (AMILSINE).

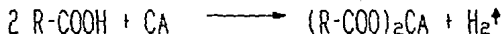
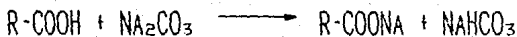
E. REACCIONES QUÍMICAS

POR UNA PARTE, EL PABA PRESENTA LAS REACCIONES TÍPICAS DE UN ÁCIDO MONOCARBOXILICO, ES DECIR, LAS QUE SE LLEVAN A CABO DEBIDO A LA PRESENCIA DEL CARBOXILO (-COOH) EN LA MOLÉCULA.

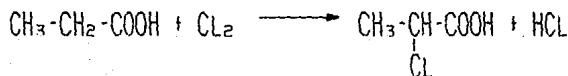
AL PONER EL ÁCIDO EN SOLUCION ACUOSA, ÉSTE ACTUARÁ COMO ACEPTOR DE PROTONES (BASE, SEGUN LA DEFINICION DE BRÖNSTED - LOWRY), ESTABLECIÉNDOSE UN EQUILIBRIO ENTRE EL ÁCIDO, EL AGUA, EL IÓN CARBOXILATO Y EL IÓN HIDRONIO:



LOS ÁCIDOS DE ESTE TIPO REACCIONARÁN CON METALES ACTIVOS Y BASES, FORMANDO SALES:

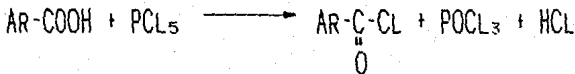


DEBIDO AL HECHO DE QUE EL GRUPO CARBOXILO ES MUY POLAR Y ATRAE A LOS ELECTRONES DEL CARBONO AL CUAL ESTÁ UNIDO (TAMBIÉN DENOMINADO CARBONO α), LOS HIDRÓGENOS UNIDOS A ÉSTE SON FÁCILMENTE SUSTITUIBLES:

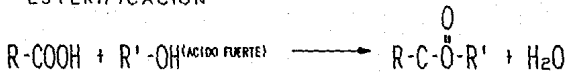


ESTA REACCIÓN NO SE LLEVA A CABO EN EL PABA YA QUE EL CARBONO α , ADÉMÁS DE PERTENECER A UN ANILLO AROMÁTICO, NO TIENE HIDRÓGENOS ADHERIDOS.

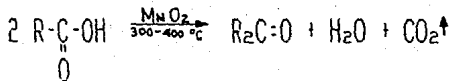
LA SUSTITUCIÓN AROMÁTICA, AL SER EL GRUPO CARBOXILO UN DESACTIVANTE DEL NÚCLEO AROMÁTICO Y META-ORIENTADOR, OCURRE CON DIFICULTAD Y BAJOS RENDIMIENTOS:



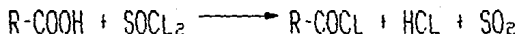
OTRAS REACCIONES:
1. ESTERIFICACIÓN



2. DESCARBOXILACIÓN (AÑADIENDO MnO_2 Y LLEVANDO A CABO LA REACCIÓN A $350^\circ C$)



3. FORMACIÓN DE HALURO DE ÁCIDO



POR OTRA PARTE, EL PABA REACCIONARÁ COMO UNA AMINA PRIMARIA, DEBIDO A LA PRESENCIA DEL GRUPO $-NH_2$ TERMINAL.

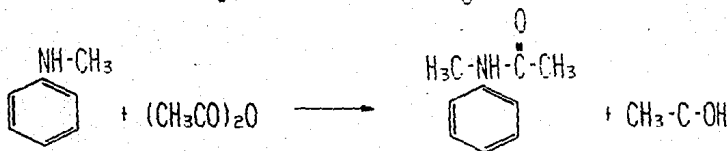
CARACTERÍSTICAS Y REACCIONES:

LA BASICIDAD DE LAS AMINAS PRIMARIAS TIENE COMO CAUSA LA PRESENCIA DE UN PAR DE ELECTRONES LIBRE EN EL ÁTOMO DE NITRÓGENO. POR ENDE, ESTAS AMINAS REACCIONAN COMO BASES DE LEWIS.

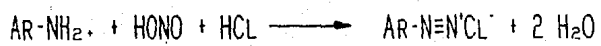


LAS AMINAS AROMÁTICAS SON MENOS BÁSICAS QUE EL AMONIACO. EN GENERAL, LOS GRUPOS ARILICOS ATRAEN ELECTRONES, REDUCIENDO LA DENSIDAD ELECTRÓNICA ALREDEDOR DEL ÁTOMO DE NITRÓGENO.

LA REACCIÓN ENTRE UNA AMINA PRIMARIA Y UN DERIVADO DE ÁCIDO (HALURO, ANHÍDRIDO O ÉSTER) DA UN PRODUCTO AMINADO EN EL CUAL UN HIDRÓGENO UNIDO AL NITRÓGENO DE LA AMINA HA SIDO SUSTITUIDO POR UN GRUPO ACILO ($R-C-$).



CUANDO UNA AMINA AROMÁTICA PRIMARIA REACCIONA EN UNA SOLUCIÓN FRÍA DE $NaNO_2$ A LA CUAL SE HA ANADIDO ÁCIDO CLORHÍDRICO PARA PROPICIAR LA FORMACIÓN DE ÁCIDO NITROSO, OBTENEMOS SALES DE DIAZONIO, SI LLEVAMOS A CABO LA REACCIÓN ENTRE 0 Y 5 °C:



CAPITULO II

ANALISIS DE MERCADO

A. CONSUMO ACTUAL Y POTENCIAL DE LA SUSTANCIA EN MEXICO

1- CONSUMO ACTUAL

EL ÁCIDO PARA-AMINO BENZÓICO ES UN PRODUCTO NETAMENTE DE IMPORTACIÓN EN NUESTRO PAÍS. EN ESTE ESTUDIO NO SE DETECTÓ NINGUNA EMPRESA EN EL MEDIO NACIONAL QUE LO FABRIQUE, TAL VEZ DEBIDO A VOLUMEN RELATIVAMENTE BAJO DE CONSUMO O A LAS DIFICULTADES TÉCNICAS IMPLÍCITAS EN EL PROCESO DE MANUFACTURA. A CONTINUACIÓN SE PRESENTA EL VOLUMEN ANUAL DE IMPORTACIONES DE PABA EN EL PERIODO 1980 - 1985.*

| AÑO | VOLUMEN (KG) |
|------|--------------|
| 1980 | 4770 |
| 1981 | 4600 |
| 1982 | 4530 |
| 1983 | 4100 |
| 1984 | 4200 |
| 1985 | 4025 |

LA GRÁFICA 1 AL FINAL DE CAPÍTULO REPRESENTA LOS DATOS DE IMPORTACIONES ANUALES.

* FUENTE: ENCUESTAS DIRECTAS Y DATOS DEL BANCO MEXICANO DE COMERCIO EXTERIOR.

2- CONSUMO POTENCIAL

DE ACUERDO AL COMPORTAMIENTO DEL MERCADO EN EL CASO DE ESTE PRODUCTO, REFLEJADO EN LAS CIFRAS DE CONSUMO ACTUAL Y ANTERIOR, SE VE QUE ÉSTE TIENDE A DECRECER.

SE CONSIDERA QUE LA CAUSA DE ESTE FENÓMENO SE DEBE AL BAJO VALOR QUE TIENE NUESTRA DIVISA CON RESPECTO AL DÓLAR ESTADUNIDENSE, MONEDA TOMADA COMO REFERENCIA EN LA INMENSA MAYORÍA DE LAS TRANSACCIONES INTERNACIONALES. A PESAR DE QUE A PARTIR DE UNOS AÑOS PARA AÇA ES RELATIVAMENTE FÁCIL CONSEGUIR, DIVISAS EXTRANJERAS EN MÉXICO (A DIFERENCIA DE 1982 Y 83) LA PÉRDIDA DE VALOR DEL PESO FRENTE A ESTA MONEDA ES TAN ACCELERADA Y EL CAMBIO YA TAN GRANDE QUE CUALQUIER DESEMBOLSO RESULTA UNA CARGA TREMENDA PARA LAS EMPRESAS.

POR OTRA PARTE, EL PABA TIENE UNA FUERTE COMPETENCIA DE OTROS PRODUCTOS, TAMBIÉN DE IMPORTACIÓN PERO MÁS BARATOS, QUE CUMPLEN APROXIMADAMENTE CON LAS MISMAS FUNCIONES.

EL PRONÓSTICO DE DEMANDA FUTURA LO HAREMOS TOMANDO COMO BASE LA DISMINUCIÓN PROMEDIO DE LA MISMA, OBSERVADA EN LOS AÑOS DE 1980 AL 85. ES DECIR, 4.85 % . ADEMÁS, SEGÚN LOS RESULTADOS DE

LA ENCUESTA DIRECTA LLEVADA A CABO, ESTE PRONÓSTICO SE CONFIRMA.

| AÑO | VOLUMEN (KG) |
|------|--------------|
| 1986 | 3830 |
| 1987 | 3640 |
| 1988 | 3465 |
| 1989 | 3300 |
| 1990 | 3140 |

HAY QUE SEÑALAR QUE, A PESAR DEL PRONÓSTICO PESIMISTA EN EL COMPORTAMIENTO DEL MERCADO, ES MUY POCO PROBABLE QUE EL PABA SEA DESPLAZADO DEL TODO COMO INGREDIENTE PRINCIPAL EN PREPARACIONES DE FILTROS SOLARES, DEBIDO A SU COMPROBADA EFECTIVIDAD Y A LA BAJA PROPORCIÓN QUE DE ESTA SE USA EN COMPARACIÓN A TODOS LOS DEMÁS SUSTITUTOS USADOS INDUSTRIALMENTE.

LA GRÁFICA 2 AL FINAL DEL CAPITULO REPRESENTA LOS DATOS DEL PRONÓSTICO DE CONSUMO.

B. ESTRUCTURA DEL CONSUMO

1- USOS DEL PRODUCTO Y SUSTITUTOS

EL PABA TIENE UN USO LIMITADO, PERO IMPORTANTE, EN LA INDUSTRIA MEXICANA. A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS PRINCIPALES SECTORES INDUSTRIALES, DE CONSUMO Y SUS PORCENTAJES APROXIMADOS DE UTILIZACIÓN:

| SECTOR INDUSTRIAL | PORCENTAJE DE UTILIZACIÓN |
|-------------------------|---------------------------|
| INDUSTRIA DE COSMÉTICOS | 75 |
| INDUSTRIA FARMACÉUTICA | 20 |
| OTROS | 5 |

TAL COMO SE HA MENCIONADO, SU PRINCIPAL USO ES COMO FILTRO SOLAR EN PREPARACIONES COSMÉTICAS Y MEDICINALES, ADEMÁS DE SERVIR COMO MATERIA PRIMA PARA LA PREPARACIÓN DE ANESTÉSICOS LOCALES.

EN NUESTRO PAÍS, EL SUSTITUTO MÁS IMPORTANTE DEL PABA, EN EL RAMO DE LOS FILTROS SOLARES, ES EL OMETIL SALICILATO DE METILO.

A PESAR DE SER BASTANTE MÁS BARATO (PARA 1985 TUVO UN PRECIO PROMEDIO POR KILOGRAMO DE \$ U.S. 4.35, COMPARADO AL DE \$ U.S. 10.10 DEL PABA) LAS PROPORCIONES EN QUE SE USA EN LOS COSMÉTICOS SON APROXIMADAMENTE DE 5:1 EN RELACIÓN A NUESTRA SUSTANCIA, POR LO QUE SU USO COMO SUSTITUTO DEBE TENER COMO BASE UN ESTUDIO ECONÓMICO DETALLADO.

ES POR ESTO QUE MUCHAS DE LAS EMPRESAS CONSULTADAS USAN AMBOS PRODUCTOS, DEPENDIENDO DE SU RECETARIO INDUSTRIAL. COMO ES LÓGICO, LAS IMPORTACIONES DE OMETIL SALICILATO SON MAYORES QUE LAS DE PABA, PERO EL COMPORTAMIENTO DEL MERCADO DE ESTE ES SIMILAR AL DEL PRODUCTO ANALIZADO.

2- PRINCIPALES CONSUMIDORES

COMO YA SE MENCIONÓ, SIENDO LA INDUSTRIA DE COSMÉTICOS LA PRINCIPAL CONSUMIDORA DEL PRODUCTO, LOS LABORATORIOS Y CASAS DE ESTE RAMO SON LOS USUARIOS DE LA SUSTANCIA. ENTRE ESTAS TENEMOS: ALCON OFTASA, S.A. DE C.V.; PLOUGH DE MÉXICO, S.A. DE C.V.; AVON COSMETICS, S.A. DE C.V.; TRÓPICO HAWAIIANO, S.A. DE C.V. Y BEIERSDORF DE MÉXICO, S.A. DE C.V.

DENTRO DE LA INDUSTRIA FARMACÉUTICA ESTÁN: ABBOTT LABORATORIES DE MÉXICO, S.A. DE C.V.; A.H. ROBINS DE MÉXICO, S.A. DE C.V.; ALCON LABORATORIES, S.A.; BEECHAM FARMACÉUTICA, S.A. DE C.V.; SQUIBB & SONS DE MÉXICO, S.A. DE C.V. Y ELLI LILLY Y CIA. DE MÉXICO, S.A. DE C.V.

C. ABASTECIMIENTO ACTUAL DEL MERCADO

1- FUENTES PRINCIPALES

LOS USUARIOS MEXICANOS IMPORTAN GENERALMENTE, DE MANERA DIRECTA EL PABA DESDE ESTADOS UNIDOS Y LA REPÚBLICA FEDERAL DE ALEMANIA. AUNQUE ALGUNAS VECES LAS IMPORTACIONES SE LLEVAN A CABO POR MEDIO DE COMPAÑIAS DISTRIBUIDORAS, LOS PRINCIPALES PRODUCTORES QUE EXPORTAN HACIA MÉXICO SON LABORATORIOS HOECHST Y GLOBE CHEMICAL (RFA) Y VAN DYCK AND Co., INC. (ESTADOS UNIDOS).

2- ESTRUCTURA DE PRECIOS

DEBIDO A LA YA CONOCIDA SITUACIÓN FINANCIERA DEL PAÍS, EL MANEJO DE LOS PRECIOS DE LOS ARTÍCULOS, SUSTANCIAS Y MATERIALES DE IMPORTACIÓN EN MÉXICO ES ALGO QUE SE HA TORNADO COMPLEJO, DEBIDO A LA CONTINUA FLUCTUACIÓN DEL TIPO DE CAMBIO DEL PESO MEXICANO CON RESPECTO AL DÓLAR ESTADUNIDENSE, PRINCIPAL REFERENCIA EN LOS MERCADOS FINANCIEROS.

DEBIDO A LA IMPORTANCIA DEL ASUNTO, SE HARÁ UN BREVE ESTUDIO DE LA ESTRUCTURA DE PRECIOS Y LAS FLUCTUACIONES DE LOS MISMOS EN EL CASO QUE NOS CONCIERNE.

A. PRECIO PROMEDIO DE IMPORTACIONES (1980-85)

ESTOS CÁLCULOS TIENEN COMO OBJETIVO QUE SE VEA LA EVOLUCIÓN DEL PRECIO UNITARIO DEL PABA EN EL MERCADO NACIONAL, SIRVIENDO COMO PRUEBA DE LA IMPORTANCIA EVENTUAL DE FABRICAR LA SUSTANCIA EN MÉXICO, EVITANDO ASÍ FUGA DE DIVISAS.

| A | B | C | D |
|------|-------|--------|---------|
| 1980 | 20.35 | 23.00 | 468.05 |
| 1981 | 19.95 | 23.00 | 458.85 |
| 1982 | 19.95 | 50.00 | 997.50 |
| 1983 | 19.10 | 150.00 | 2865.00 |
| 1984 | 16.69 | 180.00 | 3004.20 |
| 1985 | 14.65 | 281.00 | 4116.65 |

A: AÑO
 B: PRECIO (DÓLARES/KG) *
 C: TIPO DE CAMBIO (PESOS/DÓLAR) **
 D: PRECIO UNITARIO (PESOS/KG)

*: LOS PRECIOS SON PROMEDIOS, YA QUE FLUCTÚAN EN EL MERCADO ESTADUNIDENSE DE SEMANA A SEMANA, AUNQUE POR UNOS POCOS CENTAVOS.

** : PARA 1984 Y 1985 SE TOMARON LOS DE MEDIO AÑO, SÓLO COMO MEDIDA ILUSTRATIVA.

ESTOS PRECIOS YA INCLUYEN LOS GASTOS DE IMPORTACIÓN Y TRANSPORTE, QUE SE HAN CALCULADO EN 45 %, DE ACUERDO A LOS DATOS PROPORCIONADOS POR LOS RESPONSABLES DE LAS EMPRESAS CONSULTADAS. AL FINAL DEL CAPÍTULO SE ADJUNTA LA GRÁFICA 3 DE LOS PRECIOS DEL PABA EN MÉXICO Y ESTADOS UNIDOS, COMO MEDIO DE COMPARACIÓN.

B. VALOR DE LAS IMPORTACIONES DEL PRODUCTO (1980-85)

PARA SABER EL IMPACTO ECONÓMICO QUE TIENE LA IMPORTACIÓN DE ÁCIDO PARA-AMINO BENZOICO EN LAS EMPRESAS QUE LO USAN (EN SU CONJUNTO), SE DETALLARÁ EL VALOR TOTAL, EN MONEDA NACIONAL, DE LAS EROGACIONES QUE SE HICIERON DEBIDO A LA COMPRA DE LA SUSTANCIA.

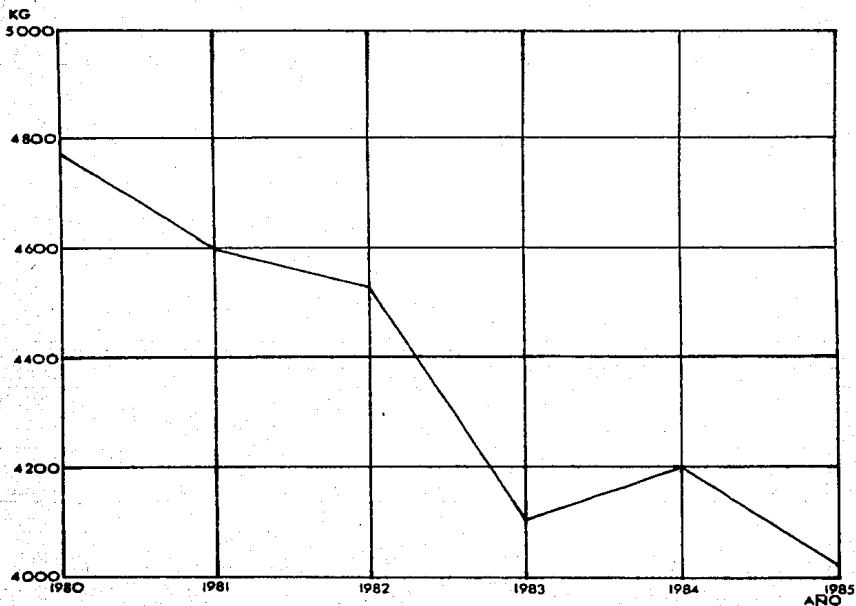
| AÑO | VALOR (EN MILLONES DE PESOS) |
|------|------------------------------|
| 1980 | 2.233 |
| 1981 | 2.107 |
| 1982 | 4.519 |
| 1983 | 11.747 |
| 1984 | 12.618 |
| 1985 | 16.570 |

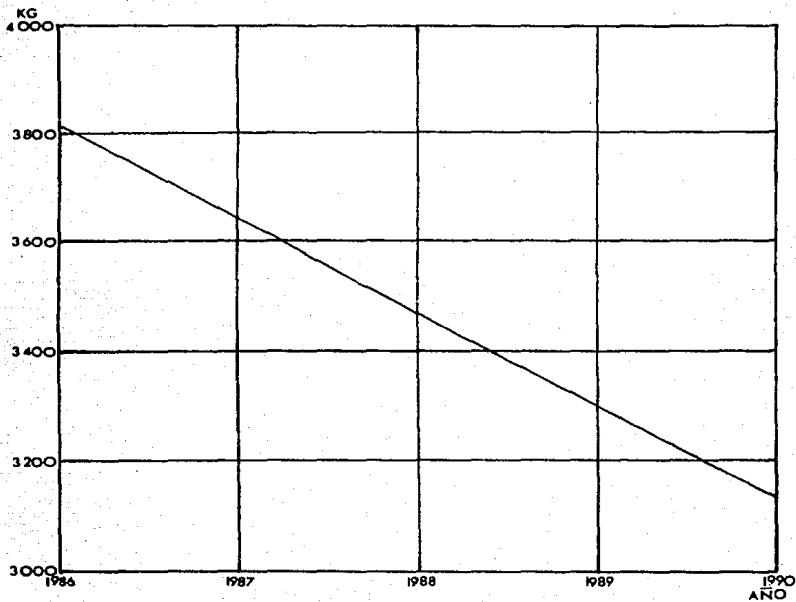
AL FINAL DEL CAPÍTULO SE ADJUNTA LA GRÁFICA 4, QUE REPRESENTA EL VALOR DE LAS IMPORTACIONES ANUALES DE PABA EN EL PERIODO ANTES MENCIONADO.

GRAFICA 1 CAP II

IMPORTACIONES ANUALES DE PABA

(1980 - 1985)

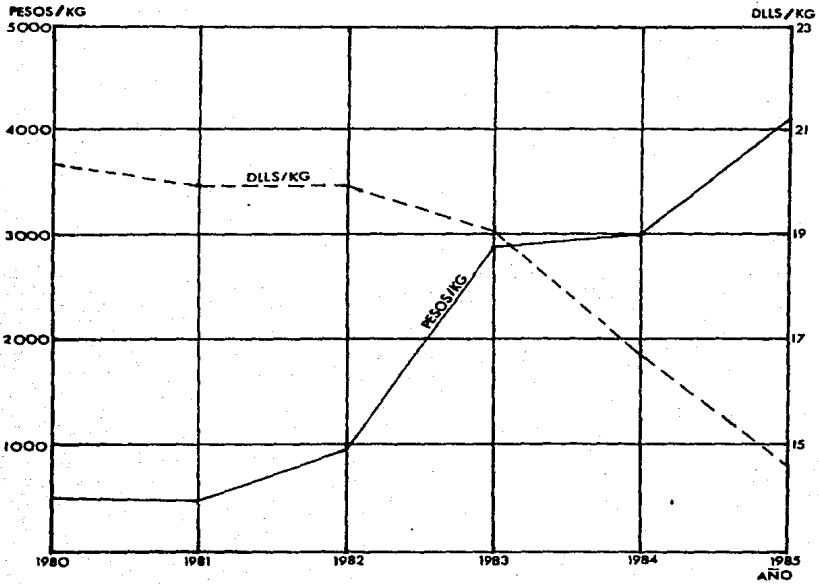


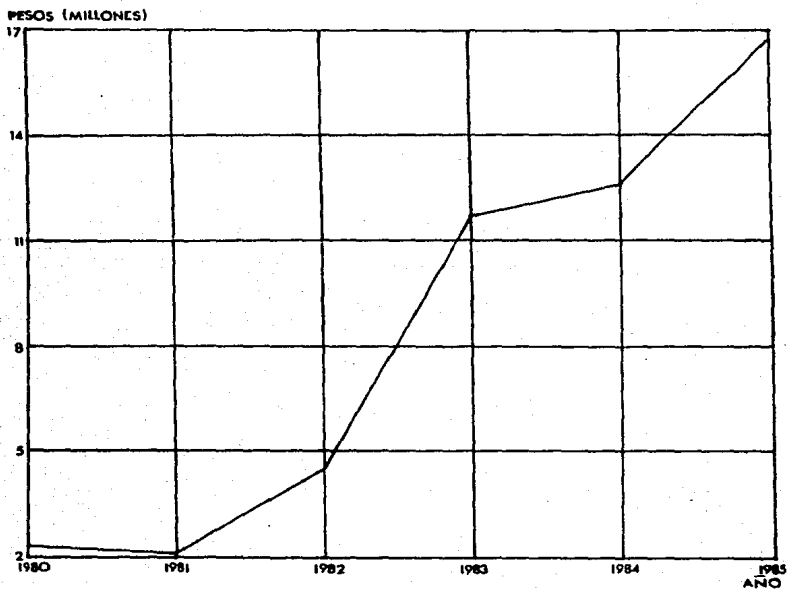
GRAFICA 2 CAP II**PRONOSTICO DE DEMANDA FUTURA****(1986 - 1990)**

GRAFICA 3 CAP II

PRECIO PROMEDIO ANUAL (U.S. DLLS/PESOS M.N.)

(1980 - 1985)



GRAFICA 4 CAP II**VALOR DE LAS IMPORTACIONES ANUALES.****(1980 - 1985)**

CAPITULO III

SELECCION DE LA RUTA QUIMICA MAS VIABLE

A. ALTERNATIVAS VIABLES

EXISTEN VARIAS POSIBILIDADES PARA FABRICAR EL ÁCIDO P-AMINO BENZOÍCO, SEGUN SE HA CONSTATADO EN LA LITERATURA CONSULTADA. LOS PROCESOS GENERALES PARA ESTO SON:

A. OXIDACIÓN

B. REDUCCIÓN, QUE SE PRESENTA EN LAS FORMAS DE :

- B. 1. REDUCCIÓN QUIMICA
- B. 2. REDUCCIÓN CATALÍTICA
- B. 3. REDUCCIÓN ELECTROQUIMICA

- C. AMONIÓLISIS
- D. MISCELÁNEOS

A. OXIDACION

ESTE TIPO DE SÍNTESIS DEL PABA, INVOLUCRA TRES REACCIONES SUCESIVAS. LA PRIMERA ES LA CONVERSIÓN DE LA P-TOLUIDINA EN N-ACETIL P-TOLUIDINA O P-ACETOLUIDINA, ES DECIR, LA CONVERSIÓN DE LA PRIMERA SUSTANCIA EN SU AMIDA CORRESPONDIENTE. A ESTE PROCESO SE LE DENOMINA ACILACIÓN Y SE LLEVA A CABO MEDIANTE LA ADICIÓN DE ANHÍDRIDO ACÉTICO Y UNA SOLUCIÓN DE ACETATO DE SODIO DE MEDIANA CONCENTRACIÓN.

LA RAZÓN PARA ACETILAR LA AMINA EN ESTE PRIMER PASO ES LA DE PROTEGER EL $-NH_2$ PARA QUE NO SE DESTRUYA EN EL SIGUIENTE, QUE ES LA OXIDACIÓN VIGOROSA CON PERMANGANATO DE POTASIO. UN BUEN GRUPO PROTECTOR ES AQUEL QUE PUEDE SER FÁCILMENTE AGREGADO, PROTEGE ACEPTABLEMENTE LA PARTE DE LA MOLÉCULA QUE NO QUEREMOS QUE REACCIONE Y ADEMÁS, ES FÁCILMENTE ELIMINABLE DESPUÉS DE HABER CUMPLIDO SU FUNCIÓN.

EXACTAMENTE ES LA ELIMINACIÓN DEL GRUPO ACILO EL TERCER PASO DEL PROCESO, LA CUAL SE LOGRA MEDIANTE UNA HIDRÓLISIS ÁCIDA, CON HCL.

DADA LA GRAN ESTABILIDAD DE LOS ÁCIDOS BENZOÍCOS SUSTITUIDOS, LOS GRUPOS ALQUILO UNIDOS AL ANILLO AROMÁTICO SON FÁCILMENTE OXIDADOS AL CORRESPONDIENTE ÁCIDO BENZOÍCO.

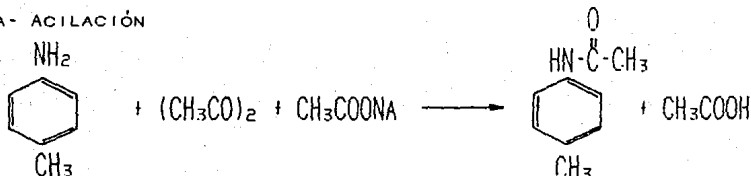
DURANTE LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN, LA SOLUCIÓN VIOLETA DE PERMANGANATO SE CONVIERTE EN UN PRECIPITADO CAFÉ DE DIOXIDO DE MANGANESO, ES DECIR, EL MANGANESEO PASA DE Mn^{VII} A Mn^{IV} . PARA EVITAR QUE LA SOLUCIÓN SEA EXCESIVAMENTE BÁSICA SE ADICIONA UNA PEQUEÑA CANTIDAD DE SULFATO DE MAGNESIO PARA QUE SIRVA COMO "BUFFER" O AMORTIGUADOR.

EL PRODUCTO DE ESTA REACCIÓN NO ES EL ÁCIDO CARBOXÍLICO EN POSICIÓN PARA CON EL GRUPO ACILO, SINO LA SAL DE POTASIO DEL PRIMERO. ES POR ESO QUE HAY QUE ACIDULAR EL MEDIO DE REACCIÓN PARA LLEGAR HASTA EL ÁCIDO. DESPUÉS DE LLEVAR A CABO LA HIDRÓLISIS ANTES MENCIONADA, SE CRISTALIZA EL PRODUCTO FINAL A PARTIR DE LA SOLUCIÓN DILUIDA DE ÁCIDO ACÉTICO.

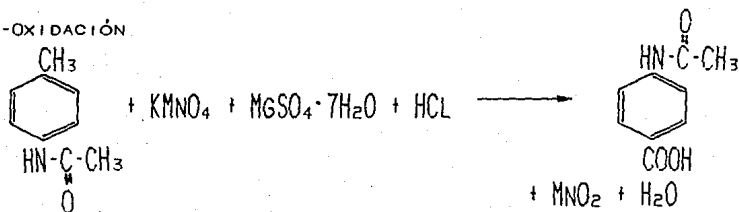
PARTIR DE LA SOLUCIÓN DILUIDA DE ÁCIDO ACÉTICO.

REACCIONES

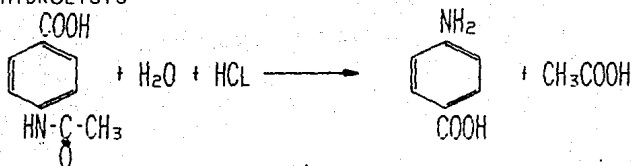
A- ACILACIÓN



B-OXIDACIÓN



C-HIDRÓLISIS



AL REALIZARSE LA OXIDACIÓN, EL PRODUCTO OBTENIDO ES UNA MEZCLA DE ÁCIDO P-ACETAMIDO BENZOÍCO Y DIÓXIDO DE MANGANESO, LO CUAL PODRÍA TRAER PROBLEMAS DE SEPARACIÓN, QUE HARÍAN NECESARIA LA EXTRACCIÓN DEL MENCIONADO ÁCIDO A TRAVÉS DE UN DISOLVENTE SELECTIVO. POR OTRA PARTE, EL DIÓXIDO OCLUYE UNA CANTIDAD CONSIDERABLE DE ÁCIDO HACIENDO DIFÍCIL LA SEPARACIÓN.

B. REDUCCIÓN

LA REDUCCIÓN ES OTRO DE LOS CAMINOS MEDIANTE EL CUAL SE PUEDE LLEVAR A CABO LA SÍNTESIS DEL PABA. PARA EFECTUAR UNA AMINACIÓN REDUCTIVA AROMÁTICA ES PRECISO QUE EXISTA EN LA MOLÉCULA UNA LIGADURA ENTRE UN CARBONO DEL ANILLO AROMÁTICO Y

UN NITRÓGENO. EN GRAN ESCALA, LA MAYOR PARTE DE LAS AMINAS SON OBTENIDAS POR LA REDUCCIÓN DE NITROCOMPUESTOS O NITRILOS. ESTE TIPO DE PROCESOS SERÁ ANALIZADO MÁS ADELANTE.

UNA DE LAS VENTAJAS QUE PRESENTA LA REDUCCIÓN ES QUE PUEDE SER DETENIDA EN ESTADOS INTERMEDIOS DE LA REACCIÓN, LO CUAL HACE QUE SEA UN PROCESO SELECTIVO.

EL PROCESO INDUSTRIAL MÁS IMPORTANTE PARA LA MANUFACTURA DE AMINAS AROMÁTICAS ES LA REDUCCIÓN DE NITROCOMPUESTOS, LOS CUALES SON OBTENIDOS A PARTIR DE LA NITRACIÓN DIRECTA DE HIDROCARBUROS AROMÁTICOS.

EXISTEN TRES TIPOS DIFERENTES DE REDUCCIÓN DE NITROCOMPUESTOS AROMÁTICOS PARA OBTENER PABA, LOS CUALES PRESENTAMOS A CONTINUACIÓN:

1- REDUCCIÓN QUÍMICA

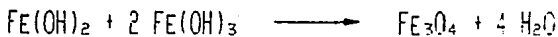
ESTE TIPO DE REACCIÓN PRESENTA ALGUNAS VARIANTES, COMO LA REDUCCIÓN CON LIMADURAS DE HIERRO EN SOLUCIONES ÁCIDAS O NEUTRAS, CON LIMADURAS DE ZINC O HIERRO EN SOLUCIONES ALCALINAS O CON LIMADURAS DE ZINC EN SOLUCIONES ÁCIDAS.

1.A. REDUCCIÓN CON LIMADURAS DE HIERRO EN SOLUCIONES ÁCIDAS O NEUTRAS

BÉCHAMP DESCUBRIÓ EN 1854 QUE LOS NITROCOMPUESTOS PUEDEN SER REDUCIDOS CON HIERRO Y ÁCIDO ACÉTICO, Y EN 1857, PERKIN APLICÓ ESTA REACCIÓN PARA PRODUCIR ANILINA. LA PRIMERA INNOVACIÓN EN ESTE MÉTODO FUE LA SUSTITUCIÓN DEL ÁCIDO ACÉTICO POR EL CLORHÍDRICO. POSTERIORMENTE SE DESCUBRIÓ QUE LA SAL FERROSA DEL HCL FUNCIONABA CATALÍTICAMENTE, ASÍ PUES, LA REDUCCIÓN SE PUEDE EFECTUAR CON UNA CANTIDAD DE ÁCIDO MENOR QUE LA REQUERIDA SEGÚN LA ESTEQUIOMETRÍA.

ACTUALMENTE, LA REDUCCIÓN CATALÍTICA POR HIDROGENACIÓN HA REDUCIDO LA IMPORTANCIA DEL PROCESO BÉCHAMP DEBIDO A LOS RENDIMIENTOS MAYORES Y A LA OBTENCIÓN DE PRODUCTOS FINALES MÁS PUROS.

EL MECANISMO DE LA REDUCCIÓN CON HIERRO ES MUY COMPLEJO. ESTE PUEDE REACCIONAR CON EL ÁCIDO CLORHÍDRICO DANDO DIRECTAMENTE Fe^{2+} Y PRODUCIENDO HIDRÓGENO MOLECULAR, AUNQUE EN POCA CANTIDAD. ALTERNATIVAMENTE, EL HIERRO REACCIONA CON EL NITROCOMPUESTO EN PRESENCIA DEL CATALIZADOR ÁCIDO, FORMANDO LA AMINA CORRESPONDIENTE MIENTRAS QUE EL HIERRO PASA A Fe^{3+} . QUÍMICAMENTE OCURRE LO SIGUIENTE:



SIENDO EL SISTEMA IÓN FERROSO - ÓXIDO FÉRRICO EL PRODUCTO

PRINCIPAL DE AMBAS REACCIONES.

EL HIERRO GRIS FUNDIDO, LIMPIO Y FINAMENTE MOLIDO PROPORCIONA PARA ESTE CASO LOS MEJORES RESULTADOS. EL GRADO DE REDUCCIÓN DEPENDE DE LA FINEZA Y POROSIDAD DE LAS PARTICULAS DE HIERRO, ASÍ COMO DEL "RAYADO" QUE DICHAS PARTICULAS RECIBAN DEL ÁCIDO CON OJE SON TRATADAS. ESTO PERMITE QUE EL PROCESO CONTÍNE SIN EL PELIGRO DE QUE HAYA UNA REACCIÓN VIOLENTA.

CUANDO SE USAN NITROCOMPUESTOS INSOLUBLES, LA ADICIÓN DE SOLVENTES COMO METANOL, ETANOL O PIRIDINA PERMITE UNA REDUCCIÓN SUAVE Y MÁS RÁPIDA. SI SE USA UN SOLVENTE, EL ÓXIDO DE HIERRO DEBERÁ SER FILTRADO EN CALIENTE.

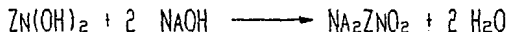
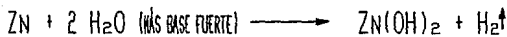
1.B. REDUCCIÓN CON LIMADURAS DE ZINC O HIERRO EN SOLUCIÓN ALCALINA

ESTA REDUCCIÓN SE EFECTÚA EN SOLUCIONES ALTAMENTE ALCALINAS, AUNQUE EXISTEN ALGUNAS EXCEPCIONES COMO EN EL CASO DE LA REDUCCIÓN DE NITROBENZENO A N-FENIL HIDROXIL AMINA, QUE SE LLEVA A CABO EN SISTEMAS ZINC - CLORURO DE CALCIO O ZINC - CLORURO DE AMONIO, DE PH MODERADO.

EL ALCOHOL ETÍLICO Y EL METANOL SON LOS SOLVENTES MÁS EMPLEADOS EN LAS REDUCCIONES ALCALINAS CON ZINC, PARA MODERAR LA VIOLENCIA DE LA REACCIÓN Y LIMITAR LA PRODUCCIÓN DE AMINO COMPUESTO EN LAS ÚLTIMAS ETAPAS. LOS MATERIALES USADOS EN EL PROCESO CON ZINC SON RELATIVAMENTE COSTOSOS, PERO SE SIGUE USANDO EL MÉTODO DEBIDO A SU FÁCIL OPERACIÓN.

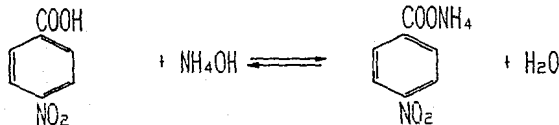
CUANDO SE USA ZINC, PARTE DE ESTE ES DISUELTO EN LA SOLUCIÓN ALCALINA, OBTENIÉNDOSE HIDRÓGENO MOLECULAR, Y EL HIDRÓXIDO DE ZINC FORMADO SE DISUELVE EN EL EXCESO DE BASE PRODUCIÉNDOSE ZINCATO DE SODIO (Na_2ZnO_2).

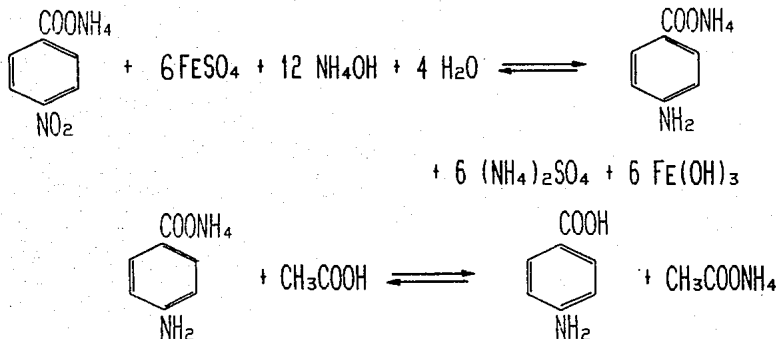
QUÍMICAMENTE SUCEDE LO SIGUIENTE:



SÓLO UNA PEQUEÑA CANTIDAD DE ZINCATO DE SODIO QUEDA PRESENTE EN LA SOLUCIÓN Y LA MAYOR PARTE DEL HIDRÓXIDO DISUELTO PROBABLEMENTE PERMANECE EN ESTADO COLOIDAL. SI USAMOS HIERRO, DEBEMOS USAR UN GRAN EXCESO DEBIDO A SU BAJA ACTIVIDAD EN COMPARACIÓN AL ZINC Y ADEMÁS DEBE ESTAR FINAMENTE DIVIDIDO Y SER TRATADO CON UNA SOLUCIÓN FUERTEMENTE ALCALINA.

UNA DE LAS FORMAS DE OBTENER EL PABA A TRAVÉS DE ESTE TIPO DE REDUCCIÓN ES LA SIGUIENTE:





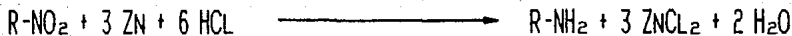
EL PROBLEMA PRINCIPAL QUE SE PRESENTA EN LA SÍNTESIS ANTERIOR ES EL USO DE SULFATO FERROSO, QUE AL SER TRATADO CON UNA BASE FUERTE VA A DAR ORIGEN A UN EQUILIBRIO EN EL QUE QUEDAN PRESENTES IONES Fe^{2+} Y Fe^{3+} . DICHO EQUILIBRIO NO ES FÁCIL DE DESPLAZAR.

I.C. REDUCCIÓN CON LIMADURAS DE ZINC EN SOLUCIÓN ÁCIDA

A DIFERENCIA DE LA REDUCCIÓN CON HIERRO, EL ZINC PROPORCIONA ALTA LIMPIEZA EN LOS PRODUCTOS FINALES. ESTA REDUCCIÓN SE LLEVA A CABO HACIENDO REACCIONAR POLVO O LIMADURAS DE ZINC CON ÁCIDO CLORHÍDRICO, LO CUAL PRODUCE EL HIDRÓGENO MOLECULAR NECESARIO PARA LA REDUCCIÓN DEL NITROCOMUESTO.

SE DEBE TOMAR EN CUENTA QUE, MIENTRAS MÁS FINO ESTÉ MOLIDO Y MÁS REDUCIDO SEA EL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS DE ZINC OBTENDREMOS MEJORES RESULTADOS.

LA REACCIÓN PROPUESTA POR LA BIBLIOGRAFÍA ES:



2- REDUCCIÓN CATALÍTICA

EXISTEN VARIOS TIPOS DE CATALIZADORES Y FORMAS DE LLEVAR A CABO ESTA REDUCCIÓN. A CONTINUACIÓN SE PRESENTA UNA DESCRIPCIÓN DE TRES PROCESOS DIFERENTES Y SUS CORRESPONDIENTES CATALIZADORES.

CABE MENCIONAR QUE LOS PROCESOS QUE SE DETALLAN SON DIFERENTES FORMAS DE HIDROGENACIÓN CATALÍTICA, Y SÓLO DIFIEREN ENTRE SÍ EN LA FORMA DE OBTENER EL HIDRÓGENO.

2.A. HIDROGENACIÓN CATALÍTICA

ESTA REDUCCIÓN SE PUEDE LLEVAR A CABO EN FASE LÍQUIDA O EN FASE GASEOSA, SIENDO ALGUNAS DE LAS CONDICIONES SIMILARES PARA AMBOS CASOS.

LA HIDROGENACIÓN CATALÍTICA ES UNO DE LOS MÉTODOS MÁS EFICIENTES Y USADOS PARA LA MANUFACTURA DE AMINAS AROMÁTICAS EN GRAN ESCALA.

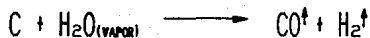
-PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO: EL HIDRÓGENO PUEDE SER USADO PURO O MEZCLADO CON CO O GASES INERTES. SIN EMBARGO, LA MAYORÍA DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES A GRAN ESCALA OPERAN BÁSICAMENTE CON HIDRÓGENO PURO.

ALGUNAS DE LAS REACCIONES PRINCIPALES PARA LA PRODUCCIÓN DEL HIDRÓGENO SON LAS SIGUIENTES:

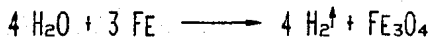
1) SE HACE PASAR METANO U OTRO HIDROCARBURO JUNTO CON VAPOR DE AGUA A PRESIÓN SOBRE UN CATALIZADOR DE NI - MG A 800 °C



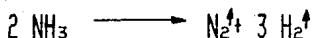
2) SE HACE PASAR VAPOR DE AGUA SOBRE MATERIAL CARBÓNICO INCANDESCENTE



3) SE OBTIENE HACIENDO PASAR VAPOR DE AGUA SOBRE HIERRO AL ROJO VIVO



4) OTRA FORMA ES LA DESINTEGRACIÓN TÉRMICA DEL AMONÍACO A 875 °C



EN ESTADOS UNIDOS, EL PROCESO DE REDUCCIÓN DE NITROCOMPUESTOS CON HIERRO HA LLEGADO A SER DESECHADO DEBIDO A QUE LA HIDROGENACIÓN CATALÍTICA PROPORCIONA UN PRODUCTO BASTANTE MÁS PURO AUNQUE CON UN COSTO LIGERAMENTE MÁS ELEVADO.

PRÁCTICAMENTE TODOS LOS NITROCOMPUESTOS PUEDEN SER REDUCIDOS A SU CORRESPONDIENTE AMINA A TRAVÉS DE UNA

REDUCCIÓN CATALÍTICA (EN FASE GASEOSA O EN SOLUCIÓN ALCOHÓLICA (FASE LÍQUIDA).

UN EJEMPLO CLARO DE ESTE PROCESO ES LA MANUFACTURA DEL PABA POR MEDIO DE UNA PATENTE NORTEAMERICANA DE 1967, CUYO MÉTODO SE DESCRIBE:

SE MEZCLA UNA SOLUCIÓN DE NAOH AL 30 % CON UNA SOLUCIÓN DE NH_4OH AL 27 % Y AGUA. DICHA MEZCLA SE HACE REACCIONAR CON ÁCIDO P-NITRO BENZÓICO (PNBA) A 55 °C CON AGITACIÓN CONTINUA, CON EL FIN DE OBTENER UNA MEZCLA DE SALES DE SODIO Y AMONIO DEL PNBA.

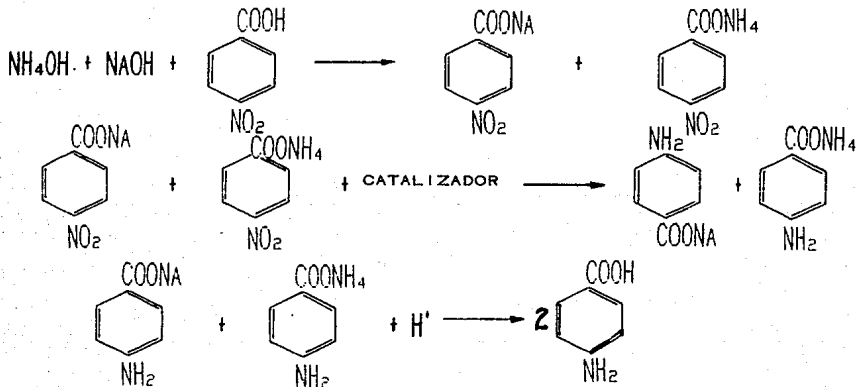
ESTA MEZCLA DE SALES CONTIENE POR LO MENOS UN 5 % EN PESO DE LA SAL DE AMONIO.

LUEGO ADICIONAMOS HIDRÓGENO AL SENO DE LA REACCIÓN A UNA PRESIÓN QUE VA ENTRE 100 Y 600 PSIG EN PRESENCIA DE UN CATALIZADOR ADECUADO, TAL COMO GRAFITO PALADIZADO, PLATINO, NIQUEL, ALEACIONES DE PLATINO - PALADIZO Y/O SUS ÓXIDOS, A UNA TEMPERATURA QUE OSCILA ENTRE 80 Y 120 °C Y A UN PH ENTRE 7 Y 7.5.

COMO PRODUCTO DE LA REACCIÓN CATALÍTICA SE OBTIENE UNA MEZCLA DE SALES DE SODIO Y AMONIO DEL PABA.

POR ÚLTIMO, SE PROCEDE A ACIDULAR LA MEZCLA HASTA UN PH DE 4 PARA OBTENER EL ÁCIDO LIBRE.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LAS REACCIONES:



LA HIDROGENACIÓN CATALÍTICA ES UN PROCESO MUY USADO DEBIDO A LAS VENTAJAS ANTES MENCIONADAS. SU PRINCIPAL DESVENTAJA ES LO ALTO DE LA INVERSIÓN FIJA, DEBIDO A LA COMPRA DE REACTORES CAPACES DE FUNCIONAR A MEDIA PRESIÓN Y EQUIPO ADECUADO PARA SOPORTAR LAS CONDICIONES DE REACCIÓN ANTES

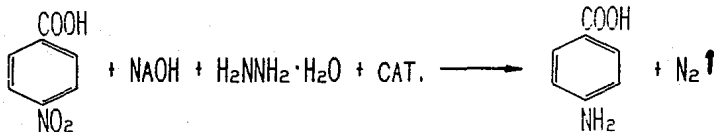
DESCRITAS.

2.B. REDUCCIÓN CON HIDRAZINA

EL PROCESO PARA ESTA REACCIÓN HA SIDO RECIENTEMENTE PATENTADO EN JAPÓN. SE PARTE DEL ÁCIDO P-NITRO BENZOÍCO Y SE NEUTRALIZA CON UNA BASE INORGÁNICA COMO LA SOSA, EN FASE LÍQUIDA, USANDO METANOL COMO DISOLVENTE.

LUEGO DE ESTE PASO SE PROCEDE A LA REDUCCIÓN EN SÍ A PRESIÓN MANOMÉTRICA MODERADA USANDO UN CATALIZADOR DE NÍQUEL, ADICIONANDO LA HIDRAZINA GRADUALMENTE.

LA REACCIÓN ES LA SIGUIENTE:



EL PRODUCTO DE ESTA REACCIÓN ES DE BUENA PUREZA Y EL RENDIMIENTO ES BASTANTE ALTO (DEL ORDEN DEL 80 %). COMO GRAN INCONVENIENTE TENEMOS EL ALTO COSTO DE LA HIDRAZINA Y LA ALTA INVERSIÓN FIJA.

2.C. REDUCCIÓN CON BOROHIDRURO DE SODIO USANDO CLORURO DE NÍQUEL HEXAHIDRATADO, PLATINO O HULLA PALADIZADA COMO CATALIZADOR

LOS NITROCOMPUESTOS AROMÁTICOS NO SON REDUCIDOS NORMALMENTE CON BOROHIDRURO DE SODIO EN SOLUCIÓN ACUOSA O ALCOHÓLICA SIN CATALIZADOR. SE HA DESCUBIERTO RECIENTEMENTE QUE MUCHOS NITROCOMPUESTOS SON RÁPIDA Y EFICAZMENTE REDUCIDOS A SU AMINA CORRESPONDIENTE USANDO LA SUSTANCIA ANTES MENCIONADA, CON CATALIZADORES DE HULLA PALADIZADA O CLORURO DE NÍQUEL HEXAHIDRATADO.

EL CATALIZADOR ES DE VITAL IMPORTANCIA EN ESTE PROCESO. LOS RENDIMIENTOS CAMBIAN APRECIABLEMENTE AL USAR UNO U OTRO. SI TENEMOS LA HULLA OBTENDREMOS RENDIMIENTOS CERCANOS AL 35 %, CON EL CLORURO DE NÍQUEL DEL 78 % Y CON EL PLATINO TENDREMOS RENDIMIENTOS EN EL RANGO DE 83 AL 95 %.

LA PRINCIPAL VENTAJA DE LA REACCIÓN, APARTE DE LOS ALTOS RENDIMIENTOS Y LA LIMPIEZA DEL PRODUCTO, ES QUE SE LLEVA A CABO A TEMPERATURA AMBIENTE. LOS INCONVENIENTES SON GRANDES: EL BOROHIDRURO ES MUCHO MÁS CARO QUE EL ÁCIDO P-AMINO BENZOÍCO Y EXISTE LA POSIBILIDAD DE QUE ALGO DEL HÍDRÓGENO DESPRENDIDO EN LA REACCIÓN DEBIDO A LA DESCOMPOSICIÓN DEL BOROHIDRURO PUEDA ENCENDERSE AL AÑADIR EL CATALIZADOR.

C. AMONIOLISIS

EN ESTE PROCESO USAMOS AMONIACO COMO MEDIO DE PRODUCCIÓN

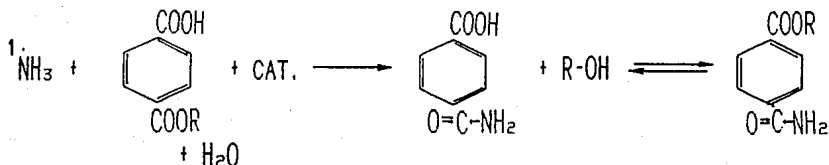
DE AMINOCOMPUESTOS. ESTE PUEDE ENCONTRARSE EN SOLUCIÓN ACUOSA, ANHIDRO, EN UNA SOLUCIÓN ORGÁNICA O COMO GAS EN REACCIONES EN FASE VAPOR.

LA AMONIÓLISIS SE LLEVA A CABO (POR LO GENERAL) HACIENDO REACCIONAR GRANDES CANTIDADES DE AMONIACO ACUOSO, ALGUNAS VECES EN PRESENCIA DE SULFITOS, CON DERIVADOS HALOGENADOS, ÉSTERES, SALES Y DERIVADOS SULFONADOS O HIDROXILICOS DE AMINAS, A ELEVADAS TEMPERATURAS Y EN AUTOCLAVES.

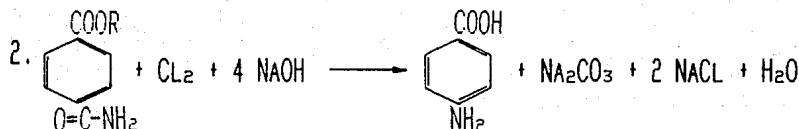
VARIAS REACCIONES AMONIÓLISIS DE ÉSTERES REPORTADAS EN LA LITERATURA UTILIZAN UN CO-SOLVENTE ORGÁNICO DURANTE EL PROCESO. SE HA REPORTADO QUE EL METANOL AYUDA A QUE LOS RENDIMIENTOS AUMENTEN.

UNA DE LAS MANERAS QUE SE ENCUENTRAN EN LA BIBLIOGRAFÍA PARA OBTENER EL PABA MEDIANTE ESTE PROCEDIMIENTO ES UNA PATENTE GERMANO-OCCIDENTAL DE 1973, QUE SE DESCRIBE A CONTINUACIÓN: EL PROCESO CONSISTE EN HACER REACCIONAR AMONIACO CON UNA SAL O ÉSTER DEL ÁCIDO TEREFTÁLICO MONOSUSTITUIDO, OBTENIENDO CON ESTO LA AMIDA DEL ÁCIDO. ÉSTA SE CONVIERTE EN ÁCIDO P-AMINO BENZOICO MEDIANTE UNA DEGRADACIÓN DE HOFFMANN.

SE PRESENTAN LAS REACCIONES A CONTINUACIÓN:



DONDE R = METILO, -CH₂CH₂OH, LI, NA, MG O CA.

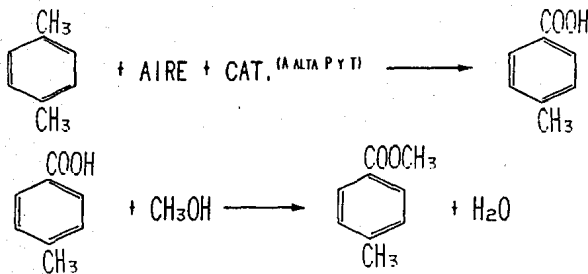


POSTERIORMENTE, EL PRODUCTO DESEADO ES OBTENIDO MEDIANTE UNA ACIDULACIÓN.

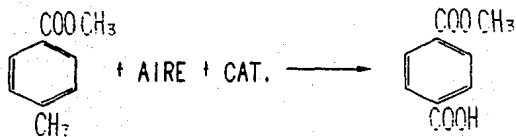
ENTRE LOS CATALIZADORES USADOS PARA LA REACCIÓN ESTÁN COBRE, ARSÉNICO Y PLATA, ASÍ COMO SUS SALES Y ÓXIDOS.

EN MÉXICO LA PRODUCCIÓN DEL ÁCIDO TEREFTÁLICO ES BASTANTE GRANDE PERO LOS DERIVADOS USADOS EN ESTE PROCESO (COMO EL MONOMETIL TEREFTALATO) NO ESTÁN DISPONIBLES CON FACILIDAD,

INTRODUCIENDO ASÍ LA DIFICULTAD ADICIONAL DE TENER QUE SINTETIZAR ESTE DERIVADO SI SE ESCOGE ESTE PROCESO. PARA OBTENER EL DERIVADO MONOMETÍLICO (EL MÁS USADO EN ESTE CASO) SE TENDRÍA QUE USAR UN PROCEDIMIENTO SELECTIVO, CON ALTO COSTO, QUE SE PASA A DESCRIBIR SOMERAMENTE :



UNA VEZ OBTENIDO EL ÉSTER, VOLVEMOS A OXIDAR CON AIRE DE LA MISMA MANERA:



EL PRINCIPAL PROBLEMA DE ESTA SÍNTESIS ES QUE, LOS RENDIMIENTOS EN LA ESTERIFICACIÓN NO SON MUY ALTOS, ADÉMÁS DE SER MÁS LARGA Y ENGORROSA QUE LAS ANTERIORES DEBIDO A LA NECESIDAD DE HACER LA SÍNTESIS DEL DERIVADO UTILIZABLE.

D. MISCELANEOS

DENTRO DE ÉSTOS PONDREMOS A LOS PROCESOS ELECTROQUÍMICOS Y UNA SÍNTESIS DE LABORATORIO A PARTIR DE ALDEHIDO NITROMALÓNICO Y ACETONA.

EN REALIDAD SE ENCONTRÓPOCA INFORMACIÓN ACERCA DE LA SÍNTESIS DE PABA POR MEDIOS ELECTROQUÍMICOS, ASÍ ES QUE HAREMOS UN COMENTARIO GENERAL ACERCA DE ESTE TIPO DE REACCIONES.

NORMALMENTE LOS PROCESOS ELECTROQUÍMICOS SON MÁS DIRECTOS Y SIMPLES QUE LOS PROCESOS QUÍMICOS EQUIVALENTES Y AUNQUE POR LO GENERAL SEAN MÁS CAROS EN LO REFERENTE A COSTO DE OPERACIÓN, LOS PRODUCTOS SON MÁS PUROS.

SIN EMBARGO, LOS PROCESOS ELECTROQUÍMICOS SON MENOS

FLEXIBLES EN SU OPERACIÓN Y FUNCIONAN SATISFACTORIAMENTE SOLO BAJO CONDICIONES CONSTANTES. POR ESTO, ES UN AXIOMA EL INTENTAR QUE LOS PROCESOS ELECTROQUÍMICOS SEAN LO MÁS SIMPLES POSIBLE.

EN ESTOS PROCESOS SE DEBE UTILIZAR MATERIA PRIMA DE LA MEJOR CALIDAD, YA QUE LA PRESENCIA DE IMPUREZAS PUEDE OCASIONAR QUE SE LLEVEN A CABO REACCIONES SECUNDARIAS. SI LAS MATERIAS PRIMAS SON DE BAJA CALIDAD, SE RECOMIENDAN PURIFICACIONES ANTERIORES AL PROCESO EN SÍ.

EN LO REFERENTE A LAS REDUCCIONES ELÉCTROLÍTICAS, LA PILA SE PUEDE CONSIDERAR COMO UNA FUENTE DE HIDRÓGENO REDUCTOR EN SU FORMA ACTIVA O NACIENTE EN LOS ESTRATOS SUPERFICIALES DEL CÁTODO O EN SU CARA EXTERNA Y LOS MATERIALES QUE SON REDUCIDOS PUEDEN SER CONSIDERADOS COMO DEPOLARIZANTES CÁTODICOS.

PARA QUE LAS REDUCCIONES SEAN EFICIENTES LOS FACTORES MÁS IMPORTANTES A CONTROLAR SON LA TEMPERATURA, CONCENTRACIÓN DEL CÁTOLITO, DENSIDAD DE CORRIENTE Y CANTIDAD DE CATALIZADOR UTILIZADO.

POR OTRA PARTE, SE COMENTA LA SÍNTESIS A PARTIR DEL ALDEHIDO NITROHALÓGENO Y LA ACETONA POR TRATARSE DE UNA REACCIÓN QUE NO TIENE NADA EN COMÚN CON LAS OTRAS ESTUDIADAS, EN LO REFERENTE A MATERIAS PRIMAS Y CONDICIONES DE PROCESO.

EL MÉTODO SE BASA EN LA OBSERVACIÓN DE QUE EL MENCIONADO ALDEHIDO Y LA ACETONA SE CONDENA EN MEDIO ALCALINO PARA FORMAR EL 4-NITROFENOL. DE AHÍ SE PRETENDE CAMBIAR EL GRUPO HIDROXILO POR UN GRUPO AMINO QUE A SU VEZ PASA A CIANO, LUEGO NITRILLO, NITRO Y POR ÚLTIMO AMINO. EL RENDIMIENTO DE LA REACCIÓN ES CERCANO AL 35 %, RESULTANDO CARA Y ENGORROSA.

B. CRITERIOS DE EVALUACIÓN DE LA RUTA QUÍMICA MÁS VIABLE

BÁSICAMENTE SE TOMARÁN EN CUENTA DOS PRINCIPIOS PARA PODER SELECCIONAR SATISFACTORIAMENTE UNA REACCIÓN, QUE SON:

- A. ANÁLISIS ECONÓMICO APROXIMADO
- B. VIABILIDAD TÉCNICA, BASADA EN EL CONOCIMIENTO DE LA REACCIÓN O DE ALGÚN MECANISMO SIMILAR.

PARA EVALUAR EL POTENCIAL ECONÓMICO DE ESTA SERIE DE REACCIONES SE VA A ESTIMAR LA DIFERENCIA ENTRE EL VALOR DE LOS PRODUCTOS FINALES EN EL MERCADO Y EL DE LOS REACTIVOS.

LOS PRECIOS SE OBTUVIERON DE DIFERENTES FUENTES: LA PRIMERA FUE EL CHEMICAL MARKETING REPORTER (CMR), DE DONDE SE SACARON LOS PRECIOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS EN EL MERCADO DE ESTADOS UNIDOS. LA SEGUNDA FUENTE FUE EL ANUARIO DE LA ASOCIACIÓN NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUÍMICA (ANIQ) DE 1985, EL CUAL PROPORCIONÓ LOS NOMBRES DE LAS COMPAÑÍAS DISTRIBUIDORAS DE LAS SUSTANCIAS ACERCA DE LAS CUALES SE QUERÍA AVERIGUAR, HACIÉNDOLO LUEGO POR ENCUESTA TELEFÓNICA.

HAY QUE ACLARAR QUE COMO SE TRATA DE REACCIONES QUÍMICAS PARECIÓ MÁS ADECUADO MANEJAR LOS PRECIOS COMO PESOS/G MOL DE COMPUESTO QUÍMICO, PARA FACILITAR LOS CÁLCULOS DEBIDO A

QUE HAY DISTINTAS SUSTANCIAS QUE SON USADAS EN REACCIONES CON ESTEQUIOMETRÍAS DIFERENTES.

DADO QUE NO TODOS LOS COMPUESTOS QUE INTERVIENEN EN LAS DIFERENTES REACCIONES SE PRODUCEN EN MÉXICO SINO UNA BUENA PARTE ES DE IMPORTACIÓN, SE FIJARÁN CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DE SUSTANCIAS DE ACUERDO A SU PRECIO, LOS CUALES SE DESCRIBEN A CONTINUACIÓN:

1. A TODOS LOS PRECIOS OBTENIDOS DEL CMR SE LES INCREMENTARÁ UN 40 % DEBIDO A GASTOS DE IMPORTACIÓN Y TRANSPORTE.

2. LOS PRECIOS PROPORCIONADOS POR LAS DIFERENTES EMPRESAS NACIONALES PARA UN MISMO COMPUESTO SERÁN PROMEDIADOS PARA TENER UN PRECIO ÚNICO EN MÉXICO. ESTAS CIFRAS YA TENDRÁN INCLUIDOS LOS GASTOS DE EMPAQUE Y TRANSPORTE.

3. CUANDO EL COMPUESTO PUEDA SER OBTENIDO FÁCILMENTE TANTO DE IMPORTACIÓN COMO DE PRODUCCIÓN NACIONAL, SE EVALUARÁ A TRAVÉS DEL CRITERIO DE PRECIOS CUAL SERÁ EL USADO.

4. PARA HACER LA CONVERSIÓN DE LOS PRECIOS DE DÓLARES A MONEDA NACIONAL SE USARÁ EL TIPO DE CAMBIO DEL DÓLAR CONTROLADO AL DÍA EN QUE SE REALIZÓ LA EVALUACIÓN (600 PESOS M.N./DÓLAR; AL 10 DE JULIO DE 1986).

PARA REALIZAR LAS ESTIMACIONES DE CADA UNA DE LAS REACCIONES TOMAMOS EN CUENTA LAS SIGUIENTES BASES:

A. UN RENDIMIENTO SUPUESTO DEL 100 % PARA TODAS.

B. SE OBTENDRÁ EL COSTO DE SOLVENTES Y CATALIZADORES, YA QUE EN LA ESTEQUIOMETRÍA DE LAS REACCIONES NO SE ESPECIFICA LA CANTIDAD EXACTA USADA DE ESTOS COMPUESTOS.

C. SOLAMENTE LOS SUBPRODUCTOS QUE PRESENTEN UN VALOR MAYOR A 150 PESOS M.N./MOL (0.25 DÓLARES/MOL) SERÁN CONSIDERADOS CON POSIBILIDADES COMERCIALES Y POR ENDE, SERÁN VISTOS COMO SUJETOS DE PROCESOS SECUNDARIOS DE RECUPERACIÓN.

LOS DOS CRITERIOS QUE DETERMINARÁN LA VIABILIDAD ECONÓMICA DE LAS REACCIONES SON EL ÍNDICE DE PETERS Y LA UTILIDAD BRUTA.

ÍNDICE DE PETERS: ES LA RAZÓN ENTRE COSTO TOTAL DE REACTIVOS Y COSTO TOTAL DE PRODUCTOS UTILIZABLES.

UTILIDAD BRUTA: ES LA DIFERENCIA ENTRE COSTO TOTAL DE REACTIVOS Y COSTO TOTAL DE PRODUCTOS.

EL PRIMERO DEBE SER MENOR DE 0.5 PARA QUE LA REACCIÓN ANALIZADA TENGA INTERÉS COMERCIAL, MIENTRAS EN QUE EL SEGUNDO ES OBVIO QUE MIENTRAS LA DIFERENCIA SEA MAYOR LA REACCIÓN ES MEJOR ALTERNATIVA ECONÓMICA.

ES CONVENIENTE SEÑALAR QUE ESTOS CRITERIOS SON LOS USADOS PARA HACER UNA PRIMERA EVALUACIÓN DE ESTE TIPO (SEGÚN LOS CRITERIOS APRENDIDOS EN LA FACULTAD) Y QUE DE NINGUNA MANERA DAN RESULTADOS ABSOLUTOS NI EXCLUYENTES.

EN EL CASO DE LA REDUCCIÓN ELECTROQUÍMICA SE TOMARÁ EN CUENTA EL COSTO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA CONSUMIDA DURANTE EL PROCESO. POR LA NATURALEZA DEL MISMO, ESTE RUBRO RESULTA EL DE MAYOR IMPACTO ECONÓMICO, Y NO TOMARLO EN CUENTA HARÍA EL ANÁLISIS DE ESTE SEGMENTO DEMASIADO SIMPLISTA.

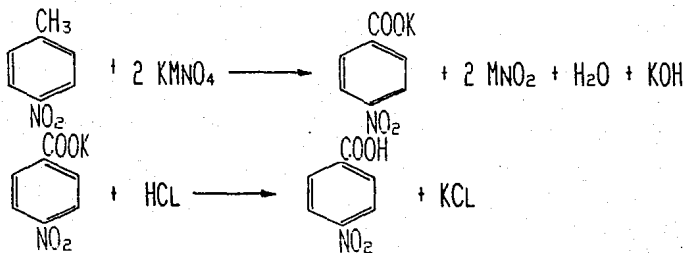
POR OTRA PARTE, DEBIDO A QUE EL ÁCIDO P-NITRO BENZOÍCO NO TIENE USOS PRÁCTICOS COMO TAL (SOLAMENTE COMO INTERMEDIARIO EN SÍNTESIS), NO SE LE PRODUCE COMERCIALMENTE NI EN MÉXICO NI EN ESTADOS UNIDOS. COMO EN ESTE TRABAJO ES LA MATERIA PRIMA QUE SE USA EN LA MAYORÍA DE LOS PROCESOS ANALIZADOS, SE RECURRIRÁ A UNA ESTIMACIÓN SENCILLA DEL PROCESO DE FABRICACIÓN. AL COSTO TOTAL DE PRODUCTO OBTENIDO SE LE SUMARÁ UN 20 % DE COSTOS DE PRODUCCIÓN.

SE PRESENTAN DOS ALTERNATIVAS PARA ESTE PROCESO: LA PRIMERA SERÍA USANDO TOLUENO COMO LA MATERIA PRIMA PRINCIPAL, CUYO SUMINISTRO SE HARÍA A TRÁVÉS DE PEMEX. ESTE SE PONDRÍA A REACCIONAR CON ÁCIDOS NÍTRICO Y SULFÚRICO PARA LLEVAR A CABO UNA NITRACIÓN. LUEGO, SE DESTILARÍA PARA SEPARAR LOS ISÓMEROS FORMADOS EN LA REACCIÓN. UNA VEZ SE TENGA EL P-NITROTOLUENO, ES OXIDADO CON PERMANGANATO DE POTASIO PARA OBTENER P-NITRO BENZOATO DE POTASIO, QUE AL ACIDULARLO DARÍA EL PRODUCTO BUSCADO.

LA OTRA ALTERNATIVA SERÍA IMPORTAR EL P-NITROTOLUENO DESDE ESTADOS UNIDOS Y LLEVAR A CABO LOS PASOS SUBSIGUIENTES DE LA MISMA MANERA QUE SE PROPUSO ANTERIORMENTE.

AUNQUE PARECE OBVIO PENSAR QUE LA PRIMERA ALTERNATIVA ES LA MÁS VIABLE DEBIDO A QUE SE USAN MATERIAS PRIMAS NACIONALES, EL COSTO DE LA FABRICACIÓN DEL P-NITROTOLUENO RESULTA DEMASIADO ELEVADO DEBIDO PRINCIPALMENTE AL USO DE LA DESTILACIÓN COMO MEDIO DE SEPARACIÓN DE LOS ISÓMEROS. ADEMÁS, SIENDO QUE LA CANTIDAD DE P-NITROTOLUENO QUE SE USARÁ ES PEQUEÑA, POR LA ESCASA CAPACIDAD DE LA PLANTA DE PABA, NO SE JUSTIFICARÍA EL TENER QUE REALIZAR UNA INVERSIÓN GRANDE PARA OBTENER LA POCA CANTIDAD NECESITADA. POR ESTO, LA SEGUNDA OPCIÓN ES LA SELECCIONADA.

CON LA ESTEQUIOMETRÍA OBTENEMOS LOS COSTOS APROXIMADOS DE LOS REACTIVOS:



COSTO DE MATERIAS PRIMAS:

P-NITROTOLUENO: 177.41 PESOS/MOL

PERMANGANATO DE POTASIO: 235.57 PESOS/MOL

ACIDO CLORHÍDRICO: 5.58 PESOS/MOL

DE ACUERDO A LA ESTEQUIOMETRÍA SE TIENE UN COSTO TOTAL DE 654.13 PESOS/MOL DE PRODUCTO, PERO AL ANADIRSELE EL 20 % DEL COSTO DE FABRICACIÓN EL TOTAL SERÁ DE 784.95 PESOS/MOL DE PRODUCTO. A NINGUNO DE LOS SUBPRODUCTOS OBTENIDOS SE LE ASIGNA VALOR COMERCIAL, YA QUE ESTO IMPLICARÍA HACER LA SÍNTESIS MÁS CARA DEBIDO A LOS PROCESOS SECUNDARIOS DE SEPARACIÓN QUE HABRÍA QUE IMPLEMENTAR, NO VALIENDO LA PENA HACERLO LAS BAJAS CANTIDADES DE ESTOS SUBPRODUCTOS QUE SE OBTIENEN.

TABLA # 1

REACCION

| CONCEPTO ECONÓMICO | 1 | 2 | 3 | 4 |
|--|----------|----------|---------|---------|
| PRECIO PABA PRODUCIDO (PESOS) | 1162.30 | 1162.30 | 2324.60 | 1162.30 |
| COSTO PROD./GMOL DE PABA ^A | 225.12 | - | - | - |
| COSTO REACT./GMOL PABA PRODUCIDO | 917.86 | 855.12 | 1935.24 | 1159.86 |
| UTILIDAD BRUTA | 469.56 | 307.18 | 389.16 | 2.44 |
| R | 0.62 | 0.74 | 0.83 | 0.99 |
| | 5 | 6 | 7 | 8 |
| PRECIO PABA PRODUCIDO (PESOS) | 1162.30 | 1162.30 | 1162.30 | 1162.30 |
| COSTO PROD./GMOL DE PABA ^A | 4.04* | - | - | 225.12 |
| COSTO REACT./GMOL PABA PRODUCIDO | 148.80** | 2807.70 | 797.77 | 812.53 |
| UTILIDAD BRUTA | 1017.54 | -1645.40 | 364.53 | 574.89 |
| R | 0.13 | 2.42 | 0.69 | 0.59 |

^A: ESTE RUBRO CORRESPONDE A LOS SUBPRODUCTOS QUE PRESENTAN VALOR COMERCIAL.

* : EL METANOL SE PUEDE RECIRCULAR SIN DIFICULTADES Y SER USADO EN LA ESTERIFICACIÓN DEL ÁCIDO TEREFTÁLICO.

** : AÑADIMOS UN 25 % SOBRE EL COSTO DE MATERIAS PRIMAS COMO GASTOS PRODUCIDOS DURANTE EL PROCESO DE ESTERIFICACIÓN DEL ÁCIDO TEREFTÁLICO.

REACCIÓN 1 : ACILACIÓN, OXIDACIÓN E HIDRÓLISIS
 REACCIÓN 2 : REDUCCIÓN QUÍMICA
 REACCIÓN 3 : REDUCCIÓN CATALÍTICA USP
 REACCIÓN 4 : REDUCCIÓN CATALÍTICA, PATENTE JAPONESA
 REACCIÓN 5 : AMONIÓLISIS
 REACCIÓN 6 : REDUCCIÓN CON BOROHIDRURO DE SODIO
 REACCIÓN 7 : REDUCCIÓN ELECTROQUÍMICA
 REACCIÓN 8 : REDUCCIÓN CON ZINC Y HCL

$$R = \frac{\text{COSTO DE REACTIVOS POR UNIDAD DE PRODUCTO TERMINADO}}{\text{COSTO DE PRODUCTOS POR UNIDAD DE PRODUCTO TERMINADO}}$$

U. BRUTA = (COSTO PRODUCTOS - COSTO REACTIVOS)/UNIDAD PROD.TERM.

RESUMEN DE LAS CONSIDERACIONES DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS

UNA VEZ REALIZADO EL ANÁLISIS ECONÓMICO ES FÁCIL DARSE CUENTA DE QUE CINCO DE LAS ALTERNATIVAS (LAS OPCIONES 2, 3, 4, 6 Y 7) SON INOPERANTES DEBIDO A SU ALTO ÍNDICE DE PETERS.

EXISTEN SEIS CASOS EN LOS QUE LA MATERIA PRIMA PRINCIPAL DEL PROCESO, ES EL PNBA, PERO EN CINCO DE ELLOS (EXCEPTUANDO LA REDUCCIÓN ELECTROQUÍMICA) SIENDO LOS PROCESOS YA BASTANTE COMPLICADOS, AGREGARLES LAS ETAPAS CORRESPONDIENTES A LA SÍNTESIS DEL MENCIONADO PRODUCTO HARÍAN QUE, LAS INVERSIONES FUEREN MUY ELEVADAS Y LAS VARIABLES DE OPERACIÓN EXTREMADAMENTE COMPLEJAS.

EN EL CASO DE LA REACCIÓN 7, SIENDO EL COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO BASTANTE ELEVADO (POR LA NATURALEZA DEL MISMO) SI TUVIESEMOS QUE COMPRAR ADEMÁS LA MAQUINARIA NECESARIA PARA LLEVAR A CABO LA SÍNTESIS DEL PNBA Y LA SEPARACIÓN DE LOS SUBPRODUCTOS, SEMEJANTE GASTO HARÍA EL PROCESO INCOSTEABLE.

EN LOS CASOS DE REDUCCIÓN CATALÍTICA SUCEDE ALGO SIMILAR EN LO QUE SE REFIERE AL COSTO DEL EQUIPO, QUE ES MUY ALTO.

EN EL CASO DE LA REACCIÓN 2, LA REACCIÓN TIENE UN ALTO ÍNDICE, QUE PODRÍA DISMINUIR SI SE PRODUCE EL PNBA USADO, OBTENIÉNDOSE ADEMÁS GANANCIAS DE LA VENTA DEL MnO_2 .

SIN EMBARGO, SI YA EL PROCESO PRESENTA DIFICULTADES EN LO QUE SE REFIERE A LA PURIFICACIÓN DEBIDO A LA PRESENCIA DEL SISTEMA FERROSO - FÉRRIÇO, PENSAR EN PURIFICAR ADEMÁS UN INTERMEDIARIO LO HARÍA MUY COSTOSO.

OTRO DE LOS CASOS EN LOS QUE SE USA PNBA ES EN LA REACCIÓN 6. ESTE PROCESO ES UN ABSURDO INDUSTRIAL, YA QUE LAS MATERIAS PRIMAS RESULTAN MÁS CARAS QUE LOS PRODUCTOS APROVECHABLES.

EN EL CASO DE LA REDUCCIÓN ÁCIDA, CON ZINC (REACCIÓN 8) ES MÁS FACTIBLE PENSAR EN LA PRODUCCIÓN DEL PNBA YA QUE LA EN EL PROCESO SON MÁS BARATAS QUE EN LOS OTROS CASOS. ADEMÁS, EL EQUIPO USADO NO ES, TAN CARO COMO EN LAS REDUCCIONES

ELECTROQUÍMICA O CATALÍTICA.

EN EL CASO DE LA REACCIÓN 1 ES ÍNDICE DE PETERS ES MÁS O MENOS ACEPTABLE PERO SE PRESENTA EL PROBLEMA DE LA GRAN CANTIDAD DE EQUIPO REQUERIDO Y LOS COMPLEJOS SISTEMAS DE CONTROL NECESARIOS PARA QUE LOS PRODUCTOS SON SUFRAN DESCOMPOSICIÓN AL LLEVARSE A CABO UNA OXIDACIÓN TOTAL, DE LA CUAL OBTENDRIAMOS MNO_2 , CO_2 Y H_2O .

EL CASO DE LA AMONIOLISIS PRESENTA EL MENOR DE LOS ÍNDICES Y ES, POR ESA PARTE, EL PROCESO MÁS VIABLE. SIN EMBARGO, EXISTE UNA DIFICULTAD MUY IMPORTANTE QUE NO PUEDE VERSE EN ESTE ANÁLISIS DE COSTOS DE MATERIAS PRIMAS PERO QUE SE PROCEDE A ESBOZAR RÁPIDAMENTE: PARA PRODUCIR MONOMETIL TEREFALATO ES NECESARIO, SEGÚN LOS PROCESOS ENCONTRADOS EN LA BIBLIOGRAFÍA, PARTIR DEL P-XILENO Y NO DEL ÁCIDO TEREFÁLICO COMO SERÍA LÓGICO PENSAR.

OBTENER EL ÉSTER MONO SUSTITUIDO A PARTIR DEL ÁCIDO ES DIFÍCIL, YA QUE AL LLEVAR A CABO LA REACCIÓN SE OBTIENEN CANTIDADES APRECIABLES DEL ÉSTER DISUSTITUIDO. LA SIMILITUD QUÍMICA DE LAS DOS ESPECIES OCASIONA QUE EL PROCESO DE SEPARACIÓN SEA COMPLEJO.

LA FORMA MÁS SENCILLA DE PRODUCIR EL MONOMETIL TEREFALATO ES LA OXIDACIÓN A ALTAS PRESIONES Y TEMPERATURA DEL P-XILENO CON AIRE, PARA DAR ÁCIDO TOLUÍCO. ESTE ES ESTERIFICADO CON ALCOHOL METÍLICO Y POSTERIOENTE SE LE SOMETE A OTRA OXIDACIÓN EN CONDICIONES SIMILARES A LA PRIMERA. LOS RENDIMIENTOS OBTENIDOS SON DEL ORDEN DEL 45 - 50 %.

LAS CONDICIONES DE LA REACCIÓN SON BASTANTE DRÁSTICAS, POR LO QUE SE VE QUELO QUE NO SE GASTA EN REACTIVOS SE GASTARE EN EQUIPO DE PROCESO.

HABIENDO HECHO UN ANÁLISIS SOMERO DE CADA UNA DE LAS ALTERNATIVAS TANTO EN EL ASPECTO ECONÓMICO COMO TÉCNICO, SE TOMA LA DECISIÓN DE PROPONER EL USO DEL PROCESO DE REDUCCIÓN ÁCIDA CON LIMADURAS DE ZINC (REACCIÓN 8) COMO EL MÁS CONVENIENTE PARA ESTE CASO. AUNQUE NO ES LA ALTERNATIVA ECONÓMICAMENTE MÁS VIABLE, SEGÚN EL MÉTODO DE ANÁLISIS SEGUIDO, PRESENTA IMPORTANTES VENTAJAS EN LO REFERENTE A SENCILLEZ DE OPERACIÓN Y LIMPIEZA DE REACCIONES.

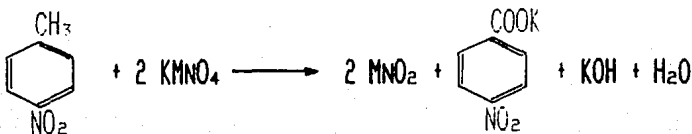
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

A. OXIDACIÓN DEL P-NITROTOLUENO Y PURIFICACIÓN DEL DIÓXIDO DE MANGANESO OBTENIDO

EN UN REACTOR PARA OXIDACIÓN SE MEZCLAN P-NITROTOLUENO (PNT), PERMANGANATO DE POTASIO Y 5 MOLES DE AGUA POR MOL DE P-NITROTOLUENO ADICIONADO. ESTE REACTOR OPERA A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN.

LA CARGA REQUERIRÁ DE ENTRE DOS Y DOS HORAS Y MEDIA DE RESIDENCIA. LA CANTIDAD DE AGUA ADICIONADA AL REACTOR TIENE COMO PRIMERA FUNCIÓN EL DISOCIAR EL PERMANGANATO PARA QUE SE PUEDA LLEVAR A CABO LA PRODUCCIÓN DEL OXÍGENO NECESARIO PARA LA OXIDACIÓN Y, POR OTRA PARTE, SOLUBILIZAR AL P-NITROTOLUENO CON EL FIN DE FACILITAR LA REACCIÓN.

QUÍMICAMENTE ESTO ES LO QUE SUCEDE:



LOS PRODUCTOS DE ESTA REACCIÓN SON ENVIADOS A UN FILTRO EN DONDE SE SEPARA LA SOLUCIÓN ALCALINA DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO, QUEDANDO EN EL EQUIPO LA TORTA COMPUESTA POR DIÓXIDO DE MANGANESO Y LA PARTE DEL P-NITROTOLUENO QUE NO REACCIONÓ.

EN EL FILTRO SE LLEVA A CABO LA PURIFICACIÓN Y EL LAVADO DEL COMPUESTO DE MANGANESO MEDIANTE LA ADICIÓN DE AGUA CALIENTE Y TETRACLORURO DE CARBONO EN UNA CANTIDAD DETERMINADA POR LA SOLUBILIDAD DEL P-NITROTOLUENO EN EL ÉSTE. ASÍ, EL PRIMERO SE DISUELVE DEJANDO LIMPIO AL MNO_2 . UNA VEZ PURIFICADO, SE PASA EL DIÓXIDO DE MANGANESO A UN SECADOR PARA LUEGO ALMACENARLO.

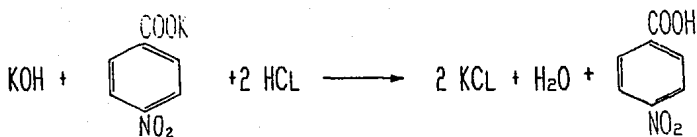
LA SOLUCIÓN DE P-NITROTOLUENO EN TETRACLORURO DE CARBONO QUE SE OBTIENE EN EL LAVADO ES VERTIDA A UN TANQUE DECANTADOR EN EL CUAL SEPARAMOS LA FASE ORGÁNICA DE LA ACUOSA, FORMADA POR EL AGUA USADA EN EL LAVADO. UNA VEZ SEPARADA DEL H_2O , LA SOLUCIÓN ES COLOCADA EN UN HERVIDOR TIPO "KETTLE" O TETERA CON EL FIN DE RECUPERAR TANTO LA MATERIA PRIMA COMO EL SOLVENTE. ESTE EQUIPO SE OPERA POR UNA HORA, Y SE BUSCA SEPARAR HASTA EL 70 % DEL SOLVENTE USADO. ESTE SE ENVÍA A UN CONDENSADOR PARA LUEGO PODER ALMACENARLO.

POR OTRA PARTE, LA SOLUCIÓN CONCENTRADA DE PNT EN CCL_4 ES VACIADA EN UN TANQUE QUE OPERA A TEMPERATURA AMBIENTE Y EN EL CUAL SE LLEVA A CABO LA CRISTALIZACIÓN DE LA PARTE DEL PRIMERO

QUE NO REACCIONÓ. LUEGO, LA SOLUCIÓN RESTANTE ES RECIRCULADA AL HERVIDOR PARA VOLVER A CONCENTRARLA A FIN DE LLEVAR A CABO UNA RECUPERACION MAYOR DE PNT.

A SU VEZ, LA SOLUCIÓN ALCALINA DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO ES COLOCADA EN UN TANQUE AGITADO Y CON UNA MALLA PARA FILTRACION AL CUAL ADICIONAMOS ACIDO CLORHIDRICO EN EXCESO PARA OBTENER LA PRECIPITACION TOTAL DEL (PNBA). EL SÓLIDO QUEDARÁ RETENIDO EN LA MALLA AL VOLTEAR EL TANQUE, MIENTRAS QUE LA SOLUCIÓN DE CLORURO DE POTASIO FORMADA SE ENVIARÁ A UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. EL TANQUE AGITADO OPERARÁ A TEMPERATURA AMBIENTE Y DURANTE 30 - 45 MINUTOS.

LA REACCIÓN DE PRECIPITACIÓN ES LA SIGUIENTE:

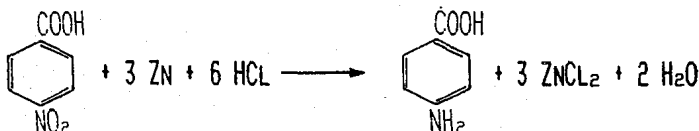


B. REDUCCIÓN DEL PNBA Y PURIFICACIÓN DEL PABA

SE VACÍA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PNBA EN EL REACTOR PARA LLEVAR A CABO LA REDUCCIÓN. SE ADICIONA AL MENCIONADO EQUIPO DE 50 A 100 MOLES DE AGUA Y 7.5 MOLES DE ACIDO CLORHIDRICO POR MOL DE PNBA A REACCIONAR. LUEGO SE AGREGA EL ZINC LENTAMENTE PARA NO ELEVAR DEMASIADO LA TEMPERATURA DE LA REACCIÓN. ESTA OPERACIÓN DEBE DURAR ENTRE OCHO Y MEDIA Y 10 HORAS, DEPENDIENDO DE SI USAMOS EL METAL EN POLVO O GRANALLA.

CUANDO SE HAYA ANADIDO EL 20 % DE LA CANTIDAD TOTAL DE ESTE ELEMENTO COMENZAMOS EL CALENTAMIENTO A UNA TEMPERATURA ENTRE 50 Y 100 °C. CUANDO SE ACABE SE AGREGAR TODO EL ZINC DEJAMOS LA MEZCLA EN EL REACTOR CON AGITACIÓN DURANTE UNAS TRES Y MEDIA O CUATRO HORAS, MÁS, PARA COMPLETAR EL PROCESO.

QUÍMICAMENTE, LA REDUCCIÓN SE LLEVA A CABO SEGÚN LA SIGUIENTE REACCIÓN:

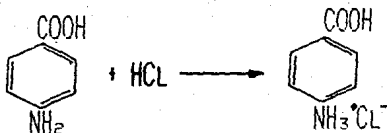


UNA VEZ QUE SE TERMINA LA REACCIÓN, SE DESCARGA EL REACTOR Y SE FILTRA SU CONTENIDO. EL FILTRADO, QUE ES LA SOLUCIÓN DE CLORURO DE ZINC FORMADA, SE VACÍA EN SU TANQUE DE ALMACENAMIENTO CORRESPONDIENTE, MIENTRAS QUE LA TORTA DE PABA Y PNBA QUE NO REACCIONÓ ES COLOCADA EN UN TANQUE AGITADO CON MALLA DE FILTRADO EN EL QUE SE ADICIONA HCL PARA DISOLVER EL PABA. LA MEZCLA PERMANECE EN EL TANQUE DURANTE 30 - 45 MINUTOS Y

LUEGO SE VACÍA.

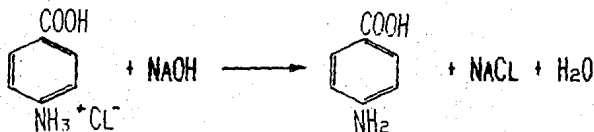
EN LA MALLA DE FILTRACIÓN DEBE QUEDAR LA PARTE DEL PNBA QUE NO REACCIONÓ EN LA REDUCCIÓN MIENTRAS QUE LA SOLUCIÓN DE ÁCIDO P-AMINO BENZOÍCO ES VACIADA EN OTRO TANQUE PARA LLEVAR A CABO SU NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN.

LA REACCIÓN DE SOLUBILIZACIÓN DEL PABA ES LA SIGUIENTE:



UNA VEZ COLOCADO EL PABA EN EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN SE AÑADE SOSA Y SE AGITA DURANTE UNOS MINUTOS. LA CANTIDAD DE BASE QUE PONGAMOS EN EL SISTEMA ESTARÁ DETERMINADA POR UN POTENCIÓMETRO QUE INDIQUE CUANDO SE LLEGUE AL PUNTO ISOELÉCTRICO DE LA SUSTANCIA, A UN PH DE 4.3. EN ESE PUNTO LA PRECIPITACIÓN DEL COMPUESTO ES TOTAL. EL PABA RESULTANTE, JUNTO CON LA SOLUCIÓN DE CLORURO DE SODIO FORMADA, SE PASARÁN POR UN FILTRO PARA LA SEPARACIÓN FINAL.

LA REACCIÓN DE PRECIPITACIÓN SE LLEVA A CABO DE LA SIGUIENTE MANERA:



UNA VEZ SEPARADA LA SOLUCIÓN DE NaCl SE ENVÍA A UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, MIENTRAS QUE EL PABA HÚMEDO ES LLEVADO A UN SECADOR PARA POSTERIORMENTE SER GUARDADO COMO PRODUCTO TERMINADO.

**TABLAS DE COSTOS DE PRODUCTOS Y REACTIVOS PARA CADA
UNA DE LAS REACCIONES PROPUESTAS EN EL CAPITULO**

TABLA # 2

**PRIMERA REACCION: ACILACION, OXIDACION E
HIDROLISIS**

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|----------------------------|---|--------|--------|--------|--------|
| P-TOLUIDINA (A) | 1 | 366.24 | 366.24 | 430.59 | 430.59 |
| P-TOLUIDINA (B) | " | 336.50 | 336.50 | - | - |
| ANHDRIDO ACÉ- TICO | 1 | 82.32 | 82.32 | 37.19 | 37.19 |
| PERMANGANATO DE POTASIO | 2 | 342.03 | 684.06 | 235.57 | 471.14 |
| ACIDO CLORHI- DRICO | 2 | 9.08 | 18.16 | 5.58 | 11.16 |
| ACETATO DE SODIO ANHRO | 1 | 81.90 | 81.90 | 61.87 | 61.87 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|-------------------------|---|---------|---------|-------|-------|
| ACIDO ACÉTICO | 3 | 23.10 | 69.30 | 12.75 | 38.25 |
| DIOXIDO DE MANGANESO | 2 | 112.56 | 224.12 | - | - |
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |

TABLA # 3

SEGUNDA REACCION: REDUCCION QUIMICA

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|---|----|-------|-------|-------|-------|
| ACIDO P-NITRO- BENZOICO | 1 | - | - | - | - |
| HIDROXIDO DE AMONIO (AL 29 % EN PESO) | 13 | 4.96 | 64.43 | 1.50 | 19.50 |
| SULFATO FE- RROSO | 6 | 4.20 | 25.20 | 8.82 | 52.90 |
| ACIDO ACETICO | 1 | 23.10 | 23.10 | 12.75 | 12.75 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|----------------------|---|---------|---------|------|-------|
| SULFATO DE AMONIO | 6 | 14.61 | 87.66 | 6.36 | 38.16 |
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |

TABLA # 4

TERCERA REACCION: REDUCCION CATALITICA USP

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|---|---|-------|-------|--------|--------|
| HIDRÓGENO GASEOSO | 2 | - | - | 173.22 | 346.44 |
| HIDRÓXIDO DE AMONIO (AL 29 % EN PESO) | 1 | 4.96 | 4.96 | 1.50 | 1.50 |
| SOSA EN GRANALLA | 1 | 72.49 | 72.49 | 6.25 | 6.25 |
| ACIDO CLORHI- DRICO | 2 | 9.08 | 18.16 | 5.58 | 11.16 |
| ACIDO, P-NITRO- BENZÓICO | 2 | - | - | - | - |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 2 | 1162.30 | 2324.60 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

TABLA # 5

CUARTA REACCION: REDUCCION CATALITICA, PAT, JAPONESA

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|----------------------------|---|--------|--------|--------|--------|
| ACIDO P-NITRO- BENZOICO | 1 | | | | |
| SOSA EN PELLETS | 1 | 72.50 | 72.50 | 6.25 | 6.25 |
| HDRATO DE HI- DRAZINA | 1 | 142.46 | 142.46 | 184.34 | 184.34 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

TABLA # 6

QUINTA REACCION: AMONOLISIS

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|---------------------------------------|---|------|------|-------|-------|
| HIDRÓXIDO DE AMONIO (AL 29 % EN PESO) | 1 | 4.96 | 4.96 | 1.50 | 1.50 |
| ÁCIDO TEREFTHÁLICO | 1 | | - | 63.08 | 63.08 |
| METANOL | 1 | 6.42 | 6.42 | 4.04 | 4.04 |
| HIPOCLORITO DE SODIO | 1 | - | - | 50.42 | 50.42 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

TABLA # 7

SEXTA REACCION: REDUCCION CON BOROHIDRURO DE SODIO

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|----------------------------|---|---------|---------|--------|--------|
| ACIDO P-NITRO- BENZOICO | 1 | - | - | - | - |
| BOROHIDRURO DE SODIO | 1 | 1539.72 | 1539.72 | - | - |
| CLORURO DE NIQUEL | 1 | 523.07 | 523.07 | 483.03 | 483.03 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

TABLA # 8

SEPTIMA REACCION: REDUCCION ELECTROQUIMICA

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|-------------------------------|-------|---|---|-------|-------|
| ACIDO, P-NITRO- BENZÓICO | 1 | - | - | - | - |
| ENERGÍA ELECTRICA (kWh) | 0.548 | - | - | 12.82 | 12.82 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

TABLA # 9

OCTAVA REACCIÓN: REDUCCIÓN CON ZN Y HCL

A. REACTIVOS

| A | B | C | D | E | F |
|-------------------------|---|--------|--------|--------|--------|
| P-NITROTOLUENO | 1 | 177.41 | 177.41 | - | - |
| PERMANGANATO DE POTASIO | 2 | 342.03 | 684.06 | 235.57 | 471.14 |
| ACIDO CLORHIDRICO | 6 | 9.08 | 54.48 | 5.58 | 33.48 |
| ZINC EN POLVO | 3 | 57.83 | 173.48 | 43.50 | 130.50 |

B. PRODUCTOS

| | | | | | |
|------|---|---------|---------|---|---|
| PABA | 1 | 1162.30 | 1162.30 | - | - |
|------|---|---------|---------|---|---|

(#) : SIGNIFICADO DE CADA COLUMNA:

A - COMPUESTO QUIMICO USADO.

B - NÚMERO DE MOLES OBTENIDAS O USADAS, DE ACUERDO A LA ESTEQUIOMETRÍA DE LA REACCIÓN.

C - PRECIO UNITARIO EN DEL REACTIVO COMPRADO EN ESTADOS UNIDOS, INCLUYENDO COSTOS DE IMPORTACIÓN, PESOS/MOL (AL TIPO DE CAMBIO YA ESTABLECIDO).

D - COSTO TOTAL DEL REACTIVO ANTERIOR DE ACUERDO A LA CANTIDAD USADA, LA CUAL ES ESTABLECIDA POR LA ESTEQUIOMETRÍA, PESOS/MOL.

E - PRECIO UNITARIO DEL REACTIVO COMPRADO EN MÉXICO, PESOS/MOL.

F - PRECIO TOTAL DEL REACTIVO ANTERIOR, DE ACUERDO A LA CANTIDAD USADA, LA CUAL ES ESTABLECIDA POR LA ESTEQUIOMETRÍA, PESOS/MOL.

(**) : LAS UNIDADES SON KW-HR/G-MOL PRODUCIDO.

(A) : EN GRANALLA

(B) : LÍQUIDA

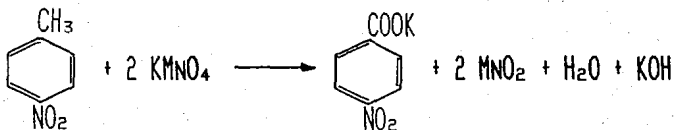
CAPITULO IV

SELECCIÓN Y CÁLCULO PRELIMINAR DE
LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO

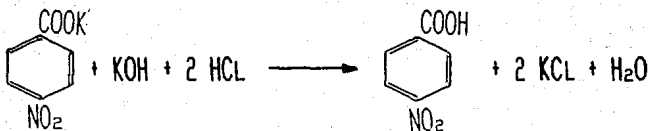
A. BALANCES DE MATERIA

CÁLCULO DE LA CANTIDAD MÍNIMA DE REACTIVOS Y PRODUCTOS USADOS EN EL PROCESO, DE ACUERDO A LAS REACCIONES Y LOS RENDIMIENTOS PROPUESTOS

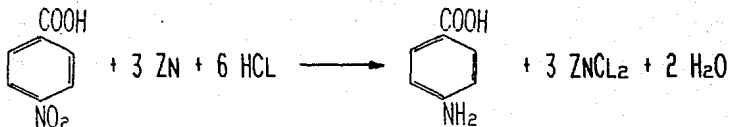
PRIMERA REACCIÓN (RENDIMIENTO DEL 85 %):



SEGUNDA REACCIÓN (RENDIMIENTO DEL 100 %):



TERCERA REACCIÓN (RENDIMIENTO DEL 92 %):



PARA LLEGAR A LA META DE 3.5 TONELADAS AL AÑO QUE SE PROPONE, LA PRODUCCIÓN DIARIA DE PABA DEBE SER, TEÓRICAMENTE, DE 11.67 KG. POR RAZONES DE FACILIDAD DE CÁLCULO SE TOMARÁN

DE TRABAJO (TRES TURNOS DE TRABAJO DE OCHO HORAS CADA UNO) PARA TODOS LOS CÁLCULOS QUE SE HAGAN DE AQUÍ EN ADELANTE Y ACLARANDO QUE AL PONER MOLES SIEMPRE SE DEBE INTERPRETAR COMO G-MOLES:

12 KG PABA * KG MOL/137 KG * 1000 G/KG = 87.59 MOLES PABA

COMO LA REACCIÓN ES UNO A UNO:

87.59 MOLES PNBA

100 %

x

92 %

; x = 95.21 MOLES PNBA

PARA EL ZINC USADO, SEGÚN LA ESTEQUIOMETRÍA:

3 * 87.59

100 %

x

92 %

; x = 285.62 MOLES ZN

PARA EL ÁCIDO CLORHÍDRICO USADO, SEGÚN LA ESTEQUIOMETRÍA:

6 * 87.59

100 %

x

92 %

; x = 571.24 MOLES HCL

ESTE ÁCIDO ESTÁ CALCULADO AL 100 %, PERO COMO SE USARÁ UNA DISOLUCIÓN DE CONCENTRACIÓN COMERCIAL AL 30 %, HAY QUE CALCULAR LA CANTIDAD DE AGUA QUE SE INTRODUCE AL SISTEMA CON EL HCL.

SE SABE QUE 571.24 MOLES HCL = 20.85 KG HCL. ESTOS CORRESPONDEN A 30 % DEL PESO TOTAL DE LA SOLUCIÓN, POR CONSIGUIENTE, EL OTRO 70 % , O SEA, 48.65 KG, CORRESPONDE AL PESO DE AGUA. ESTA MASA DE AGUA REPRESENTA 2,702.77 MOLES.

A PARTIR DE LA SEGUNDA REACCIÓN:

SE CONSIDERA QUE LA NEUTRALIZACIÓN Y LA ACIDULACIÓN DE LA SAL DE POTASIO DEL ÁCIDO P-NITROBENZOICO SE LLEVAN A CABO AL 100 % .

EN LA REACCIÓN TOMAN PARTE 95.21 MOLES DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO, LA MISMA CANTIDAD DE HIDRÓXIDO DE POTASIO, 190.42 MOLES DE ÁCIDO CLORHÍDRICO AL 100 % , Y SU CORRESPONDIENTE CANTIDAD DE AGUA COMO PARTE DE LA DISOLUCIÓN AL 30 %, QUE EN ESTE CASO ES DE 16.22 KG O 900.97 MOLES.

COMO PRODUCTOS TENEMOS 190.42 MOLES DE KCL Y 95.21 MOLES DE AGUA.

A PARTIR DE LA PRIMERA REACCIÓN:

CON 95.21 MOLES DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO Y UN RENDIMIENTO DEL 85 %, EN LA OXIDACIÓN SE REQUERIRAN:

95.21 MOLES

100 %

x

85 %

; x = 112 MOLES DE PNT

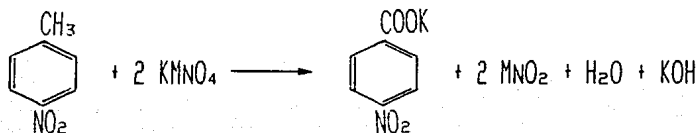
Y DE LA MISMA MANERA SE REQUERIRÁN 224 MOLES DE KMNO_4 .
 COMO PRODUCTOS DE LA REACCIÓN TENDREMOS 224 MOLES DE
 MNO_2 , 95.21 MOLES DE H_2O E IGUAL CANTIDAD DE KOH .

LOS RESULTADOS ANTERIORES REPRESENTAN LA MÍNIMA CANTIDAD DE
 PRODUCTOS Y REACTIVOS QUE SE OBTENDRÁN EN BASE A LA
 ESTEQUIOMETRÍA Y RENDIMIENTOS PROPUESTOS EN LAS REACCIONES.

PARA CONOCER LA CANTIDAD QUE EXISTE DE LOS REACTIVOS Y
 PRODUCTOS DE LAS DIFERENTES REACCIONES, SE USARÁN LAS
 PROPORCIONES DE MEZCLA RECOMENDADAS EN LA LITERATURA CONSULTADA,
 LAS CUALES SON (EN SU MAYORÍA) SUPERIORES A LAS CANTIDADES
 ESTEQUIOMÉTRICAS.

OXIDACION

LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN ES LA SIGUIENTE:



SE ADICIONAN 5 MOLES DE AGUA POR MOL DE PNT USADO. ESTA
 REACCIÓN SE LLEVA A CABO AL 100 % Y ES PRESENTADA A
 CONTINUACIÓN:



COMO SE PUEDE VER, LA DISOCIACIÓN DEL PERMANGANATO ES LA QUE
 PROPORCIONA EL OXIGENO ACTIVO REQUERIDO PARA LA OXIDACIÓN. DE
 LAS MOLES DE AGUA USADAS, UNA SE EMPLEA PARA LA DISOCIACIÓN Y
 LAS CUATRO RESTANTES SE USAN PARA SOLUBILIZAR EL PNT Y COMO
 MODERADOR Y MEDIO DE REACCIÓN.

VEMOS QUE PARA PRODUCIR LOS 12 KG DE PABA NECESARIOS HAY USAR
 112 MOLES DE PNT. COMO EL RENDIMIENTO PROPUESTO ES DEL 85 % PARA
 ESTA REACCIÓN, SE TIENE QUE SOLAMENTE $112 \cdot 0,85 = 95,2$ MOLES
 DE PNT REACCIONARÁN Y $112 - 95,2 = 16,8$ MOLES DE LA MISMA
 SUSTANCIA PERMANECERÁN SIN REACCIONAR.

PARA EL CASO DEL PERMANGANATO, COMO SE USAN DOS MOLES DEL
 MISMO POR MOL DE P-NITROTOLUENO, EL CONSUMO DIARIO SERÁ DE 224
 MOLES DE KMNO_4 Y DE 112 MOLES DE AGUA. SE PRODUCEN 224 MOLES
 DE MNO_2 , 95.21 MOLES DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO E IGUAL
 CANTIDAD DE AGUA Y KOH .

SE PROCEDE A CALCULAR EL VOLUMEN TOTAL DE LOS REACTIVOS PARA CONOCER LAS DIMENSIONES REQUERIDAS PARA EL REACTOR Y LOS TANQUES:

REACTIVOS

$$\rho_{\text{PNT}} = 1.139 \text{ KG/LT}$$

$$\rho_{\text{KMNO}_4} = 2.703 \text{ KG/LT}$$

$$\begin{aligned} 112 \text{ MOLES PNT} & \times 137 \text{ G/MOL} \times \text{KG/1000 G} \times \text{LT/1.139 KG} = 13.47 \text{ LT} \\ 224 \text{ MOLES KMNO}_4 & \times 158 \text{ G/MOL} \times \text{KG/1000 G} \times \text{LT/2.703 KG} = 13.1 \text{ LT} \\ 5 \text{ MOLES AGUA/MOL PNT} & \times 112 \text{ MOLES PNT} = 560 \text{ MOLES AGUA} = 10.1 \text{ LT} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{VOLUMEN TOTAL DE REACTIVOS} & = 10.1 + 13.1 + 13.47 \\ & = \underline{36.67 \text{ LT}} \end{aligned}$$

PRODUCTOS

$$\rho_{\text{MNO}_2} = 5.026 \text{ KG/LT}$$

$$\rho_{\text{P-NITROBENZATO DE POTASIO}} = 1.55 \text{ KG/LT}$$

$$\rho_{\text{KOH}} = 2.044 \text{ KG/LT}$$

$$\begin{aligned} 224 \text{ MOLES MNO}_2 & \times 86.9 \text{ G/MOL} \times \text{KG/1000 G} \times \text{LT/5.026 KG} = 3.87 \text{ LT} \\ 95.2 \text{ MOLES P-NITRO} & \times 167 \text{ G/MOL} \times \text{KG/1000 G} \times \text{LT/1.55 KG} = 10.26 \text{ LT} \\ 95.2 \text{ MOLES KOH} & \times 56.1 \text{ G/MOL} \times \text{KG/1000 G} \times \text{LT/2.044 KG} = 2.62 \text{ LT} \\ 16.88 \text{ MOLES PNT REMANENTES} & = 2.03 \text{ LT} \end{aligned}$$

PARA CALCULAR LA CANTIDAD DE AGUA QUE EXISTE: SE ADICIONAN 5 MOLES H₂O/MOL PNT, Y ES USADA UNA EN LA DISOCIACIÓN DE PERMANGANATO SOBRAN 4 MOLES AGUA/MOL PNT.

$$4 \text{ MOLES H}_2\text{O/MOL PNT} \times 112 \text{ MOLES PNT} = 448 \text{ MOLES H}_2\text{O}$$

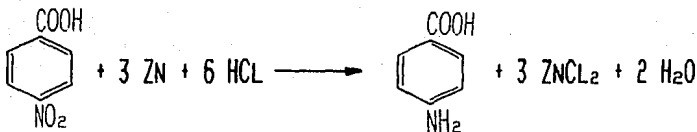
PERO COMO POR CADA MOL DE PNT QUE REACCIONA SE PRODUCE UN MOL DE AGUA, EL TOTAL DE H₂O EN LA REACCIÓN SERÁ DE:

$$448 + 95.2 = 543.2 \text{ MOLES} = 9.78 \text{ LT}$$

$$\begin{aligned} \text{VOLUMEN TOTAL DE PRODUCTOS} & = 3.87 + 10.26 + 2.62 + 2.03 + 9.78 \\ & = \underline{28.56 \text{ LT}} \end{aligned}$$

REDUCCION

LA REACCIÓN DE REDUCCIÓN PLANTEADA ES LA SIGUIENTE:



SE CONSIDERA QUE ESTA REACCIÓN TIENE UN RENDIMIENTO DEL 92 % , QUE LA REACCIÓN ENTRE EL ZN Y EL HCL ES AL 100 % Y QUE LA DISMINUCIÓN EN EL RENDIMIENTO TOTAL, SE DEBE AL HIDRÓGENO QUE, HABIÉNDOSE PRODUCIDO EN LA REACCIÓN ENTRE ESTOS DOS, NO REACCIONA, ES ESTA SUSTANCIA LA QUE HACE NECESARIA LA INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE SEGURIDAD PARA EVITAR ACUMULACIONES PELIGROSAS.

REACTIVOS

TAL COMO SE SEÑALÓ ANTERIORMENTE, LA LITERATURA RECOMIENDA AÑADIR PARA ESTE SISTEMA ENTRE 50 Y 100 MOLES DE AGUA POR MOL DE PNBA. SE USARÁ LA CANTIDAD MENOR PARA PODER HACER UN CÁLCULO CORRECTO DEL VOLUMEN DEL REACTOR. SE CONSIDERA DENTRO DE ESTA CANTIDAD AL AGUA QUE VIENE EN LAS SOLUCIONES DE HCL.

$$\begin{aligned}
 50 \text{ MOLES H}_2\text{O/MOL PNBA} &= 95.21 \text{ MOLES PNBA} = 4760.5 \text{ MOLES AGUA} \\
 &= 85.69 \text{ LT AGUA}
 \end{aligned}$$

PARA EL CASO DEL ZN Y EL HCL, LA LITERATURA RECOMIENDA AGREGAR UN EXCESO DE AMBOS PARA PODER ESTAR SEGUROS DE QUE LA REDUCCIÓN ES TOTAL. DE ACUERDO A ESTO, USAREMOS 7 MOLES HCL/MOL PNBA Y 3.5 MOLES DE ZN/MOL PNBA.

SIENDO ASÍ SE TIENE:

$$\begin{aligned}
 7 \text{ MOLES HCL/MOL PNBA} \times 95.2 \text{ MOLES PNBA} &= 666.47 \text{ MOLES HCL} \\
 &= 24.33 \text{ KG HCL} \\
 3.5 \text{ MOLES ZN/MOL PNBA} \times 95.2 \text{ MOLES PNBA} &= 333.24 \text{ MOLES ZN} \\
 &= 21.12 \text{ KG ZN}
 \end{aligned}$$

COMO ρ^{Zn} = 7.141 KG/LT, UNA MASA DE 21.12 KG ZN

EQUIVALE A 2.96 LT.

SIENDO QUE LA SOLUCIÓN DE HCL ES AL 30 % Y SIGUIENDO EL MISMO PROCEDIMIENTO PROPUESTO AL PRINCIPIO DEL CAPÍTULO, TAMBIÉN ENTRAN 24.33 KG DE H₂O, EQUIVALENTES A 56.76 KG. ESO INDICA QUE EL PESO TOTAL DEL ÁCIDO CLORHÍDRICO QUE

TENEMOS ES DE $56.76 + 24.33 = 81.09$ KG. DE ACUERDO AL PERRY (TABLA 3-59, PAGINA 3-75) LA DENSIDAD DE UNA SOLUCIÓN DE HCL AL 30 % ES DE 1.1149 KG/LT, DE DONDE, EL VOLUMEN OCUPADO POR ESTA DISOLUCIÓN ES DE:

$$81.09 \text{ KG} \times \text{LT}/1.1149 \text{ KG} = 72.73 \text{ LT.}$$

ADemás :

$$95.2 \text{ MOLES PNBA} \times 167 \text{ G/MOL} \times \text{KG}/1000 \text{ G} \times \text{LT}/1.55 \text{ KG} = 10.26 \text{ LT}$$

$$\text{VOLUMEN TOTAL DE REACTIVOS} = 72.73 + 10.26 + 2.96 + 85.69$$

$$= \underline{171.64 \text{ LT}}$$

PRODUCTOS

$$\rho_{\text{PABA}} = 1.374 \text{ KG/LT}$$

$$87.59 \text{ MOLES PABA} \times 137 \text{ G/MOL} \times \text{KG}/1000 \text{ G} \times \text{LT}/1.55 \text{ KG} = 8.73 \text{ LT}$$

ADemás HAY 7.62 MOLES PNBA QUE NO REACCIONAN, LOS CUALES CORRESPONDEN A 0.82 LT (USANDO LOS DATOS DE PROPIEDADES YA PUESTOS ANTERIORMENTE).

COMO SE ADICIONA UN EXCESO TANTO DE HCL COMO DE ZN, LA CANTIDAD QUE SE OBTENGA DE ZnCl_2 QUEDA DETERMINADA POR LA MAGNITUD DEL MENCIONADO EXCESO.

COMO POR CADA MOL DE ZN SE OBTIENE UN MOL DE CLORURO, SE OBTENDRÁN 333.24 MOLES DE ZnCl_2 .

$$\rho_{\text{H}_2} = 2.91 \text{ KG/LT}$$

$$333.24 \text{ MOLES } \text{ZnCl}_2 \times 136.3 \text{ G/MOL} \times \text{KG}/1000 \text{ G} \times \text{LT}/2.91 \text{ KG} = 15.61 \text{ LT}$$

LA CANTIDAD DE AGUA QUE HAY EN EL SENO DE LA REACCIÓN ES LA MISMA QUE EN EL CASO DE LOS REACTIVOS, ES DECIR, 85.69 LT, PERO COMO SE PRODUCEN DOS MOLES DE H_2 POR CADA MOL DE PABA PRODUCIDA, LA CANTIDAD TOTAL DE ESTA AUMENTARÁ EN:

$$2 \text{ MOLES AGUA/MOL PABA} \times 87.59 \text{ MOLES PABA} \times 18 \text{ G/MOL} \times \text{KG}/1000 \text{ G} = 3.15 \text{ KG} = 3.15 \text{ LT}$$

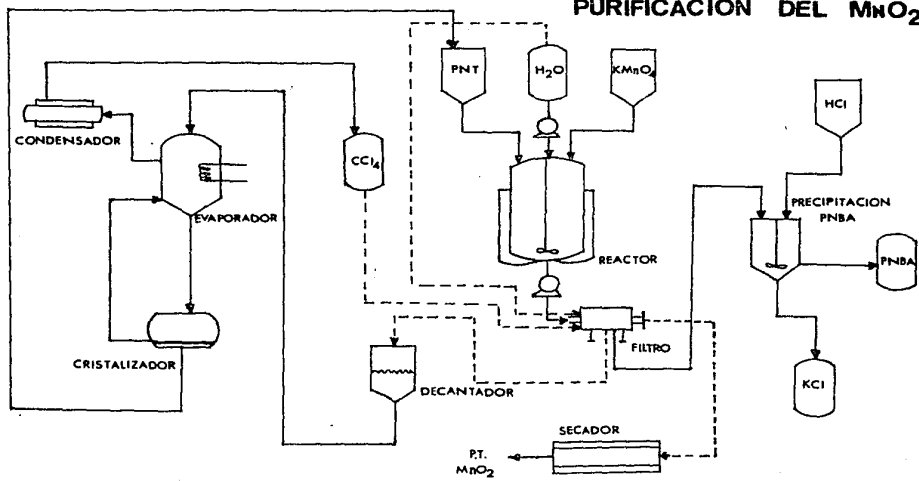
$$\text{VOLUMEN TOTAL DE PRODUCTOS} = 85.69 + 56.76 + 3.15 + 15.61 + 0.82 + 8.73$$

$$= \underline{170.76 \text{ LT}}$$

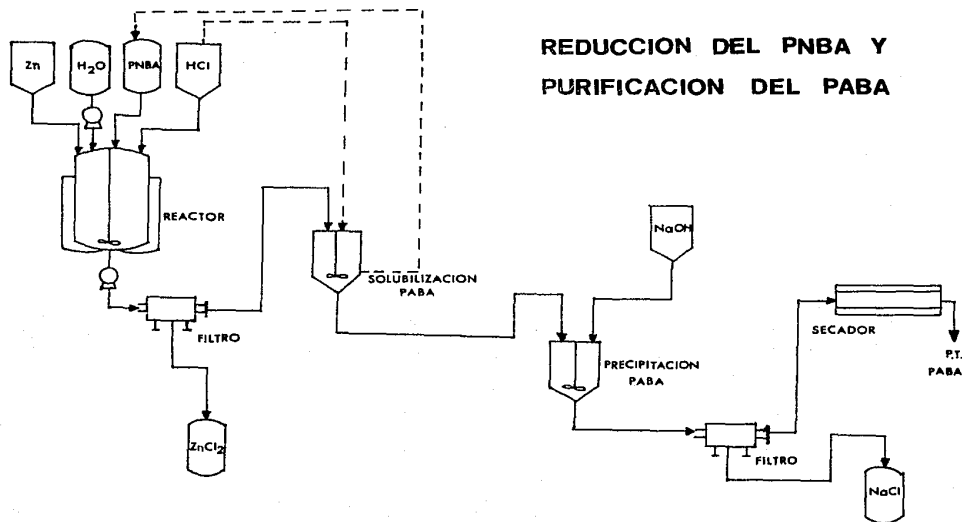
ES LÓGICO PENSAR QUE EL REACTOR DEBE TENER UN VOLUMEN APROXIMADAMENTE IGUAL A LA MAYOR DE LAS CIFRAS ANTERIORMENTE CALCULADAS Y QUE CORRESPONDE A LOS REACTIVOS DE LA REDUCCIÓN CON 171.64 LT = 45.41 GALONES.

DIAGRAMAS DE FLUJO

OXIDACION DEL PNT Y PURIFICACION DEL MnO_2



REDUCCION DEL PNBA Y PURIFICACION DEL PABA



C. CÁLCULO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

A. REACTOR

DEBIDO A LA NATURALEZA DE LOS REACTIVOS Y PRODUCTOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO, SE HA ESCOGIDO (DE ACUERDO A LA BIBLIOGRAFIA DE FABRICANTES A NUESTRA DISPOSICIÓN) UN REACTOR PFAUDLER ES-75. SE TOMO LA DECISIÓN DEBIDO A LA FACILIDAD DE OPERACIÓN DEL EQUIPO, A LOS REQUERIMIENTOS DE CAPACIDAD EN MATERIA DE VOLUMEN PARA NUESTRO PROCESO, QUE EXISTE LA FABRICA DEL REACTOR EN MÉXICO, LA EXCELENTE PUREZA DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS DEBIDO A LA IMPOSIBILIDAD DE CONTAMINACIÓN CON EL MATERIAL DEL INTERIOR (POR LAS ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO), A SU PRECIO MÓDICO (AUNQUE SUPERIOR A UN REACTOR SIMILAR DE ACERO INOXIDABLE) Y A LAS EXCELENTE PROPIEDADES DE LOS MATERIALES INTERIORES EN CONTRA DE LA CORROSIÓN Y LA ABRASIÓN.

LAS CARACTERÍSTICAS DEL MENCIONADO REACTOR SON LAS SIGUIENTES:

- AGITADOR DE PROPELA SIMPLE CON CURVA INVERTIDA
- UN BAFLE DE DOS DEDOS
- DIÁMETRO INTERNO DE 32 " (SIN TOMAR EN CUENTA LA CORAZA)
- DIÁMETRO INTERNO DE 36" (TOMANDO EN CUENTA LA CORAZA)
- PIEZAS INTERNAS Y SUPERFICIE INTERIOR DEL REACTOR RECUBIERTAS CON GLASTEL 53
- PESO (CON AGITADOR Y FLECHA): 538 KG
- DIÁMETROS DE LAS PARTES DE ACERO AL CARBÓN:
 - TANQUE INTERNO: 5/16"
 - CHAQUETA: 1/4"
 - TAPA SUPERIOR: 7/16"
 - TAPA INFERIOR (TANQUE): 5/16"
 - TAPA INFERIOR (CHAQUETA): 5/16"
- TEMPERATURA MÁXIMA DE OPERACIÓN: 450 °F = 232 °C
- PRESIONES MÁXIMAS DE OPERACIÓN:
 - A. EN LA CHAQUETA: 95 PSI (SIN VACÍO INTERNO)
 - 85 PSI (CON VACÍO INTERNO ABSOLUTO A 175 °C)
 - B. EN EL INTERIOR: 25 PSI O VACÍO ABSOLUTO
- CAPACIDAD TOTAL DEL REACTOR: 75 GALONES = 283.5 LT
- CAPACIDAD DE LA TAPA INFERIOR: 18 GALONES = 68 LT
- CAPACIDAD DE LA TAPA SUPERIOR (ARRIBA DE LA CHAQUETA): 25 GALONES = 94.5 LT
- CAPACIDAD DE LA CHAQUETA: 25 GALONES = 94.5 LT
- ÁREA DE CALENTAMIENTO DE LA CHAQUETA: 20 FT²

POR OTRA PARTE, SE LE INSTALARÁ UN SISTEMA DE SEGURIDAD DEBIDO A LA POSIBILIDAD DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO DURANTE LA REACCIÓN DE REDUCCIÓN, LO QUE PODRÍA PROVOCAR UNA SOBREPRESIÓN INTERNA. ESTE CONSISTIRÁ EN UN DISCO DE RUPTURA QUE FUNCIONE CUANDO LA PRESIÓN INTERNA SEA MAYOR A 10 PSIG.

ADÉMÁS, POR LA MISMA RAZÓN, SE USARÁ EQUIPO DE POTENCIA ANTI-EXPLOSIONES.

TEMPERATURA DE LA MEZCLA A OXIDARSE -

SE CONSIDERA QUE LA SOLUCIÓN ORIGINAL SIGUE LA LEY DE RAULT DEBIDO A SU BAJA CONCENTRACIÓN Y A QUE NO SE TRATA DE UNA DISOLUCIÓN ELECTROLITICA.

$X =$ FRACCIÓN MOL DE SOLVENTE

$N =$ MOLES DE UNA SUSTANCIA INTRODUCIDA EN EL REACTOR = N/PM

$N =$ PESO DE UNA SUSTANCIA INTRODUCIDA EN EL REACTOR, G/DIA

$S =$ SOLVENTE (AGUA)

$PM =$ PESO MOLECULAR, G/G MOL

$$X = N_S / (N_S + N_{PM1} + N_{PM2})$$

$$= (560,000/18) / [(560,000/18) + (112,000/137) + (224,000/158)]$$

$$= 0.9329$$

POR OTRA PARTE:

$$X = P_T / P, \text{ DONDE}$$

$P_T =$ PRESIÓN DE TRABAJO DEL SISTEMA = 11.3 PSIA

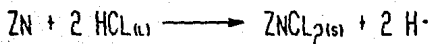
$P =$ PRESIÓN DE VAPOR DEL SOLVENTE PURO

$$\text{COMO } P = P_T / X, \quad P = 11.3 / 0.9329 = 12.112 \text{ PSIA}$$

EN LAS TABLAS DE VAPOR SATURADO, A UNA PRESIÓN DE VAPOR DE 12.112 PSIA (INTERPOLANDO), LA TEMPERATURA ES DE 94.67 °C.

CÁLCULO DEL CALOR TRANSFERIDO DURANTE LA REDUCCIÓN -

SI SE TOMA EN CUENTA LA POSIBILIDAD DE QUE SE LIBERE CALOR AL MEZCLAR EL ZINC CON EL ÁCIDO CLORHÍDRICO, HAY QUE VER HASTA QUÉ PUNTO SE TIENEN QUE CALENTAR O ENFRIAR LOS REACTIVOS PARA LLEVAR A CABO LA REACCIÓN:



$$\Delta H_{f, \text{Zn}}^{\circ} = \Delta H_{f, \text{H}^+}^{\circ} = 0$$

$$\Delta H_{f, \text{HCl}_{(l)}}^{\circ} = -17.30 \text{ KCAL/MOL}$$

$$\Delta H_{f, \text{ZnCl}_{2(s)}}^{\circ} = -99.9 \text{ KCAL/MOL}$$

AHORA:

$$\Delta H_{f, \text{TOTAL}}^{\circ} = (\sum \Delta H_{f, \text{PROD}}^{\circ}) - (\sum \Delta H_{f, \text{REAC}}^{\circ})$$

$$= 1(-99.9) - 2(-17.30) = -65.3 \text{ KCAL}$$

SIENDO QUE LA REACCIÓN ES EXOTÉRMICA, ES NECESARIO CONOCER LA CAPACIDAD CALORÍFICA A PRESIÓN CONSTANTE DE LA SOLUCIÓN (CP). COMO NO SE HALLARON DATOS EXPERIMENTALES, LA BIBLIOGRAFÍA (HIMMELBLAU, PÁGINA 299) INDICA QUE, COMO BUENA APROXIMACIÓN, SE CONSIDERA EL CP DE UNA SOLUCIÓN ACUOSA DILUIDA COMO APROXIMADAMENTE EL CP DEL AGUA. A 80 °C, ESTA PROPIEDAD TOMA EL VALOR DE 0,91 KCAL/KG °C = 0,0164 KCAL/MOL °C.

EN LA REDUCCIÓN HABRÁN 95,2 MOLES DE PNBA, 7,913,83 MOLES DE H₂O, 333,24 MOLES DE ZN Y 666,47 MOLES DE HCL. SE CONSIDERAN PARA EL CÁLCULO DEL CALOR TOTAL NECESARIO EN EL REACTOR TODAS LAS SUSTANCIAS PRESENTES, TOMANDO EL CP COMO DE TODA LA SOLUCIÓN PRESENTE. MOLES TOTALES = 9,008,74

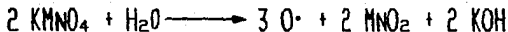
SI SE PIENSA QUE LOS REACTIVOS ENTRAN A TEMPERATURA AMBIENTE (25 °C) Y DEBEN ESTAR A 80 °C AL MOMENTO DE LA REACCIÓN:

$$Q = n \text{ CP } \Delta T = 9,008.74 \text{ MOLES} \times 0.0164 \text{ KCAL/MOL } ^\circ\text{C} \times (80 - 25) ^\circ\text{C} \\ = 8,125.88 \text{ KCAL}$$

ESA ES LA CANTIDAD DE CALOR QUE SE TIENE QUE AÑADIR A CADA LOTE DE FABRICACIÓN EN ESA ETAPA. SI SE LE QUITA EL CALOR PRODUCIDO POR LA REACCIÓN, EL TOTAL SERÁ DE 8,125.88 - 65.3 = 8,060.58 KCAL. SI EL REACTOR FUNCIONA EN ESTE PROCESO DURANTE 12.5 HORAS, EL CALOR NECESARIO SERÁ DE 645 KCAL/HR.

CALOR TRANSFERIDO DURANTE LA OXIDACIÓN -

LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DEL OXÍGENO ACTIVO A PARTIR DEL PERMANGANATO DE POTASIO CON EL AGUA ES LIGERAMENTE ENDOTÉRMICA:



$$\Delta H_{F \text{ RE}}^{\text{O}(\text{L})} = - 68.317 \text{ KCAL/MOL}$$

$$\Delta H_{F \text{ MnO}_2}^{\text{(s)}} = - 124.58 \text{ KCAL/MOL}$$

$$\Delta H_{F \text{ KOH}(\text{s})} = - 102.02 \text{ KCAL/MOL}$$

$$\Delta H_{F \text{ KMnO}_4}^{\text{(s)}} = - 192.9 \text{ KCAL/MOL}$$

$$\Delta H_{F \text{ O}}^{\text{O}} = 0$$

SIGUIENDO EL MÉTODO USADO PARA LA OXIDACIÓN:

$$\Delta H_{F \text{ TOTAL}}^{\circ} = 0.917 \text{ KCAL}$$

ESTE VALOR NOS INDICA QUE HAY QUE CALENTAR MUY LIGERAMENTE AL REACTOR EN ESTA ETAPA PARA INICIAR LA REACCIÓN.

SIGUIENDO CON LA MISMA APROXIMACIÓN USADA EN EL CÁLCULO PARA LA REDUCCIÓN, TENEMOS 112 MOLES DE PNT, 224 MOLES DE KMNO_4 Y 560 MOLES DE H_2O EN LA MEZCLA, DANDO UN TOTAL DE 896 MOLES.

SE DEBE AUMENTAR LA TEMPERATURA EN EL SISTEMA DESDE 25 °C HASTA LA DE EBULLICIÓN DE LA MEZCLA, 94.67 °C. CON LA ECUACIÓN:

$$Q = M \text{ CP } \Delta T = 896 \text{ MOLES} \cdot 0.0164 \text{ KCAL/MOL} \cdot ^\circ\text{C} \cdot (94.67 - 25) \cdot ^\circ\text{C}$$

$$= 1,023.76 \text{ KCAL}$$

A ESTA CANTIDAD SE LE AÑADE EL CALOR NECESARIO PARA LA FORMACIÓN DEL OXÍGENO ACTIVO, LLEGANDO A UN TOTAL DE 1,024.67 KCAL. SI EL REACTOR FUNCIONA DURANTE DOS HORAS Y MEDIA HABRÁ QUE SUMINISTRAR 410 KCAL/HR.

CÁLCULO DE LA POTENCIA DEL AGITADOR DEL REACTOR -

PARA EL MODELO SELECCIONADO, LA COMPAÑÍA FABRICANTE PROPORCIONA UNA MANERA DE CALCULAR LA POTENCIA DEL AGITADOR Y LA VELOCIDAD A LA QUE GIRA, MEDIANTE EL USO DE TABLAS Y NOMOGRAMAS. SE CALCULARÁN LOS VALORES TANTO PARA LA OXIDACIÓN COMO PARA LA REDUCCIÓN, SE SELECCIONARÁ EL MAYOR DE AMBOS.

PARA EL MODELO ES-75, TENEMOS UN IMPULSOR DE 24" DE DIÁMETRO, UN BAFLE CON DOS DEDOS Y EL AGITADOR GIRARÁ A 145 RPM. DE ACUERDO AL MÉTODO DEL FABRICANTE:

A. NÚMERO DE REYNOLDS:

SE CALCULA LA GRAVEDAD ESPECÍFICA PROMEDIO DE CADA UNA DE LAS SUSTANCIAS QUE ESTÁN DENTRO DEL REACTOR:

REDUCCIÓN:

$$\text{S.G.R. H}_2\text{O} = 1$$

$$\text{S.G.R. Zn} = 7.14$$

$$\text{S.G.R. HCL}_{30\%} = 1.1149$$

$$\text{S.G.R. PNBA} = 1.55$$

SEGÚN EL CÁLCULO DE LA CARGA DEL REACTOR, SE USAN 3,820.3 MOLES DE SOLUCIÓN DE ÁCIDO CLORHÍDRICO AL 30 %, 333.23 MOLES DE ZINC EN POLVO, HABRÁ 7.62 MOLES DE PNBA QUE NO

REACCIONARON Y SE AÑADEN 4,760 MOLES DE AGUA POR CARGA, LO CUAL DA UN TOTAL DE 8,921.15 MOLES TOTALES EN EL EQUIPO.

$$\text{FRACCIÓN MOL DE AGUA} = X_{H_2O} = \frac{4,760}{8,921.15} = 0.534$$

$$\text{FRACCIÓN MOL DE ZINC} = X_{Zn} = \frac{333.23}{8,921.15} = 0.037$$

$$\text{FRACCIÓN MOL DEL HCL} = X_{HCl} = \frac{3,820.3}{8,921.15} = 0.428$$

$$\text{FRACCIÓN MOL DEL PNBA} = X_{PNBA} = \frac{7.62}{8,921.15} = 9 \times 10^{-4}$$

$$\text{S.GR. PROMEDIO} = \sum S.GR. \cdot X_i$$

$$\begin{aligned} \text{S.GR. PROMEDIO} &= [(1 \cdot 0.534) + (7.14 \cdot 0.037) + (1.1149 \cdot 0.428)] \\ &\quad + (1.55 \cdot 9 \times 10^{-4}) \\ &= 1.2767 \end{aligned}$$

OXIDACIÓN:

$$\text{S.GR. PNT} = 1.139$$

$$\text{S.GR. PERMANGANATO DE POTASIO} = 2.703$$

SEGÚN EL CÁLCULO DE LA CARGA DEL REACTOR, SE AÑADEN 112 MOLES DE P-NITROTOLUENO, 224 MOLES DE PERMANGANATO Y 560 MOLES DE AGUA, LO CUAL DA UN TOTAL DE 896 MOLES POR CADA CARGA DEL EQUIPO.

$$\begin{aligned} \text{FRACCIÓN MOL DEL P-NITROTOLUENO} &= X_{PNT} = \frac{112}{896} \\ &= 0.125 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FRACCIÓN MOL DEL PERMANGANATO} &= X_{PMN} = \frac{224}{896} \\ &= 0.25 \end{aligned}$$

POR ENDE, LA FRACCIÓN MOL DEL AGUA, QUE ES EL COMPONENTE RESTANTE, DEBE SER DE 0.625.

$$\begin{aligned} \text{S.GR. PROMEDIO} &= [(1.139 \cdot 0.125) + (2.703 \cdot 0.25) + (1 \cdot 0.625)] \\ &= 1.443 \end{aligned}$$

CÁLCULO DE LA VISCOSIDAD DE LA SOLUCIÓN

PARA ESTE FIN SE USA LA ECUACIÓN 3-127 DEL PERRY QUE PROPORCIONA UNA MANERA DE PREDECIR LA VISCOSIDAD DE UN SISTEMA

COMO EL ANALIZADO, QUE TIENE SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN:

$$\mu_{sp} = \{ 1 + [(1.56\phi) / (0.52 - \phi)] \} \times \mu_l$$

DONDE:

μ_{sp} = VISCOSIDAD MEDIA DE LA SOLUCIÓN, CP

μ_l = VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO QUE CONTIENE A LOS SÓLIDOS, CP

ϕ = FRACCIÓN VOLUMEN DE LOS SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN

DE TABLAS SE OBTIENE QUE EL VALOR DE μ_l PARA EL AGUA (QUE ES, EN ESTE CASO, EL LÍQUIDO QUE CONTIENE A LOS SÓLIDOS) \approx 0.3 CP, PARA TODO EL RANGO DE TEMPERATURAS ABARCADO.

CALCULANDO LA ϕ PARA LA REDUCCIÓN:

SE AGREGAN 10.1 LT DE AGUA, MIENTRAS QUE EL VOLUMEN DEL PNT Y DEL PERMANGANATO ES 13.47 Y 13.1 LT, RESPECTIVAMENTE.

SIENDO QUE ϕ ES IGUAL AL VOLUMEN DE SÓLIDOS ENTRE EL VOLUMEN TOTAL, TENEMOS PARA ESTE CASO QUE:

$$\phi = 26.57/36.67 = 0.72$$

ESTA CANTIDAD SE SALE DEL RANGO RECOMENDADO EN EL PERRY PARA LA APLICACIÓN DE LA ECUACIÓN CON BUENA PRECISIÓN. PERO, COMO SE PUEDE AÑADIR LA CANTIDAD DE AGUA QUE SE CREA CONVENIENTE, PARA PODER TENER UNA SOLUCIÓN CON MENOR CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS, SE LE AGREGAN 40 LTS, PARA PODER TENER UNA ϕ DE 0.4, COMO APROXIMACIÓN. SIENDO ASÍ:

$$\begin{aligned} \mu_{sp} &= \{ 1 + [(1.56 \times 0.4) / (0.52 - 0.4)] \} \times 0.3 \\ &= 1.86 \text{ CP} \end{aligned}$$

AHORA, PARA LA OXIDACIÓN:

SE USAN 10.26 LT DE PNBA, 2.96 LT DE ZINC, 85.69 LT DE AGUA Y 72.73 LT DE SOLUCIÓN DE HCL.

$$\phi = 13.22/171.64 = 0.08$$

DE DONDE:

$$\begin{aligned} \mu_{sp} &= \{ 1 + [(1.56 \times 0.08) / (0.52 - 0.08)] \} \times 0.3 \\ &= 0.385 \text{ CP} \end{aligned}$$

LA SIGUIENTE ECUACIÓN ES USADA PARA CALCULAR EL REYNOLDS (# RE)

$$\# RE = [10.75 * S.GR PROMEDIO * RPM * (DI)^2] / \mu_w$$

DONDE:

S.GR PROMEDIO = [ADIMENSIONAL]

$$\mu_w = [CP]$$

DI = DIÁMETRO DEL IMPULSOR = [PULGADAS]

RPM = REVOLUCIONES POR MINUTO DEL AGITADOR

$$\begin{aligned} \# RE_{OX} &= [10.75 * 1.443 * 145 * (24)^2] / 1.86 \\ &= 6.965 \times 10^5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \# RE_{RED} &= [10.75 * 1.2767 * 145 * (24)^2] / 0.385 \\ &= 2.9515 \times 10^5 \end{aligned}$$

B. CÁLCULO DEL NÚMERO DE POTENCIA (NP)

EN ESTE CASO USAMOS LA FIGURA 19-13 DEL PERRY, PARA EL CASO DE UN IMPULSOR TIPO PROPELA, CON "PITCH" = DI. TENEMOS ENTONCES QUE NP = 0.98, PARA AMBOS CASOS.

C. CÁLCULO DE LA POTENCIA DEL AGITADOR, EN CABALLOS DE POTENCIA (HP)

USANDO LA ECUACIÓN PARA ESTE CASO:

$$HP = 3.52 \times 10^{-3} * NP * S.GR. * (RPM/60)^3 * (DI/12)^5$$

SUSTITUYENDO, SE OBTIENEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS PARA CADA CASO:

$$HP_{OX} = 2.012$$

$$HP_{RED} = 1.859$$

EN VISTA DE LO QUE CUAL, SE SELECCIONA UN MOTOR DE 2.5 HP. DE POTENCIA PARA EL AGITADOR.

B: EVAPORADOR

SE PROPONE EL USO DE UN EVAPORADOR DE OPERACIÓN INTERMITENTE, QUE EMPEZARÁ A FUNCIONAR CUANDO LA SOLUCIÓN DE PNT EN CCL₄ SEA DECANTADA. SE CONSIDERA QUE A PARTIR DE ESE MOMENTO, EL EQUIPO PROCESARÁ DURANTE UNA HORA AL MENCIONADO LÍQUIDO.

WO = MASA DE LA SOLUCIÓN DILUIDA ALIMENTADA AL
 EVAPORADOR (SIEMPRE CONSIDERANDO UN DÍA DE TRABAJO)
 = 2.31 KG PNT + 7.05 KG CCL₄ = 9.36 KG SOLUCIÓN.

COMO SE ALIMENTARÁ SOLAMENTE ESA CANTIDAD TOTAL DE WO AL DÍA, EL FLUJO POR HORA TAMBIÉN ES DE 9.36 KG. CALCULANDO EL PORCENTAJE INICIAL DE SÓLIDOS EN PESO (Co):

$$Co = \text{MASA SOLUTO} / \text{MASA TOTAL} = 2.31 \text{ KG PNT} / 9.36 \text{ KG SOLUCIÓN} \\ = 0.247 = 24.7 \%$$

DE CÁLCULOS ANTERIORES :

$$V_{PNT} = 2.03 \text{ LT} \\ V_{CCL_4} = 4.42 \text{ LT} ; V_{TOTAL} = 6.45 \text{ LT}$$

SI SE USARA EL MÍNIMO VOLUMEN DE TETRACLORURO DE CARBONO NECESARIO PARA LA SOLUBILIZACIÓN (VER ESTE CÁLCULO EN LA PARTE REFERENTE AL TANQUE DECANTADOR) SE TENDRÍA UNA CONCENTRACIÓN DE:

$$Co = 2.31 \text{ KG PNT} / (2.31 \text{ KG PNT} + 5.424 \text{ KG CCL}_4) = 0.2989 \\ \text{O SEA, EL } 29.89 \%$$

ESA SERÍA LA CONCENTRACIÓN DE LA SOLUCIÓN. LA BIBLIOGRAFÍA RECOMIENDA UNA EVAPORACIÓN DE ENTRE EL 60 Y EL 70 % DEL SOLVENTE DE LA SOLUCIÓN SATURADA PARA OBTENER UNA BUENA RECUPERACIÓN DE SOLVENTE Y SOLUTO.

DE ACUERDO A LO ANTERIOR, SE CONSIDERARÁ UNA EVAPORACIÓN DEL 65 % EN PESO DEL SOLVENTE QUE JUNTO CON EL EXCESO DE CCL₄ ADICIONADO SE CONDENSAN Y SE ALMACENAN EN EL TANQUE DESTINADO PARA ESTE FIN.

USANDO ESTE DATO DEL 65 %, SE CALCULA LA CONCENTRACIÓN FINAL QUE DEBE TENER LA SOLUCIÓN. SI HAY 5.424 KG DE CCL₄ INICIALMENTE:

$$5.424 \times 0.35 \text{ (LO QUE QUEDA)} = 1.9 \text{ KG DE CCL}_4$$

Y LA CONCENTRACIÓN FINAL SERÁ DE:

$$Cf = 2.31 \text{ KG PNT} / (2.31 \text{ KG PNT} + 1.9 \text{ KG CCL}_4) = 0.549 = 54.9 \%$$

EL VOLUMEN FINAL DE LA SOLUCIÓN SERÁ DE:

$$V_{CCL_4} = 1.9 \text{ KG} \times \text{LT} / 1.595 \text{ KG} = 1.19 \text{ LT CCL}_4$$

VF = 2.03 LT PNT + 1.19 LT CCL₄ = 3.22 LT SOLUCIÓN
 POR CONSIGUIENTE, EL VOLUMEN DE TETRACLORURO DE CARBONO
 EVAPORADO ES:

$$V_{\text{REMANENTE}} = 6.45 \text{ LT (INIC.)} - 3.22 \text{ LT (FIN.)}$$

$$= 3.23 \text{ LT}$$

SE DENOMINA ΔW AL PESO QUE REPRESENTAN ESOS 3.23 LT
 EVAPORADOS, QUE AL MULTIPLICARLOS POR SU DENSIDAD DAN UN VALOR DE
 5.15 KG.

CÁLCULO DEL CALOR ESPECÍFICO MEDIO DE LA SOLUCIÓN

PARA EFECTUAR ESTE CÁLCULO SE USA UNA REGLA ADITIVA QUE NOS
 DICE QUE EL CALOR ESPECÍFICO MEDIO DE UNA SOLUCIÓN ES IGUAL
 AL CALOR ESPECÍFICO MEDIO DEL SOLVENTE PURO MULTIPLICADO POR SU
 FRACCIÓN MOL MÁS EL CALOR ESPECÍFICO MEDIO DEL SOLUTO PURO
 MULTIPLICADO TAMBIÉN POR SU PROPIA FRACCIÓN MOL. O SEA:

$$C_{\text{PSOLUCIÓN}} = C_{\text{P SOLV.}} \cdot X_{\text{SOLV}} + C_{\text{P SOLUTO}} \cdot X_{\text{SOLUTO}}$$

GENERALMENTE, CUANDO SE TRATA DE SOLUCIONES DILUIDAS, EL
 VALOR DEL SEGUNDO TÉRMINO DE LA ECUACIÓN ES DESPRECIABLE CON
 RESPECTO AL PRIMERO Y EN LA PRÁCTICA LO TOMAMOS COMO CERO. ESTO
 SE DEBE TAMBIÉN A QUE EL CALOR ESPECÍFICO DE LOS SÓLIDOS ES
 BAJO (LA MAYORÍA OSCILA ENTRE 0.2 Y 0.3 CAL/G °C). AUN ASÍ,
 SE TOMARÁ EN CUENTA PARA TENER MÁS EXACTITUD, CON EL VALOR DE
 0.25 CAL/G °C PARA EL PNT.

DE TABLAS SE OBTIENE QUE EL VALOR DE C_P PARA EL CCL₄ ES DE
 0.201 CAL/G °C.

MOLES PNT = 16.88 /DÍA (SIEMPRE CONSIDERANDO EL DÍA CON UNA

HORA DE TRABAJO PARA ESTE EQUIPO)

MOLES CCL₄ = 7.05 KG * 1000 G/KG * MOL/153.84 G = 45.83

MOLES TOTALES = 62.71

X_{PNT} = 16.88/62.71 = 0.269

X_{CCL₄} = 1 - 0.269 = 0.731

$$C_{\text{PSOLUCIÓN}} = 0.201 \text{ CAL/G °C} \cdot 0.731 + 0.25 \text{ CAL/G °C} \cdot 0.269$$

$$= 0.2142 \text{ CAL/G °C}$$

CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN

SE ALIMENTARÁ LA SOLUCIÓN AL EVAPORADOR A LA TEMPERATURA
 AMBIENTE, ES DECIR, 20 °C = 68 °F.

LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE UNA SOLUCIÓN ES AQUELLA A
 LA QUE LA PRESIÓN DE VAPOR DE ÉSTA ES IGUAL A LA PRESIÓN
 DEL MEDIO QUE LA RODEA. POR LO TANTO, PARA CONOCER LA TEMPERATURA
 DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN HAY QUE CONOCER O FIJAR LA
 PRESIÓN DENTRO DEL EVAPORADOR.

PARA ESE CÁLCULO, ES CONVENIENTE CONOCER LA PRESIÓN EN LA SUPERFICIE DEL LÍQUIDO AL ESTAR HIRVIENDO, LA CUAL LUEGO ES CORREGIDA DEBIDO A LA ALTURA DE LA COLUMNA HIDROSTÁTICA. ENTONCES, LA PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA (PT) SE DEFINE COMO:

$$PT = P_0 + P_H$$

DONDE:

P_0 = PRESIÓN EN LA SUPERFICIE DEL LÍQUIDO

P_H = PRESIÓN POR COLUMNA HIDROSTÁTICA

LA CORRECCIÓN POR LA ALTURA DE LA COLUMNA SE DEBE A QUE LA SOLUCIÓN NO RECIBE LA MISMA PRESIÓN EN TODAS PARTES, PORQUE LA PORCIÓN DE LA MISMA EN EL FONDO DEL TANQUE DEBERÁ SOPORTAR MÁS PESO (ESTANDO EXPUESTA A MAYOR PRESIÓN) QUE LA DE LA PARTE SUPERIOR, YA QUE TENDRÁ QUE SOPORTAR LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA (O MANOMÉTRICA) MÁS LA PRESIÓN DEL LÍQUIDO ENCIMA. ÉSTO HACE QUE HIERVA A DIFERENTES TEMPERATURAS DE ACUERDO A LA CANTIDAD DE SUSTANCIA QUE TENGA ARRIBA. ES POR ESTO QUE EL PUNTO MEDIO DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN ES MAYOR AL QUE CORRESPONDE A LA PRESIÓN EN EL ESPACIO DONDE SÓLO HAY VAPOR.

AUNQUE EL VALOR DEL PUNTO MEDIO NO ES EXACTO, SE CONSIDERA BASTANTE APROXIMADO PARA FINES DE CÁLCULO. ÉSTE SE DEFINE COMO EL PUNTO DE EBULLICIÓN TOMADO A UNA DISTANCIA MEDIA ENTRE EL NIVEL SUPERIOR Y EL INFERIOR DEL LÍQUIDO EN EL EVAPORADOR. DE ESTA MANERA SE OBTIENE LA EXPRESIÓN:

$$PT = P_0 + \left[\left(\rho H / 2 \right) * 13.6 \right]$$

DONDE:

H: ALTURA DE LA SOLUCIÓN EN EL EVAPORADOR

ρ : DENSIDAD RELATIVA DE LA SOLUCIÓN A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN

HAY DOS POSIBILIDADES CUANDO SE DETERMINA LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE UNA SOLUCIÓN:

A. QUE SIGA LA LEY DE RAULT

ÉSTA ESTABLECE QUE LA PRESIÓN DE VAPOR DE UNA SOLUCIÓN, DIVIDIDA ENTRE LA PRESIÓN DE VAPOR DEL SOLVENTE PURO A LA MISMA TEMPERATURA ES IGUAL A LA FRACCIÓN MOL DEL SOLVENTE EN LA SOLUCIÓN:

$$P_v / P = x$$

ADEMÁS, COMO SE SABE QUE EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN LA PRESIÓN DE VAPOR ES IGUAL A LA TOTAL EN EL INTERIOR DEL RECIPIENTE IGUALAMOS Y:

$$P = PT / x$$

COMO SE CONOCE LA PRESIÓN TOTAL Y LA FRACCIÓN MOL DEL SOLVENTE EN LA SOLUCIÓN, SE PUEDE CALCULAR LA PRESIÓN DE

VAPOR, DEL SOLVENTE A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN Y SE PUEDE A SU VEZ ENCONTRAR, CON ESTA PRESIÓN DE VAPOR, LA MENCIONADA TEMPERATURA.

LA LEY DE RAOULT SOLAMENTE SE APLICA A SOLUCIONES DILUIDAS Y NO ELECTROLÍTICAS.

B. QUE NO SIGA LA LEY DE RAOULT

CUANDO EXISTEN ELECTROLITOS NO SE PUEDE APLICAR LA MENCIONADA LEY DEBIDO A LA NECESIDAD DE EFECTUAR CORRECCIONES DE ACUERDO AL GRADO DE DISOCIACIÓN DE LOS MISMOS, REQUIRIÉNDOSE POR LO GENERAL RESULTADOS OBTENIDOS DE LA EXPERIMENTACIÓN, AUNQUE SI SE USA LA REGLA DE DÜHRING LOS ERRORES SE REDUCEN CONSIDERABLEMENTE.

DE ACUERDO A LA MENCIONADA REGLA, SI SE GRAFICA LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN CONTRA LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE SU SOLVENTE A LA MISMA PRESIÓN, SE OBTENDRÁ UNA LÍNEA RECTA PARA UNA CONCENTRACIÓN DETERMINADA DE LA SOLUCIÓN. LAS RECTAS ASÍ OBTENIDAS NO RESULTAN PARALELAS, PERO SI LOS DATOS QUE EXISTENTES NO SON SUFICIENTES SE CONSIDERAN COMO TALES.

HAY NECESIDAD DE CONOCER, PARA UNA SOLUCIÓN DETERMINADA, DOS TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN A DIFERENTES PRESIONES Y ADEMÁS SABER SU CONCENTRACIÓN PARA DETERMINAR SIN AMBIGÜEDADES LA RECTA CORRESPONDIENTE.

EN ESTE CASO, AL TENER UNA SOLUCIÓN DILUIDA Y NO ELECTROLÍTICA, SE PUEDE APLICAR LA LEY DE RAOULT.

CÁLCULO DE LAS FRACCIONES MOL DE LA SOLUCIÓN CONCENTRADA

EN ÉSTA ESTÁN LAS MISMAS 16.88 MOLES DE PNT Y EL 1.9 KG DE CCl_4 , QUE EQUIVALEN A 12.34 MOLES. EL TOTAL ES DE 29.22 MOLES, POR LO QUE $x_{\text{PNT}} = 0.578$ Y $x_{\text{CCl}_4} = 0.422$

SE PROPONE TRABAJAR A UN VACÍO DE 5" HG, POR NO SER DEMASIADO ALTO COMO PARA CAUSAR INVERSIONES ADICIONALES EN EQUIPO Y PERMITIR LLEVAR A CABO LA EVAPORACIÓN CON BUENOS RESULTADOS.

SE DEFINE LA PRESIÓN DE TRABAJO O PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA (PT) COMO:

$$PT = P_{\text{ATM}} - P_{\text{VACÍO}}$$

COMO P_{ATM} EN MÉXICO D.F. ES DE 585 MM HG Ó 23.03 "HG:

$$PT = 23.03 - 5 = 18.03" \text{ HG}$$

Y COMO PV = PT EN ESTOS CASOS:

$$P = PT/x = 18.03" \text{ HG}/0.422 = 42.73" \text{ HG} = 1,085.22 \text{ MM HG.}$$

DEL PERRY (TABLAS 3-8 Y 3-9) SE TIENE QUE PARA UNA PRESIÓN DE VAPOR DE CCl_4 DE UNA ATMÓSFERA (760 MM HG) TENEMOS UNA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE 76.7 °C Y PARA UNA PRESIÓN DE DOS ATMÓSFERAS (1,520 MM HG) LA TEMPERATURA EN 102 °C. HACIENDO UNA INTERPOLACIÓN LINEAL ENTRE AMBOS VALORES CON LA PRESIÓN DE 1,085.22 MM HG, LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN BUSCADA ES DE

87.52 °C, AUNQUE SE CONSIDERARÁ PARA FINES DE CÁLCULO 88 °C.
USANDO EL VALOR ENCONTRADO, SE PROCEDE A OBTENER EL CALOR
LATENTE DE VAPORIZACIÓN A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN
(1) DEL TETRACLORURO DE CARBONO, USANDO EL NOMOGRAMA
3³⁹ DEL PERRY:

$$\lambda_{V 88} = 80 \text{ BTU/LB} = 44,352 \text{ CAL/KG}$$

CÁLCULO DEL CALOR NECESARIO QUE DEBE SER PROPORCIONADO EN EL
EVAPORADOR

$$Q = W_0 C_{P \text{ SOL}} (T_{EB} - T_{\text{AMBIENTE}}) + \Delta W \lambda_V$$

$$Q = (19.36 \text{ KG} * 0.214 \text{ CAL/G} \cdot \text{C} * 1000 \text{ G/KG} * (88 - 20) \cdot \text{C}) \\ + (5.15 \text{ KG} * 44,352 \text{ CAL/KG})$$

$$Q = 246,549 \text{ CAL}$$

SI SE TOMA EN CUENTA QUE ESA CANTIDAD DE CALOR DEBE SER
TRANSMITIDA EN EL LAPSO DE UNA HORA, ESA CIFRA SE PUEDE EXPRESAR
TAMBIÉN COMO 246,549 KCAL/HR, REDONDEANDO A 250 KCAL/HR, PARA
FACILITAR LOS CÁLCULOS Y DAR UN MARGEN DE SEGURIDAD.

CÁLCULO DE LA CANTIDAD NECESARIA DE VAPOR

LA ECUACIÓN QUE NOS DA EL CALOR LATENTE CEDIDO POR EL VAPOR
SATURADO ES:

$$Q = W_S \lambda_V \text{ VAPOR}$$

DONDE:

W_S = CANTIDAD NECESARIA DE VAPOR

$$\lambda_V \text{ VAPOR} = \text{CALOR LATENTE DEL VAPOR}$$

POR CONVENIENCIA SE PROPONE QUE EL VAPOR, A SER USADO SERÁ
SATURADO A 6.7 PSIG, ES DECIR, 18 PSIA EN MÉXICO D.F.

SEGUN LAS TABLAS DE VAPOR, A ESA PRESIÓN TENEMOS UN VALOR
DE λ_V VAPOR DE 963.7 BTU/LB = 534.275 KCAL/KG, Y UNA
TEMPERATURA DE 105.78 °C.

DESPEJANDO DE LA ECUACIÓN ANTERIOR:

$$W_S = Q / \lambda_V \text{ VAPOR}$$

$$= (250 \text{ KCAL/HR}) / (534.275 \text{ KCAL/KG})$$

$$= 0.468 \text{ KG DE VAPOR/HR}$$

DISEÑO DEL EVAPORADOR

SE PROPONE APLICAR PRIMERO LA ECUACIÓN GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR QUE PROPORCIONA UNA RELACIÓN MEDIANTE LA CUAL SE PUEDE CALCULAR EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

$$Q = U A \Delta T$$

DONDE:

U = COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

A = ÁREA DE TRANSMISIÓN DE CALOR

$\Delta T = T_V - T_{EB}$

T_V = TEMPERATURA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO

T_{EB} = TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN

NO SE HARÁ CORRECCIÓN DE LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN POR LA ALTURA DE LA COLUMNA HIDROSTÁTICA DEBIDO A QUE LA CANTIDAD DE LÍQUIDO MANEJADA ES MUY PEQUEÑA Y EL TÉRMINO DE CORRECCIÓN ES MÍNIMO. POR LO TANTO, COMO $P_T = P_O = 18.03''$ HG, EL VALOR DE T_{EB} ES DE 88 °C.

OBTENCIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR

TAL COMO SE VE, EL EQUIPO USADO ES MÁS CERCANO A UN HERVIDOR TIPO "KETTLE" O TETERA QUE A LO QUE COMUNMENTE SE DENOMINA EVAPORADOR, YA QUE LA PEQUEÑA CANTIDAD DE LÍQUIDO QUE ESTE SISTEMA MANEJA HACE INCOSTEABLE EL USO DE EQUIPOS DE TUBOS, POR MÁS PEQUEÑOS QUE SEAN. ESTE HERVIDOR CONTARÁ CON UN CONDENSADOR PARA LOS VAPORES DE TETRACLORURO.

PARA EL CASO DE EQUIPOS SIMILARES AL PROPUESTO, ES DECIR, REHERVIDORES QUE VAPORIZAN SOLUCIONES Y CUYO MEDIO DE CALENTAMIENTO ES VAPOR QUE CIRCULA A TRAVÉS DE UN SERPENTÍN, EL PERRY RECOMIENDA EN LA TABLA 10-8 COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR (U) DEL ORDEN DE 600 BTU/HR FT² °F = 2,928,006 CAL/HR M² °C.

CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSMISIÓN DE CALOR

SE DESPEJA DE LA ECUACIÓN GENERAL DE TRANSFERENCIA EL VALOR DE U. PARA ESTO HAY QUE CALCULAR EL GRADIENTE DE TEMPERATURAS:

$$\Delta T = (105.78 - 88) \text{ °C} = 17.78 \text{ °C}$$

$$A = Q/U\Delta T = (250,000 \text{ CAL/HR}) / (2,928,006 \text{ CAL/HR M}^2 \text{ °C} \times 17.78 \text{ °C})$$

$$= 4.775 \times 10^{-3} \text{ M}^2$$

$$= 47.75 \text{ CM}^2$$

SE LE DARÁ UN MARGEN DE SEGURIDAD DE 30 %, POR LO QUE EL VALOR FINAL DEL ÁREA SERÁ DE 62.078 CM². SE PROPONE USAR TUBO DE 1/2", 12 BWG, CON DIÁMETRO INTERNO DE 0.282" = 0.7163 CM.

CÁLCULO DE LA LONGITUD DEL TUBO QUE FORMARÁ EL SERPENTÍN

EL ÁREA DE CALENTAMIENTO A PARA EL TUBO ES = $2\pi R L = \pi D I L$ DESPEJANDO DE LA ECUACIÓN :

$$L = A / \pi D I = 62.078 \text{ CM}^2 / (3.1416 \times 0.7163 \text{ CM}) = 27.58 \text{ CM} \approx 28 \text{ CM}.$$

RELACIÓN DE EVAPORACIÓN (R EV)

ESTA SE DEFINE COMO EL COCIENTE ENTRE LA MASA DE SOLVENTE EVAPORADO Y LA MASA DE MEDIO DE CALENTAMIENTO UTILIZADO EN ESA OPERACIÓN. LOS VALORES GRANDES SON RECOMENDABLES, YA QUE SIGNIFICAN QUE SE ESTÁ GASTANDO POCO COMBUSTIBLE AL PROCESAR MUCHO SOLVENTE.

$$R \text{ EV} = \text{KG CCL}_4 \text{ EVAPORADOS} / \text{KG VAPOR USADOS} \\ = 5.153 / 0.468 = 11.01$$

CÁLCULO DEL CONDENSADOR

EN EL CONDENSADOR LOS VAPORES DE TETRACLORURO ENTRARÁN A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN, SE CONDENSAN Y LUEGO SE ENFRÍAN HASTA LA TEMPERATURA DE 20 °C. PARA LLEVAR A CABO ESTA OPERACIÓN SE USAR AGUA COMO MEDIO DE ENFRÍAMIENTO, LA CUAL ENTRARÁ AL SISTEMA A LA TEMPERATURA ANTES MENCIONADA Y SALDRÁ A 30 °C. NO ES CONVENIENTE QUE SALGA MÁS CALIENTE PARA EVITAR LOS PROBLEMAS QUE OCASIONA EL TENER QUE ALMACENAR AGUA A MAYOR TEMPERATURA, EN CASO DE QUERER RECIRCULARLA. SEGÚN LA ECUACIÓN:

$$Q \text{ GANADO AGUA} = - Q \text{ PERDIDO VAPOR}$$

$$- Q \text{ PERDIDO} = m \text{ CCL}_4 [\lambda \text{ CCL}_4 + C_p \text{ CCL}_4 (T_{EB} - T_{\text{AMBIENTE}})]$$

$$C_p \text{ CCL}_4 \text{ A } 20 \text{ °C} = 0.201 \text{ CAL/G °C}$$

$$\lambda \text{ CCL}_4 | 77 \text{ °C} = 46.42 \text{ CAL/G Y A } 200 \text{ °C} = 32.73 \text{ CAL/G}$$

HACIENDO LA INTERPOLACIÓN LINEAL, EL VALOR DE $\lambda \text{ CCL}_4$ A 88 °C ES DE 45.177 CAL/G °C .

$$Q \text{ PERDIDO} = 5.153 \text{ KG} \left[(45.177 \text{ CAL/G} \times 1000 \text{ G/KG}) + 201 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C} \right. \\ \left. \times (88 - 20) \cdot \text{C} \right] \\ = 303,252 \text{ CAL}$$

$$Q \text{ GANADO} = M \text{ H}_2\text{O CP H}_2\text{O} (T' - T \text{ AMBIENTE})$$

DONDE:

$$T' = \text{TEMPERATURA DE SALIDA DEL AGUA} = 30 \cdot \text{C}$$

IGUALANDO LAS DOS ECUACIONES ANTERIORMENTE DETALLADAS Y DESPEJANDO LA MASA DEL AGUA USADA PARA EL PROCESO DE ENFRIAMIENTO, EL RESULTADO ES DE 30.325 KG.

C. SECADORES

C.1. SECADOR DE MnO_2

SABIENDO QUE ESTE PRODUCTO NO ES AFECTADO POR EL AIRE DEL MEDIO AMBIENTE, SE PROPONE UTILIZAR UN SECADOR DE CHAROLAS CON CALENTAMIENTO INDIRECTO DE VAPOR, ELIMINÁNDOSE LA HUMEDAD POR ARRASTRE CON AIRE ISOTÉRMICAMENTE. EL AIRE SE PRECALENTARÁ HASTA QUE LLEGUE A LA TEMPERATURA DE SECADO DEL MATERIAL.

SE PROPONE DIVIDIR EL CÁLCULO DEL CALOR TOTAL NECESARIO PARA EFECTUAR UN SECADO EN LAS SIGUIENTES PARTES:

1- CALOR NECESARIO PARA CALENTAR EL AIRE HÚMEDO DE ENTRADA DESDE LA TEMPERATURA AMBIENTE HASTA LA DE SALIDA DEL SECADOR

$$Q^1 = A \text{ CH} (T_1 - T_A)$$

DONDE:

Q^1 = CANTIDAD DE CALOR POR UNIDAD DE TIEMPO

A = CANTIDAD DE AIRE SECO POR UNIDAD DE TIEMPO

T_1 = TEMPERATURA DE SALIDA DEL SECADOR

T_A = TEMPERATURA AMBIENTE

CH = CALOR HÚMEDO DEL AIRE

2- CALOR NECESARIO PARA CALENTAR EL MATERIAL SÓLIDO SECO DESDE LA TEMPERATURA AMBIENTE HASTA LA DE SALIDA DEL SECADOR

$$Q^2 = M_S \text{ C}_P_S (T_1 - T_A)$$

DONDE:

M_S = MASA DE SÓLIDOS

CP_S = CAPACIDAD CALORÍFICA DEL SÓLIDO A PRESIÓN CONSTANTE

3- CALOR NECESARIO PARA CALENTAR EL AGUA QUE PERMANECE EN EL SÓLIDO HASTA LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL SECADOR

$$Q^3 = M_S W_1 C_{PH_2O} (T_i - T_A)$$

DONDE:

W_1 = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA SALIDA DEL SECADOR, EN BASE SECA

4- CALOR NECESARIO PARA CALENTAR Y EVAPORAR EL AGUA ELIMINADA EN EL SECADOR

$$Q^4_{RO} = M_S (W_0 - W_1) [1,000 (T_{EB} - T_A) + \lambda + 1,000 (T_i - T_{EB})]$$

DONDE:

W_0 = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA ENTRADA, EN BASE SECA

λ = CALOR LATENTE DEL VAPOR DE AGUA A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DEL AGUA A LA PRESIÓN DE OPERACIÓN

5- CALOR NECESARIO PARA CALENTAR EL EQUIPO Y PERDIDO POR RADIACIÓN

DEL FILTRO PRESNA SE OBTIENE UN DIÓXIDO DE MANGANESO CRISTALIZADO CON UNA HUMEDAD QUE VARIARÁ ENTRE 6 Y 10 % EN PESO, LA CUAL ES NECESARIA PARA PODER DISPONER DE UN PRODUCTO FINAL CON UN MÁXIMO DE 0.5 % EN PESO DE HUMEDAD, DE ACUERDO A LOS REQUERIMIENTOS DEL MERCADO.

DATOS:

HUMEDAD INICIAL --- 10 % (BASE HÚMEDA)*

HUMEDAD FINAL --- 0.5 % (BASE HÚMEDA)

TEMPERATURA DE SECADO --- 120 °C

CANTIDAD DE MnO_2 --- 19.5 KG/LOTE

*: SE TOMA EL MÁXIMO COMO FACTOR DE SEGURIDAD

CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA CONTENIDA INICIALMENTE EN EL PRODUCTO

SI HAY UNA HUMEDAD DEL 10 % :

$$W_0 = 19.5 \text{ KG SÓLIDO} \times 100/90 = 21.67 \text{ KG SÓLIDO} + \text{AGUA} , 0$$

SEA, $21.67 - 19.5 = 2.17$ KG DE AGUA.
 HUMEDAD INICIAL EN BASE SECA = CANTIDAD DE AGUA/CANTIDAD DE SÓLIDO SECO
 $= 2.17/19.5 = 0.111 = 11.1 \%$

CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA QUE CONTIENE EL PRODUCTO AL SALIR DEL SECADOR

SI LA HUMEDAD PERMITIDA ES DE 0.5% :
 $W_1 = 19.5$ KG SÓLIDO * $100/99.5 = 19.6$ KG SÓLIDO + AGUA ,
 O SEA, $19.5 - 19.6 = 0.1$ KG DE AGUA.
 HUMEDAD FINAL EN BASE SECA = $0.1/19.5 = 0.0051 = 0.51 \%$

CÁLCULO DE Q^1

INICIALMENTE, EL AIRE, ESTARÁ A LO QUE SE PUEDEN DENOMINAR LAS CONDICIONES NORMALES EN MÉXICO D.F. :

HUMEDAD ABSOLUTA: 0.01

HUMEDAD RELATIVA: 68%

TEMPERATURA DE BULBO SECO: 20°C

TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO: 17°C

CON LAS CONDICIONES INICIALES, SE HALLA EN LA CARTA PSICROMÉTRICA EL VALOR DEL CALOR HÚMEDO, CH, DE 0.245 BTU/LB AIRE SECO (A.S) $^\circ\text{F} = 0.245$ CAL/G AIRE SECO $^\circ\text{C}$. DE LA CARTA TAMBIÉN SACAMOS EL VOLUMEN HÚMEDO DEL AIRE A LAS CONDICIONES DEL PROCESO, $VH = 13.4$ FT³/LB AIRE SECO.

LUEGO SE CALCULA LA CANTIDAD DE AIRE ALIMENTADO AL SECADOR. SE PROPONE USAR, POR CONVENIENCIA DEL PROCESO, UN VENTILADOR CAPAZ DE INTRODUCIR 100 FT³/MIN DE AIRE, CON UN MOTOR DE 1 HP. ADEMÁS, SE CONSIDERA QUE EL TIEMPO DE SECADO ES DE UNA HORA.

$A = \text{VELOCIDAD DE ALIMENTACIÓN} / VH = 100/13.4 = 7.46$ LB A.S/MIN

$A = 448$ LB A.S/HORA = $203,932$ G A.S/LOTE

$Q^1 = A \text{ CH } (T_1 - T_A)$

$= 203,392$ G A.S/LOTE * $(0.245$ CAL/G A.S $^\circ\text{C}) * (120 - 20)^\circ\text{C}$

$= 4,983,104$ CAL/LOTE $\approx 5 \times 10^3$ KCAL/LOTE

CANTIDAD DE VAPOR NECESARIO PARA CALENTAR EL AIRE

USANDO EL VAPOR DE 18 PSIA QUE TIENE UNA $\lambda = 963.7$ BTU/LB = 534 KCAL/KG

$Q^1 = M \text{ VAPOR } \lambda$; $M \text{ VAPOR} = Q^1 / \lambda$

$M \text{ VAPOR} = (5 \times 10^3 \text{ KCAL/LOTE}) / (534 \text{ KCAL/KG})$

$= 9.35$ KG/LOTE

CÁLCULO DE Q²

$$CP \text{ MnO}_2 = 1.92 + 0.047 T - 2.97 \times 10^{-5} T^2 \text{ CAL/MOL} \cdot \text{K}$$

$$\text{A UNA } T = 20 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K, } CP \text{ MnO}_2 = 13.7 \text{ CAL/MOL} \cdot \text{K} \\ = 152 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C}$$

$$Q^2 = 19.5 \text{ KG/LOTE} \times (152 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C}) \times (120 - 20) \cdot \text{C} \\ = 295,440 \text{ CAL/LOTE} = 295.4 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q³

$$Q^3 = 19.5 \text{ KG MnO}_2 \times 0.0051 \text{ KG H}_2\text{O/KG MnO}_2 \\ \times [1000 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C} \times (120 - 20) \cdot \text{C}] \\ = 9,945 \text{ CAL/LOTE} \approx 10 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q⁴

LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DEL AGUA A 11.3 PSIA = 92 °C Y
LA DEL VAPOR A ESA TEMPERATURA ES DE 978 BTU/LB =
543 KCAL/KG = 0.543 CAL/KG .

$$Q^4 = 19.5 \text{ KG MnO}_2/\text{LOTE} \times (0.111 - 0.0051) \text{ KG H}_2\text{O/KG MnO}_2 \\ \times [1000 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C} \times (93 - 20) \cdot \text{C} + 0.543 \text{ CAL/KG} \\ \times 1000 \text{ CAL/KG} \cdot \text{C} \times (120 - 93) \cdot \text{C}] \\ = 206,506 \text{ CAL/LOTE} = 206.5 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q⁵

GENERALMENTE SE CONSIDERA ESTA CIFRA COMO UN 10 % DEL TOTAL
DEL CALOR SUMINISTRADO.

$$Q^5 = 0.1 \times \sum Q^i ,$$

PARA i = 1 A 4

$$Q^5 = 551 \text{ KCAL/LOTE}$$

LA SUMA TOTAL DEL CALOR SUMINISTRADO AL SECADOR SERÍA DE
6,063 KCAL/LOTE. ÉSTO SIGNIFICA QUE, USANDO EL VAPOR DE 18 PSIA,
EL GASTO DE ÉSTE SERÁ DE :

$$M \text{ VAPOR} = Q \text{ TOTAL} / \lambda = (6,063 \text{ KCAL/LOTE}) / (534.4 \text{ KCAL/KG}) \\ \approx 11.5 \text{ KG/LOTE}$$

C.2. SECADOR DE PABA

SE USARÁ EL MISMO MÉTODO QUE PARA EL CÁLCULO DEL EQUIPO ANTERIOR. LOS DATOS QUE VARIAN SON:

CANTIDAD DE SÓLIDOS --- 12 KG (100 %)

HUMEDAD INICIAL --- 12 % (BASE HÚMEDA)

HUMEDAD FINAL --- 1 % (BASE HÚMEDA)

CANTIDAD DE AGUA QUE ENTRA AL SECADOR

SI EXISTE UNA HUMEDAD INICIAL DEL 12 % :

$$W_0 = 12 \text{ KG SÓLIDO} * 100/88 = 13.6 \text{ KG SÓLIDO} + \text{AGUA, Y LA}$$

$$\text{CANTIDAD DE } W_0 = 13.6 - 12 = 1.6 \text{ KG AGUA.}$$

$$\text{HUMEDAD INICIAL EN BASE SECA} = 1.6/12 = 0.133 \text{ KG H}_2\text{O/KG PABA,} \\ \text{QUE EQUIVALE A UN 13.3 \% .}$$

CANTIDAD DE AGUA QUE CONTIENE EL PRODUCTO AL SALIR DEL SECADOR

SI LA HUMEDAD FINAL ES DE 1 % :

$$W_1 = 12 \text{ KG SÓLIDO} * 100/99 = 12.12 \text{ KG SÓLIDO} + \text{AGUA, Y LA}$$

$$\text{CANTIDAD DE } W_1 = 12 - 12.12 = 0.12 \text{ KG AGUA.}$$

$$\text{HUMEDAD FINAL EN BASE SECA} = 0.12/12 = 0.01 \text{ KG H}_2\text{O/KG PABA,} \\ \text{QUE EQUIVALE A UN 1 \% .}$$

LA CANTIDAD DE CALOR SUMINISTRADO AL AIRE DE CALENTAMIENTO Y LA CANTIDAD DE VAPOR USADO SERÁN DIFERENTES QUE EN EL CASO DEL DIOXIDO DE MANGANESO. AHORA SE PROPONE USAR UN VENTILADOR MÁS PEQUEÑO, DE 50 FT³/MIN Y UN MOTOR DE 1/2 HP. LAS CONDICIONES DE Vh Y Ch SON IGUALES AL CASO ANTERIOR.

CÁLCULO DE Q¹

$$A = (50 \text{ FT}^3/\text{MIN}) / (13.4 \text{ FT}^3/\text{LB A.S.})$$

$$= 3.73 \text{ LB A.S./MIN} = 101.605 \text{ G A.S./LOTE}$$

$$Q^1 = 101.605 \text{ G A.S./LOTE} * 0.245 \text{ CAL/G A.S. } \cdot \text{C} * (120 - 20) \cdot \text{C}$$

$$\approx 2,500,000 \text{ CAL/LOTE} = 2,500 \text{ KCAL/LOTE}$$

SIENDO ASÍ, SE USARÁ LA MITAD DE LA CANTIDAD DE VAPOR QUE SE UTILIZA EN ESTE PASO PARA EL SECADOR DE MnO₂, ES DECIR, 5 KG VAPOR/LOTE.

CÁLCULO DE Q²

$$C_{PPABA} = 0.444 \text{ CAL/G } \cdot \text{C} = 444 \text{ CAL/KG } \cdot \text{C}$$

$$Q^2 = 12 \text{ KG/LOTE} * 444 \text{ CAL/KG } \cdot \text{C} * (120 - 20) \cdot \text{C} \\ = 532,800 \text{ CAL/LOTE} = 532.8 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q³

$$Q^3 = 12 \text{ KG PABA} \times 0.01 \text{ KG H}_2\text{O/KG PABA} \\ \times [1000 \text{ CAL/KG H}_2\text{O} \cdot \text{C} \times (120 - 20) \cdot \text{C}] \\ = 12,000 \text{ CAL/LOTE} = 12 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q⁴

$$Q^4 = 12 \text{ KG PABA/LOTE} \times (0.12 - 0.01) \text{ KG H}_2\text{O/KG PABA} \times \\ [1000 \text{ CAL/KG H}_2\text{O} \cdot \text{C} \times (93 - 20) \cdot \text{C} + 0.543 \text{ CAL/KG} \\ + 1000 \text{ CAL/KG H}_2\text{O} \cdot \text{C} \times (120 - 93) \cdot \text{C}] \\ = 132,000 \text{ CAL/LOTE} = 132 \text{ KCAL/LOTE}$$

CÁLCULO DE Q⁵

$$Q^5 = 318 \text{ KCAL/LOTE}$$

LA CANTIDAD TOTAL DE CALOR QUE SE SUMINISTRA ES, ENTONCES, DE 3,495 KCAL/LOTE. HACIENDO EL MISMO CÁLCULO QUE EN EL CASO ANTERIOR, PARA EL VAPOR DE 18 PSIA, SE USARÁN APROXIMADAMENTE 7 KG DE MEDIO DE CALENTAMIENTO POR LOTE.

D. TANQUES

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LOS PRODUCTOS DE OXIDACIÓN DEL PNT.

LA DIFERENCIA DE VOLUMENES MANEJADO EN LA OXIDACIÓN Y EN LA REDUCCIÓN ES MUY GRANDE, SIENDO EL SEGUNDO CASO EL MAYOR. PARA EVITAR TENER DOS REACTORES, SE HA SELECCIONADO EL MÁS GRANDE (REDUCTOR), EN EL CUAL ADEMÁS, DE LLEVARSE A CABO LA REDUCCIÓN, SE EFECTUARÁ LA OXIDACIÓN, EMPLEANDO PARA, ESTE EFECTO CANTIDADES DE REACTIVOS QUE ASEGUREN UNA PRODUCCIÓN DE PNBA EQUIVALENTE A SEIS DÍAS DE TRABAJO, ES DECIR, EN UNA CARGA AL REACTOR, SE PRODUCIRÁ SEIS VECES EL VOLUMEN CALCULADO PARA LA OXIDACIÓN.

LOS PRODUCTOS DE LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN, SERÁN ALMACENADOS EN EL TANQUE ARRIBA MENCIONADO Y SE IRÁN USANDO DE ACUERDO CON LAS NECESIDADES.

ESTA CONSIDERACIÓN NO AFECTA EL CÁLCULO REALIZADO PARA EL REACTOR REDUCTOR, YA QUE EL VOLUMEN QUE SE MANEJA EN LA OXIDACIÓN ES DE 36.67 LT. MULTIPLICANDO ESTE VOLUMEN POR SEIS, TENEMOS UN VOLUMEN DE 222 LT O 59 GALONES; Y COMO EL REACTOR

REDUCTOR TIENE UNA CAPACIDAD DE 75 GALONES, SE VE CLARAMENTE QUE SE OPERARÍA DENTRO DE SU RANGO DE FUNCIONAMIENTO.

ESTE TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PNBA DEBERÁ TENER SEIS VECES EL VOLUMEN DE LOS PRODUCTOS DE LA OXIDACIÓN, O SEA, 28.55 LT * 6 = 172 LT O 46 GALONES.

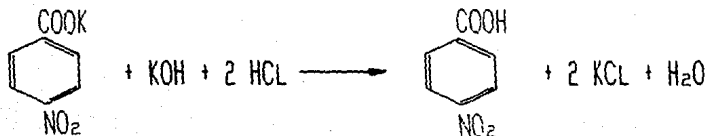
TANQUE AGITADO PARA LA PRECIPITACIÓN DEL PNBA Y DISOLUCIÓN DEL PABA.

PARA CONOCER EL VOLUMEN DE ESTE TANQUE ES NECESARIO CALCULAR LA CANTIDAD DE LÍQUIDO QUE SE ALMACENARA EN CADA UNO DE SUS DOS USOS. OBIVIAMENTE SE CONSIDERARÁ AL MAYOR DE LOS VALORES COMO LA MÍNIMA CAPACIDAD QUE DEBE TENER EL RECIPIENTE.

1.- PRECIPITACIÓN DEL PNBA.

DEL FILTRO SE VERTERÁ AL TANQUE LA SOLUCIÓN ALCALINA DE P-NITROBENZOATO DE POTASIO (PNBK), LA CUAL ESTÁ FORMADA POR EL PNBK PRODUCIDO, EL AGUA ADICIONADA A LOS REACTIVOS, LA FORMADA EN LA REACCIÓN Y EL KOH FORMADO. ADEMÁS, SE DEBE INCLUIR EL HCL QUE SE DEBERÁ ADICIONAR PARA LLEVAR A CABO LA PRECIPITACIÓN, Y QUE CONSISTIRÁ EN UNA SOLUCIÓN AL 30 % EN PESO.

LA PRECIPITACIÓN (NEUTRALIZACIÓN) SE LLEVA A CABO DE ACUERDO A LA SIGUIENTE REACCIÓN:



COMO SE VIO EN EL CASO DEL CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL REACTOR PARA OXIDACIÓN, SE TIENEN QUE USAR 5 MOLES DE H₂O/ MOL DE PNT EMPLEADO. DE ESAS CINCO MOLES, UNA SE UTILIZA PARA DISOCIAR EL KMNO₄ Y LAS CUATRO RESTANTES QUEDAN COMO MEDIO DE REACCIÓN. ADEMÁS, EN LA OXIDACIÓN SE PRODUCE 1 MOL DE H₂O POR CADA MOL DE PNT QUE REACCIONA.

POR TANTO:

H₂O:

5 MOLES AÑADIDOS AL REACTOR - 1 MOL UTILIZADO + 1 MOL PRODUCIDO
= 5 MOLES DE H₂O REMANENTES/MOL PNT CONSUMIDOS.

COMO SE CONSUMEN 112 MOLES DE PNT/día:

4 MOL H₂O/MOL PNT * 112 MOL PNT/día = 448 MOL H₂O/día

TAMBIÉN HAY 95.2 MOLES DE H₂ PRODUCTO DE LA REACCIÓN DE 95.2 MOLES DE PNT. POR LO TANTO SE TIENEN:

448 MOL H₂O/día + 95.2 MOL H₂O/día = 543.2 MOLES H₂O/día

QUE COMO SE VIO EN EL CÁLCULO DEL REACTOR, ESTA CANTIDAD EQUIVALE A 9.776 LTS. UTILIZANDO LOS CÁLCULOS DEL VOLUMEN DEL REACTOR, PARA LLEVAR A CABO LA OXIDACIÓN, SE SABE QUE SE INTRODUCIRÁN:

2.6128 LT DE KOH/DÍA.

95.2 MOL PNBK/DÍA * 0.2051 KG/MOL * 1 LT/1.58 KG =

12.36 LT DE PNBK/DÍA.

(ρ PNBK = 1.58 KG/LT).

9.776 LT DE H₂O/DÍA.

Y ADEMÁS SE ADICIONARÁ UN EXCESO DE HCL AL 30 % EN PESO PARA LLEVAR A CABO LA NEUTRALIZACIÓN Y ASEGURAR LA COMPLETA PRECIPITACIÓN. ESTA CANTIDAD DE ÁCIDO SE CALCULA DE ACUERDO A LA REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN ANTERIOR, CUYO RENDIMIENTO ES DEL 100 %.

DADO QUE EN LA REACCIÓN 2 MOLES DE HCL/MOL PNBK ES LA MÍNIMA CANTIDAD DE ÁCIDO QUE ASEGURA LA PRECIPITACIÓN, SE CONSIDERARÁ EL AGREGAR UN EXCESO DE 0.5 MOL DE HCL/ MOL PNBK PARA ASEGURAR LA NEUTRALIZACIÓN Y LA PRECIPITACIÓN TOTALES. COMO SE PRODUCEN 95.2 MOLES PNBK/DÍA :

2.5 MOL HCL/MOL PNBK * 95.2 MOL PNBK/DÍA =

238 MOL HCL/DÍA.

DICHA CANTIDAD ES LA QUE SE UTILIZARÍA SI FUESE ÁCIDO AL 100 %. COMO SE EMPLEA UNA SOLUCIÓN AL 30 %, SE TENDRÁ, APARTE DE LAS MOLES DE HCL ANTERIORES, UNA CANTIDAD DE H₂O EQUIVALENTE AL 70 % DEL PESO DE LA SOLUCIÓN. DEBIDO A LO ANTERIOR, SE HACE EL SIGUIENTE CÁLCULO:

238 MOL HCL/DÍA * 0.0365 KG/MOL = 8.687 KG HCL/DÍA

8.687 KG HCL/DÍA * 0.7 KG H₂O/0.3 KG HCL =

20.269 KG H₂O/DÍA.

DE LO ANTERIOR SE OBTIENE LA MASA TOTAL DE LA SOLUCIÓN:

8.687 KG HCL(100 %) + 20.269 KG H₂O = 28.956 KG HCL(30 %)

Y UTILIZANDO LA DENSIDAD DEL HCL AL 30 % (1.149 KG/LT), SE CALCULA EL VOLUMEN QUE OCUPA DICHA SOLUCIÓN:

28.956 KG HCL/DÍA * 1 LT/1.149 KG =
25.972 LT HCL(30 %)/DÍA.

DE LA SUMA DE TODOS VOLUMENES CALCULADOS ANTERIORMENTE, REDONDEANDO, SE OBTIENE EL MÍNIMO VOLUMEN QUE DEBERÁ TENER EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN DE PNBA:

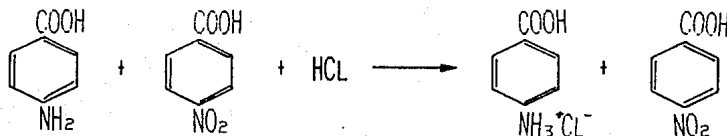
$$2.61 \text{ LT KOH} + 12.36 \text{ LT PNBK} + 9.78 \text{ LT H}_2\text{O} + 25.97 \text{ LT HCL} = \\ 50.72 \text{ LT } \hat{=} 13.418 \text{ GAL.}$$

2.- DISOLUCIÓN DEL PABA.

PARA DISOLVER EL PABA, LA CARGA DEL REACTOR DE REDUCCIÓN SE VIERTI AL FILTRO, EN EL CUAL SE SEPARA LA SOLUCIÓN DE ZnCl_2 FORMADA EN LA REACCIÓN Y SE ALMACENA EN UN TANQUE ESPECÍFICO. LA TORTA QUE PERMANECE EN EL FILTRO SE DEPOSITA EN EL TANQUE AGITADO PARA, QUE SE LLEVE A CABO LA DISOLUCIÓN DEL PABA MEDIANTE LA ADICIÓN DE HCL.

LA TORTA ESTÁ COMPUESTA POR EL PABA FORMADO, EL PNBA QUE NO REACCIONÓ Y UNA CANTIDAD DE H_2O QUE SE CONSIDERA DESPRECIABLE PARA ESTE CÁLCULO.

PARA LA DISOLUCIÓN DEL PABA SE PLANTEA LA SIGUIENTE REACCIÓN:



EN ÉSTA SE APROVECHA EL CARÁCTER ÁCIDO-BÁSICO, DEL PABA, QUE PERMITE SU SOLUBILIZACIÓN MEDIANTE LA ADICIÓN DE HCL, QUEDANDO INSOLUBLE EL PNBA, QUE SÓLO ES SOLUBLE EN MEDIO BÁSICO.

PARA EL TANQUE AGITADO:

87.59 MOLES PABA/DÍA QUE OCUPAN UN VOLUMEN DE 8.73 LT Y 7.62 MOLES PNBA/DÍA QUE NO REACCIONAN Y OCUPAN UN VOLUMEN DE 0.82 LT.

PARA ASEGURAR LA TOTAL DISOLUCIÓN SE AÑADIRÁN 1.25 MOLES DE HCL AL 30 % EN PESO POR MOL DE PABA PRODUCIDA, ASEGURÁNDOSE CON ESTO, UNA COMPLETA DISOLUCIÓN. PARA CONOCER EL VOLUMEN QUE OCUPARÁ EL HCL EMPLEADO, SE HACE EL SIGUIENTE CÁLCULO:

$$87.59 \text{ MOLES PABA/DÍA} \times 1.25 \text{ MOLES HCL/MOL PABA} \\ \times 0.0365 \text{ KG/MOL} = 3.996 \text{ KG HCL/DÍA}$$

COMO LA SOLUCIÓN ES AL 30 % EN PESO:

$$3.996 \text{ KG HCL/DÍA} \times 0.7 \text{ KG H}_2\text{O}/0.3 \text{ KG HCL} =$$

$$9.324 \text{ KG H}_2\text{O/DÍA EN LA SOLUCIÓN.}$$

LA MASA TOTAL DE LA SOLUCIÓN SERÁ:

$$9.324 \text{ KG H}_2\text{O/DÍA} + 3.996 \text{ KG HCL/DÍA} = 13.22 \text{ KG.}$$

CON LA DENSIDAD DE 1.149 KG/LT DE LA SOLUCIÓN DE HCL AL 30 % EN PESO, SE OBTIENE EL VOLUMEN:

$$13.22 \text{ KG SOLUCIÓN} \times 1 \text{ LT}/1.149 \text{ KG} = 11.947 \text{ LT.}$$

Y EL VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE SE DETERMINA MEDIANTE LA SUMA DE TODOS LOS COMPUESTOS ADICIONADOS:

$$8.73 \text{ LT PABA} + 0.82 \text{ LT PNBA} + 11.947 \text{ LT HCL}(30 \%) = 21.497 \text{ LT}$$

$$21.497 \text{ LT} \dot{=} 5.68 \text{ GAL.}$$

DE ACUERDO A AMBOS CÁLCULOS, SE VE QUE EL MÍNIMO VOLUMEN DEL TANQUE AGITADO SERÁ EL CORRESPONDIENTE AL CALCULADO PARA EL TANQUE DE PRECIPITACIÓN DE PNBA, ES DECIR, 13.418 GAL.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCIÓN DE KCL.

DICHA SOLUCIÓN PROVIENE DEL TANQUE DE PRECIPITACIÓN CON MALLA DE PNBA. EN ÉSTE QUEDA CONTENIDO TODO EL PRECIPITADO, Y LA SOLUCIÓN DE KCL PRODUCIDA EN LA REACCIÓN SE VACÍA AL TANQUE QUE SE PROCEDE A CALCULAR.

COMO EN LA PRECIPITACIÓN SE AGREGAN 0.5 MOLES DE HCL POR MOL DE PNBK EN EXCESO, SE HACE LA CONSIDERACIÓN DE QUE DICHAS MOLES NO FUERON OCUPADAS EN LA REACCIÓN, Y POR LO TANTO, SE INCLUIRÁN EN LA SOLUCIÓN DE KCL.

EL VOLUMEN DE ESTE TANQUE QUEDA DETERMINADO MEDIANTE LOS SIGUIENTES CÁLCULOS:

SE PRODUCEN 95.2 MOL PNBK/DÍA, Y COMO SE ADICIONAN 0.5 MOL DE HCL/MOL PNBK EN EXCESO, TENEMOS:

$$95.2 \text{ MOLES PNBK/DÍA} \times 0.5 \text{ MOL HCL/MOL PNBK} =$$

$$47.6 \text{ MOL HCL/DÍA.}$$

$$47.6 \text{ MOLES HCL/DÍA} \times 0.0365 \text{ KG/MOL} = 1.737 \text{ KG HCL/DÍA.}$$

COMO LA SOLUCIÓN ES AL 30 % EN PESO:

$$1.737 \text{ KG HCL/DÍA} \times 0.7 \text{ KG H}_2\text{O}/0.3 \text{ KG HCL} =$$

4.053 KG H₂O/DÍA.

LA MASA TOTAL DE LA SOLUCIÓN ES:

4.053 KG H₂O/DÍA + 1.737 KG HCL/DÍA = 5.79 KG

CON LA DENSIDAD DE 1.149 KG/LT, SE OBTIENE EL VOLUMEN QUE OCUPA DICHA SOLUCIÓN:

5.79 KG/DÍA * 1 LT / 1.149 KG = 5.193 LT/DÍA.

EN LA REACCIÓN DE PRECIPITACIÓN SE PRODUCEN 2 MOLES DE KCL Y UN MOL DE H₂O POR MOL DE PNBA QUE SE PRECIPITA, POR LO TANTO:

2 MOLES KCL/MOL PNBA * 95.2 MOLES PNBA/DÍA * 0.0745 KG/MOL
 * 1 LT/1.998 KG = 7.099 LT KCL/DÍA.

($\rho_{KCL} = 1.998$ KG/LT, Y P.M. KCL = 0.0745 KG/MOL).

1 MOL H₂O/MOL PNBA * 95.2 MOLES PNBA/DÍA * 0.018 KG/MOL
 * 1 LT/KG = 1.7136 LT H₂O/DÍA.

($\rho_{H_2O} = 1$ KG/LT, Y P.M. H₂O = 0.018 KG/MOL).

ADEMÁS DE LOS VOLÚMENES CALCULADOS, SE DEBE CONSIDERAR QUE AL EFECTUARSE LA OXIDACIÓN EN EL REACTOR SE AGREGARON 5 MOLES DE H₂O POR MOL DE PNT ADICIONADO, Y QUE DE ESTAS SOLO SE OCUPÓ UN MOL DE H₂O POR MOL DE PNT Y SE PRODUJO EN LA REACCIÓN UN MOL DE H₂O POR MOL DE PNBK PRODUCIDO. POR ESO, A ESTE TANQUE SE LE DEBE AUMENTAR EL VOLUMEN DE AGUA QUE PROCEDE DEL REACTOR. DICHO VOLUMEN ES DE 9.776 LT DE H₂O/DÍA (TANQUE DE PRECIPITACIÓN DE PNBA). CON ESTO, SE OBTIENE EL VOLUMEN MÍNIMO TOTAL:

9.776 LT H₂O (OXIDACIÓN) + 1.7136 LT H₂O +
 7.099 LT KCL + 5.193 LT HCL (30 %) = 23.7816 LT.
 = 6.2914 GAL.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCIÓN DE ZNCL₂.

UNA VEZ LLEVADA A CABO LA REDUCCIÓN, LA CARGA DEL REACTOR ES COLOCADA EN EL FILTRO, EN DONDE SE FILTRA LA SOLUCIÓN DE ZNCL₂ PRODUCIDA EN LA REDUCCIÓN DEL PNBA. ESTE TANQUE NO SOLO ALMACENARÁ LA SOLUCIÓN DE ZNCL₂ QUE SE PRODUCE, SINO QUE TAMBIÉN DEBERÁ TENER CAPACIDAD PARA GUARDAR LAS 50 MOLES DE H₂O ADICIONADAS POR MOL DE PNBA, Y LA CANTIDAD DE

H₂O INCLUIDA EN LA SOLUCIÓN DE HCL AL 30 % QUE SE ADICIONA AL REACTOR.
EN LA REACCIÓN SE PRODUCEN:

$$2 \text{ MOLES H}_2\text{O/MOL PABA} \times 87.59 \text{ MOLES PABA/DÍA} \times 0.018 \text{ KG/DÍA} \\ \times 1 \text{ LT/KG} = 3.15 \text{ LT H}_2\text{O/DÍA.}$$

LAS 50 MOLES DE H₂O/MOL PNBA OCUPAN UN VOLUMEN DE 85.69 LT.
EL H₂O CONTENIDA EN EL ÁCIDO CORRESPONDE A 56.76 LT.
LAS 333.24 MOLES DE ZNCL₂ PRODUCIDAS OCUPAN UN VOLUMEN DE 15.607 LT.

Y EL VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE ES:

$$3.15 \text{ LT H}_2\text{O (PROD.)} + 85.69 \text{ LT H}_2\text{O (ADIC.)} + \\ 56.76 \text{ LT H}_2\text{O (HCL 30 \%)} + 15.607 \text{ LT ZNCL}_2 = \\ 161.207 \text{ LT Ó 42.64 GAL.}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE (PNBA).

EN ESTE TANQUE SE ALMACENA EL PNBA PRODUCIDO MEDIANTE LA OXIDACIÓN DEL PNT. ESTE DEBERÁ TENER LA CAPACIDAD SUFICIENTE PARA PODER ALBERGAR TANTO LAS MOLES DE PNBA QUE SE PRODUCEN COMO LAS QUE NO ALCANZARON A REACCIONAR EN LA REDUCCIÓN.

SU CAPACIDAD SE DETERMINA COMO SIGUE:

EN LA OXIDACIÓN SE PRODUCEN 95.2 MOL DE PNBK/DÍA, QUE AL PRECIPITARSE SE TRANSFORMAN EN UN NÚMERO IGUAL DE MOLES DE PNBA, POR LO TANTO:

$$95.2 \text{ MOLES PNBA/DÍA} \times 0.1671 \text{ KG/MOL} \times 1 \text{ LT/1.55 KG} = \\ 10.26 \text{ LT PNBA/DÍA.}$$

$$(\rho_{\text{PNBA}} = 1.55 \text{ KG/LT}).$$

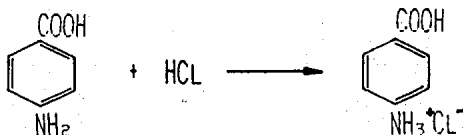
TAMBIÉN SE TIENEN 7.62 MOLES PNBA/DÍA QUE NO REACCIONAN Y QUE OCUPAN UN VOLUMEN DE 0.82 LT.

EL VOLUMEN TOTAL DE ESTE TANQUE SE DETERMINA DE LA SIGUIENTE FORMA:

$$10.26 \text{ LT PNBA (PROD.)} + 0.82 \text{ LT PNBA (NO REACC.)} = \\ 11.08 \text{ LT Ó 2.93 GAL.}$$

TANQUE AGITADO CON MALLA PARA NEUTRALIZACIÓN.

UNA VEZ SOLUBILIZADO EL PABA MEDIANTE LA ADICIÓN DE HCL, TODO EL LÍQUIDO ES VERTIDO A ESTE TANQUE. MIENTRAS QUE EL SÓLIDO (PNBA) QUE NO REACCIONÓ QUEDA RETENIDO EN EL TANQUE UTILIZADO PARA SOLUBILIZAR EL PABA.
LA REACCIÓN DE SOLUBILIZACIÓN ES LA SIGUIENTE:



Y LA DE NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN:



POR LO TANTO, EN ESTE CÁLCULO INTERVENDRÁN EL VOLUMEN OCUPADO POR EL PABA, LA CANTIDAD DE HCL UTILIZADA EN LA DISOLUCIÓN Y EL VOLUMEN DE NaOH AL 40 % QUE SE UTILIZA PARA LA PRECIPITACIÓN.

LAS 87.59 MOLES DE PABA/DÍA OCUPAN UN VOLUMEN DE 8.73 LT.

SE UTILIZARON PARA LA DISOCIACIÓN 1.25 MOLES DE HCL (30 %) POR MOL DE PABA, LAS CUALES OCUPAN UN VOLUMEN DE 11.947 LT.

ES CONVENIENTE EN ESTE MOMENTO HACER LA SIGUIENTE ACLARACIÓN: COMO NO EXISTEN EN LA LITERATURA DATOS DE GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CLORHIDRATO DEL PABA, SE USAN LOS VOLUMENES OCUPADOS POR EL PABA COMO TAL Y POR EL HCL AL 30 %. USANDO ESTOS VOLUMENES EN EL CÁLCULO, NO HAY ERROR APRECIABLE, YA QUE TODO EL PABA SE SOLUBILIZA. EL EXCESO DE HCL AL 30 % FORMA PARTE DE LA SOLUCIÓN DÁNDOLE A ESTA UN CARÁCTER ÁCIDO.

EN ESTE TANQUE SE REQUERIRÁ DE UN MEDIDOR DE PH MUY PRECISO, YA QUE LA FALTA DE SOSA OCASIONARÍA QUE SE PERDIERA PABA EN FORMA DE CLORHIDRATO, Y UN EXCESO DE ESTA PRODUCIRÍA LA SOLUBILIZACIÓN DEL PABA FORMÁNDOSE, ENTONCES, SU SAL DE SODIO (PABNA).

DEBIDO A LO ANTERIOR, PARA ESTE CASO SE CONSIDERARÁ EL USO DE LA CANTIDAD ESTEQUIOMÉTRICA DE SOSA QUE LA REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN REQUIERE, TANTO PARA NEUTRALIZAR LAS 0.25 MOL DE HCL AL 30 % POR MOL DE PABA, COMO LA QUE SE UTILIZA PARA EFECTUAR LA PRECIPITACIÓN.

DEL CÁLCULO DEL TANQUE AGITADO, SE SABE QUE SE USAN 11.947 LT DE HCL EN SOLUCIÓN AL 30 % DE ACUERDO A ESTO:

$$0.25 \text{ MOL HCL/MOL PABA} * 87.59 \text{ MOLES PABA/DÍA} = \\ 21.89 \text{ MOLES HCL/DÍA (NO REACCIONARON)}$$

$$21.89 \text{ MOLES HCL/DÍA} * 1 \text{ MOL NAOH/MOL HCL} = \\ 21.89 \text{ MOLES NAOH/DÍA (NEUTRALIZACIÓN)}$$

$$87.59 \text{ MOLES PABA/DÍA} * 1 \text{ MOL NAOH/MOL PABA} = \\ 87.59 \text{ MOLES NAOH/DÍA (PRECIPITACIÓN)}$$

POR LO TANTO, SE USAN EN TOTAL 109.48 MOLES NAOH/DÍA.

$$109.48 \text{ MOLES NAOH/DÍA} * 0.040 \text{ KG/MOL} = \\ 4.379 \text{ KG NAOH/DÍA.}$$

COMO LA SOSA SE ENCUENTRA EN SOLUCIÓN AL 40 %:

$$4.379 \text{ KG NAOH/DÍA} * 0.6 \text{ KG H}_2\text{O}/0.4 \text{ KG NAOH} = \\ 6.568 \text{ KG H}_2\text{O/DÍA EN LA SOLUCIÓN.}$$

LA MASA TOTAL DE LA SOLUCIÓN ES DE 10.947 KG.
LA SOLUCIÓN DE SOSA AL 40 % TIENE UNA DENSIDAD DE 1.43 KG/LT. DE ACUERDO CON ESTO:

$$10.947 \text{ KG NAOH} * 1 \text{ LT}/1.43 \text{ KG} = 7.65 \text{ LT/DÍA.}$$

EL VOLUMEN DEL TANQUE QUEDA DETERMINADO ASÍ:

$$8.73 \text{ LT PABA} + 11.497 \text{ LT HCL (30 \%)} + 7.65 \text{ LT NAOH} = \\ 28.327 \text{ LT Ó 7.49 GAL.}$$

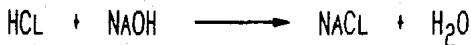
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE NAOH.

UNA VEZ CALCULADO EL VOLUMEN DE SOSA AL 40 % QUE SE UTILIZA EN LA NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN, SE ENCUENTRA QUE LA CAPACIDAD DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOSA ES DE 7.65 LT/DÍA.

$$7.65 \text{ LT/DÍA Ó 2.02 GAL.}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOLUCIÓN DE NaCl.

EL CLORURO DE SODIO ALMACENADO EN ESTE TANQUE ES EL FORMADO EN LA REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN. SE SABE QUE PERMANECEN 0.25 MOLES DE HCL AL 30 % POR MOL DE PABA SIN REACCIONAR, POR LO TANTO, SÓLO 0.25 MOLES DE NaOH POR MOL DE PABA REACCIONARÁN CON EL HCL REMANENTE PARA PRODUCIR 0.25 MOLES DE NaCl POR MOL DE PABA Y LA MISMA CANTIDAD DE MOLES DE H₂O. LA REACCIÓN ES LA SIGUIENTE:



$$0.25 \text{ MOLES NaCl/MOL PABA} \quad * \quad 87.59 \text{ MOLES PABA/DÍA} \quad =$$

$$21.89 \text{ MOLES NaCl/DÍA, Y}$$

$$21.89 \text{ MOLES H}_2\text{O/DÍA.}$$

$$21.89 \text{ MOLES NaCl/DÍA} \quad * \quad 0.0585 \text{ KG/MOL} \quad * \quad 1 \text{ LT/2.163 KG} \quad =$$

$$0.592 \text{ LT NaCl/DÍA.}$$

$$(\rho_{\text{NaCl}} = 2.163 \text{ KG/LT, Y P.M. NaCl} = 0.0585 \text{ KG/MOL}).$$

$$21.89 \text{ MOLES H}_2\text{O/DÍA} \quad * \quad 0.018 \text{ KG/MOL} \quad * \quad 1 \text{ LT/KG} \quad =$$

$$0.394 \text{ LT H}_2\text{O/DÍA.}$$

ADEMÁS DEL VOLUMEN DE H₂O ANTERIOR, SE DEBE CONSIDERAR EL VOLUMEN DE AGUA CONTENIDO EN AMBAS SOLUCIONES Y QUE ES EL SIGUIENTE:

$$21.89 \text{ MOL HCL/DÍA} \quad * \quad 0.0365 \text{ KG/MOL} \quad = \quad 0.799 \text{ KG HCL}$$

$$0.799 \text{ KG HCL/DÍA} \quad * \quad 0.7 \text{ KG H}_2\text{O}/0.3 \text{ KG HCL} \quad =$$

$$1.864 \text{ KG H}_2\text{O} \quad = \quad 1.864 \text{ LT H}_2\text{O.}$$

$$21.89 \text{ MOL NaOH/DÍA} \quad * \quad 0.04 \text{ KG/MOL} \quad = \quad 0.875 \text{ KG NaOH}$$

$$0.875 \text{ KG NaOH/DÍA} \quad * \quad 0.6 \text{ KG H}_2\text{O}/0.4 \text{ KG NaOH} \quad =$$

$$1.312 \text{ KG H}_2\text{O} = 1.312 \text{ LT H}_2\text{O}.$$

DE LO ANTERIOR SE TIENE QUE EL VOLUMEN DE AGUA INTRODUCIDO COMO PARTE DE AMBAS SOLUCIONES ES DE 3.176 LT.

EL VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE QUEDA DEFINIDO COMO SIGUE:

$$0.394 \text{ LT H}_2\text{O (PRODUC.)} + 0.592 \text{ LT NaCl} + 3.176 \text{ LT H}_2\text{O} = \\ 4.162 \text{ LT } \dot{\text{O}} \text{ 1.101 GAL.}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HCL.

LA CAPACIDAD DE ESTE TANQUE SE DEFINE DE LA SIGUIENTE MANERA:

SE EMPLEA HCL AL 30 % EN PESO EN EL REACTOR PARA LLEVAR A CABO LA REDUCCIÓN. TAMBIÉN SE USA HCL EN EL TANQUE AGITADO PARA EFECTUAR LA PRECIPITACIÓN DEL PNBA, Y ADEMÁS, SE UTILIZA EN LA SOLUBILIZACIÓN DEL PABA. POR LO ANTERIOR, EL VOLUMEN MÍNIMO DE ESTE TANQUE ES:

$$72.73 \text{ LT (REDUCC.)} + 25.972 \text{ LT (PP PNBA)} + 11.947 \text{ LT (SOLUB.)} = \\ 110.649 \text{ LT } \dot{\text{O}} \text{ 29.27 GAL.}$$

TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE ZN Y KMNO₄.

LOS DOS TANQUES PRESENTAN VARIAS CARACTERÍSTICAS COMUNES:

- A) EN AMBOS CASOS SE MANEJAN SÓLIDOS.
- B) LO ANTERIOR HACE QUE EN LOS DOS CASOS SE UTILICE EL FONDO CÓNICO.
- C) PARA CONTROLAR Y REGULAR LA ADICIÓN DE LOS SÓLIDOS MENCIONADOS EN LAS RESPECTIVAS REACCIONES, SE UTILIZARÁ UNA BALANZA AUTOMÁTICA QUE REGULA EL MOMENTO Y LA CANTIDAD DE ÉSTOS QUE SE AÑADE.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE KMNO₄.

EL VOLUMEN DE ESTE TANQUE CORRESPONDE A 13.1 LT, Y ES EL CALCULADO CUANDO SE CUANTIFICÓ LA ADICIÓN DE PERMANGANATO PARA EFECTUAR LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN DEL PNT.

VOLUMEN DEL TANQUE:

$$13.1 \text{ LT } \dot{\text{O}} \text{ 3.45 GAL.}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ZN.

LA MÍNIMA CAPACIDAD CON QUE DEBE CONTAR ESTE TANQUE ES DE 2.958 LT, QUE ES LA CANTIDAD DE ZINC QUE SE USA EN CADA CARGA DEL REACTOR REDUCTOR DE PNBA Y QUE ASEGURA UN BUEN RENDIMIENTO.

VOLUMEN DEL TANQUE:

2.958 LT Ó 0.782 GAL.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H₂O.

DE ESTE TANQUE SE TOMARÁ EL AGUA QUE SE ADICIONA AL REACTOR EN LA OXIDACIÓN, PARA LLEVAR A CABO LA DISOCIACIÓN DEL KMNO₄. OTRO DE LOS USOS DEL AGUA DE ESTE TANQUE SERÁ LA DE EMPLEARLA EN EL REACTOR DURANTE LA REDUCCIÓN, PARA FACILITAR SU CONTROL. TAMBIÉN SE USA AGUA (A RAZÓN DE 4 MOLES POR MOL DE MNO₂) PARA LAVAR A ESTE ÚLTIMO. Y FINALMENTE, SE EMPLEAN UNOS 30 LT/HR PARA CONDENSAR EL CCL₄, EN UN PERÍODO DE OPERACIÓN DE UNA HORA DIARIA. ESTE VOLUMEN DE AGUA ES RECIRCULADO.

DE ACUERDO CON LO ANTERIOR, LA CAPACIDAD DE ESTE TANQUE ES : SON UTILIZADOS 5 MOLES H₂O/MOL PNT EN LA OXIDACIÓN DE ESTE, LO QUE NOS DA UN TOTAL DE 560 MOLES DE AGUA AL DÍA, QUE OCUPAN UN VOLUMEN DE 10.1 LT.

SE USAN EN LA REDUCCIÓN 50 MOLES H₂O/MOL PNBA INTRODUCIDO AL REACTOR PARA REALIZAR SU REDUCCIÓN. DADO QUE SE INTRODUCEN 95.2 MOLES DE PNBA AL DÍA, TENEMOS QUE SE USAN 4 760.5 MOLES DE AGUA DIARIOS DEBIDO A ESTE CONCEPTO. DICHAS MOLES OCUPAN 85.69 LT.

POR CONCEPTO DE LAVADO DE LAS 224 MOLES DE MNO₂ QUE SE PRODUCEN DIARIAMENTE, SE EMPLEAN LAS SIGUIENTES MOLES:

$$4 \text{ MOLES H}_2\text{O/MOL MNO}_2 * 224 \text{ MOLES MNO}_2/\text{DÍA} =$$

$$896 \text{ MOLES H}_2\text{O/DÍA.}$$

$$896 \text{ MOLES H}_2\text{O/DÍA} * 0.018 \text{ KG/MOL} * 1 \text{ LT/KG} =$$

$$16.128 \text{ LT H}_2\text{O/DÍA.}$$

LA MÍNIMA CAPACIDAD DE DICHO TANQUE ES:

$$10.1 \text{ LT (OXIDAC.)} + 85.69 \text{ LT (REDUCC.)} + 16.128 \text{ LT (LAVADO)} +$$

$$30.0 \text{ LT (CONDENSAC.)} = 142.98 \text{ LT H}_2\text{O/DÍA.}$$

$$142.98 \text{ LT Ó 29.66 GAL.}$$

TANQUE DECANTADOR.

PARA PURIFICAR EL MnO_2 Y RECUPERAR EL PNT QUE NO REACCIONA FUE SELECCIONADO COMO SOLVENTE EL CCL_4 YA QUE PRESENTA LAS SIGUIENTES VENTAJAS:

A) A LA TEMPERATURA DE $15^\circ C$, SOLUBILIZA EL 29.89 % EN PESO DE PNT.

B) ES UN SOLVENTE QUE AL EVAPORARSE NO PRESENTA RIESGOS DE EXPLOSIÓN.

C) LA PRINCIPAL VENTAJA ES QUE ES INMISCIBLE EN H_2O , LO CUAL HACE QUE EL AGUA DE LAVADO Y EL SOLVENTE NO SE MEZCLEN. ESTO EVITA EL USO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN PARA SEPARAR EL AGUA DEL SOLVENTE Y POR CONSIGUIENTE, NOS AHORRA UN GASTO ADICIONAL DE EQUIPO.

CÁLCULO DE LA CANTIDAD NECESARIA DE SOLVENTE :

HAY 16.88 MOLES PNT/DÍA QUE NO REACCIONAN, POR LO

TANTO:

$16.88 \text{ MOLES PNT/DÍA} \times 0.137 \text{ KG/MOL} = 2.312 \text{ KG PNT/DÍA}$,
LOS CUALES NO REACCIONAN.

DADO QUE EL 29.89 % EN PESO DE PNT SE SOLUBILIZA EN CCL_4 , EL 70.11 % EN PESO RESTANTE CORRESPONDERÁ AL SOLVENTE EN SI.

POR LO TANTO:

$2.312 \text{ KG PNT/DÍA} \times 0.7011 \text{ KG } CCL_4 / 0.2989 \text{ KG PNT} =$

$5.4243 \text{ KG } CCL_4 / \text{DÍA}$.

ESA ES LA MÍNIMA CANTIDAD DE CCL_4 NECESARIA PARA SOLUBILIZAR EL PNT QUE NO REACCIONÓ. PARA ASEGURAR LA TOTAL DISOLUCIÓN, SE CONSIDERA UNA ADICIÓN EN EXCESO DEL 30 %, LO CUAL REPRESENTA 1.3 VECES LA MASA ANTERIOR:

$5.4243 \text{ KG } CCL_4 / \text{DÍA} \times 1.3 = 7.0515 \text{ KG } CCL_4 / \text{DÍA}$

LA CAPACIDAD MÍNIMA PARA ESTE TANQUE QUEDA DETERMINADA POR LAS 4 MOLES DE H_2O /KG MnO_2 (USADAS PARA EL LAVADO), POR LA CANTIDAD DE SOLVENTE AGREGADO PARA SOLUBILIZAR EL PNT QUE NO REACCIONÓ, ASÍ COMO POR EL VOLUMEN QUE OCUPA EL MISMO.

UTILIZANDO LA DENSIDAD DEL CCL_4 (1.595 KG/LT), SE CALCULA EL VOLUMEN OCUPADO POR EL SOLVENTE:

$7.0515 \text{ KG } CCL_4 \times 1 \text{ LT} / 1.595 \text{ KG } CCL_4 = 4.421 \text{ LT}$

Y EL VOLUMEN DEL TANQUE ES:

$16.28 \text{ LT } (H_2O) + 4.421 \text{ LT } (CCL_4) + 2.03 \text{ LT } (PNT) =$

$22.579 \text{ LT } \text{ ó } 5.973 \text{ GAL.}$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CCL_4

DE ESTE TANQUE SALDRÁ EL SOLVENTE HACIA EL FILTRO PARA LLEVAR A CABO LA SOLUBILIZACIÓN DEL PNT Y AYUDAR A LA PURIFICACIÓN DEL MnO_2 . EN ESTE TANQUE TAMBIÉN SERÁ ALMACENADO EL CCL_4 CONDENSADO A LA SALIDA DEL EVAPORADOR Y QUE CORRESPONDE AL 65 % DEL INICIALMENTE UTILIZADO. DE ACUERDO A LO ANTERIOR QUEDA DETERMINADO EL MÍNIMO VOLUMEN:

$$(1 \text{ LT}/1.595 \text{ KG}) \times [5.4243 \text{ KG } CCL_4 + 0.65 (5.4243 \text{ KG } CCL_4)] = 5.613 \text{ T Ó } 1.48 \text{ GAL.}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PNT

ESTE TANQUE QUEDA DETERMINADO DE ACUERDO A LA CANTIDAD DE PNT QUE SE EMPLEA DIARIAMENTE Y POR LA CANTIDAD DE PNT QUE SE RECUPERA MEDIANTE EL USO DEL CCL_4 . EL VOLUMEN TOTAL SERÁ:

SE INTRODUCEN AL REACTOR:

$$112 \text{ MOLES PNT/DÍA} \times 0.137 \text{ KG/MOL} \times 1 \text{ LT}/1.139 \text{ KG} = 13.47 \text{ LT PNT}$$

$$(\rho_{\text{PNT}} = 1.139 \text{ KG/LT})$$

Y SE RECUPERAN:

$$1.5035 \text{ KG PNT/DÍA} \times 1 \text{ LT}/1.139 \text{ KG} = 1.32 \text{ LT PNT}$$

EL VOLUMEN TOTAL QUEDA COMO SIGUE:

$$13.47 \text{ LT PNT (REACTOR)} + 1.32 \text{ (RECUP.)} = 14.79 \text{ LT} = 3.91 \text{ GAL.}$$

TANQUE DE RECUPERACIÓN DEL PNT

PARA RECUPERAR LOS CRISTALES DE PNT OBTENIDOS EN LA EVAPORACIÓN, SE ENFRIARÁ LA SOLUCIÓN SOBRESATURADA HASTA LLEGAR A 15 °C. AHÍ TENDREMOS UNA SOLUCIÓN EN CCL_4 AL 29.89 % EN PESO Y LO DEMÁS DEL PNT QUEDARÁ EN FORMA DE CRISTALES QUE SE SEPARARÁN POR MEDIO DE LA MALLA DEL TANQUE. ESTE DEPÓSITO DE SOLUCIÓN SOBRESATURADA SERÁ UN TANQUE EN EL QUE SE ENFRIARÁ EL LÍQUIDO HASTA LLEGAR A LA TEMPERATURA MENCIONADA. LA SOLUCIÓN SE ALMACENARÁ Y SE VOLVERÁ A EVAPORAR UNA VEZ QUE HALLAMOS REUNIDO EL VOLUMEN SUFICIENTE COMO PARA INTRODUCIRLO EN EL EVAPORADOR, LO CUAL SE HARÁ APROXIMADAMENTE CADA TRES DÍAS.

EL VOLUMEN DE ESTE TANQUE SERÁ:
TENEMOS 2.3126 KG PNT/DÍA, LOS CUALES OCUPAN UN VOLUMEN DE 2.03

LT Y 1.899 KG DE CCL_4 , QUE OCUPAN UN VOLUMEN DE 1.19 LT. POR LO QUE EL VOLUMEN TOTAL SERÁ DE:

$$(1.19 + 2.03) \text{ LT} = 3.22 \text{ LT} = 0.85 \text{ GAL}$$

CANTIDAD DE PNT QUE SE RECUPERA:

A 15 °C, LA CONCENTRACIÓN DE LA SOLUCIÓN ES DE 29.89 % EN PESO, POR LO QUE EL RESTO ES DE CCL_4 . ASÍ ES QUE, TENIENDO 1.898 KG DE TETRACLORURO:

$$1.898 \text{ ————— } 70.11 \%$$

$$x \text{ ————— } 29.89 \% \quad ; \quad x = 0.809 \text{ KG PNT}$$

COMO INICIALMENTE HAY 2.313 KG DE ESTA SUSTANCIA Y SE RECIRCULAN 0.809 KG, LA CANTIDAD DE PNT QUE SE RECUPERA ES LA DIFERENCIA DE AMBAS CIFRAS:

$$(2.313 - 0.809) \text{ KG} = 1.504 \text{ KG PNT RECUPERADOS}$$

ESTE TANQUE DE ALMACENAMIENTO NO REQUERIRÁ DE UN SISTEMA DE ENFRIAMIENTO, YA QUE SE DEJA A LA SOLUCIÓN ENFRIAR A LA ATMÓSFERA HASTA LA TEMPERATURA DESEADA.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO PARA LA SOLUCIÓN SATURADA DE PNT EN CCL_4

EN ESTE TANQUE SE VERTIRÁ LA SOLUCIÓN DE PNT EN TETRACLORURO QUE AÚN PERMANECE SIN CRISTALIZAR. EL MENCIONADO EQUIPO ALMACENARÁ LA SOLUCIÓN DURANTE TRES DÍAS PARA LUEGO SER TRATADA NUEVAMENTE EN EL EVAPORADOR. DEBIDO AL PEQUEÑO VOLUMEN DEL MISMO, EL TANQUE SERÁ PORTÁTIL, PARA FACILITAR TAMBIÉN LA ALIMENTACIÓN EVENTUAL AL EVAPORADOR. VOLUMEN DEL TANQUE:

HAY 1.19 LT DE CCL_4 Y 0.809 KG DE PNT, MISMOS QUE OCUPAN 0.71 LT, DEBIDO A SU DENSIDAD. SIENDO ASÍ, EL VOLUMEN DIARIO QUE MANEJARÁ EL TANQUE SERÁ DE 1.90 LT. PERO, COMO SE HA DICHO QUE EL EQUIPO SE USARÁ PARA ALMACENAR EL CONTENIDO DE SUSTANCIAS RECOGIDOS DURANTE TRES DÍAS, SU VOLUMEN FINAL SERÁ DE 5.7 LT = 1.508 GAL.

TABLA # 10

RESUMEN DEL DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES DEL PROCESO

CONO MARGEN DE SEGURIDAD PARA EL CÁLCULO DE CADA UNO DE LOS TANQUES, SE DARÁ (EN EL DIMENSIONAMIENTO DEFINITIVO) UN INCREMENTO DEL 30 % RESPECTO AL VOLUMEN TEÓRICO CALCULADO.

| CONCEPTO | A | B | C | D | E |
|---|-------|-----|------|------|----|
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LOS PRODUCTOS DE LA OXIDACIÓN DEL PNT. VERTICAL, A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y DE TAPAS PLANAS. | 172 | 225 | 0.6 | 0.8 | AC |
| TANQUE AGITADO PARA LA PRECIPITACIÓN DE PNBA. ATMOSFÉRICO, CON FONDO CÓNICO Y MALLA DE FILTRACIÓN. (*) | 50.7 | 65 | 0.35 | 0.7 | P |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCIÓN DE KCL. VERTICAL, A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y CON FONDO PLANO. | 23.8 | 30 | 0.30 | 0.45 | P |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE $ZnCl_2$. HORIZONTAL, ATMOSFÉRICO Y CON FONDO PLANO. | 161.2 | 210 | 0.70 | 0.55 | P |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PNBA. CERRADO CON TAPAS PLANAS, VERTICAL Y A PRESIÓN ATMOSFÉRICA. | 11.08 | 15 | 0.25 | 0.30 | AC |

| | | | | | |
|---|-------|-----|------|------|----|
| TANQUE AGITADO PARA LA NEUTRALIZACIÓN Y LA PRECIPITACIÓN DEL PABA. ABIERTO, CON MALLA FILTRANTE Y FONDO CÓNICO, VERTICAL. | 28.33 | 35 | 0.30 | 0.50 | AI |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOSA. VERTICAL, ABIERTO, DE FONDO CÓNICO. | 7.65 | 10 | 0.2 | 0.35 | P |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCIÓN DE NA ₂ CO ₃ . VERTICAL, ABIERTO, CON FONDO CÓNICO. | 4.16 | 6 | 0.15 | 0.35 | P |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ZN. ABIERTO, CON FONDO CÓNICO, VERTICAL. | 2.96 | 5 | 0.15 | 0.30 | AC |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA. HORIZONTAL, CERRADO CON TAPAS PLANAS, A PRESIÓN ATMOSFÉRICA. | 143 | 185 | 0.50 | 0.95 | AC |
| TANQUE DECANTADOR. ABIERTO, VERTICAL, CON FONDO CÓNICO, VALVULA DE CONTROL Y MIRILLA. | 22.58 | 30 | 0.30 | 0.45 | AC |
| TANQUE DE RECUPERACIÓN DE PNT. CERRADO CON TAPAS PLANAS, MALLA DE FILTRACIÓN, A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y HORIZONTAL. | 3.22 | 5 | 0.15 | 0.30 | AC |

| | | | | | |
|--|------|----|------|------|----|
| TANQUE DE AL- MACENAMIENTO DE LA SOLUCIÓN SATURADA DE PNT EN CCL ₄ . VERTICAL, CERRADO CON TAPAS PLANAS, A PRESIÓN ATMOS- FÉRICA Y CON BO- QUILLA PARA LA ALI- MENTACIÓN AL EVA- PORADOR. | 5.7 | 10 | 0.20 | 0.35 | AC |
| TANQUE DE AL- MACENAMIENTO DE CCL ₄ . CERRADO, VERTICAL, A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y CON TAPAS PLANAS. | 5.61 | 10 | 0.20 | 0.35 | AC |
| TANQUE DE AL- MACENAMIENTO DE PNT. ABIERTO, VERTICAL Y CON FONDO CÓNICO. | 14.8 | 20 | 0.25 | 0.45 | AC |
| TANQUE DE AL- MACENAMIENTO DE KMNO ₄ . ABIERTO, VERTICAL Y CON FONDO CÓNICO. | 13.1 | 20 | 0.25 | 0.45 | H |

CLAVE:

1. COLUMNAS

- A = VOLUMEN TEÓRICO CALCULADO (LT).
 B = VOLUMEN REAL DEL EQUIPO (LT).
 C = DIÁMETRO (MT).
 D = ALTURA (MT).
 E = MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN.

2. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

- AC = ACERO AL CARBÓN.
 AI = ACERO INOXIDABLE.
 P = PVC.
 H = HIERRO FORJADO.

LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN FUERON SELECCIONADOS A PARTIR DE LAS TABLAS DE CORROSIÓN QUE APARECEN EN EL PERRY (CAPÍTULO 23), DE ACUERDO A LAS SUSTANCIAS CONTENIDAS EN CADA EQUIPO.

(*) : SE USARÁ ESTE MISMO TANQUE PARA EL CASO DE LA DISOLUCIÓN DEL PABA, SOLAMENTE QUE TRABAJARA A LA MITAD DE SU CAPACIDAD.

E. FILTROS.

PARA SELECCIONAR LOS FILTROS QUE SE EMPLEARÁN, SE UTILIZARÁ LA METODOLOGÍA DE CÁLCULO PLANTEADA POR EL FABRICANTE DE LOS MISMOS, T. SHRIVER & COMPANY INC, SIENDO UNA FORMA PRÁCTICA, RÁPIDA Y CONFIABLE.

SE REALIZARÁN SIMULTÁNEAMENTE LOS CÁLCULOS PARA LAS TRES OPERACIONES DE FILTRADO DEL PROCESO:

A) FILTRACIÓN DE LA MEZCLA DE REACCIÓN DESPUÉS DE LLEVARSE A CABO LA OXIDACIÓN.

B) FILTRACIÓN DE LOS PRODUCTOS DE LA REACCIÓN DE REDUCCIÓN.

C) FILTRACIÓN A LA SALIDA DEL TANQUE NEUTRALIZADOR CON NaOH HACIA LA LÍNEA DE PRODUCTO TERMINADO.

1.- DENSIDAD PROMEDIO DE LA MEZCLA REACCIONANTE.

A) OXIDACIÓN.

EN EL REACTOR SE TIENEN 224 MOLES DE MnO_2 , 95.2 MOLES DE PNBK, 95.2 MOLES DE KOH, 543 MOLES DE H_2O Y 16.88 MOLES DE PNT QUE NO REACCIONARON. SE OBTIENE LA FRACCIÓN MOL DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA DE REACCIÓN DIVIDIENDO EL NÚMERO DE MOLES DE CADA UNO, ENTRE LAS MOLES TOTALES DE LA MEZCLA Y TENEMOS:

| COMPONENTE | FRACCIÓN MOL | DENSIDAD (KG/LT) |
|------------|--------------|------------------|
| MnO_2 | 0.229 | 5.026 |
| PNBK | 0.098 | 1.550 |
| PNT | 0.020 | 1.139 |
| KOH | 0.098 | 2.044 |
| H_2O | 0.557 | 1.000 |

PARA OBTENER LA DENSIDAD PROMEDIO DE LA MEZCLA REACCIONANTE, SE EFECTÚA LA SUMATORIA DE LA MULTIPLICACIÓN DE LA DENSIDAD DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES POR SU FRACCIÓN MOL:

$$\rho_{\text{PROM}} = 5.026(0.229) + 1.55(0.098) + 1.139(0.02) + 2.044(0.098) + 1.0(0.557) = 2.083 \text{ KG/LT}$$

B) REDUCCIÓN.

DE ESTA REACCIÓN SE OBTIENEN 87.59 MOLES DE PABA, 333.24 MOLES DE $ZnCl_2$, 7.62 MOLES DE PNBA QUE NO REACCIONAN Y 8 088.89 MOLES DE H_2O . REALIZANDO LOS MISMOS CÁLCULOS ANTERIORES SE OBTIENE LA FRACCIÓN MOL CORRESPONDIENTE A CADA CASO:

| COMPONENTE | FRACCIÓN MOL | DENSIDAD(KG/LT) |
|-------------------|--------------|-----------------|
| PABA | 0.011 | 1.374 |
| ZNCL ₂ | 0.039 | 2.910 |
| PNBA | 0.0009 | 1.550 |
| H ₂ O | 0.949 | 1.000 |

DENSIDAD PROMEDIO DE LA MEZCLA REACCIONANTE:

$$\rho_{\text{PROM}} = 1.374(0.011) + 2.91(0.039) + 1.55(0.0009) + 1.0(0.949) = 1.079 \text{ KG/LT}$$

C) SALIDA DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN.
DE ESTE TANQUE SALEN 87.59 MOLES DE PABA Y 4.162 LITROS DE SOLUCIÓN DE NACL AL 26 % EN PESO. EN DICHA SOLUCIÓN SE TIENEN 21.89 MOLES DE NACL Y 198.33 MOLES DE H₂O. APLICANDO EL PROCEDIMIENTO ANTERIOR:

| COMPONENTE | FRACCIÓN MOL | DENSIDAD(KG/LT) |
|------------------|--------------|-----------------|
| PABA | 0.285 | 1.374 |
| NACL | 0.071 | --- |
| H ₂ O | 0.644 | --- |

LA DENSIDAD DE LA SOLUCIÓN DE NACL AL 26 % ES DE 1.166 KG/LT.

DENSIDAD PROMEDIO DE LA MEZCLA:

$$\rho_{\text{PROM}} = 1.166(0.644 + 0.071) + 1.374(0.285) = 1.2253 \text{ KG/LT}$$

2.- CÁLCULO DE LA MASA TOTAL DE CADA USO.
LA MASA TOTAL CORRESPONDERÁ A LA SUMA DE TODAS LAS MASAS DE LOS COMPUESTOS INVOLUCRADOS EN CADA CASO.

A) OXIDACIÓN.

$$\begin{aligned} M_{\text{TOT}} &= 19.45 \text{ KG MNO}_2 + 15.9 \text{ KG PNBK} + 5.37 \text{ KG KOH} + \\ &2.31 \text{ KG PNT} + 9.776 \text{ KG H}_2\text{O} = 52.806 \text{ KG} \end{aligned}$$

B) REDUCCIÓN.

$$M_{TOT} = 11.99 \text{ KG PABA} + 1.27 \text{ KG PNBA} + 45.4 \text{ KG ZNCL}_2 + 145.6 \text{ KG H}_2\text{O} = 204.3 \text{ KG}$$

C) SALIDA DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN.

$$M_{TOT} = 11.99 \text{ KG PABA} + 4.85 \text{ KG NaCl (25 \%)} = 16.84 \text{ KG}$$

3.- CÁLCULO DEL VOLUMEN DE LA TORTA DE CADA FILTRO.
ESTE VOLUMEN RESULTA DE DIVIDIR LA MASA TOTAL EN CADA USO ENTRE LA DENSIDAD PROMEDIO.

A) OXIDACIÓN.

$$V_{TOT} = 52.806 \text{ KG}/(2.083 \text{ KG/LT}) * 0.03533 \text{ FT}^3/\text{LT} = 0.896 \text{ FT}^3$$

B) REDUCCIÓN.

$$V_{TOT} = 204.3 \text{ KG}/(1.079 \text{ KG/LT}) * 0.03533 \text{ FT}^3/\text{LT} = 7.79 \text{ FT}^3$$

C) SALIDA DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN.

$$V_{TOT} = 16.84 \text{ KG}/(1.2253 \text{ KG/LT}) * 0.03533 \text{ FT}^3/\text{LT} = 0.485 \text{ FT}^3$$

4.- CÁLCULO DEL ÁREA DEL FILTRO.

PARA REALIZAR ESTE CÁLCULO, SE EMPLEA EL NOMOGRAMA DE T. SHRIVER & CO, INC. PARA EL USO DE ESTE NOMOGRAMA ES NECESARIO TENER EL ESPESOR DE LOS MARCOS DEL FILTRO, EL CUAL SE FIJA EN 1.5", POR SER EL RECOMENDADO POR LA COMPAÑIA PARA ESTAS APLICACIONES.

UNIENDO EN EL NOMOGRAMA EL PUNTO DEL VOLUMEN DE LA TORTA CON EL ANCHO DEL MARCO, SE OBTIENE EL ÁREA DE FILTRADO. A CONTINUACIÓN SE PRESENTA EL ÁREA DE FILTRADO PARA CADA UNO DE LOS 3 CASOS:

| | |
|-------------------|---|
| A) OXIDACIÓN | 15 FT ² |
| B) REDUCCIÓN | 140 FT ² |
| C) NEUTRALIZACIÓN | 15 FT ² (TOMÁNDOSE FILTRADO PARA 2 DÍAS Y TENER 1 FT ³). |

5.- MEDIDA DEL MARCO DEL FILTRO.
 TOMANDO EN CONSIDERACION LAS RECOMENDACIONES ACERCA DE LAS
 MEDIDAS DE LOS FILTROS, DADAS POR EL FABRICANTE, SE SELECCIONAN
 LOS SIGUIENTES TAMAÑOS:

- | | |
|-------------------|---------------------|
| A) OXIDACIÓN | 12", MARCO DE METAL |
| B) REDUCCIÓN | 24", MARCO DE METAL |
| C) NEUTRALIZACIÓN | 12", MARCO DE METAL |

6.- NÚMERO DE CÁMARAS DE FILTRACIÓN.
 PARA ESTE CÁLCULO SE TRAZA UNA LÍNEA DESDE EL ÁREA DEL
 FILTRO QUE PASE POR EL TAMAÑO DEL MARCO ANTES CALCULADO Y SE
 LEE EL NÚMERO DE CÁMARAS DE FILTRACIÓN.

- | | |
|-------------------|------------|
| A) OXIDACIÓN | 9 CÁMARAS |
| B) REDUCCIÓN | 20 CÁMARAS |
| C) NEUTRALIZACIÓN | 9 CÁMARAS |

HACIENDO UN ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS ANTERIORES, SE
 OBSERVA QUE LOS FILTROS EMPLEADOS PARA LA OXIDACIÓN Y PARA LA
 NEUTRALIZACIÓN PRESENTAN IDENTICAS CARACTERÍSTICAS, LO CUAL
 PERMITE QUE EL PROBLEMA DE FILTRACIÓN SE REDUZCA A LA
 UTILIZACIÓN DE DOS FILTROS EXCLUSIVAMENTE Y NO A TRES COMO
 TENIAMOS PREVISTO. ÉSTOS FILTROS PRESENTARÁN LAS
 CARACTERÍSTICAS QUE A CONTINUACIÓN SE RESUMEN:

A) OXIDACIÓN - NEUTRALIZACIÓN:

VOLUMEN DE LA TORTA A FILTRARSE POR LOTE: HASTA 1 FT³.
 AREA DEL FILTRO: 15 FT².
 MEDIDA DEL MARCO: 12" CON MARCO DE METAL.
 CÁMARAS DE FILTRACIÓN: 9.

B) REDUCCIÓN.

VOLUMEN DE LA TORTA A FILTRARSE POR LOTE: 7.79 FT³.
 AREA DEL FILTRO: 140 FT².
 MEDIDA DEL MARCO: 24" CON MARCO DE METAL.
 CÁMARAS DE FILTRACIÓN: 20.

F. BOMBAS.

DEBIDO A QUE LA PRODUCCIÓN DIARIA ES PEQUEÑA Y A QUE EL PROCESO NO ES CONTINUO, SE PRESENTA LA POSIBILIDAD DE ELIMINAR LA MAYOR PARTE DEL EQUIPO DE BOMBEO, EL CUAL SE PUEDE HACER EN SU MAYOR PARTE EN FORMA MANUAL, COMO EN EL CASO DE LOS TANQUES AGITADOS EN LOS QUE SE UTILIZA UN SOLO AGITADOR PORTÁTIL Y SE EMPLEAN SOPORTES QUE PERMITEN GIRAR LOS RECIPIENTES PARA VACIAR EL PRECIPITADO FORMADO.

EN ESTE PROCESO, SE HARÁ USO DE DOS BOMBAS Y CORRESPONDEN AL SIGUIENTE MANEJO DE FLUIDOS:

1.- PARA EL BOMBEO DE H_2O DESDE EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA MISMA HACIA EL REACTOR, EL FILTRO Y EL CONDENSADOR, EL MAYOR GASTO MANEJADO POR ESTA BOMBA SERÁ EL ENVÍO DE H_2O HACIA EL REACTOR PARA QUE SE EFECTÚE LA REDUCCIÓN.

EN LA REDUCCIÓN, SE UTILIZAN 85.69 LITROS DE H_2O POR CARGA DEL REACTOR. PARA EFECTOS DE ESTE CÁLCULO, SE CONSIDERARÁ QUE LA ADICIÓN SE LLEVA A CABO EN 10 MINUTOS, POR LO QUE EL GASTO QUE MANEJA ESTA BOMBA SERÁ DE:

$$Q = 85.69 \text{ LT}/10 \text{ MIN} = 8.569 \text{ LT}/\text{MIN} \approx 9 \text{ LT} / \text{MIN}$$

2.- PARA LLEVAR LOS PRODUCTOS OBTENIDOS EN EL REACTOR HACIA EL FILTRO, ESTA BOMBA MANEJARÁ UNA MEZCLA DE LÍQUIDOS Y SÓLIDOS CON UN VOLUMEN MÍNIMO DE 28.55 LITROS PARA EL CASO DE LA OXIDACIÓN Y UN VOLUMEN MÁXIMO DE 170.757 LITROS EN LA REDUCCIÓN, UTILIZANDO EL MÁXIMO VOLUMEN, Y CONSIDERANDO QUE LA DESCARGA SE LLEVA A CABO EN 10 MINUTOS, OBTENEMOS EL GASTO MÁXIMO QUE MANEJARÁ ESTA BOMBA:

$$Q = 170.757 \text{ LT}/10 \text{ MIN} = 17.0757 \text{ LT}/\text{MIN} \approx 18 \text{ LT}/\text{MIN}$$

DE ACUERDO A LOS GASTOS ANTERIORMENTE CALCULADOS, SE SELECCIONAN AMBAS BOMBAS:

A) BOMBA PARA H_2O :

POTENCIA: $\frac{1}{2}$ DE HP.

GASTO: 800 LT/DÍA.

MATERIAL: ACERO AL CARBÓN.

B) BOMBA DE DESCARGA:

POTENCIA: $\frac{1}{2}$ DE HP.

GASTO: 1200 LT/DÍA.

MATERIAL: AC. INOXIDABLE.

G. AGITADOR.

PARA EFECTUAR LA AGITACIÓN TANTO EN LOS TANQUES AGITADOS, COMO EN EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN Y PRECIPITACIÓN DEL PABA,

SE EMPLEARÁ UN MEZCLADOR-AGITADOR PORTÁTIL DE LA MARCA PHILADELPHIA GEAR MEXICANA, S.A.

ESTE AGITADOR DEBERÁ SER CAPAZ DE MEZCLAR Y AGITAR EL MAYOR VOLUMEN DE LÍQUIDO MANEJADO EN DICHS TANQUES. ESTE VOLUMEN ES DE 13.418 GAL/DÍA.

PARA MANEJAR ESE VOLUMEN SE EMPLEARÁ UN AGITADOR CUYA MÁXIMA CAPACIDAD SEA DE 20 GAL.

EL AGITADOR PRESENTARÁ LAS SIGUIENTES CARACTERÍSTICAS:

- 1.- NO TENDRÁ CONTROL DE VELOCIDADES.
- 2.- POTENCIA: 4 DE HP.
- 3.- MOTOR DE 1750 RPM.
- 4.- PROPELA SENCILLA DE 3.5" DE DIÁMETRO.
- 5.- PORTÁTIL, CON TORNILLO PARA AJUSTARSE A AMBOS TANQUES.
- 6.- PESO MÁXIMO DE 62 LB Ó 28.18 KG.
- 7.- USO MÁXIMO DE 3.5 HRS/DÍA

H. CONSUMO DE VAPOR EN EL PROCESO.

| OPERACION | KCAL/HR |
|---|---------|
| SECADO DEL MNO_2 | 6 063 |
| SECADO DEL PABA | 3 495 |
| REACCIÓN DE OXIDACIÓN | 410 |
| REACCIÓN DE REDUCCIÓN | 645 |
| EVAPORACIÓN DE LA SOLUCIÓN (PNT/ CCL_4) | 250 |
| TOTAL: | 10 863 |

SE AUMENTA A ESE TOTAL UN 20 % COMO MARGEN DE SEGURIDAD. Y DE ACUERDO A ESE INCREMENTO SE TIENE QUE SE REQUERIRÁ UNA CALDERA DE 13 100 KCAL/HR.

$$13\ 100\ \text{KCAL/HR} \times 1\ \text{BTU/KCAL} \times 1\ 000\ \text{CAL/KCAL} =$$

= 51 984.13 BTU/HR ≈ 52 000 BTU/HR.

52 000 BTU/HR * 1 HP/ (2 545 BTU/HR) = 20.5 HP

≈ 21 HP.

PARA PRODUCIR ESTA CANTIDAD DE CALOR SE UTILIZARÁ UNA CALDERA DE TUBOS CORTOS VERTICALES DE 25 HP PROVISTA DE TANQUE DE CONDENSADOS Y BOMBA DE 1/2 HP CON UNA PRESIÓN DE DISEÑO DE 3 KG /CM² MARCA AGUO STEAM DE MÉXICO.

CAPITULO V

LOCALIZACION DE LA PLANTA E INVERSIONES NECESARIAS.

A. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA. CRITERIOS DE EVALUACIÓN.

ELEGIR EL SITIO DONDE DEBE INSTALARSE UNA PLANTA QUÍMICA TIENE SERIAS COMPLICACIONES. A MEDIDA QUE SE ANALIZA EL PROBLEMA A PROFUNDIDAD, SE VAN HALLANDO, CADA VEZ UNA MAYOR CANTIDAD DE FACTORES SUSCEPTIBLES DE ANÁLISIS. AFORTUNADAMENTE, EN ESTE CASO NO SE PRESENTAN MUCHAS DE LAS DIFICULTADES EXISTENTES CUANDO SE HACE EL ANÁLISIS PARA PLANTAS DE GRAN CAPACIDAD.

EL PROCESO PROPUESTO NO PRESENTA GRANDES PROBLEMAS DE CONTAMINACIÓN, NI ALTOS REQUERIMIENTOS, DE MANO DE OBRA POR NO EXISTIR MANEJO DE UNA GRAN PRODUCCIÓN. ASIMISMO, NO REQUIERE DE UN GRAN GASTO DE AGUA NI ENERGÍA ELÉCTRICA.

PARA UN CASO COMO ESTE, EL CRITERIO ADECUADO PARA LA ELECCIÓN DEL LUGAR PARA SITUAR NUESTRA PLANTA ES EL DE LOCALIZARLA CERCA DE LAS FUENTES QUE PROPORCIONAN LAS MATERIAS PRIMAS, O EN SU DEFECTO, CERCA DE LOS CONSUMIDORES POTENCIALES.

PARA ESTA CONSIDERACIÓN TAMPOCO EXISTEN DIFICULTADES, YA QUE LOS CONSUMIDORES ESTÁN DISEMINADOS DE UNA MANERA MÁS O MENOS EQUITATIVA EN LOS PRINCIPALES CENTROS INDUSTRIALES DEL PAÍS. AUNQUE EXISTE UN CONSUMO LIGERAMENTE MAYOR EN EL DISTRITO FEDERAL. EN LO QUE SE REFIERE A LAS MATERIAS PRIMAS, ÉSTAS SON DE FÁCIL ADQUISICIÓN, Y SIENDO QUE EXISTE UN BAJO CONSUMO DE NUESTRO PRODUCTO, NO HAY GRAN DIFICULTAD DE TRANSPORTAR EL VOLUMEN QUE NOSOTROS REQUERIMOS A TRAVÉS DE CARRETERAS O FERROCARRIL.

UNA VEZ ANALIZADOS LOS DIFERENTES FACTORES PROPUESTOS, SE TOMA LA DECISIÓN DE LOCALIZAR LA PLANTA EN LAS CERCANÍAS DE UN CENTRO URBANO O SEMIURBANO, TAL COMO EL DISTRITO FEDERAL U OTRA CIUDAD DE IMPORTANCIA EN EL PAÍS.

LAS CONSIDERACIONES MÁS IMPORTANTES SERÁN ENTONCES EL COSTO DEL TERRENO Y LOS SERVICIOS EN EL LUGAR. POR TAL MOTIVO, SE SELECCIONA UN PARQUE INDUSTRIAL EN LAS CERCANÍAS DEL DISTRITO FEDERAL, YA QUE ÉSTE ES EL PUNTO DEL PAÍS CON MAYOR CONSUMO Y CON LAS MEJORES VÍAS DE ACCESO.

A.1. CAPACIDAD DE LA PLANTA.

UNA VEZ RECADADOS LOS DATOS DEL CONSUMO DE PABA EN NUESTRO PAÍS, SE TOMÓ LA DECISIÓN DE DIMENSIONAR LA PLANTA PARA LA CAPACIDAD DE 3.5 TON/AÑO, AUNQUE ESTA CANTIDAD PARECIERA EXTREMADAMENTE BAJA.

SE TOMARON EN CUENTA LAS POSIBILIDADES DE UNA AMPLIACIÓN DEL CONSUMO A NIVEL NACIONAL Y LA DE EXPORTACIÓN. AUNQUE ES CLARO QUE POR ECONOMÍA DE ESCALAS, ES MÁS COSTOSO CONSTRUIR UNA PLANTA PEQUEÑA QUE UNA MAYOR, SERÍA UN GASTO INÚTIL EN MATERIA DE INVERSIÓN PERMANENTE CONSTRUIR UNA PLANTA MÁS

GRANDE. LAS POSIBILIDADES DE EXPORTACIÓN NO SON INMEDIATAS Y, POR OTRA PARTE, AL HACER EL ANÁLISIS DE MERCADO SE HA DEMOSTRADO QUE EL MERCADO DEL PABA TIENDE A DECRECER EN EL MEDIO NACIONAL.

B. INVERSIÓN TOTAL.

TOMANDO COMO BASE LOS ASPECTOS RELATIVOS AL TAMAÑO DE LA PLANTA Y LOS RESULTADOS PROPORCIONADOS POR EL ESTUDIO TÉCNICO, SE PROCEDE A EVALUAR LOS REQUERIMIENTOS DE INVERSIÓN PARA LOS SIGUIENTES RUBROS:

- A) TERRENO
- B) OBRA CIVIL E INSTALACIONES
- C) MAQUINARIA Y EQUIPO
- D) EQUIPO DE TRANSPORTE
- E) MOBILIARIO Y EQUIPO DE OFICINA
- F) GASTOS PREOPERATORIOS
- G) IMPREVISTOS

A) TERRENO

SE NECESITA UNA SUPERFICIE DE 200 M² DE TERRENO, ESTIMADOS A UN VALOR DE \$ 850.00/M², EN EL LUGAR DESIGNADO PARA SU LOCALIZACIÓN.

DE ACUERDO A DICHA SUPERFICIE Y A SU VALOR, EL COSTO TOTAL DEL TERRENO ES DE \$ 170 000.00 .

B) OBRA CIVIL E INSTALACIONES.

PARA EL ANÁLISIS DE ESTE RUBRO, SE TOMA EN CUENTA EL ÁREA REQUERIDA PARA RECEPCIÓN, PROCESAMIENTO, ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO TERMINADO, BAÑOS Y VESTIDORES, OFICINAS, ESTACIONAMIENTO DE VEHICULOS Y ÁREAS VERDES.

SE PRESENTA A CONTINUACIÓN EL RESULTADO DEL ANÁLISIS:

| CONCEPTO | SUP. (M ²) | *COSTO. | ** COSTO TOTAL. |
|--------------------------|------------------------|---------|-----------------|
| ÁREA CONSTRUIDA | 140 | 45 000 | 6 300 000 |
| ESTACIONAMIENTO Y JARDIN | 60 | 15 000 | 900 000 |
| TOTAL | 200 | - | 7 200 000 |

*(PESOS M.N/M²)

** (PESOS M.N)

LA INSTALACIÓN MECÁNICA INCLUYE LA MANO DE OBRA DE MONTAJE Y SUMINISTRO DE MATERIAL. SE ESTIMÓ COMO 40 % DEL COSTO TOTAL DEL EQUIPO DE PROCESO.

C) MAQUINARIA Y EQUIPO.

A CONTINUACIÓN SE DETALLA EL COSTO, EN MONEDA NACIONAL, DE TODOS LOS EQUIPOS DE PROCESO SEGÚN COTIZACIONES Y ESTIMACIONES. SE HA ANADIDO UN 5 % SOBRE LA INVERSIÓN TOTAL PARA QUE QUEDA CONTEMPLADO EL COSTO DE VALVULAS, TUBERÍA Y ACCESORIOS NECESARIOS PARA LA INSTALACIÓN.

TABLA # 11

| CONCEPTO | MATERIAL DE CONST. | PRECIO (MN) |
|--|--------------------|-------------|
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS DE OXIDAC. TAPAS PLANAS. V: 225 LT. | AC. AL CARBÓN | 85 000 |
| TANQUE VERTICAL AGITADO PARA PP. DE PNBA Y DISOLUC. DE PNBA. CON SOPORTES DE ACERO AL CARBÓN (VACIADO). A: BIERTO CON FONDO CÓNICO Y MALLA (150 MESH). V: 65 LT. | PVC | 6 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE KCL. A: BIERTO CON FONDO PLANO. V: 30 LT. | PVC | 3 500 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE $ZnCl_2$. A: BIERTO CON FONDO PLANO. V: 210 LT. | PVC | 18 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE PNBA. CERRADO CON TAPAS PLANAS. V: 15 LT. | AC. AL CARBÓN | 12 000 |
| TANQUE VERTICAL AGITADO PARA NEUTRALIZAC. Y PP. DEL PABA. ABIERTO CON FONDO CÓNICO Y MALLA (150 MESH). CON SOPORTES DE AC. AL CARBÓN PARA EL VACIADO. V: 35 LT. | AC. INOXIDABLE | 70 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE NaOH. ABIERTO CON FONDO PLANO. V: 10 LT. | PVC | 1 500 |

| | | |
|---|---------------|--------|
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE NaCl . ABIERTO CON FONDO PLANO. V= 6 LT. | PVC | 800 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE HCl . ABIERTO CON FONDO CONICO. V= 20 LT. | PVC | 2 500 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE Zn . ABIERTO CON FONDO CONICO Y VÁLVULA DE CONTROL. V= 5 LT. | AC. AL CARBÓN | 5 000 |
| TANQUE HORIZONTAL DE ALMACENAMIENTO DE H_2O . CERRADO CON TAPAS PLANAS. V= 185 LT. | AC. AL CARBÓN | 63 000 |
| TANQUE VERTICAL DECANTADOR. ABIERTO DE FONDO CONICO CON VÁLVULA DE CONTROL Y MIRILLA. V= 30 LT. | AC. AL CARBÓN | 20 000 |
| TANQUE HORIZONTAL DE RECUPERACIÓN DE PNT. CERRADO CON MALLA (150 MESH) Y TAPAS PLANAS. V= 5 LT. | AC. AL CARBÓN | 5 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE SOLUCIÓN SAT. DE PNT EN CCL_4 . CERRADO Y CON TAPAS PLANAS. V= 10 LT. | AC. AL CARBÓN | 9 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE CCL_4 . CERRADO CON TAPAS PLANAS. V= 10 LT. | AC. AL CARBÓN | 9 000 |
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE PNT. ABIERTO CON FONDO CONICO. V= 20 LT. | AC. AL CARBÓN | 15 000 |

| | | |
|--|------------------|-----------|
| TANQUE VERTICAL DE ALMACENAMIENTO DE $KMnO_4$. ABIERTO CON FONDO CÓNICO. V: 20 LT. | HIERRO FORJADO | 10 000 |
| SECADOR DE LECHO FLUIDIZADO MARCA GLATT, PARA LA INDUSTRIA FARMACÉUTICA. | AC. AL CARBÓN | 2 300 000 |
| BOMBA DE 1/4 DE HP Y MOTOR DE 1 450 RPM PARA MANEJAR 1 200 LT/DÍA. MARCA FAIRBANKS MORSE. | AC. AL CARBÓN | 98 000 |
| BOMBA DE 1/4 DE HP Y MOTOR DE 1 150 RPM PARA MANEJAR 800 LT/DÍA. MARCA FAIRBANKS MORSE. | AC. AL CARBÓN | 75 000 |
| AGITADOR DE 1/4 DE HP CON MOTOR DE 1 750 RPM, PROPELA SENCILLA DE 3.5", MARCA PHILADELPHIA GEAR MEXICANA, S.A. | ACERO INOXIDABLE | 140 000 |
| HERVIDOR KETTLE CON SERPENTIN DE CALENTAMIENTO Y EYECTOR PARA 5" DE HG. V: 15 LT. | AC. AL CARBÓN | 420 000 |
| CONDENSADOR BAROMÉTRICO DE TUBO Y CORAZA CON VACÍO DE 5" DE HG. CAPACIDAD: 100 LT/HR DE AGUA. | AC. AL CARBÓN | 45 000 |
| CALDERA DE TUBOS CORTOS VERTICALES DE 25 HP, PROVISTA DE TANQUE DE CONDENSADOS Y BOMBA DE 1/2 HP. PRESIÓN DE DISEÑO DE 3 KG/CM ² . MARCA AQUO-STEAM DE MEXICO, S.A. | AC. AL CARBÓN | 428 000 |

| | | |
|--|----------------------|------------|
| REACTOR PFAUDLER ES-75, - VIDRIADO, CAPACIDAD: 75 GAL. PRESIÓN DE OPERA- CIÓN: ATM. TEMP. DE OPE- RACIÓN MAX: 100 °C. | AC. AL CARBÓN | 10 000 000 |
| FILTRO PRENSA MARCA T. - SHRIVER & CO. AREA DEL- FILTRO: 15 FT ² . VOLU- MEN A FILTRARSE POR LOTE: 9 FT ³ . (USADO EN LA NEU- TRALIZACIÓN Y OXIDACIÓN). | — | 400 000 |
| FILTRO PRENSA MARCA T. - SHRIVER & CO. AREA DEL- FILTRO: 140 FT ² . VOLU- MEN A FILTRARSE POR LOTE: 7.8 FT ³ . (USADO EN LA RE- DUCCIÓN). | — | 700 000 |
| | TOTAL: | 14 941 300 |
| | + 5 % DE ACCESORIOS: | 747 065 |
| | | 15 688 365 |

D) EQUIPO DE TRANSPORTE.

LA INVERSIÓN EN ESTA PARTIDA SE ESTIMÓ COMO LA ADQUISICIÓN DE UNA CAMIONETA, QUE SE EMPLEARÁ PARA LA COMERCIALIZACIÓN DEL PRODUCTO, PARA LLEVAR A CABO LA COMPRA DE MATERIAS PRIMAS E IMPREVISTOS QUE SE PUDIERAN REQUERIR EN UN MOMENTO DADO.

E) MOBILIARIO Y EQUIPO DE OFICINA.

SE ESTIMÓ COMO UN LOTE CUYO TAMAÑO VA DE ACUERDO A LOS REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE LA PLANTA, PARA QUE SE REALICE UNA CORRECTA OPERACIÓN.

F) GASTOS PREOPERATORIOS.

SE CONSIDERA EN ESTE PUNTO, UN 10 % ADICIONAL A LA SUMA DE TODAS LAS INVERSIONES (EXCEPTO EN TERRENO Y OBRA CIVIL) POR CONCEPTO DE GASTOS Y EROGACIONES EN PERÍODOS PREOPERATORIOS.

G) IMPREVISTOS.

COMO ESTE TIPO DE INVERSIONES DE CAPITAL SE EVALÚAN POR MEDIO DE ESTIMACIONES Y COTIZACIONES PRELIMINARES, SE CONSIDERA UN 10 % ADICIONAL DEBIDO A LOS POSIBLES IMPREVISTOS QUE SE PUDIESEN LLEGAR A PRESENTAR (AUMENTO DE MATERIALES, MANO DE OBRA, ETC).

ESTIMACION DE INVERSIONES

| CONCEPTO. | COSTO TOTAL (\$ MN) |
|--------------------------------|---------------------|
| TERRENO | 170 000 |
| OBRA CIVIL E INSTALACIONES | 7 200 000 |
| MAQUINARIA Y EQUIPO | 15 588 365 |
| EQUIPO DE TRANSPORTE | 6 000 000 |
| MOBILIARIO Y EQUIPO DE OFICINA | 400 000 |
| GASTOS PREOPERATORIOS | 2 134 130 |
| IMPREVISTOS | 2 347 540 |
| TOTAL | 33 940 000 |

C. COSTOS DE PRODUCCIÓN Y OPERACIÓN.

CON EL FIN DE PODER ESTIMAR AMBOS COSTOS, SE TOMAN EN CONSIDERACIÓN LOS SIGUIENTES PUNTOS:

C.1 COSTOS DIRECTOS

- A) MATERIAS PRIMAS
- B) MANO DE OBRA
- C) SUMINISTRO DE SERVICIOS
- D) MANTENIMIENTO Y REPARACIONES
- E) SUMINISTROS DE OPERACIÓN
- F) VARIOS

C.2 COSTOS INDIRECTOS

- G) SEGURO SOBRE LA PLANTA.

CALCULO DE COSTOS

C.1 COSTOS DIRECTOS

A) MATERIAS PRIMAS
EL COSTO DE LAS MATERIAS PRIMAS SE DESGLOZA A
CONTINUACIÓN:

| CONCEPTO | CONSUMO(KG/DÍA) | PRECIO(\$/KG) | COSTO(\$/AÑO) |
|-------------------|-----------------|---------------|---------------|
| PNT | 15.21 | 1400.00 | 6 387 700 |
| KMNO ₄ | 35.40 | 1491.00 | 15 830 300 |
| H ₂ O | 536.00 | 0.54 | 86 000 |
| CCL ₄ | 9.60 | 511.74 | 1 473 800 |
| HCL (30 %) | 85.10 | 57.00 | 1 454 900 |
| NAOH (40 %) | 7.00 | 156.43 | 328 500 |
| ZN | 21.00 | 686.00 | 4 322 555 |
| TOTAL: | | | 29 883 755 |

TODOS LOS PRECIOS ESTÁN DADOS EN MONEDA NACIONAL

B) MANO DE OBRA

PARA EVALUAR EL NÚMERO DE TÉCNICOS Y OPERARIOS REQUERIDOS PARA LA OPERACIÓN DE LA PLANTA, ASÍ COMO SU NIVEL DE PREPARACIÓN, SE REALIZA UN ANÁLISIS DE ACUERDO AL PROCESO DE PRODUCCIÓN EMPLEADO.

LOS CRITERIOS SEGUIDOS PARA LA ESTIMACIÓN DEL COSTO DE MANO DE OBRA SON LOS SIGUIENTES:

- EL NÚMERO DE OBREROS EMPLEADOS SE MANTIENE COMO BASE FIJA ANUAL.

- HAY TRES TURNOS DE TRABAJO EN PRODUCCIÓN: EL PRIMERO CUBIERTO POR UN OBRERO Y UN SUPERVISOR, EL SEGUNDO CUENTA CON UN OBRERO EXCLUSIVAMENTE, Y EL TERCER TURNO EMPLEA UN OBRERO Y UN SUPERVISOR COMO EN EL PRIMER CASO. PARA ESTE EFECTO NO ES CONSIDERADO UN TURNO DE RELEVO.

- SE ESTABLECIERON 365 DÍAS TRABAJADOS AL AÑO PARA OBREROS Y 12 MESES PARA EMPLEADOS.

- EL SALARIO MÍNIMO CORRESPONDE AL ACTUALIZADO POR LA COMISIÓN NACIONAL DEL SALARIO MÍNIMO.

- LOS SUELDOS DE LOS EMPLEADOS SE ESTABLECEN DE ACUERDO A LOS QUE PREVALEZCAN EN EL MERCADO DE TRABAJO.

- SE TOMÓ COMO AGUINALDO, 15 DÍAS DE SALARIO POR AÑO. Y LAS VACACIONES QUE SE OTORGAN SON DE 30 DÍAS POR AÑO.

- EL SEGURO SOCIAL SE CALCULÓ EN PROMEDIO, COMO 13 % DE LA PERCEPCIÓN ANUAL Y 7 % POR CONCEPTO DE IMPUESTOS.

- SE CONSIDERAN COMO EMPLEADOS ADMINISTRATIVOS UN GERENTE, UNA SECRETARÍA, UN VELADOR Y UN CHOFER.

A CONTINUACIÓN SE PROPORCIONAN LOS RESULTADOS:

TABLA # 12

1.- SALARIOS.

| OCUPACION | SALARIO/DÍA | SALARIO/MES | SALARIO ANUAL |
|------------|-------------|-------------|---------------|
| SUPERVISOR | --- | 200 000 | 2 400 000 |
| OBrero | 2 065 | --- | 753 725 |
| GERENTE | --- | 250 000 | 3 000 000 |
| SECRETARIA | --- | 95 000 | 1 140 000 |
| VELADOR | 2 065 | --- | 753 725 |
| CHOFER | --- | 95 000 | 1 140 000 |

2.- PRESTACIONES Y PERCEPCION ANUAL BRUTA.

| OCUPACION | AGUINALDO | VACACIONES | PERCEPCION ANUAL |
|------------|-----------|------------|------------------|
| SUPERVISOR | 100 000 | 200 000 | 2 700 000 |
| OBrero | 30 975 | 61 950 | 846 650 |
| GERENTE | 125 000 | 250 000 | 3 375 000 |
| SECRETARIA | 47 500 | 95 000 | 1 282 500 |
| VELADOR | 30 975 | 61 950 | 846 650 |
| CHOFER | 47 500 | 95 000 | 1 282 500 |

3.- SEGURO, IMPUESTOS; COSTO ANUAL UNITARIO.

| OCUPACION | SEGURO | IMPUESTOS | COSTO ANUAL UNIT. |
|------------|---------|-----------|-------------------|
| SUPERVISOR | 351 000 | 189 000 | 3 240 000 |
| OBrero | 110 065 | 59 266 | 1 015 981 |
| GERENTE | 438 750 | 236 250 | 4 051 000 |
| SECRETARIA | 166 725 | 89 775 | 1 539 000 |
| VELADOR | 110 065 | 59 266 | 1 015 981 |
| CHOFER | 166 725 | 89 775 | 1 539 000 |

4.- COSTO TOTAL ANUAL.

| OCUPACION | # DE EMPLEADOS | COSTO TOTAL ANUAL |
|------------|----------------|-------------------|
| SUPERVISOR | 2 | 6 480 000 |
| OBrero | 3 | 3 047 943 |
| GERENTE | 1 | 4 051 000 |
| SECRETARIA | 1 | 1 539 000 |
| VELADOR | 1 | 1 015 981 |
| CHOFER | 1 | 1 539 000 |

TOTAL: 17 671 924

TODOS LOS PRECIOS ESTÁN DADOS EN MONEDA NACIONAL.

C) SUMINISTRO DE SERVICIOS.

ANÁLISIS DE LOS REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS:

- ENERGÍA ELÉCTRICA

EN EL PROCESO HAY TRES BOMBAS CON MOTORES DE 1/2 HP, EL AGITADOR DEL REACTOR DE 2.5 HP, UN AGITADOR DE 1/4 HP Y OTROS ACCESORIOS COMO LA BOMBA DE LA CALDERA, ADÉMÁS DE LA CARGA POR CONCEPTO DE ALUMBRADO (1 Kw). ESTO DA UNA CARGA INSTALADA TOTAL DE 4.6 Kw.

CON LA CARGA, SE CALCULA EL CONSUMO DE ACUERDO A LAS HORAS DE OPERACIÓN PROMEDIO DE CADA EQUIPO AL DÍA, DURANTE 300 DÍAS AL AÑO.

ENTONCES, ESTO DA UN TOTAL DE 14 600 KW-HR/AÑO. SEGÚN LAS TARIFAS DE LA COMISIÓN FEDERAL DE ELECTRICIDAD (CFE), EL PRECIO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA PARA ESTE TIPO DE CONSUMO ES DE \$ 23.40/KW-HR (TARIFA PUBLICADA EN ENERO DE 1986).

- VAPOR.

PARA ESTE SERVICIO ÚNICAMENTE SE CONSIDERA EL GASTO DE COMBUSTIBLE. LA CALDERA UTILIZADA TIENE UN CONSUMO DIARIO DE 20 LT. CON UN COSTO DE \$ 116.00/LT.

D) MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN.

EL COSTO POR CONCEPTO DE MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN DEPENDE DE LA COMPLEJIDAD DEL EQUIPO, LAS CONDICIONES DE TRABAJO, EL TIEMPO DE FUNCIONAMIENTO Y LA CAPACITACIÓN DE LA MANO DE OBRA, ENTRE OTROS.

SIENDO ESTA ESTIMACIÓN COMPLEJA DEBIDO AL NÚMERO DE VARIABLES QUE INTERVIENEN, SE TONA ESTE RUBRO COMO EL 5 % DE LA INVERSIÓN TOTAL DE MAQUINARIA Y EQUIPO, INCLUYÉNDOSE MATERIALES Y MANO DE OBRA.

PARA EL CONCEPTO DE EQUIPO DE TRANSPORTE, SE CONSIDERA QUE EL 20 % DE LA INVERSIÓN TOTAL EQUIVALE AL COSTO DE MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN DEL MISMO.

E) SUMINISTROS DE OPERACIÓN.

EN ESTA PARTIDA SE INCLUYEN LOS IMPLEMENTOS REQUERIDOS POR LA PLANTA, EXCLUYÉNDOSE LAS MATERIAS PRIMAS Y MATERIALES DE MANTENIMIENTO. EN ESTE APARTADO SE CONSIDERAN PRODUCTOS LUBRICANTES, OBJETOS, PRODUCTOS Y MATERIALES DE LIMPIEZA, ASEO DE OPERARIOS, SEGURIDAD INDUSTRIAL Y PROTECCIONES.

EL SUMINISTRO DE OPERACIÓN SE ESTIMA COMO EL 1 % DE LA INVERSIÓN TOTAL EN MAQUINARIA Y EQUIPO.

F) VARIOS.

DENTRO DE ESTE PUNTO SE CONSIDERA EL EMPAQUE DEL PRODUCTO TERMINADO, Y SE DA UN COSTO DE \$70.00/KG DE PRODUCTO EMPACADO.

C.2 COSTOS INDIRECTOS

g) SEGUROS.

EL COSTO ANUAL POR CONCEPTO DE SEGUROS ES FUNCIÓN DEL NIVEL DE RIESGO QUE PRESENTA LA OPERACIÓN. EN ACTIVOS, SE ESTIMÓ COMO EL 1 % DE LA INVERSIÓN TOTAL Y 7 % SOBRE LA

INVERSIÓN EN EQUIPO DE TRANSPORTE.

C.3 INGRESOS.

LOS INGRESOS SE CALCULAN DE ACUERDO A LOS VOLUMENES DE VENTA DE LOS PRODUCTOS Y LOS PRECIOS ESTABLECIDOS. A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS RESULTADOS REFERIDOS AL INICIO (AÑO CERO).

| CONCEPTO | CANT. PRODUCIDA KG/AÑO | PRECIO \$/KG | TOTAL DE VENTAS (PESOS M.N.) |
|------------------|---------------------------|-----------------|---------------------------------|
| PABA | 3 500 | 9 000 | 31 500 000 |
| MNO ₂ | 5 850 | 1 950 | 11 366 099 |

TABLA # 13

RESUMEN DE COSTOS DE OPERACION Y PRODUCCION.
(PESOS M.N.)

| | | |
|--|-----------|------------|
| C.1 COSTOS DIRECTOS | | |
| * MATERIAS PRIMAS ----- | | 29 883 755 |
| * MANO DE OBRA ----- | | 17 671 924 |
| * SUMINISTRO DE SERVICIOS: | | |
| ENERGIA ELÉCTRICA ----- | | 341 640 |
| COMBUSTIBLE ----- | | 696 000 |
| * MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN: | | |
| 5 % DE MAQUINARIA Y EQUIPO ----- | | 784 418 |
| 20 % DE EQUIPO DE TRANSPORTE ----- | | 1 200 000 |
| * SUMINISTROS DE OPERACION: | | |
| 1 % DE MAQUINARIA Y EQUIPO ----- | | 156 884 |
| * VARIOS: | | |
| TOMANDO PABA Y MNO ₂ ----- | | 654 500 |
| | SUBTOTAL: | 51 389 121 |
| C.2 COSTOS INDIRECTOS | | |
| * SEGUROS: | | |
| 1 % DE OBRA CIVIL ----- | | 72 000 |
| 1 % DE MAQUINARIA Y EQUIPO ----- | | 156 884 |
| 7 % DE EQUIPO DE TRANSPORTE ----- | | 420 000 |
| | SUBTOTAL: | 648 884 |
| COSTO TOTAL DE OPERACION Y PRODUCCION: | | 52 038 005 |

D. CAPITAL DE TRABAJO.

EL CAPITAL DE TRABAJO ES LA SUMA DEL CAPITAL QUE SE TIENE EN EFECTIVO, MATERIA PRIMA, PRODUCTO TERMINADO Y CUENTAS POR COBRAR. A ESTA SUMA SE LE DEBE DESCONTAR EL COSTO DE LA MATERIA PRIMA QUE NO SE HA PAGADO (CUENTAS POR PAGAR).

A) CAPITAL EN EFECTIVO.

EL EFECTIVO NECESARIO ES EL COCIENTE DEL COSTO TOTAL ENTRE EL NÚMERO DE MESES QUE SE TRABAJA EN EL PERÍODO CONSIDERADO.

B) CAPITAL EN MATERIA PRIMA.

COMO SE PIENSA SURTIR EL ALMACÉN DE MATERIA PRIMA CADA MES, SE CONSIDERA ESTE RUBRO COMO EL COSTO MENSUAL DE LAS MISMAS POR EL NÚMERO DE MESES QUE SE LABORA.

C) CAPITAL DE PRODUCTO TERMINADO.

ESTE RUBRO SERÁ IGUAL AL COSTO DEL PRODUCTO TERMINADO, QUE TENGAMOS EN INVENTARIO. PARA EL CASO ANALIZADO, ESTE SERÁ DE 15 DÍAS.

D) CUENTAS POR COBRAR.

SE DARÁ CRÉDITO POR 15 DÍAS, COMO ES LO NORMAL. ESTA CANTIDAD RESULTARÁ DE MULTIPLICAR LA PRODUCCIÓN DE 15 DÍAS POR SU PRECIO.

E) CUENTAS POR PAGAR.

CONSIDERANDO QUE SE OBTENGAN CRÉDITOS TAMBIÉN POR 15 DÍAS, ESTE RENGLÓN SERÁ EL RESULTADO DE MULTIPLICAR LOS KILOGRAMOS PRODUCIDOS AL DÍA POR EL PRECIO DE LA MATERIA PRIMA EN 15 DÍAS.

RESULTADOS (PESOS M.N.):

| | |
|--------------------------------|----------------------|
| CAPITAL EN EFECTIVO: | 5 027 054.00 |
| CAPITAL EN MATERIA PRIMA: | 2 716 705.00 |
| CAPITAL EN PRODUCTO TERMINADO: | 2 190 375.00 |
| CAPITAL EN CUENTAS POR COBRAR: | 2 190 375.00 |
| SUBTOTAL: | 12 124 509.00 |
| CAPITAL EN CUENTAS POR PAGAR: | 1 494 439.00 |
| TOTAL: | 10 630 070.00 |

CAPITULO VI

RENTABILIDAD DE LA INVERSION

A. PROYECCIONES DE VENTAS.

PARA TENER RESULTADOS SIGNIFICATIVOS EN ESTE ASPECTO SE DEBEN ANALIZAR LOS PRECIOS QUE TENDRÁN NUESTROS PRODUCTOS A FUTURO. EN MÉXICO, AMBAS SUSTANCIAS SON DE IMPORTACIÓN Y PROVIENEN PRINCIPALMENTE DE ESTADOS UNIDOS.

COMO EL PESO MEXICANO SE DESLIZA MUCHO CON RESPECTO AL DÓLAR ESTADUNIDENSE, SE HACE NECESARIO UN AJUSTE PERIÓDICO DE PRECIOS; PARA HACERLOS AÚN COMPETITIVOS CON RESPECTO AL MERCADO Y PODER INCREMENTAR LOS INGRESOS.

EN 1986, EL DÓLAR GANARÁ APROXIMADAMENTE UN 130 % DE VALOR CON RESPECTO AL PESO, AUMENTANDO EL PRECIO DE LAS IMPORTACIONES MAS O MENOS EN IGUAL PROPORCIÓN. DE ACUERDO A LO ANTERIOR, SE CONSIDERARÁ PARA NUESTROS INGRESOS UN INCREMENTO ANUAL DEL 90 %, TENIENDO ADEMÁS EN CONSIDERACIÓN QUE LOS PRODUCTOS SERÁN VENDIDOS INICIALMENTE SÓLO EN EL MERCADO NACIONAL, YA QUE LA EXPORTACIÓN EN UN PRINCIPIO SERÍA DIFÍCIL DEBIDO AL ESCASO VOLUMEN DE EXCEDENTE APARENTE QUE SE PODRÍA LLEGAR A TENER Y AJUNADO A ESTO, SE TIENE UN POBRE CONSUMO DEL PABA EN LOS PAÍSES VECINOS.

COMO SE ANALIZÓ EN EL CAPÍTULO II, LA DEMANDA INTERNA DEL PABA TIENDE A DISMINUIR. LA SITUACIÓN DE POCO EXCEDENTE QUE SE PRESENTA INICIALMENTE CAMBIA CON EL TIEMPO, Y CADA VEZ SE DEBEN HACER MAYORES ESFUERZOS PARA INTENTAR EXPORTAR. AUNQUE AHORA EL CONSUMO DEL PRODUCTO ES BAJO EN LOS PAÍSES VECINOS, ÉSTE AUMENTARÁ DEBIDO A LA INMINENTE IMPLANTACION DE MEDIDAS SANITARIAS QUE INCLUYAN EL USO DE FILTROS SOLARES EN LOS DIVERSOS COSMÉTICOS.

B. ESTADOS FINANCIEROS PRO-FORMA E ÍNDICES FINANCIEROS

PARA ESTE EFECTO SON CONSIDERADOS LOS SIGUIENTES CRITERIOS:

-LA OPERACIÓN DE LA PLANTA SERÁ AL 100 % DESDE EL PRIMER AÑO.

-DENTRO DE LOS COSTOS DE OPERACIÓN SE TOMARÁN EN CUENTA LOS EFECTOS DE LA INFLACIÓN ANUAL.

-LAS PROYECCIONES DE LA INFLACIÓN IRÁN DE ACUERDO CON LOS ÍNDICES DE INFLACIÓN OFICIALES.

-LA UTILIDAD NETA SE CALCULARÁ DEDUCIENDO DE LA UTILIDAD BRUTA EL 42 % DE IMPUESTO SOBRE LA RENTA Y EL 8 % DEL REPARTO DE UTILIDADES A LOS TRABAJADORES.

-LOS COSTOS FINANCIEROS SE TOMARÁN DE ACUERDO A LOS MÉTODOS DE FINANCIAMIENTO DEL FONDO DE EQUIPAMIENTO INDUSTRIAL (FONEI) DEL BANCO DE MÉXICO, QUE PRESTA HASTA 50 % DE LA INVERSIÓN PERMANENTE. EN NUESTRO CASO CORRESPONDE A CASI DIECISIETE MILLONES DE PESOS.

-EL PRÉSTAMO SERÁ PAGADO CONFORME AL SISTEMA DE PAGOS A VALOR PRESENTE DEL FONEI, A UN INTERÉS DEL 85.9 % ANUAL A UN PLAZO DE 6 AÑOS.

-EL RESTO DEL DINERO CORRESPONDE A FONDOS PROPIOS.

-LAS PROYECCIONES FINANCIERAS SE HARÁN PARA CINCO AÑOS.

-LA TASA DE INTERÉS ESTÁ DE ACUERDO AL COSTO PROMEDIO DE CAPITAL DEL BANCO DE MÉXICO.

TOMANDO COMO AÑO CERO EL AÑO DE 1986, SE PRESENTA EL ESTADO DE RESULTADOS PRO-FORMA DEL PROYECTO (VER TABLA ANEXA).

C. INDICES FINANCIEROS

EXISTEN MUCHOS CRITERIOS DE EVALUACIÓN. SE TOMARÁN LOS QUE PAREZCAN MÁS RELEVANTES Y SIGNIFICATIVOS. LOS ÍNDICES Y CRITERIOS USADOS SERÁN LOS SIGUIENTES:

- A) TASA INTERNA DE RETORNO
- B) RENTABILIDAD SOBRE VENTAS
- C) RENTABILIDAD SOBRE INVERSIÓN
- D) PERÍODO DE RECUPERACIÓN
- E) PUNTO DE EQUILIBRIO
- F) ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

A) TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

ES LA TASA DE DESCUENTO A LA CUAL EL VALOR PRESENTE NETO DE TODOS LOS FLUJOS DE EFECTIVO ES IGUAL A CERO.

SE CALCULA ASÍ:

$$- C + \sum F_t / (1 + TIR)^t = 0$$

EN DONDE: C = INVERSIÓN TOTAL.

N = NÚMERO DE AÑOS.

F_t = FLUJO DE EFECTIVO.

$$F_t = (U.NETA)_t + (DEPRECIACIÓN) - (INV.PERMANENTE)_0 - \Delta CAP.TRABAJO$$

EL CÁLCULO DE LOS FLUJOS DE CAJA SE PRESENTA EN LA TABLA ANEXA CORRESPONDIENTE.

DE DICHA TABLA OBTENEMOS EL VALOR C = 47 558 948 QUE CORRESPONDE AL AÑO INICIAL. Y CON LOS VALORES DEL FLUJO DE CAJA DE DICHA TABLA APLICAMOS LA ECUACIÓN QUE NOS PROPORCIONA EL VALOR DE LA TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).

$$- C - FC(86)/(1+TIR)^0 - FC(87)/(1+TIR)^1 - FC(88)/(1+TIR)^2 + FC(89)/(1+TIR)^3 + FC(90)/(1+TIR)^4 + FC(91)/(1+TIR)^5 = 0$$

EL RESULTADO DE LA ITERACIÓN ES TIR = 40.2 % .

CALCULO DE LAS DEPRECIACIONES Y AMORTIZACIONES

TOMANDO COMO BASE LA ESTIMACIÓN DE INVERSIONES, SE CALCULARON LAS SIGUIENTES DEPRECIACIONES Y AMORTIZACIONES DE ACUERDO A LAS TASAS ANUALES ENCONTRADAS EN LA BIBLIOGRAFÍA:

| | | |
|--------------------------------|-------|------|
| OBRA CIVIL E INSTALACIONES | ----- | 3 % |
| MAQUINARIA Y EQUIPO | ----- | 10 % |
| MOBILIARIO Y EQUIPO DE OFICINA | ----- | 10 % |
| EQUIPO DE TRANSPORTE | ----- | 20 % |
| GASTOS PREOPERATORIOS | ----- | 10 % |

DEPRECIACIONES Y AMORTIZACIONES (PESOS M.N.)

| CONCEPTO | INVERSIÓN | COSTO ANUAL |
|-----------------------------------|------------|------------------|
| TERRENO | 170 000 | ---- |
| OBRA CIVIL E INSTALACIONES | 7 200 000 | 216 000 |
| MAQUINARIA Y EQUIPO | 15 688 365 | 1 568 836 |
| MOBILIARIO Y EQUIPO DE OFICINA | 400 000 | 40 000 |
| GASTOS PREOPERATORIOS | 2 347 540 | 234 754 |
| TOTAL | | 3 259 590 |

TABLA # 15

ESTADO DE RESULTADOS PRO-FORMA DEL PROYECTO (1986 - 1988)
(PESOS M.N.)

| CONCEPTO | 1986 | 1987 | 1988 |
|--------------------|-------------|------------|-------------|
| INGRESOS. | 42 866 099 | 81 445 588 | 154 746 617 |
| EGRESOS. | | | |
| COSTOS DE OP. | | | |
| A) DIRECTOS. | 51 389 121 | 77 579 573 | 117 172 334 |
| B) INDIRECTOS. | 648 884 | 648 884 | 648 884 |
| TOTAL: | 52 038 005 | 78 228 457 | 117 821 218 |
| UTILIDAD BRUTA. | -9 171 906 | 3 217 131 | 36 925 399 |
| GASTOS FINANC. | -5 267 167 | -9 791 662 | -18 202 699 |
| UTILIDAD DE OP. | -14 439 073 | -6 574 531 | 18 722 700 |
| IMPUESTO. RENTA. | ---- | ---- | 7 863 533 |
| REPARTO. UTILIDAD. | ---- | ---- | 1 497 816 |
| UTILIDAD NETA. | -14 439 073 | -6 574 531 | 9 361 350 |

ESTADO DE RESULTADOS PRO-FORMA DEL PROYECTO (1989 - 1991).
(Pesos M.N.)

| CONCEPTO | 1989 | 1990 | 1991 |
|-------------------|-------------|-------------|---------------|
| INGRESOS. | 294 018 573 | 558 653 288 | 1 061 407 047 |
| EGRESOS. | | | |
| COSTOS DE OP. | | | |
| A) DIRECTOS. | 176 930 224 | 267 164 641 | 403 418 607 |
| B) INDIRECTOS. | 648 884 | 648 884 | 648 884 |
| TOTAL: | 177 579 108 | 267 813 525 | 404 067 491 |
| UTILIDAD BRUTA. | 116 439 465 | 290 839 763 | 657 339 556 |
| GASTOS FINANC. | -33 838 818 | -62 906 362 | -116 942 927 |
| UTILIDAD DE OP. | 82 600 647 | 227 933 401 | 540 396 629 |
| IMPUESTO.RENTA. | 34 692 271 | 95 732 028 | 226 966 584 |
| REPARTO.UTILIDAD. | 6 608 052 | 18 234 672 | 43 231 730 |
| UTILIDAD NETA. | 41 300 324 | 113 966 700 | 270 198 314 |

CÁLCULO DE LOS FLUJOS DE CAJA

PARA CALCULAR ESTOS VALORES SE UTILIZARÁ LA ECUACIÓN SIGUIENTE:

$$F.C. = - C - \Delta \text{ CAPITAL T.} + D + U \quad ; \text{ DONDE}$$

C = INVERSIÓN TOTAL
 Δ CAPITAL T. = VARIACIÓN ANUAL EN EL MONTO DEL CAPITAL DE TRABAJO
 D = DEPRECIACIÓN
 U = UTILIDAD NETA

TABLA # 16

FLUJOS DE CAJA (1986 - 1988).

| CONCEPTO | 1986 | 1987 | 1988 |
|------------------------|-------------|-------------|------------|
| UTILIDAD NETA. | -14 439 073 | -6 574 531 | 9 361 350 |
| DEPRECIACION. | ----- | 3 259 590 | 3 259 590 |
| CAPITAL DE TRABAJO: | | | |
| CAP. TRAB. EFECT. | 5 027 054 | 9 300 050 | 17 205 092 |
| MATERIA PRIMA. | 2 716 705 | 1 890 069 | 8 802 124 |
| PROD. TERMINADO. | 2 190 375 | 3 723 638 | 6 330 184 |
| CTAS. ■ COBRAR. | 2 190 375 | 3 723 638 | 6 330 184 |
| CTAS. ■ PAGAR. | -1 494 439 | -2 540 546 | -4 318 929 |
| TOTAL CAP. TRAB. | 10 630 070 | 19 096 849 | 34 348 655 |
| Δ CAP. TRABAJO. | ----- | 8 466 779 | 15 251 806 |
| FLUJO DE CAJA. | -48 379 073 | -11 781 720 | -2 630 866 |

FLUJOS DE CAJA (1989 - 1991).

| CONCEPTO | 1989 | 1990 | 1991 |
|------------------------|------------|-------------|-------------|
| UTILIDAD NETA. | 41 300 324 | 113 966 700 | 270 198 314 |
| DEPRECIACION. | 3 259 590 | 3 259 590 | 3 259 590 |
| CAPITAL DE TRABAJO | | | |
| CAP. TRAB. EFECT. | 31 829 421 | 58 884 428 | 108 936 193 |
| MATERIA PRIMA. | 15 843 824 | 28 518 882 | 51 333 988 |
| PROD. TERMINADO. | 10 761 314 | 18 294 233 | 31 100 197 |
| CTAS. ■ COBRAR. | 10 761 314 | 18 294 233 | 31 100 197 |
| CTAS. ■ PAGAR. | -7 342 179 | -12 481 705 | -21 218 898 |
| TOTAL CAP. TRAB. | 61 853 694 | 111 510 071 | 201 251 677 |
| Δ CAP. TRABAJO. | 27 505 039 | 49 656 377 | 89 741 600 |
| FLUJO DE CAJA. | 17 054 875 | 67 569 913 | 183 716 304 |

B) RENTABILIDAD SOBRE VENTAS.

ES EL RESULTANTE DEL COCIENTE ENTRE LA UTILIDAD BRUTA Y LAS VENTAS BRUTAS. DA UNA IDEA DE QUÉ PORCENTAJE DE LAS VENTAS SE CONVIERTE EN UTILIDAD.

| AÑO. | RENTABILIDAD SOBRE VENTAS. |
|------|----------------------------|
| 1986 | -21.39 % |
| 1987 | 3.95 % |
| 1988 | 23.86 % |
| 1989 | 39.60 % |
| 1990 | 52.06 % |
| 1991 | 61.93 % |

C) RENTABILIDAD SOBRE INVERSIÓN.

ES EL COCIENTE ENTRE LA UTILIDAD BRUTA Y LA INVERSIÓN TOTAL. ESTE APARTADO PROPORCIONA UNA IDEA DEL PORCENTAJE DE LA INVERSIÓN TOTAL QUE SE CONVIERTE EN UTILIDAD BRUTA.

| AÑO. | RENTABILIDAD SOBRE INVERSIÓN. |
|------|-------------------------------|
| 1986 | -19.28 % |
| 1987 | 5.53 % |
| 1988 | 48.00 % |
| 1989 | 107.04 % |
| 1990 | 176.47 % |
| 1991 | 249.22 % |

D) PERÍODO DE RECUPERACIÓN.

ES EL PERÍODO EN QUE EXISTEN FLUJOS DE CAJA DESCONTADOS NEGATIVOS. TAMBIÉN SE PUEDE DEFINIR COMO EL PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN.

EL FLUJO DE CAJA DESCONTADO SE DEFINE COMO EL FLUJO DE CAJA MULTIPLICADO POR EL FACTOR DE DESCUENTO, QUE ES UNA CIFRA REPRESENTATIVA DE LA PÉRDIDA DEL PODER ADQUISITIVO DEL INVERSIONISTA. EL FACTOR DE DESCUENTO SE DEFINE COMO SIGUE:

$$FD = 1 / (1 + i)^n$$

EN DONDE: I = COSTO DE OPORTUNIDAD DEL DINERO (%)
 EN = 10
 N = PERÍODO (N = 0 PARA 1985.
 = 1 PARA 1987, ETC.).

| AÑO. | F.D. | FLUJO DE CAJA DESCONTADO |
|------|-------|--------------------------|
| 1986 | ---- | -48 379 073 |
| 1987 | 0.909 | -10 709 583 |
| 1988 | 0.826 | -2 173 095 |
| 1989 | 0.751 | 12 808 211 |
| 1990 | 0.683 | 46 150 251 |
| 1991 | 0.621 | 114 087 825 |

CON LOS FLUJOS DE CAJA DESCONTADOS PODEMOS VER QUE EL PERÍODO DE RECUPERACIÓN VA A QUEDAR COMPRENDIDO ENTRE EL TERCERO Y CUARTO AÑO. PARA CONOCER EXACTAMENTE LA FRACCIÓN ADICIONAL A LOS TRES AÑOS SE EMPLEA LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$\text{FRACCIÓN} = \frac{|\text{ULTIMO FCD NEG}|}{|\text{ULTIMO FCD NEG} + \text{PRIMER FCD POS}|}$$

FRACCIÓN = $2\ 173\ 095 / 2\ 173\ 095 + 12\ 808\ 211 = 0.145$ AÑOS
 DICHA FRACCIÓN EQUIVALE CASI A DOS MESES, POR LO QUE EL PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN ES DE TRES AÑOS Y DOS MESES.

E) PUNTO DE EQUILIBRIO.

EL PUNTO DE EQUILIBRIO ES UN INDICADOR FINANCIERO QUE ESTABLECE EL MÍNIMO DE VENTAS QUE SE DEBEN DE TENER PARA QUE LOS GASTOS TOTALES Y LOS INGRESOS TOTALES POR VENTA SEAN IGUALES, O SEA, ES EL PUNTO EN EL CUAL LOS INGRESOS POR VENTAS CUBREN EXACTAMENTE LOS GASTOS.

PARA CALCULAR ESTE PUNTO PARA EL PRIMER AÑO SE DEBEN HACER UN PAR DE PRECISIONES:

1.- COSTOS FIJOS: SON LOS OCASIONADOS POR EL HECHO DE POSEER UN NEGOCIO (HIPOTECA, IMPUESTOS, SEGUROS, RENTAS Y AMORTIZACIÓN) Y LOS ASIGNADOS A REEMPLAZAR CAPITAL INVERTIDO (DEPRECIACIÓN).

2.- COSTOS VARIABLES: SON LOS COSTOS QUE CAMBIAN DE ACUERDO AL VOLUMEN DE PRODUCCIÓN.

PARA ESTE CASO:

COSTOS FIJOS:

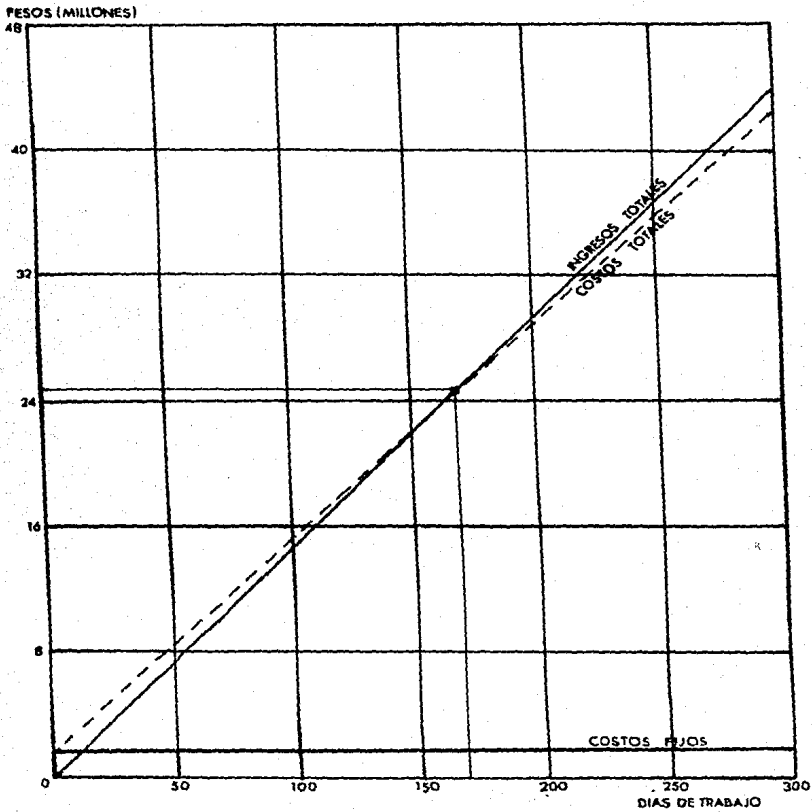
| | |
|---------------------------------|---------------------------|
| * IMPUESTOS | ----- |
| * SEGUROS | \$ 648 884.00 |
| * DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIONES | \$ 1 063 007.00 (10 % CT) |

TOTAL: \$ 1 711 891.00

COSTOS VARIABLES: EN ESTE CASO, EL RUBRO CONTIENE LAS MATERIAS PRIMAS, LA MANO DE OBRA, SUMINISTRO DE SERVICIOS Y VARIOS, TOMADOS DE ACUERDO A LA PRODUCCIÓN. PARA ESTE EFECTO, SE HARÁ EL CÁLCULO PARA UN DÍA DE TRABAJO.

GRAFICA 1 CAP VI

PUNTO DE EQUILIBRIO



| | |
|------------------------|---------------|
| *MATERIAS PRIMAS | \$ 99 629.00 |
| *MANO DE OBRA | \$ 36 260.00 |
| *SUMINISTRO DE SERVIC. | \$ 3 459.00 |
| *VARIOS | \$ 2 205.00 |
| TOTAL: | \$ 141 553.00 |

EN UN DÍA DE TRABAJO SE PRODUCEN 12 KG DE PABA, A \$ 9 000.00/KG Y 19.5 KG DE MNO_2 , A \$ 1 950.00/KG, OBTENIENDO INGRESOS POR \$ 145 025.00/DÍA.

DE LA GRÁFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO SE PUEDE VER QUE EL EQUILIBRIO SE ALCANZA A LOS 250 DÍAS DE TRABAJO, ES DECIR, 3 000 KG DE PABA Y 4 875 KG DE MNO_2 . A NIVEL DE INGRESOS, DICHA CANTIDAD REPRESENTA \$ 36 506 250.00.

F) ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.

ESTE ANÁLISIS ES LA DETERMINACIÓN DE CÓMO SE PUEDE AFECTAR LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO SI SE ALTERAN LAS VARIABLES QUE LO DEFINEN. EN ESTE CASO, SE HARÁ EL ANÁLISIS PARA LOS ASPECTOS QUE, A JUICIO DE LOS SUSTENTANTES, TIENEN MAYOR INCIDENCIA EN EL DESEMPEÑO ECONÓMICO DE LA EMPRESA, A SABER:

1. INVERSIÓN TOTAL
2. PRECIO DE VENTA DE LOS PRODUCTOS
3. COSTO DE MATERIA PRIMA

POR COMODIDAD DEL LECTOR SOLAMENTE SE PONDRÁN LOS RESULTADOS FINALES DE LOS CÁLCULOS Y LOS FACTORES ECONÓMICOS DIRECTAMENTE AFECTADOS POR LA VARIACIÓN PROPUESTA.

1. INVERSIÓN TOTAL
 - A. EFECTO DEL INCREMENTO EN 15 % EN EL MONTO DE LA INVERSIÓN TOTAL

AL AUMENTAR ESTE RUBRO VARIAN LOS VALORES DE LA DEPRECIACIÓN Y, POR ENDE, LOS FLUJOS DE CAJA. ESTA VARIACIÓN RESULTARÍA EN UNA TASA INTERNA DE RETORNO DE 34.17 %.

- B. EFECTO DEL INCREMENTO EN 40 % EN EL MONTO DE LA INVERSIÓN TOTAL

CON ESTA VARIACIÓN SE OBTIENE UNA TASA INTERNA DE RETORNO DE 26.00 %

2. PRECIOS DE VENTA
 - A. DISMINUCIÓN EN 20 % DE LOS PRECIOS DE VENTA

HABRÁ QUE CALCULAR NUEVAMENTE LOS INGRESOS BRUTOS. ADEMÁS, EL RUBRO DE CUENTAS POR COBRAR SE VE AFECTADO (SIGUEN SIENDO 15 DÍAS DE CRÉDITO EN LA MERCANCÍA, PERO ESTA NO

TIENE EL MISMO VALOR DE ANTES). SIENDO ASÍ, EL VALOR DEL CAPITAL DE TRABAJO SE VE AFECTADO Y POR ENDE, LOS ESTADOS DE RESULTADOS PRO-FORMA Y LOS FLUJOS DE CAJA.

LA VARIACIÓN PROPUESTA DA COMO RESULTADO UNA TASA INTERNA DE RETORNO MENOR QUE CERO, APROXIMADAMENTE DE - 10%, LO QUE INDICA QUE ESTE PROYECTO ES SUMAMENTE DEPENDIENTE DE LOS INGRESOS BRUTOS.

B. DISMINUCIÓN EN 10 % DE LOS PRECIOS DE VENTA

CON ESTA VARIACIÓN OBTENEMOS UNA TIR DE 19.44 %.

C. DISMINUCIÓN EN 5 % DEL PRECIO DE VENTA

CON ESTE VALOR OBTENEMOS UNA TIR DE 30.25 %.

3. COSTO DE MATERIA PRIMA

A. AUMENTO DEL 15 % EN ESTE RUBRO

ESTA VARIACIÓN HARÍA QUE LOS COSTOS DIRECTOS VARIARAN, OBTENIÉNDOSE UN CAMBIO EN LOS ESTADOS DE RESULTADOS PRO-FORMA Y EN LOS FLUJOS DE CAJA. ESTA VARIACIÓN DARÍA COMO RESULTADO UNA TASA INTERNA DE RETORNO DE 27.51 %.

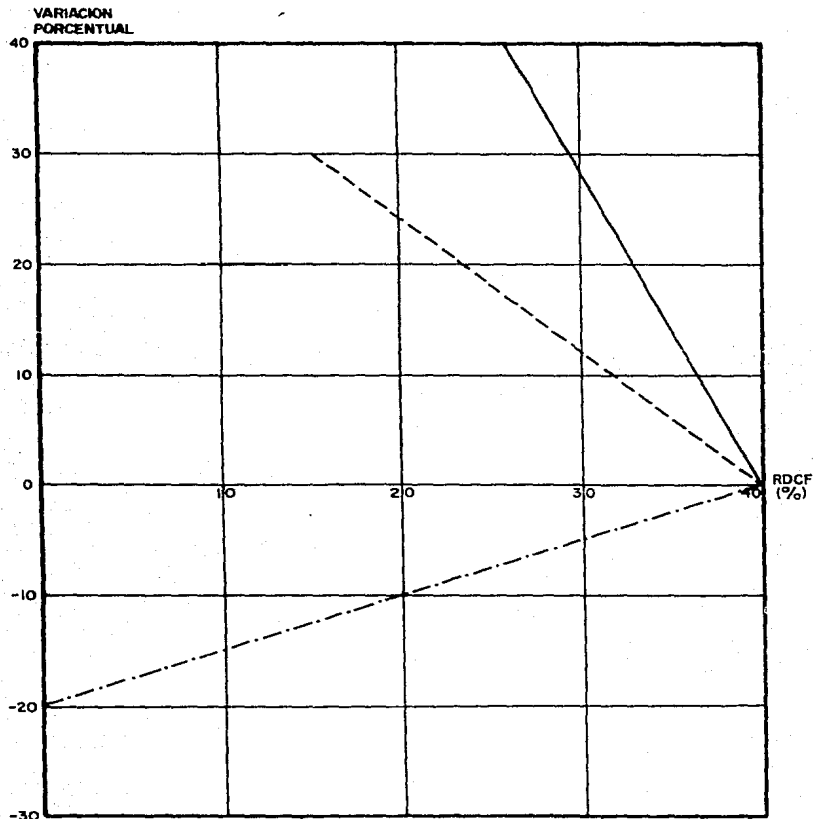
B. AUMENTO DEL 30 %

EN ESTE CASO OBTENDRÍAMOS UNA TIR DE 18.72 %.

LOS RESULTADOS DE ESTE ANÁLISIS ESTÁN RESUMIDOS EN LA GRÁFICA QUE SE PRESENTA A CONTINUACIÓN.

GRAFICA 2 CAP VI

ANALISIS DE SENSIBILIDAD



- 1- VARIACION EN LA INVERSION TOTAL.
- - - 2- VARIACION EN EL COSTO DE LA MATERIA PRIMA.
- · - 3- VARIACION EN PRECIO DE VENTA.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A. CONCLUSIONES

1- EN LO REFERENTE AL CONSUMO DE LA SUSTANCIA EN EL PAÍS, AUNQUE ÉSTE TIENDE A DISMINUIR, NO SE VE MANERA EN LA QUE, POR AHORA, SE PUEDA DESPLAZAR TOTALMENTE AL PABA DEL MERCADO NACIONAL, POR LAS RAZONES YA ESBOZADAS EN EL CAPÍTULO II.

2- LOS INDICADORES ECONÓMICOS PLANTEAN UN PANORAMA BASTANTE DIFÍCIL. LA DIFERENCIA ENTRE LOS COSTOS Y LOS INGRESOS ES MUY PEQUEÑA Y ESTOS HACE QUE LAS GANANCIAS SEAN EXÍGUAS. SI LA CAPACIDAD DE LA PLANTA FUESE MAYOR LOS COSTOS FIJOS DISMINUIRÍAN CONSIDERABLEMENTE, HACIENDO ASÍ MÁS RENTABLE AL PROCESO, PERO PLANTEAR UNA CAPACIDAD MAYOR HUBIERA SIDO UNA FALACIA DEBIDO AL ESTADO ACTUAL DEL MERCADO NACIONAL PARA LA SUSTANCIA.

3- ES JUSTO DECIR QUE, DE ACUERDO AL ANÁLISIS PRELIMINAR HECHO EN LA TESIS, LA INVERSIÓN PARA FABRICAR PABA EN NUESTRO PAÍS NO SE JUSTIFICA EN ESTOS MOMENTOS. LA ÚNICA MANERA EN QUE EVENTUALMENTE ESTE NEGOCIO SEA RENTABLE ES QUE SE PRODUZCA PNBA EN MÉXICO O QUE HAYA UN AUMENTO SUSTANCIAL EN EL CONSUMO DE LA SUSTANCIA QUE NOS OCUPA, TAL VEZ AL ENCONTRARSE UN USO NUEVO.

4- EN LO QUE RESPECTA AL PROCESO EN SÍ, EL SELECCIONADO ES EL QUE MÁS SE APEGA A LA REALIDAD INDUSTRIAL DE MÉXICO. NO ES DEMASIADO COMPLICADO EN SU OPERACIÓN, LAS MATERIAS PRIMAS SON EN SU MAYORÍA DE PRODUCCIÓN NACIONAL, NO ES ALTAMENTE CONTAMINANTE, ES BASTANTE SEGURO Y LOS RESULTADOS OBTENIDOS (SOBRE TODO EN EL ASPECTO DE LOS RENDIMIENTOS) SON BUENOS.

B. RECOMENDACIONES

1- LA PRINCIPAL RECOMENDACIÓN SERÍA QUE, SIENDO UN PROYECTO CON ESCASO MARGEN DE RENTABILIDAD, POR LO MENOS EN LAS CONDICIONES PLANTEADAS EN EL PRESENTE TRABAJO (ADECUADAS AL MOMENTO ACTUAL), Y DE GRAN RIESGO DEBIDO A LA EXISTENCIA DE FUERTE COMPETENCIA Y REDUCIDO MERCADO, LA INVERSIÓN NO SE HICIERA.

2- A PESAR DE LAS CONCLUSIONES QUE SE OBTIENEN DE ESTE TRABAJO, SERÍA POSITIVO HACER UN ESTUDIO MÁS PROFUNDO AL RESPECTO, SOBRE TODO EN LO REFERENTE AL CONSUMO REAL DEL PABA EN EL PAÍS.

SE TUVIERON MUCHAS DIFICULTADES EN OBTENER INFORMACIÓN EN ESTE ASPECTO DEBIDO A LAS CARACTERÍSTICAS CON QUE EL PABA SE IMPORTA AL PAÍS (DENTRO DE UNA FRACCIÓN ARANCELARIA GENÉRICA) LO CUAL HACE QUE LA CONSECUENCIA DE LOS DATOS DE CONSUMO FUESE UNA DE LAS PARTES MÁS COMPLICADAS DE LA INVESTIGACIÓN.

CAPITULO VIII

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO I

1. ANDREWS, D.H.; LYNN, J. Y JOHNSTON, J.: JOURNAL OF THE AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, **48**, 1274 (1926), ESTADOS UNIDOS.
2. CLARKE E.G. ET AL: ISOLATION AND IDENTIFICATION OF DRUGS, INGLATERRA, THE PHARMACEUTICAL PRESS, 1974.
3. GOODMAN, L.: THE PHARMACOLOGICAL BASIS OF THERAPEUTICS, 4ª ED., ESTADOS UNIDOS, THE MC MILLAN PRESS CO., 1970.
4. INTERNATIONAL CRITICAL TABLES OF NUMERICAL DATA, PHYSICS, CHEMISTRY AND TECHNOLOGY; ESTADOS UNIDOS, NATIONAL RESEARCH COUNCIL OF THE UNITED STATES OF AMERICA, 1926.
5. MC MASTER Y SHRINER: JOURNAL OF THE AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, **45**, 751 (1923), ESTADOS UNIDOS.
6. MORRISON Y BOYD : QUÍMICA ORGÁNICA, 3ª ED., MÉXICO, FONDO EDUCATIVO INTERAMERICANO, 1979.
7. PUSHKAREVA, Z. Y KOKOSHKO, Z.: CHEMICAL ABSTRACTS, **41**, 3069G (1947), ESTADOS UNIDOS.
8. RAPPOPORT, Z.: HANDBOOK OF TABLES FOR ORGANIC COMPOUNDS' IDENTIFICATION, 3ª ED., ESTADOS UNIDOS, CRC PRESS, 1967.
9. REMINGTON'S PHARMACEUTICAL SCIENCE, PART I; INGLATERRA, THE PHARMACEUTICAL PRESS, 1975.
10. SABBAB, R. ET AL: THERMODYNAMIQUE DES COMPOSÉS AZEOTÉS. I. ETUDE CALORIMÉTRIQUE DES ENTHALPIES DE ACIDES AMINOBENZÓIQUES, CANADIAN JOURNAL OF CHEMISTRY, **52**, 2201, CANADÁ, 1974.
11. STEPHEN H. Y STEPHEN T.: SOLUBILITIES FOR INORGANIC AND ORGANIC COMPOUNDS, VOL. I; BINARY SYSTEMS; ESTADOS UNIDOS, THE MC MILLAN PRESS CO., 1963.
12. STULL, H.: THE CHEMICAL THERMODYNAMICS OF ORGANIC COMPOUNDS, ESTADOS UNIDOS, THE MC MILLAN PRESS CO., 1977.
13. THORPE, A.: ENCICLOPEDIA DE QUÍMICA INDUSTRIAL, VOL. I, ESPAÑA, 1959.
14. THURØ, CARTENSEN Y MUSA, MAHMOUD: DECOMPOSITION OF BENZOIC

ACID DERIVATIVES IN SOLID STATE; JOURNAL OF PHARMACEUTICAL SCIENCES, VOL. 61, # 7, ESTADOS UNIDOS, 1972.

15. VENKATARAMAN, R.: SYNTHETIC DYES, VOL.I, INGLATERRA, JOHN WILEY AND SONS, 1973.

16. WEAST, R. ET AL: HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS, ESTADOS UNIDOS, CRC PRESS, 1985.

CAPÍTULO III

1. ADAMS, T. ET AL: LABORATORY EXPERIMENTS IN ORGANIC CHEMISTRY, ESTADOS UNIDOS, MC MILLAN PUBLISHING CO., 1979.

2. CLAUSEN, T.: FUNDAMENTOS DE QUÍMICA INDUSTRIAL, MÉXICO, CECSA, 1973.

3. HASHIMOTO, S. Y SUNAKOTO, J.: ANILINES FROM PHOTOCHEMICAL REDUCTION OF NITROBENZENES EN CHEMICAL ABSTRACTS, 73, 56246Y (1970), ESTADOS UNIDOS.

4. KREMER, CH.: THE LABORATORY PREPARATION OF A SIMPLE VITAMIN: PABA EN JOURNAL OF CHEMICAL EDUCATION, 33, 71 - 2, ESTADOS UNIDOS, 1956.

5. MALLONEE, J.: U.S.P. 3,324,175; ESTADOS UNIDOS, 1967.

6. MEIER, R. Y BOHLER, F.: REDUCTION OF AROMATIC NITROCOMPOUNDS WITH SILICON, EN CHEMISTRY BERICHTE, 89, 2301 - 5, R.T.A., 1956.

7. NOEL, M. Y ANANTHARAMAN, P.: AN ELECTROCHEMICAL TECHNIQUE FOR THE REDUCTION OF AROMATIC NITROCOMPOUNDS, EN JOURNAL OF APPLIED ELECTROCHEMISTRY, 12(3), 291 - 8, INGLATERRA, 1982.

8. NOSE, A. Y KUDO, A.: REDUCTION OF AROMATIC NITROCOMPOUNDS WITH THE SODIUM BOROHYDRIDE - NICKELOUS CHLORIDE SYSTEM, EN CHEMICAL PHARMACEUTICAL BULLETIN, 29(4), 1159 - 61, ESTADOS UNIDOS, 1981.

9. PAVIA, J. ET AL: INTRODUCTION TO ORGANIC LABORATORY TECHNIQUES, ESTADOS UNIDOS, W.B. SAUNDERS CO., 1976.

10. PIETRA, S.: REDUCTION OF NITRO DERIVATIVES WITH HYDRAZINE AND PALLADIUM, EN ANN. CHEM., 45, 850 - 3, ITALIA, 1955.

11. POPOV, M.: CATALYTIC REDUCTION OF NITRO COMPOUNDS EN CHEMICAL ABSTRACTS, 28, 1570G (1934), ESTADOS UNIDOS.

12. RAVENSCROFT, P. Y LEWIS, R.: THE ELECTROLYTIC REDUCTION OF P-NITROBENZOIC ACID TO P-AMINOBENZOIC ACID, EN TRANSACTIONS OF THE

ELECTROCHEMISTRY SOCIETY, 84, 7, ESTADOS UNIDOS, 1943.
 13. RONDESTVEDT, CH.: JOURNAL OF ORGANIC CHEMISTRY, 42 (19),
 3118 - 23, INGLATERRA, 1977.

14. SPIEGLER, L.: REDUCTION PROCESS FOR PREPARING AROMATIC P-AMINO
 COMPOUNDS; U.S.P. 2,947,781, ESTADOS UNIDOS, 1960.

CAPÍTULO IV

1. BACKHURST, J. ET AL: PROBLEMAS SOBRE TRANSFERENCIA DE CALOR Y
 MASA, MÉXICO, EL MANUAL MODERNO, 1979.

2. CASTELLAN, G.: FISCOQUÍMICA, MÉXICO, FONDO EDUCATIVO
 INTERAMERICANO, 1976.

3. FOUST, A. ET AL: PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS, 3ª
 ED., MÉXICO, CECSA, 1983.

4. MANUALES DE FABRICANTES DE EQUIPO DIVERSO.

5. MC CABE, W. Y SMITH, J.: UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL
 ENGINEERING, 3ª ED., ESTADOS UNIDOS, MC GRAW HILL, 1983.

6. VALIENTE, A. Y STIVALET, R.: PROBLEMAS DE BALANCES DE
 ENERGÍA, MÉXICO, ED. ALHAMBRA UNIVERSIDAD, 1982.

CAPÍTULOS II, V Y VI

1. APUNTES DE INGENIERÍA ECONÓMICA I Y II. INGENIERO JORGE I.
 HERNÁNDEZ V. (FG - UNAM).

2. FONDO DE EQUIPAMIENTO INDUSTRIAL (FONEI) DEL BANCO DE
 MÉXICO: TÉRMINOS DE REFERENCIA PARA LA FORMULACIÓN DE UN
 ESTUDIO DE PRE-INVERSIÓN, MÉXICO, 1985.

BIBLIOGRAFÍA GENERAL

1. BUENO A., M. Y TORÁ R., E.: ESTUDIO ECONÓMICO PRELIMINAR
 DE UNA PLANTA DE PRODUCTOS PARA CONSUMO INFANTIL (TESIS
 PROFESIONAL), MÉXICO, FACULTAD DE QUÍMICA - UNAM, 1986.

2. CRANE: FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, PIPES AND FITTINGS

(TECHNICAL PAPER # 410), CRANE CO., ESTADOS UNIDOS, 1979.

3. GUZMÁN DE LAS CASAS, A. Y MARTÍNEZ RAMÍREZ, R.: DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA ELABORACIÓN DE CREMA, Y QUESOS FRESCOS (TESIS PROFESIONAL), MÉXICO, FACULTAD DE QUÍMICA - UNAM, 1984.

4. PERRY, R. Y CHILTON, C. (EDITORES): CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 5ª ED., MC GRAW HILL, 1975.