

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA



TESIS PARA OPTAR EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO

Extracción del Aceite de la Pulpa de Palta
(Persea Americana) Mediante una Columna
Rellena de Extracción Líquido-Líquido con
Recuperación del Solvente por Destilación

Domingo Walter Dávalos Montoya

José Luis Chirinos Villarroel

lima...; Perú

1989

DEDICANDO A NUESTRA TESIS DE GRADO DE TODO

CORAZÓN A NUESTROS SERES QUÉRICOS

A LA MEMORIA Y EL AMOR DE NUESTRAS

SEÑORAS MADRES FALLECIDAS:

MERCEDÉS KINLOYA DE DAVALOS

MARIA HERMINIA VILLARROEL DE CEBRILLOS

A NUESTROS AMADOS PADRES:

GUILLERMO EUGENIO DAVALOS ZARATE

JOSE IGNACIO CEBRILLOS CRUZ

A NUESTROS QUERIDOS HERMANOS:

ELENA

BUCD

GLADYS

JAIME

GRACIELA

DEIFILIA

FERNANDO

GUILLERMO

ANA

EDUARDO

JOHNNY

JESUS

RICARDO

BELTY

QUIMÉ CON SU GRAN AYUDA

PERMITIERON QUE SALGAMOS ADELANTE

PARA PODER CULMINAR NUESTRA CARRERA

PROFESIONAL Y LOGRAR

JOSE LUIS

DOMINGO WALTER

INDICE

	<u>PAGINA</u>
RESUMEN	
I • INTRODUCCION	1
II. FUNDAMENTO TEORICO	3
2.1 CARACTERISTICAS GENERALES DE LA PALTA	4
2.1.1 CLASIFICACION BOI'ANICA	4
2.1.2 PROPIEDADES FISICAS DEL FRUTO	4
2.1.3 VARIEDADES DE PALTA	4
2.1.4 PROPIEDADES QUIMICAS DEL FRUTO	8
2.1.5 UTILIZACION DE LA PALTA EN EL PAIS	14
2.1.6 ALMACENAJE DE LOS FRUTOS DE PALTA	16
2.1.6.1 ALMACENAJE EN FRIO	16
2.1.6.2 ALMACENAJE MEDIANTE ATMOSFERA CONTROLADA	16
2.1.7 CONSERVACION DE PULPA DE PALTA	17
2.1.7.1 EFECTOS DE LA POLIFENOL OXIDASA	17
2.1.7.2 INHIBICION DE LA ENZIMA	17
2.2 OPERACIONES UNITARIAS	19
2.2.0 PRUEBAS EXPERIMENTALES REALIZADAS A NIVEL DE LA- BORATORIO	19
2.2.1 FLUIDIZACION DE LA PULPA DE PALTA	20
-2.2.2 COLUMNA RELLENA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIOO	22
2.2.2.1 INTRODUCCION	22
2.2.2.2 ELECCION DEL SOLVENTE	23
2.2.2.3 ELECCION DEL EMPAQUE	25
2.2.2.4 DESCRIPCION DE LA COLUMNA RELLENA DE EXTRACCION LIQUI LIQUIOO	27
2.2.2.5 FUNCIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION	28

2.2.3 UNIDAD DE DESTILACION CON RECIRCULACION DE SOL- VENTE	28
2.2.3.1 INTRODUCCION	28
2.2.3.2 DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE DESTILACION	30
2.2.3.3 SISTEMA DE CONDENSADORES	31
2.2.3.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR	31
2.2.3.5 FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILA- CION	32
2.3 INSTRUMENTOS DE CONTROL	34
2.3.1 MEDIDORES DE FLUJO	34
2.3.2 MEDIDORES DE TEMPERATURA	37
2.3.3 MEDIDORES DE NIVEL	38
2.3.4 MEDIDOR DE VACIO	38
-2.4 CONTROL DE PROCESOS	39
2.5 CONTROL DE CALIDAD	49
2.5.1 DE LA PALA	49
2.5.1.1 CONTENIDO DE HUMEDAD	49
2.5.1.2 CONTENIDO DE GRASA	49
2.5.2 DEL ACEITE CRUO	49
2.5.2.1 INDICE DE ACIDEZ	49
2.5.2.2. INDICE DE IODO	49
2.5.2.3 INDICE DE PEROXIDOS	50
2.5.2.4 INDICE DE SAPONIFICACION	50
2.5.2.5 INDICE DE REFRACCION	51
2.5.2.6 DENSIDAD	51
2.5.2.7 VISCOSIDAD	51
2.5.2.8 TENSION SUPERFICIAL	51

	<u>PAGINA</u>
2.5.3 REFINACION DEL ACEITE CRUDO	52
2.5.3.1 METOOOS DE REFINACION	52
.5.3.2 NEUTRALIZACION	53
2.5.3.3 DECOLORACION	54
2.5.3.4 DEODORIZADO	54
2.5.3.5 WINTERIZADO	55
2.5.4 CONTROL ORGANOLEPTICO	55
III. DESCRIPCION DEL PROCESO EXPERIMENTAL	56
3.1 TRATAMIENTO.DE LA PULPA DE PALTA	56
3.2 OPERACIONES UNITARIAS EN LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO	56
3.2.1 OPERACION POR LarEs	56
3.2.1.1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION	57
3.2.2 OPERACION CONTINUA CON RECIRCULACION DE PULPA FLUIDIZADA	57
3.2.2.1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION	58
3.2.3 OPERACION DE EXTRACCION CONTINUA EN CALIENTE SIN RECIRCULACION	59
3.2.3.1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION	59
3.2.4 OPERACION DE EXTRACCION CONTINUA EN FRIO SIN RECIRCULACION	59
3.3 OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIDAD DE PLANTA PILOTO DE DESTILACION	60
IV. INGENIERIA DE PROCESOS	63
4.1 DETERMINACION DE LAS VARIABLES DE OPERACION	63
4.1.1 DE LA PULPA DE PALTA FLUIDIZADA	63
4.1.1.1 DENSIDAD	63

	<u>PAGINA</u>
4.1.1.2 TENSION SUPERFICIAL	63
4.1.1.3 VISCOSIDAD	63
4.1.1.4 TEMPERATURA	64
4.1.2 DE LA COLUMNA EMPACADA DE EXTRACCION LIQUIDO- LIQUIDO	64
4.1.2.1 FLUJOS DE ALIMENTACION Y DESCARGA DE PULPA FLUIDIZADA	64
4.1.2.2 TEMPERATURA DEL SOLVENTE	65
4.1.2.3 FLUJO DE SOLVENTE	65
4.1.2.4 COEFICIENTE GLOBAL VOLUMETRICO DE TRANS- FERENCIA DE MASA	65
4.1.2.5 NUMERO GLOBAL DE UNIDADES DE TRANSFEREN CIA DE MASA	67
4.1.2.6 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE MASA	76
4.1.3 DE LA UNIDAD DE EXTRACCION CON RECIRCULACION DE SOLVENTE	77
4.1.3.1 CARGA TERMICA EN EL CALDERIN	77
4.1.3.2 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL SISTEMA DE CONDENSADORES	78
4.1.4 DEL INTERCAMBIAOOR DE CALOR	78
4.1.4.1 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	78
4.2 EVALUACION DE LAS VARIABLES DE PROCESO	80
4.2.1 DE LA COLUMNA EMPACADA DE EXTRACCION LIQUIDO- LIQUIDO	80
4.2.2 DE LA UNIDAD DE DESTILACION	80

	<u>PAGINA</u>
4.2.3 DEL SISTEMA DE CONDENSADORES	81
4.2.4 DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	81
V. RESULTADOS EXPERIMENTALES	82
VI. ANALISIS DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES	84
6.1 COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDCr-LIQUIDO	84
6.2 UNIDAD DE DESTILACION	85
6.3 CONTROL DE CALIDAD DEL ACEITE	85
VII. ESCALAMIENTO A PLANTA INDUSTRIAL	86
7.1 INTRODUCCION	86
7.1.1 FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA INDUSTRIAL	86
7.1.2 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DIARIO	86
7.1.3 CAPACIDAD DE PRODUCCION DIARIA	86
7.2 RELACION DE EQUIPOS DISEÑADOS PARA LA PLANTA INDUS- TRIAL	87
7.3 DISEÑO DE INGENIERIA DE LOS EQUIPOS PARA LA PLANTA INDUSTRIAL	88
VIII. EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO INDUSTRIAL	144
8.1 RESUMEN	144
8.1.1 ACTIVIDAD ECONOMICA	144
8.1.2 REGIMEN LABORAL	144
8.1.3 TIEMPO DE IMPLEMENTACION DE LA PLANTA	144
8.1.4 TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION	144
8.1.5 VALOR ACTUAL NETO	144
8.1.6 UTILIDAD NETA ACUMULADA AL FINAL DE LOS 10 AÑOS	144
8.1.7 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DIARIO DE LA PLANTA INDUSTRIAL	144
8.1.8 CAPACIDAD DE PRODUCCION DE LA PLANTA INDUSTRIAL	145

	<u>PAGINA</u>
8.1.9 INVERSIONES	145
8.1.10 PRECIOS EN EL MERCA.DO NACIONAL DE PALTA	146
8.1.11 PRECIOS EN EL MERCA.DO INTERNACIONAL DE LOS PRODUCTOS	146
8.1.12 LOCALIZACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL	146
8.1.13 INVERSIONES DE CAPITAL	147
8.1.14 CAPITAL DE TRABAJO	148
8.2 CRONOGRAMA DE DESEMBOLO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL	149
8.3 CRONOGRAMA DE IMPLEMENTACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL	150
8.4 INVERSIONES DE CAPITAL FIJO	150
8.4.1 EQUIPOS DE LABORATORIO	150
8.4.2 EQUIPOS DE PLANTA	151
8.4.3 COSTOS DIRECTOS	160
8.4.4 COSTOS INDIRECTOS	160
8.5 MATERIA PRIMA	161
8.6 MANO DE OBRA DIRECTA	161
8.7 GASTOS DE FABRICACION	162
8.7.1 MANO DE OBRA INDIRECTA	162
8.7.2 CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA	162
8.7.3 GASTOS DE MANTENIMIENTO	163
8.7.4 GASTOS DE SUMINISTROS Y REACTIVOS	163
8.7.5 DEPRECIACIONES	163
8.7.6 SEGUROS	163
8.8 GASTOS ADMINISTRATIVOS	164
8.9 GASTOS DE VENTA	164
8.10 GASTOS FINANCIEROS	165

	<u>PAGINA</u>
8.11 ESTADOS DE GANANCIAS Y PERDIDAS	166
8.12 ESTRUCTURA DEL VALOR DE VENTA PARA EL ACEITE REFINADO Y GRASA DE PALTA	167
8.13 ESTRUCTURA DEL VALOR DE VENTA PARA LA HARINA DE PALTA	168
8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO	169
8.15 FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL DESCONTADO	176
8.16 TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL	179
8.17 TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL	179
8.18 VALOR DE RESCATE	180
8.19 VALOR ACTUAL NETO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL	180
IX. CONCLUSIONES	181
X. RECOMENDACIONES	186
ANEXOS	188
SIMBOLOGIA	198
BIBLIOGRAFIA	203

INDICE DE TABLAS

<u>TABLA</u>		<u>PAGINA</u>
1	CARACTERISTICAS FISICAS DE LAS VARIEDADES DE PALTA.	6
2	COMPOSICION PORCENTUAL DE CASCARA, SEMILLA Y PULPA DE LAS DIVERSAS VARIEDADES DE PALTA.	7
3	COMPOSICION FISICO-QUIMICA DE LA PALTA PARA DIFERENTES VARIEDADES.	9
4	CONTENIOO DE HUMEDAD Y GRASA DE LA PULPA DE PALTA.	10
5	COMPOSICION QUIMICA EN PESO PARA 100 GRAMOS DE PULPA.	11
6	ANALISIS DE PEPA Y RESIDUOS DE EXTRACCION DEL ACEITE DE PALTA - VARIEDAD WAGNER.	12
7	COMPOSICION QUIMICA DE LA CASCARA Y SEMILLA DE PALTA.	13
8	DISTRIBUCION GEOGRA.FICA DE LA PRODUCCION MUNDIAL DE PALTA POR CONTINENTES.	14
9	PRODUCCION MUNDIAL DE PALTA POR PAISES.	15
10	PROPIEDADES DADAS A LA PULPA FLUIDIZADA OBTENIOOS EXPERIMENTALMENTE.	21
11	RENDIMIEN'IO DE EXTRACCION DEL ACETE DE PALTA POR TIPO DE SOLVENTE.	24
12	CALIBRACION DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACION.	33
13	DATOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE PARA LA CALIBRACION DE LOS ROTAMETROS.	35
14	DATOS EXPERIMENTALES PARA LA DETERMINACION DE LA LONGITUD DE ONDA PARA EL MINIMO PORCENTAJE DE TRANSMITANCIA DEL SISTEMA SOLVENTE-MUESTRA.	40
15	DATOS EXPERIMENTALES DE LA CURVA PATRON PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO.	42

TABLAPAGINA

16	DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CURVA DE CONTROL DE PROCESOS Y DE OPERACION DE LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUI- OO-LIQUIDO.	45
17	DATOS CALCULADOS A PARTIR DE LA FIGURA 6 .	47
18	DATOS EXPERIMENTALES DE LA DESTILACION AL VACIO PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO.	61
19	DATOS EXPERIMENTALES PARA OBTENER LA COMPOSICION DE SATURACION DE ACEITE EN EL EXTRACTO A LAS CONDICIONES DE OPERACION EN LA UNIDAD PILOTO.	69
20	DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CURVA DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA ACEITE/PULPA - ACEITE/HEXANO.	72
21	DATOS OBTENIDOS DE LA CURVA DE EQUILIBRIO Y CURVA DE OPERACION PARA HALLAR EL N _t OE.	74
22	VARIABLES DE OPERACION PARA LA DETERMINACION DE LA CARGA TERMICA EN LA UNIDAD DE DESTILACION.	79
23	RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA UNIDAD DE EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIOO CON RECIRCULACION DEL SOLVENTE POR DES- TILACION.	82
24	RESULTADOS EXPERIMENTALES PARA LOS ACEITES CRUOO Y REFINAOO.	83

INDICE DE FIGURAS

<u>FIGURA</u>		<u>PAGINA</u>
1	EQUIPO DE LABORATORIO DE EXTRACCION DE ACEITE DE PALTA	18A
2	EQUIPO DE PLANTA PILOTO DE EXTRACCION DE ACEITE DE PALTA.	27A
3	CURVAS EXPERIMENTALES PARA LA CALIBRACION DE ROTAMETROS.	36
4	PORCENTAJE DE TRANSMITANCIA (% T) VS. LONGITUD DE ONDA.	41
5	CURVA PATRON EXPERIMENTAL PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO.	43
6	GRAFICO PARA EL CONTROL DE PROCESOS PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO.	46
7	GRAFICO dC/dt VS. C .	48
8	CURVA EXPERIMENTAL DE LA DESTILACION AL YACIO PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO.	62
9	OBTENCION DE LA COMPOSICION DE SATURACION EN EL EXTRACCION PARA EL SISTEMA ACEITE/PULPA - ACEITE/HEXANO.	70
10	CALCULO GRAFICO DEL NUMERO GLOBAL DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA.	73
11	CURVA DE INTEGRACION GRAFICA PARA HALLAR EL N_{tOE} .	75
12	EXTRUSORA.	89
13	COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO.	95
14	UNIDAD DE DESTILACION.	98
15	NEUTRALIZADOR.	118
16	LAVADOR DE ACEITE.	122
17	SECADOR AL YACIO.	125

<u>FIGURA</u>		<u>PAGINA</u>
18	DEODORIZAADOR.	129
19	SECADOR CONTINUO TIPO TUNEL PARA LA HARINA DE PALTA.	137
20	MOLINO MICROPULVERIZADOR.	138
21	GRAFICO DEL FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL DESCUENTO.	178
22	PRODUCCION ACUMULADA DE ACEITE EN BRUTO, OBTENIDA POR HECTAREA, PARA PLANTACIONES DE SOYA, ALMENDRA Y PALTA.	183
23	PRODUCCION ACUMULADA DE FRUTOS A TRAVES DEL TIEMPO OBTENIDA POR HECTAREA. PARA PLANTACIONES DE ALMENDRA, SOYA Y PALTA.	184
24	COSTO AGRICOLA ACUMULADO DE PRODUCCION POR HECTAREA, PARA PLANTACIONES DE ALMENDRA, SOYA Y PALTA: EN EL ESTADO DE SAO PAULO •	185

INDICE DE ANEXOS

<u>ANEXO</u>		<u>PAGINA</u>
1	ESPECIFICACIONES GENERALES PARA EL CALCULO DEL CAPITAL DE TRABAJO.	188
2	ESPECIFICACIONES GENERALES DEL CONSUMO MENSUAL DE MATERIA PRIMA.	189
3	DETALLE DE LOS SUELDOS DE LA MANO DE OBRA INDIRECTA.	190
4	DETALLE DE LOS SUELDOS DEL PERSONAL ADMINISTRATIVO.	190
5	DETALLE DE LOS SUELDOS DEL PERSONAL DE VENTAS.	190
6	DETALLE DE LOS SUELDOS DEL PERSONAL DE FINANZAS.	191
7	INVENTARIO DE PRODUCTOS TERMINADOS (PARA 15 DIAS).	191
8	COSTOS UNITARIOS POR GASTOS.	192
9	CAPACIDAD DE PRODUCCION. COMPOSICION DE LA PULPA DE PALTA.	192
10	VENTAS NETAS MENSUALES.	193
11	DATOS ECONOMICOS.	193
12	CALCULO DE LA DEPRECIACION TOTAL ANUAL Y EL VALOR DE RESCATE, .	194
13	APLICACIONES INDUSTRIALES DEL ACEITE Y GRASA DE LA PULPA DE PALTA.	195
14	DIAGRAMA DE BLOQUE PARA DETERMINAR LOS BALANCES DE MASA Y ENERGIA GLOBALES Y POR COMPONENTE EN CADA EQUIPO.	198A

RESUMEN

La presente Investigación se realizó teniendo en cuenta los resultados obtenidos de las experiencias, a nivel de laboratorio y de planta piloto, siendo posibles, gracias al apoyo económico brindado por las siguientes Instituciones: INSTITUTO GENERAL DE INVESTIGACION de la UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA, y al CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA Y **TECNOLOGIA**.

A nivel de laboratorio, se implementó un equipo similar al de planta piloto, en el cual se determinó los inconvenientes técnicos, para determinar los parámetros de la pulpa fluidizada., y las variables de operación para la extracción líquido-líquido del aceite de la pulpa de palta.

A nivel de planta piloto, se implementó la unidad existente en el Laboratorio N 23-A de Procesos Químicos, perteneciente a la Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera. En la Unidad Piloto de EXTRACCIÓN LIQUIDO-LIQUIDO CON RECUPERACION DEL SOLVENTE POR DESTILACION, se determinó las variables óptimas de operación para la extracción del aceite de palta a partir de la pulpa fluidizada, lo cual permitió realizar el escalamiento para el diseño de la Planta Industrial.

El Diseño de Ingeniería de la Planta Industrial es para un procesamiento diario de 20,000 kilogramos de fruto de palta; para una producción diaria de 1,107.35 kilogramos de aceite refinado (7.521 US\$/k.g), 276.81 kilogramos de grasa de palta (7.551 US\$/kg), 3,151.19 kilogramos de harina de palta (0.189 US\$/k.g), 39.45 kilogramos de jabón de palta (0.889 US\$/k.g). Los resultados experimentales finales se obtuvieron trabajando con la variedad de palta nacional HALL, obteniéndose un rendimiento del 85 % en peso del contenido total de aceite en la pulpa.

De la Evaluación Económica de la Planta Industrial Diseñada, requiere de una INVERSION TOTAL DE CAPITAL de US\$ 1'991,134: el TIEMPO DE IMPLEMENTACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL es de 8 meses: el TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO es de 10 años.

Se ha determinado la localización de la Planta Industrial en la Ciudad de LIMA.

El TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL es de 26 MESES, después del inicio de operación de la Planta Industrial.

La UTILIDAD NETA ACUMULADA TOTAL es de US\$ 8'429,723 , al final de los 10 años del tiempo de vida del Proyecto Industrial.

La TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION es de 21,.64 % ANUAL en DOLARES EE.UU.

El VALOR ACTUAL NETO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL es de US\$ 3'412,965 al final de los 10 años.

La inversión en el Proyecto de Implementación de la Planta Industrial, se justifica, debido a la creciente Demanda Mundial en el consumo alimenticio e industrial del aceite de palta y sus subproductos, y a la ALTA RENTABILIDAD del Proyecto de Inversión.

Industrialmente el aceite de palta, por sus cualidades inherentes, tiene múltiples aplicaciones: en FARMACOLOGIA, COSMETOLOGIA, PRODUCTOS DE BELLEZA: también se le emplea como aceite lubricante para maquinarias y motores de alta precisión y tecnología.

I. INTRODUCCION

Las características climatológicas del Perú, permiten el cultivo de una serie de productos agropecuarios, que además de ser utilizados en la alimentación de nuestra población, pueden ser aprovechados como productos agroindustriales, especialmente en épocas de gran producción donde no pueden ser consumidos en su totalidad como alimento.

El excedente de los productos permiten la posibilidad de ser industrializados, para ser utilizados en otras formas, tanto para el consumo interno, productos de exportación y para sustituir a productos elaborados importados.

La industrialización beneficiaría de esta manera al Sector Agropecuario, permitiendo mantener el precio de sus productos.

Uno de los productos agropecuarios que abundan en nuestra Patria, en los Valles Costeros, en la Selva Alta y en los Valles profundos de la Sierrai es precisamente la FALTA, conocida también en otros países como AGUACATE, cuyos frutos son utilizados en la alimentación por su alto valor nutritivo.

Existe una gran posibilidad de industrialización en nuestro país, por tener una gran producción, variedad y calidad de palta, así como ha ocurrido en la mayoría de países productores de palta (México, Brasil, Argentina, etc.); obteniéndose productos de alta calidad, insentivando el aumento de las áreas de cultivo de palta, ya que no se requieren terrenos planos, pudiéndose cultivar en terrenos agrestes.

La aplicabilidad del aceite de palta en la industria se debe a la gran aceptabilidad de sus propiedades físico-químicas, siendo empleado por la Industria Alimentaria y Cosmética. Por sus propiedades de aceite vegetal, es empleado en la elaboración de jabones de alta calidad, margarina: de la PULPA TRATADA se obtiene la HARINA, que puede ser empleada

en la aliment ción (Ver ANEXO 1).

En la actualidad no se ha realizado la industrialización de la palta en ninguna de sus formas en el Perú.

La investigación se realizó en una unidad de extracción líquido-líquido constituido por una columna rellena de anillos rasom g, recuperando el solvente mediante una unidad de destilación continua, recirculando el solvente (HEXANO} a través de la columna rellena.

II. FUNDAMENTO EXTRACCION

El sistema empleado para realizar la operación de extracción, es el sistema de extracción líquido-líquido, que consiste en la transferencia de masa de los constituyentes oleaginosos de la pulpa de palta fluidificada, por contacto íntimo con el solvente apropiado, como hexano, que es inmiscible en la pulpa fluidificada, produciéndose dos fases diferentes tanto en composición como en densidades. La fase más rica en solvente llamada EXTRACCION y la fase menos rica en solvente llamada REFINADO, las cuales fluyen en contracorriente a través de la columna de absorción, rellena con anillos rashing de 15 mm. de diámetro exterior y 15 mm. de longitud, que tienen por finalidad aumentar el área de transferencia de masa y evita la emulsificación de la fase continua debido a su diseño apropiado. La fase continua es la PULPA FLUIDIFICADA la cual fluye en contracorriente con el SOLVENTE, y por diferencia de densidades el solvente asciende a través de la columna rellena, realizándose la transferencia de masa del aceite contenido en la pulpa de palta al solvente. El flujo de la pulpa de palta es controlado mediante un rotámetro, y la fase dispersa constituido por el solvente es controlado mediante la energía eléctrica suministrada, al sistema de calentamiento del calderín de la columna de destilación.

La capacidad de extracción de la columna de absorción depende fundamentalmente del tipo y tamaño del relleno, de la altura de la columna, de los distribuidores inferior y superior de la columna, de la tensión interfacial, de la relación de flujos, de las densidades y viscosidades de los fluidos, de las temperaturas de operación.

2.1 CARACTERISTICAS.GENERALES DE LA ALTA

2.1.1 CLASIFICACION .BOTANICA

De acuerdo a los estudios realizados por BROME. (1970), la palta pertenece a la siguiente clasificaci6n botánica:

DIVISION	:	ESPERMATOPHITA
SUB-DIVISION	:	ANGIOSPERMA
CLASE	:	DICOTILEOONIA
ORDEN	:	LAUREA
FAMILIA	:	LAUREACEA
GENERO	:	PERSEA
ESPECIE	:	PERSEA AMERICANA
NOMBRE COMUN	:	PALTA ○ AGUACATE

2.1.2 PROPIEDADES FISICAS DEL FRUTO

Los frutos de palto tienen formas y tamaños variables, las cuales son desde esféricas hasta alargadas y desde unos gramos de peso hasta las de gran tamaño: el color depende de la variedad del fruto, sus colores van desde todos los tonos de verde hasta el castaño y el negro pGrpura.

2.1.3 VARIEDADES DE.PALTA

FUERTE : Es la variedad más importante en el comercio mundial, por sus características físicas y químicas. Esta variedad es un híbrido de la especie guatemalteca y mexicana, de regular peso, color verde oscuro, su semilla es pequeña, su pulpa amarilla y tiene un sabor agradable.

ITZANMA : Esta variedad es cultivable hasta una altitud de 1500 m. s.n.m. , de forma de pera de buen tamaño, de color verde oscuro, cáscara algo arrugada y pulpa amarilla.

CH(x:1UETI'E: Es un híbrido de las variedades guatemalteca y

antillana, de gran tamaño llega a pesar 1 kg. , su forma es ovalada, de cáscara lisa y color verde brillante, pulpa amarilla y de buena calidad.

NABAL : Variedad de la especie guatemalteca, considerada como la mejor de su variedad, su peso fluctúa entre 400 y 500 gramos, de forma casi redonda, cáscara verde oscura y gruesa, de semilla pequeña.

QUEEN : Variedad de origen guatemalteca, de regular tamaño 400 a 600 gramos, de forma oblonga-periforme, cáscara de color morado rojizo de aspecto gruesa rugosa y quebradiza, de semilla pequeña •.

HASS : Variedad guatemalteca originaria de california, su fruto es periforme u ovalado, de pequeño peso, su cáscara es gruesa y rugosa, de color casi negro, de semilla pequeña.

VILLACAMPA: Variedad de origen nacional, perteneciente a la raza antillana, pesa entre 550 a 650 gramos, de forma oblonga periforme, de cáscara lisa de color verde amarillento.

Podemos mostrar algunos datos de las características físicas de diversas variedades de palta.

La TABLA 1, muestra las características físicas de las diferentes variedades de frutos.

La TABLA 2, muestra los porcentajes de los componentes físicos de los frutos.

TABLA 1.- CARACTERISTICAS FISICAS DE LAS VARIEDADES DE PALTA

VARIEDAD	P R O P I E D A D E S				
	L	D	W	<i>p</i>	<i>p</i>
FOLLOCK	13.26	9.65	530.7	0.869	0.783
SIMMOS	10.28	8.83	400.3	0.963	0.526
FORTUNA	14.81	10.78	717.6	0.957	0.520
COLLINSON	12.28	10.50	610.1	0.902	0.432
LINDA	14.68	10.97	853.4	0.927	0.379
PRINCE	14.66	10.93	825.9	0.972	0.505

Fuente: Dos Santos (1977) • Datos obtenidos de una muestra de 100 unidades.

Donde :

L = longitud (cm.)

D = diametro (cm.)

W = peso (gramos)

p = densidad real (gr/ce)

p = peso específico aparente (gr/ce)

TABLA 2.- COMPOSICION PORCENTUAL DE CASCARA
SEMILLA Y PULPA DE LAS DIVERSAS
VARIEDADES DE PALTA

VARIEDAD	COMPONENTE (%)		
	CASCARA	SEMILLA	PULPA
SIMMONDS	1	12	81
FORTUNA	6	14	80
POLLOCK	7	14	79
BOOTH	10	16	74
NABAL	11	17	72
BARKER	8	20	72
PRINCE	16	15	69
COLLINSON	13	20	67
PUEBLA	7	26	67
LINDA	10	25	65
GOTTFRIED	8	27	65
FUERTE	13	23	64
DUKE	9	28	63
ITZANMA	21	18	61

FUENTE: Dos Santos (1977).

2.1.4 PROPIEDADES QUÍMICAS DEL FRUTO

De acuerdo a los estudios realizados por BROM (1970), encontró que la composición química de la palta difiere éonsiderablemente comparando con cualquier otro tipo de fruto que se consume en forma fresca, porque el contenido proteínico es tres veces mayor que el que contienen la manzana, uva, pera plátano, etc. la mayor parte de los frutos no contienen aceite, y si los tienen es muy pequeña cantidad, la palta es únicamente superada por la aceituna en contenido de aceite. El contenido de aceite de la palta se encuentra entre el 15 % y el 25 % en peso, siendo la pulpa la de mayor contenido de aceite, dependiendo del tipo de variedad con la que se trabaja. Además del aceite y proteínas, la palta también contiene vitaminas A, B y C, así como una cantidad regular de las vitaminas, D y E. Según REUHLE (1974), caracteriza a la palta por su alto contenido calórico y muy bajo contenido de carbohidrato, que es apropiada fuente de alimentación para diabéticos.

A continuación se observa en las siguientes TABLAS: TABLA 3, que muestra las características físico-químico de las variedades más conocidas de frutos de palta: TABLA 4, muestra el contenido de humedad y grasa: TABLA 5, muestra la composición química del fruto de palta: y las TABLAS 6 y 7, muestran la composición química de la pepa y cáscara de la palta

TABLA 3.- COMPOSICION FISICO-QUIMICA DE PALTA, DE ACUEROO CON LOS RESULTADOS DE LOS ANALISIS EFECTUADOS
PARA DIFERENTES VARIBDADES

VARIETADES	PESO MEDIO DE PALTA (g)	CASCARA (%)	PULPA (%)	PEPA (%)	HUMEDAD EN LA PULPA FRESCA (%)	MATERIA GRASA		PESO DE ACEITE EN LA PULPA POR KG. DE PALTA (g)	ORDEN DE LA RIQUEZA DE ACEITE POR KG. DE PALTA
						PALTA (%)	PULPA (%)		
HASS		16.5	74.1	9.3	70.8		21.9	162	1*
FUERTE	159	13.1	63.5	23.4	64.9	16.2	25.5	162:	2*
WAGNER	344	14.1	62.7	23.0	70.2	15.2	24.8	156	3*
TATUI	356	12.7	64.8	22.5	67.6	14.3	22.1	143	4*
PANCHOY	509	13.4	71.2	15.4	75.5		19.3	137	5*
PUEBLA		6.2	65.9	26.5	69.2		20.4	134	6*
GLORIA	660	13.4	76.6	10.0	73.4		17.1	131	7*
GO'rl'FRIED		6.7	67.9	24.3	71.1		19.1	130	8*
PRINCE	551	15.7	69.3	15.0	72.7	12.0	17.3	120	9*
RYAN	197	13.5	62.1	24.4	56.0		19.1	119	10*
ANA		16.4	73.5	10.0	75.9	11.5	15.7	115	11*
NORTROPP	114	7.7	62.7	29.6	74.7	11.3	18.0	113	12*
BARKER		2.0	70.9	19.7	74.2		15.2	108	13*
POLLOCK	720	6.7	78.7	14.6	77.3	10.5	13.4	105	14*
DUKE	142	8.8	63.1	28.0	77.6	10.1	16.1	102	15*
MONTE D' ESTE	458	20.5	67.1	12.4	77.0		15.0	101	16*
NABAL	356	12.2	64.0	23.7	74.0		15.6	100	17*
LINDA	640	10.2	65.0	24.7	75.0	9.8	15.2	99	18*

FUENTE: ANALISIS DE FRUTOS POR "I.T.A.L." (1977).

TABLA 4.- CONTENIDO DE HUMEDAD Y GRASA DE LA PULPA DE PALTA

VARIEDAD	PROPIEDAD (%)	
	HUMEDAD	GRASA
FUERTE	65	26
WAGNER	70	25
TATUI	68	22
PRINCE	73	17
DUKE	78	16
LINDA	75	15
BARKER	74	15
DIKARO	72	15
ITZANMA	73	15
PANCHOY	79	14
POLLOCK	77	13
PUEBLA	76	13
BOOTH	73	12
GOTTFRIED	78	12
COLLINSON	65	12
SIMONS	79	10
FORTUNA	83	10
NABAL	84	7

FUENTE: DOS SAN'ros (1977).

TABLA 5 .- COMPOSICION QUIMICA EN PESO PARA 100 GR. DE PULPA

COMPONENTES MAYORES	PESO	MINERALES	VITAMINAS
COMPONENTE	(gr}	(mgr}	(mgr}
AGUA	72.4	FOSFORO 67.0	ACIDO ASCORBICO 6.82
GRASAS	12.5	CALCIO 30.0	
CARBOHIDRATOS	6.5	FIERRO 0.6	MIACINA 1.82
FIBRA	5.8		RIBOFLA- VINA 0.10
PROTEINAS	1.7		
CENIZAS	1.0		CAROTENO 0.05
			TIAMINA 0.03

CALORIAS 133

FUENTE: COLLAZOS (1962}.

TABLA 6 .- ANALISIS DE PEPA Y RESIDUOS DE EXTRACCION DEL ACEITE DE PALTA, VARIEDAD WAGNER, I.T.A.L.
CAMPINAS, 1977

COMPONENTES	<u>p e p a</u>		<u>RESIDUO</u>		PEPA SECA MAS
	MATERIA SECA (%)	MATERIA ORIGINAL (%)	CASCARA+ PULPA MATERIA SECA (%)	MATERIA ORIGINAL (%)	RESIDUO SECO MATERIA SECA (%)
HUMEDAD	0.00	56.50	0.00	75.71	0.00
PROI'EINA (N x 6.25)	4.98	2.17	9.55	2.32	6.08
MATERIA GRASA	1.70	0.74	19.14	4.65	5.88
FIBRA	8.10	3.52	45.74	11.11	17.13
CENIZAS	2.18	0.95	1.19	0.29	1.94
CARBOHIDRA'IOS TOTALES (*)	83.05	36.12	24.38	5.92	68.97
AZUCARES NO REDUCTORES	1.49	0.65	3.65	0.91	2.02
AZUCARES REDUCTORES	3.20	1.39	0.98	0.24	2.68
ALMIDON	53.61	23.32	0.08	0.02	40.76
OI'ROS CARBOHIDRA'IOS (*)	24.74	10.76	19.57	4.75	23.51

(*) Calculado por diferencia.

TABLAN# 7

COMPOSICION QUIMICA DE LA CASCARA Y SEMILLA DE LA PALTA

COMPONENTES QUIMICOS (%)	CASCARA	SEMILLA
HUMEDAD	71.0	53.0
FIBRA BRUTA	13.0	5.0
MATERIA GRASA	5.0	4.0
PENTOSAS	4.5	1.6
CENIZAS BRUTA	2.2	1.6
PROTEINAS BRUTA	2.0	2.0
AZUCARES TOTALES	2.3	f.9
AZUCARES REDUCIDORES	1.9	1.8
FOSFATO (mgr)	155.0	263.0
MAGNESIO (mgr)	43.0	66.0
CALCIO (mgr)	1.6	2.0

FUENTE: DOS SANTOS (1977)

2.1.,S UTILIZACION DE LA PALTA EN EL PAIS

Debido a las condiciones ecológicas, a la palta se le considera como uno de los frutos de gran importancia, con buenas perspectivas económicas para los fruticultores, se viene incrementando su cultivo en la Costa, Selva, y en valles profundos de la Sierra, existiendo grandes plantaciones en los valles de Lima, Chira, Olmos, Motupe, Sayan, Pativilca, Chanchamayo, Huánuco, Chincha, y algunos valles de Arequipa.

Las mayores regiones productoras de palta, se encuentran ubicadas principalmente en la Selva.

Actualmente en el Perú la producción de palta esta destinada para el consumo interno y en pequeña escala para la exportación. La calidad de la palta en nuestro País es de muy buena calidad.

A continuación se muestra en la TABLA 8 y TABLA 9 la distribución geográfica de la producción mundial de palta.

TABLA 8.- DISTRIBUCION GEOGRAFICA DE LA PRODUCCION MUNDIAL DE PALTA, POR 1000 TM., PARA LOS PERIODOS MEDIOS 1961/1965 Y LOS AÑOS 1973 A 1975

A R E A S	1961/65	1973	1974	1975
AMERICA CENTRAL	375	507	518	536
AMERICA DEL SUR	234	322	339	349
AMERICA DEL NORTE	49	66	112	80
ASIA	15	30	35	36
AFRICA	15	26	28	29
TOTAL	688	952	1,032	1,030

FUENTE: **F.A.O.**

TABLA 9.- PRODUCCION MUNDIAL DE PALTA POR PAISES PRODUCTORES,
POR 1000 TM. PARA EL PERIODO MEDIO 1961/1965 Y LOS
AÑOS 1973 A 1975

P A I S E S	1961/65	1973	1974	1975
MEXICO	129	223	230	243
REPUBLICA DOMINICANA	111	128	129	131
BRASIL	79	100	110	117
ESTADOS UNIDOS	49	66	112	80
COLOMBIA	39	69	70	72
VENEZUELA	54	57	57	57
PERU	23	56	56	56
HAITI	37	47	48	49
ECUADOR	25	24	29	30
EL SALVADOR	18	26	27	28
COSTA RICA	12	24	24	25
GUATEMALA	14	21	21	21
CUBA	35	18	20	20
FILIPINAS	14	17	20	20
ISRAEL	1	12	15	16
SUB-AFRICA	4	12	13	14
amos	44	52	51	51
TOTAL	688	952	1,032	1,030

FUENTE: F.A.O.

2.1.6 ALMACENAJE DE LOS FRUTOS DE PALTA

La conservación de los frutos de palta dependen esencialmente del grado de maduración con. que la fruta fue cosechada, además de la forma de manipulación durante su traslado, DOS SANTOS 1977. La fruta cosechada alcanza su estado óptimo a una temperatura constante, entre 5 a 12 días, O.E.A. (1978). A continuación se menciona los diferentes tipos de almacenaje:

2.1.6.1 ALMACENAJE EN FRIO

Los frutos de palta no pueden ser almacenados a temperaturas demasiadas bajas, porque, se producen los daños llamados ael FRIO, si los frutos son almacenados a una emperatura adecuado, se extiende más el periodo final de su maduración, O.E.A. (1978).

De acuerdo a las recomendaciones dadas por DOS SANTOS (1977), las paltas se conservan a 7°C, excepto la variedad FUERTE que es a 8°C, la conservación puede ser de 4 a 6 semanas, manteniendo además el porcentaje de humedad entre 85% y 95%, porque a bajos porcentajes de humedad, la palta pierde humedad que es absorbida por el medio'ambiente.

2.1.6.2 ALMACENAJE-MEDIANTE ATMOSFERA CONTROLADA

Por investigaciones realizadas por DOS SANTOS (1977) se ha demostrado la importancia de la prevención mediante una atmósfera que contine 10% de DIOXIOO de CARBONO, logrando prolongar la conservación de las paltas a cualquiera temperatura sin causar alteraciones fisiológicas, como la formación de manchas marrones en la cáscara de la palta.

HATTON & **RIEEDER** (1970), mencionados por la O.E.A. (1978), consiguieron conservar paltas de la variedad LULA por 60 días a 10°C y en una atmósfera de 1 % de oxígeno y 9 % de dióxido de carbono.

2.1.7 CONSERVACION DE LA PULPA DE PALTA

Es posible la conservación de la pulpa de palta, de acuerdo a las observaciones realizadas por **CORTES** (1971) , quien pudo conservar la pulpa de palta por 30 días en perfectas condiciones, INHIBIENDO la POLIFENOL OXIDASA, enzima causante del pardeamiento de la pulpa por exposición al medio ambiente, cuya técnica consiste en: preparación de la pulpa a 6°C, adicionando ácido ascórbico 0.015 M. y ácido sórbico como conservadores, y alginato sódico 0.5 % como espesante, envasado al vacío en envases de vidrio, y su posterior refrigeración a 2°C .

2.1.7.1 EFECTOS DE LA POLIFENOL OXIDASA

La polifenol oxidasa está ampliamente distribuída en la planta, el oscurecimiento de muchas frutas y ortali zas. es debido a la presencia de esta enzima, sin embargo la peroxidasa, el ácido ascórbico, oxidasa y otros óxidos reductores pueden estar parcialmente involucradas. Esta enzima se conoce bajo varios nombres tales como tirosinasa, catecolasa, polifenol oxidasa, fenolasa, y oxidasa de la papa.

2.1.7.2 INHIBICION DE LA ENZIMA

El control enzimático se produce mediante 5 métodos diferentes: inactivación por calor, inhibición química, adición de agentes reductores, exclusión del oxígeno, y la alteración de los sustratos naturales del pardeamiento.

EQUIPO DE LABORATORIO: DE EXTRACCION
DE ACEITE DE PALTA

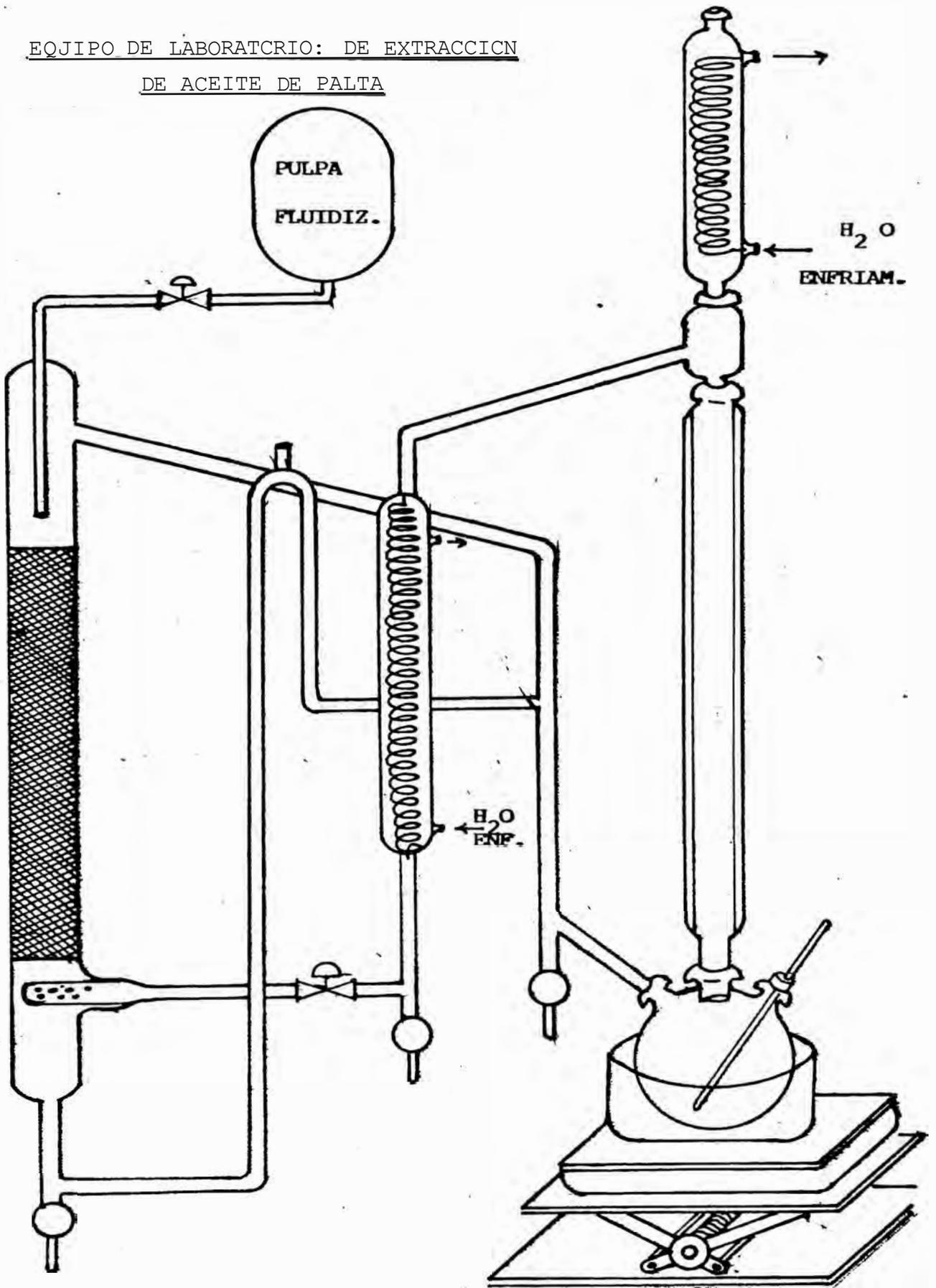


FIGURA 1

El método ha emplear depende del tipo de producto **alimento, según JHOSON & PATERSON (1974)**.

El método del calor no es adecuado para la pulpa de palta produciéndose un sabor amargo después de ser calentada.

Otro de los métodos es la inhibición química, entre los inhibidores químicos se tienen al dióxido de azufre, de gran efectividad, pero con el inconveniente del mal olor durante su procesamiento, su uso es en pequeñas cantidades como de 1 ppm., pero si la reacción enzimática ha producido alguna quinona antes de la adición del gas, el dióxido de azufre es oxidado y llega a ser inefectiva la inhibición, según REED (1975),. El ácido ascórbico ha sido el más empleado, por ser un buen agente reductor, adicionado en forma conveniente.

La polifenol oxidasa, oxidará el sustrato natural de la pulpa y el producto oxidado será reducido por el ácido ascórbico, éste proceso estará acompañado por una gradual disminución de la actividad de la enzima, hasta ser totalmente inactiva, según SHUELTZ (1960). La eliminación del oxígeno es el método más satisfactorio, según SHUELTZ: generalmente acompañado de otros métodos como la adición de ácido ascórbico y el envasado al vacío, **según JHONSON & PATERSON (1974)**.

2.2 OPERACIONES UNITARIAS

Las investigaciones se realizaron a nivel de laboratorio y a nivel de planta piloto, en el LABORATORIO DE PROCESOS QUIMICOS, N 23-A de la FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA de la UNIVERSIDAD NACIONAL DE **INGENIERIA**.

2.2.0 PRUEBAS EXPERIMENTALES REALIZADAS A NIVEL DE LABORATORIO

Inicialmente se realizaron la pruebas experimentales a nivel de laboratorio, para lo cual se armó un sistema similar al equipo de planta piloto implementado.

Se acondicionó el equipo.,, se muestra en la FIGURA 1 ,constituido por una columna empacada de extracción líquido - líquido, de 2" de diámetro y 60 cm. de longitud de material PVC rellena de anillos raschig de vidrio pyrex de 7 mm. de diámetro: un sistema de destilación constituido por un balón de vidrio pyrex de 1000 mililitros de 3 bocas, que hace las veces de un calderín el cual es calentado por un baño maría, una columna de destilación del " de diámetro y 50 cm. de longitud de vidrio pyrex, y condensadores instalados en la parte superior del mismo material y dimensiones: un intercambiador de calor cuya función es enfriar el condensado que viene del sistema de destilación q una temperatura menor antes de ingresar por la parte inferior de la columna de extracción líquido-líquido. En la parte superior de la columna se encuentra un recipiente, el cual alimenta la pulpa fluidizada.

Las pruebas experimentales realizadas, sirvieron para determinar los parámetros de operación del equipo de planta piloto tales como: características físicas de la pulpa fluidizada (densidad, viscosidad, tensión superficial) , de tal manera

que pueda fluir a través de la columna sin presentar dificultad, la temperatura de operación, relación de flujos, pulpa fluidizada /solvente: tipo de solvente: tipo de empaque.

Estos parámetros son utilizados posteriormente para operar el equipo de planta piloto mencionado anteriormente.

2.2.1 FLUIDIZACION DE LA PULPA DE PALTA

Esta operación se realiza con la finalidad de obtener las propiedades físicas adecuadas: densidad, viscosidad, tensión superficial. Obteniéndose una fase continua de pulpa, que pueda fluir fácilmente a través de la columna empacada de anillos rashing. Las propiedades se encuentran tabuladas en la **TABLA 10**.

Las paltas empleadas para la fluidización deben ser de primera calidad, así como también deben estar completamente maduras para facilitar su pulpeado, las paltas son previamente lavadas con agua potable, para eliminar partículas extrañas, las paltas son cortadas en mitades, seguidamente se despepan **y** retiran las cáscaras: luego se pulpea manualmente **y** se procede a homogenizar la pulpa pesando una parte de pulpa **y** adicionando entre 5 a 6 partes en peso de agua tratada **y** desionizada, la FLUIDIZACION se realiza en un homogenizador de marca ULTRATURAZ, durante 30 segundos, obteniendo una densidad entre 1.020 a 1.050 gr/cc, seguidamente se separa por filtración la fibra existente en la pulpa de palta, dando como resultado un fluido homogéneo, al cual se le determinó las propiedades físicas mencionadas anteriormente.

**TABLA 10 . PROPIEDADES DADAS A LA PULPA
FLUIDIZADA OBTENIOOS
EXPERIMENTALMENTE**

PROPIEDAD	VALOR
DENSIDAD	1.02-1.05 gr/ce
VISCOSIDAD	34.43 cp.
TENSION SUPERFICTAL	25.75 dy/cm

2.2.2 COLUMNA RELLENA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

2.2.2.1 INTRODUCCION

La unidad piloto existente en el LABORATORIO DE PROCESOS QUIMICOS N 23 A, se encontraba no operativo a DICIEMBRE de 1986, debido a que la base de la COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO estaba rota, al igual que otros accesorios menores pertenecientes a las líneas de flujo. Así como también el sistema de distribución de la parte superior de la columna. Para realizar el trabajo de investigación se implementó la unidad piloto, realizando los siguientes cambios:

BASE DE LA COLUMNA: se construyó una similar a la original en material de acero, inoxidable AISI 316.

- ACCESORIOS MENORES: se contruyeron también en acero inoxidable AISI 316.

- DISTRIBUIDOR SUPERIOR: se construyó de material de vidrio, constituido por un tubo central el cual tiene cuatro brazos laterales. se instaló a nivel superior del empacado, el diseño original no era adecuado para nuestro sistema en estudio.

- TANQUE DE **ALIMENTACION** DE PULPA: se instaló en el nivel superior del laboratorio, de 50 litros de capacidad.

- LINEAS DE FLUJO: se instaló tuberías de material de vidrio pyrex, de 1/2 pulgada de diámetro, para alimentación de pulpa.

2.2.2.2 ELECCION DEL SOLVENTE

Para la elección del solvente se ha realizado pruebas experimentales con diferentes solventes, cuyos resultados se muestran en la TABLA 11. Llegando a la conclusión que el solvente más adecuado es el HEXANO, por las siguientes razones:

- Por el rendimiento de extracción, comparando con los demás solventes.
- Porque económicamente es de menor costo que los otros solventes utilizados.
- Por sus características físicas como: densidad, que le permite ascender por la columna empacada fácilmente: por su punto de ebullición, el cual es apropiado para trabajar a presión atmosférica con productos naturales: tensión superficial, que nos permite una mayor permeabilidad en el empaque.
- Por sus características no tóxicas de las posibles trazas existentes en el producto.

La calidad del solvente elegido para la extracción es el HEXANO INDUSTRIAL, cuyas características físicas se indican en la TABLA 11, es un insumo de producción nacional.

TABLA 11 .- RENDIMIENTO DE EXTRACCION DEL ACEITE DE PALTA
POR TIPO DE SOLVENTE

TIPO DE SOLVENTE	% EN PESO DE ACEITE EXTRAIOO	RENDIMIENTO DE EXTRACC. %
ETER ETILICO	14.7	88.7
ALCOHOL ISOPROPILICO	15.1	91.0
ACETONA	13.2	79.6
HEXANO INDUSTRIAL	14.1	as.0
ALCOHOL INDUCTRIAL	13.6	81.9
HEXANO Q.P.	14.9	89.8

NOTA: Datos obtenidos experimentalmente, de una muestra de pulpa de palta, cuyo contenido de aceite es 16.58 % en peso.

CARACTERISTICAS FISICAS DEL HEXANO INDUSTRIAL

PROPIEDAD	VALOR
DENSIDAD	0.6569 gr/ce
VISCOSIDAD	0.5520 cp.
PUNTO DE EBULLICION	64 - 68 e
TENSION SUPERFICIAL	16.1100 dy/cm.

NOTA: Datos obtenidos experimentalmente.

2.2.2.3 ELECCION DEL EMPAQUE

Para la elección del empaque se debe tener en cuenta una serie de aspectos y/o condiciones que deben de cumplirse, dependiendo del sistema con que se opere. Las características que debe cumplir el empaque son:

- Proporcional una superficie interfacial grande entre líquido y líquido.

Poseer las características deseables para el flujo de fluidos, esto significa, que el volumen de espacios vacíos en el lecho empacada debe ser adecuado, permitiendo el paso de grandes cantidades de fluido a través de la columna, de tal manera de no producir recargo o inundación, dando como resultado una caída de presión baja, así como también, un adecuado tiempo de contacto entre pulpa y solvente.

Deben ser químicamente inertes, no deben reaccionar con los fluidos que se operan.

Ser estructuralmente resistentes y dar operatividad en el sistema, en el manejo e instalación.

Tener un costo bajo y fácil adquisición en el mercado.

Deben mojarse perfectamente con los líquidos, para permitir una buena transferencia de masa.

El empaque elegido como relleno de la columna de extracción líquido-líquido de planta piloto, son anillos rashing de vidrio pyrex, cuyas especificaciones son indicadas en cuadro siguiente:

CUADRO DE ESPECIFICACIONES PARA LOS ANILLOS RASHING

DIAMETRO	LONGITUD	SUPERFICIE ESPECIFICA	POROSIDAD
(mm.)	(Inl.)	(cm. ⁻¹)	
7	7	6.269	0.685
15	15	2.928	0.719

Los que cumplen con las recomendaciones dadas anteriormente, así como también, cumplen con los criterios de tamaño que evitan los efectos de pared, estableciendo que el tamaño debe tener la relación siguiente: DIAMETRO DE LA COLUMNA/ DIAMETRO DEL RELLENO deberá estar en el rango de 6 a 10.

LIEBSON & BECKEMAN, indican que el tamaño máximo del relleno está dado por la relación de diámetros igual a 8 .

También WATSON & MC NEESE, comprueban que un tamaño de relleno excesivamente pequeño, conducen a comportamientos anómalos, haciendo referencia a la fórmula de "DELL. & PRA'IT (1951)- para el TAMAÑO CRITICO **MINI-MO**:

$$D_c = 2.42 \sqrt{\frac{\sigma}{\rho g AP}}$$

No obstante, de acuerdo con los resultados experimentales, la constante de la ecuación debería ser del orden de 3, donde: D_c es el diámetro crítico del relleno, σ es la tensión interfacial entre líquidos,

◆ JIPO DE PLANTA PILOO :
DE EXTRACCIOO DE ACEITE DE PAL'A

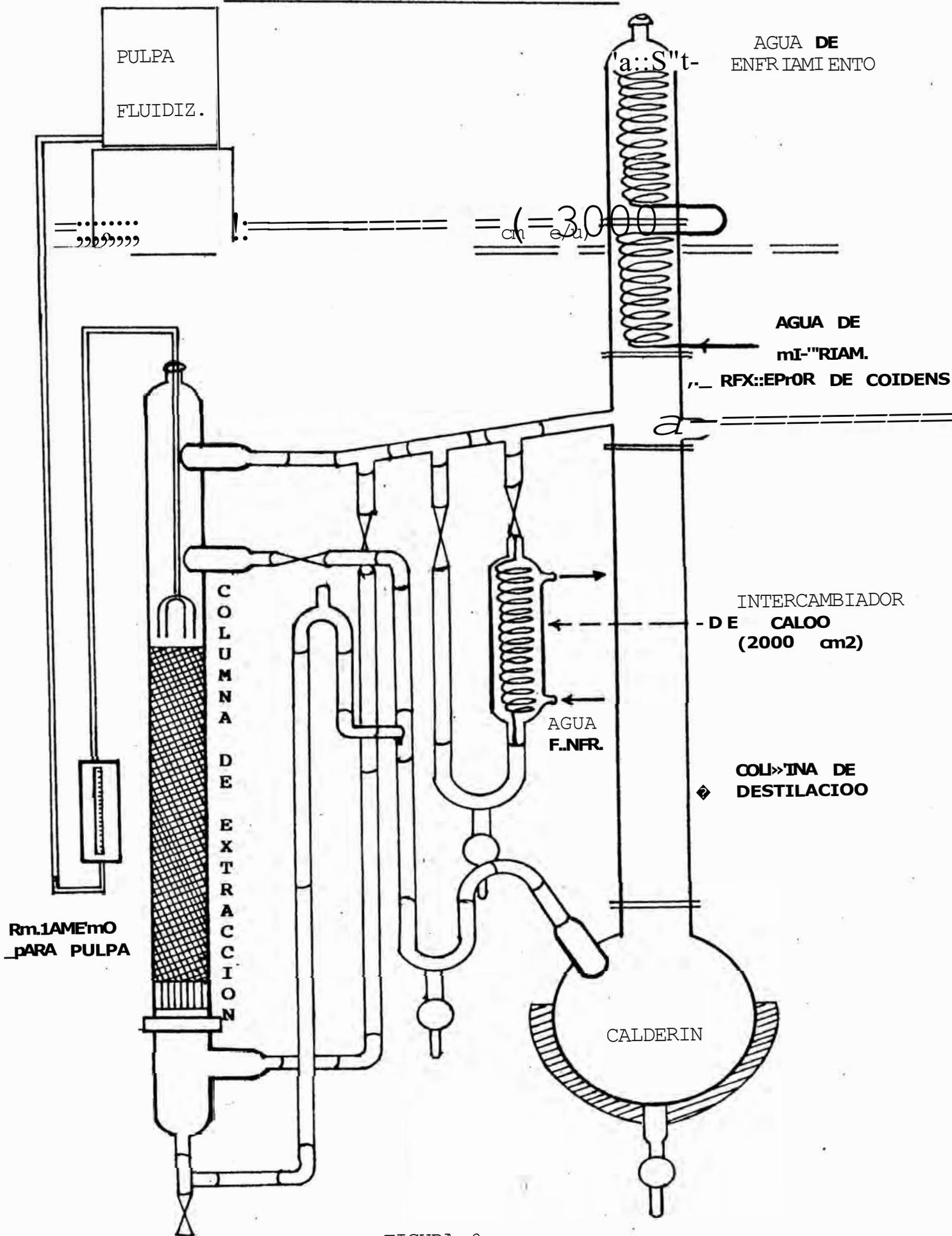


FIGURA 2

2.2.2.4 DESCRIPCION DE LA COLUMNA RELLENA DE EXTRACCION

La columna rellena es mostrada en la FIGURA 2, quien tiene las siguientes especificaciones técnicas:

MATERIAL	:	Tubo de vidrio pyrex.
DIAMETRO	:	3 pulgadas.
ALTURA TOTAL	:	100 cm.
TIPO DE RELLENO	:	Anillos raschig.
DIAMETRO DEL ANILLO	:	15 mm
LONGITUD DEL ANILLO	:	15 mm
ALTURA DEL RELLENO	:	54 cm.
DISTRIBUIDOR DE SOLVENT.	:	Que se encuentra en la base de la columna, constituido por un tubo de vidrio con perforaciones, que tiene por objetivo evitar la canalización del solvente.
DISTRIBUIDOR DE PULPA	:	Se encuentra en la parte superior de la columna, constituido por un tubo provisto de 4 brazos laterales de vidrio.

Adems la columna tiene en la parte inferior una válvula por donde se descarga el refinado, y en la parte superior se encuentra otra válvula por donde fluye el extracto que va hacia el calderín.

2.2.2.5 FUNCIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE EXTRACCIÓN

Una vez cargada la pulpa fluidizada en el tanque de alimentación, se carga la columna de extracción, con pulpa fluidizada hasta el nivel de la altura del empaque, luego se regula el ROTAMETRO de alimentación de pulpa fluidizada en un punto fijo de la escala así como también, se regula la descarga por donde se retira el REFINADO, de tal manera que estos flujos sean iguales, para que el nivel de pulpa fluidizada se mantenga en todo momento, ligeramente debajo del nivel del empaque en la columna.

Luego se abre la válvula del solvente proveniente de la columna de destilación, pero siempre manteniendo la interfase PULPA-EXTRACTO al nivel superior del empaque de la columna; los flujos de los fluidos se regula de tal manera de evitar el rastreo de solvente por el refinado en la parte inferior de la columna, ocasionando pérdida de solvente en el REFINADO, de esta manera se evita la emulsificación.

2.2.3 UNIDAD DE DESTILACION CON RECIRCULACION DE SOLVENTE

2.2.3.1 INTRODUCCION

La unidad de destilación es la fuente de alimentación de solvent para la operación de extracción.

En ella también se realiza la destilación del extracto obteniendo el aceite crudo y recuperando el solvente.

En la unidad de destilación se realizaron los cambios siguientes:

SISTEMA DE CALENTAMIENTO: Se cambió el sistema original que trabajaba con vapor proveniente del caldero, que se encuentra inoperativo, por la instalación de una man- eléctrica de 2000 watts de potencia, además de construyó una resistencia sumergida de acero inoxidable AISI 316, de 2000 watt de potencia con su respectivo sistema de control eléctrico.

AISLAMIENTO DE LA COLUMNA: Se realizó con material de fibra de vidrio, con la finalidad de disminuir las pérdidas de energía calorífica al medio ambiente por radiación debido a la gran superficie de contacto con el medio. El aislamiento dió como resultado un aumento en el aprovechamiento de la energía, siendo mayor la razón de vaporizado, llegando a ser un máximo de 19.6 litros/ hora. En comparación con los valores obtenidos de 3.2 litros/hora sin aislante y 5.6 litros/hora aislado, trabajando solamente con la manta de calentamiento eléctrico.

- TAPONES CERAMICOS: Debido a los inconvenientes de usar tapones de corcho o de jebe, que se deterioraban con el solvente y el calor, se construyó dos tapones cerámi-

cos, uno para colocar el termómetro utilizado como indicador de temperatura durante la operación de extracción y destilado del aceite, el otro tapón se empleó para fijar la resistencia eléctrica sumergida.

2.2.3.2 DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE DESTILACION

La unidad de destilación es mostrada en la FIGURA 2, cuyas especificaciones técnicas son:

CALDERIN: Constituido por un balón de vidrio pyrex de 20 litros de capacidadJ provisto de 4 bocas de 2 pulgadas de diámetro, por dos de las cuales se realiza el ingreso del extracto y la descarga del aceite crudo J una boca de 4 pulgadas de diámetro donde va instalada la columna de destilación. El calentamiento se realiza mediante una manta eléctrica y una resistencia sumergida, además tiene instalado un termómetro como indicador. de temperatura.

COLUMNA DE DESTILACION: Se encuentra instalada en la boca de 4 pulgadas de diámetro sobre el calderín, constituido por un tubo vertical del mismo diámetro y de 100 cm. de altura el cual está cubierto por un aislamiento de fibra de vidrio de 2 pulgadas de espesor.

RECEPTOR DE CONDENSAAO: Se encuentra instalado sobre la columna de destilación; éste receptor

deja pasar los vapores provenientes del calderín por un tubo central provisto de 3 agujeros situados lateralmente, dispuestos de tal manera que el condensado que cae desde los condensadores no regrese al calderín: a una cierta altura del tubo central del receptor se encuentra un pequeño tubo, el cual tiene como función realizar operaciones de reflujo. Este receptor tiene un diámetro de 4 pulgadas de diámetro, 20 cm. de altura, una descarga lateral de 1 pulgada de diámetro desde donde se alimenta con solvente la columna de extracción líquido-líquido.

2.2.3.3 SISTEMA DE CONDENSADORES

Constituido por 2 condensadores instalados en serie, situados sobre el distribuidor de condensado, cada uno con una área de transferencia de calor de 3000 cm.², de 4 pulgadas de diámetro, los tubos del serpentín tienen un diámetro de 1 pulgada.

El agua de enfriamiento empleada es de la línea de los servicios del laboratorio.

2.2.3.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR

Situado después de la descarga del receptor del condensado y antes de la columna de extracción líquido-líquido. Tiene un área de transferencia de calor de 2000 cm.², diámetro de 4 pulgadas, diámetro del tubo del serpentín de 1/2 pulgada.

2.2.3.5 FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACION CON RECIRCULACION DE SOLVENTE

Las operaciones que deben realizarse para el funcionamiento de la unidad son:

- 1° Se carga el calderín con 13 litros de solvente, el cual es vertido a través de un eroudo situado sobre el brazo indicador de nivel de la columna de extracción liquido- liquido.
- 2° Se regula el flujo de agua de enfriamiento, 186.4 litros/hora para los condensadores y 55.5 litros/hora para el intercambiador de calor, determinados experimentalmente.
- 3° Se pone en funcionamiento el sistema de calentamiento de la manta eléctrica y la resistencia sumergida, girando el cursor del controlador eléctrico a la posición indicada en la TABLA 12 ,para un flujo de condensado de 19.6 litros/hora.

TABLA 12 .- CALIBRACION DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACION

SISTEMA	POSICION DE LA ESCALA	FLUJO DE CONDENSADO (1/h)
MANTA DE CALENTAMIENTO SIN AISLAMIENTO	R1	2.1
	R2	2.7
	R3	3.2
MANTA DE CALENTAMIENTO CON AISLAMIENTO	R1 R2 R3	5.6
RESISTENCIA SUMERGIDA CON AISLAMIENTO	1/4	3.0
	1/2	6.9
	3/4	12.8
	7/8	14.0
MANTA Y RESISTENCIA SUMERGIDA CON AISLAMIENTO	R1 R2 R3 + 1/4	8.6
	R1 R2 R3 + 1/2	12.5
	R1 R2 R3 + 3/4	18.4
	R1 R2 R3 + 7/8	19.6

FUENTE: Datos obtenidos experimentalmente.

2.3 INSTRUMENTOS DE CONTROL

2.3.1 MEDIDORES DE FLUJO

Constituído básicamente por dos rotámetros, que fueron instalados para implementar la columna de extracción líquido-líquido. Uno de los rotámetros mide el flujo de alimentación de la pulpa fluidizada, y el otro rotámetro mide el flujo de descarga del refinado. Los flujos son controlados mediante una válvula esférica, la cual se encuentra instalada antes de cada rotámetro.

Los datos experimentales de calibración se encuentran tabulados en la TABLA 13, y graficados en la FIGURA 3, cuyas ecuaciones matemáticas fueron obtenidas por regresión lineal, las cuales mostramos-a continuación:

$$E1 = 2.15 \cdot R1 + 0.4316 \quad (\text{Rotámetro de alimentación de pulpa fluidizada})$$

$$E2 = 1.97 \cdot R2 + 40.091 \quad (\text{Rotámetro de descarga del refinado})$$

Donde:

$E1$ = Escala del rotámetro de alimentación de pulpa fluidizada, en PPH (libras/hora) .

$E2$ = Escala del rotámetro de descarga del refinado, en PPH (libras/hora).

$R1$ = Flujo calibrado del rotámetro de alimentación de pulpa fluidizada, en litros/ hora.

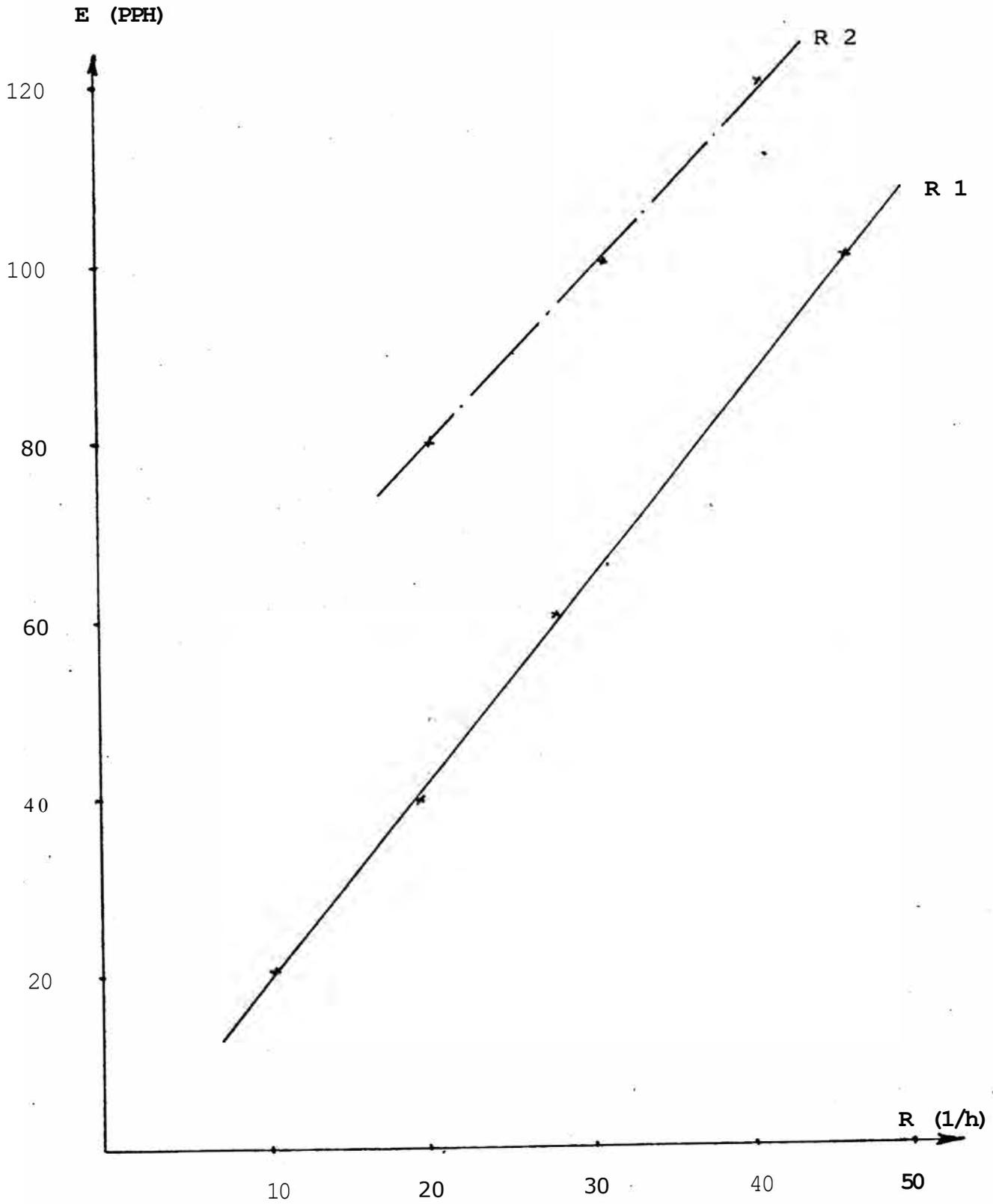
$R2$ = Flujo calibrado del rotámetro de descarga del refinado, en litros/hora.

TABLA 13 .- DATOS OBTENIDOS EXPERIMENTALMENTE PARA LA CALIBRACION DE LOS ROTAMETROS

ESCALA DEL ROTAMETRO (PPH)	ROTAMETRO 1 (1/h)	ROTAMETRO 2 (1/h)
20	10.7	
40	19.5	
60	28.1	
80	36.6	20.1
100	45.3	30.8
120		40.4

NOIA : Datos obtenidos con pulpa fluidizada de densidad 1.050 gr/ce.

FIGURA 3 .- CURVAS EXPERIMENTALES PARA LA CALIBRACION DE ROI'AMETROS



$$E_1 = 2.15 * R_1 + 0.4316$$

$$E_2 = 1.97 * R_2 + 40.091$$

2.3.2 MEDIDORES DE TEMPERATURA

DEL CALDERIN: Constituido por un termómetro, que nos sirve para observar el comportamiento de la temperatura durante toda la operación de la extracción. Finalizada la operación de extracción, la temperatura en el calderín será ligeramente mayor, debido al aceite contenido en el extracto. La variación más notoria de temperatura se observa cuando se realiza la recuperación del solvente, conforme se va concentrando el aceite, esta temperatura no debe sobrepasar los 63^oe, porque el aceite sufriría un cambio en su estructura molecular por oxidación, por esta razón es necesario realizar una destilación al vacío con la finalidad de mantener invariable las propiedades del aceite.

DEL TOPE DE LA COLUMNA DE DESTILACION: Constituido por un termómetro, que mide la temperatura de vapor del solvente que llegan al tope de la columna.

DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO DE LOS CONDENSADORES: El termómetro se encuentra instalado a la salida del agua de enfriamiento.

DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR: Termómetro que se encuentra a la salida del agua de enfriamiento.

2.3.3 INDICADORES DE NIVEL

DEL TANQUE DE ALIMENTACION DE PULPA FLUIDIZADA: Que nos indica la altura del líquido durante la operación de extracción.

DEL LA COLUMNA DE. EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIOO: Que nos muestra la variación de la ubicación de la interfase en la columna empacada.

2.3.4 MEDIDORES DE VACIO

Es empleado cuando se concentra el extracto por destilación al vacío, para que la temperatura final del aceite no sea mayor de 63 °C, conservando de esta manera sus propiedades naturales.

2.4 CONTROL DE PROCESOS

cuando se realiza la operación de extracción, es necesario realizar el control del comportamiento de la extracción del aceite en función del tiempo de operación, para determinar en que momento se ha llegado al punto final de operación.

Se construyó una curva patrón para determinar la concentración de aceite en el extracto, en función del tiempo de operación, empleando un ESPECTROFOTOMETRO, determinando primeramente la LONGITUD DE ONDA para el MINIMO PORCENTAJE DE TRANSMITANCIA, para la relación SOLVENTE/MUESTRA, según los datos mostrados en la TABLA 14 y graficados en la FIGURA 4.

Se preparó muestras de ACEITE EN HEXANO, con diferentes concentraciones en peso, datos que se muestran en la TABLA 15, representados en la FIGURA 5. El aceite crudo empleado para la preparación de las muestras, fue tomado de una operación reciente, en la cual se destiló al vacío el extracto, para obtener un producto en buenas condiciones. Las muestras preparadas estuvieron dentro de un rango de 0.5 % a 10 % de concentración en peso, a las cuales se le determinó el % de TRANSMITANCIA a la longitud de onda hallada anteriormente (333 NANOMETROS). Los cuidados que deben seguirse para su determinación son:

- 1° Tomar una muestra de aceite crudo recientemente extraído, y verificar si su índice de refracción se encuentra en el rango de 1.462 a 1.470.
- 2° Preparar las muestras, tarando previamente una FIOLA de 25 mililitros en una balanza analítica, pesar cuidadosamente las muestras de aceite dentro del rango de concentración

TABLA 14 .- DATOS EXPERIMENTALES PARA LA DETERMINACION DE LA LONGITUD DE ONDA PARA EL MINIMO PORCENTAJE DE TRANSMITANCIA DEL SISTEMA SOLVENTE/ MUESTRA

TRANSMITANCIA (% T)	LONGITUD DE ONDA (nm.)
77.5	328
76.2	330
75.4	332
75.0	333
75.1	334
75.2	335
75.7	338
76.8	340

FIGURA 4 •- PORCENTAJE DE TRANSMITANCIA (% T) VS. LONGITUD DE ONDA (λ).

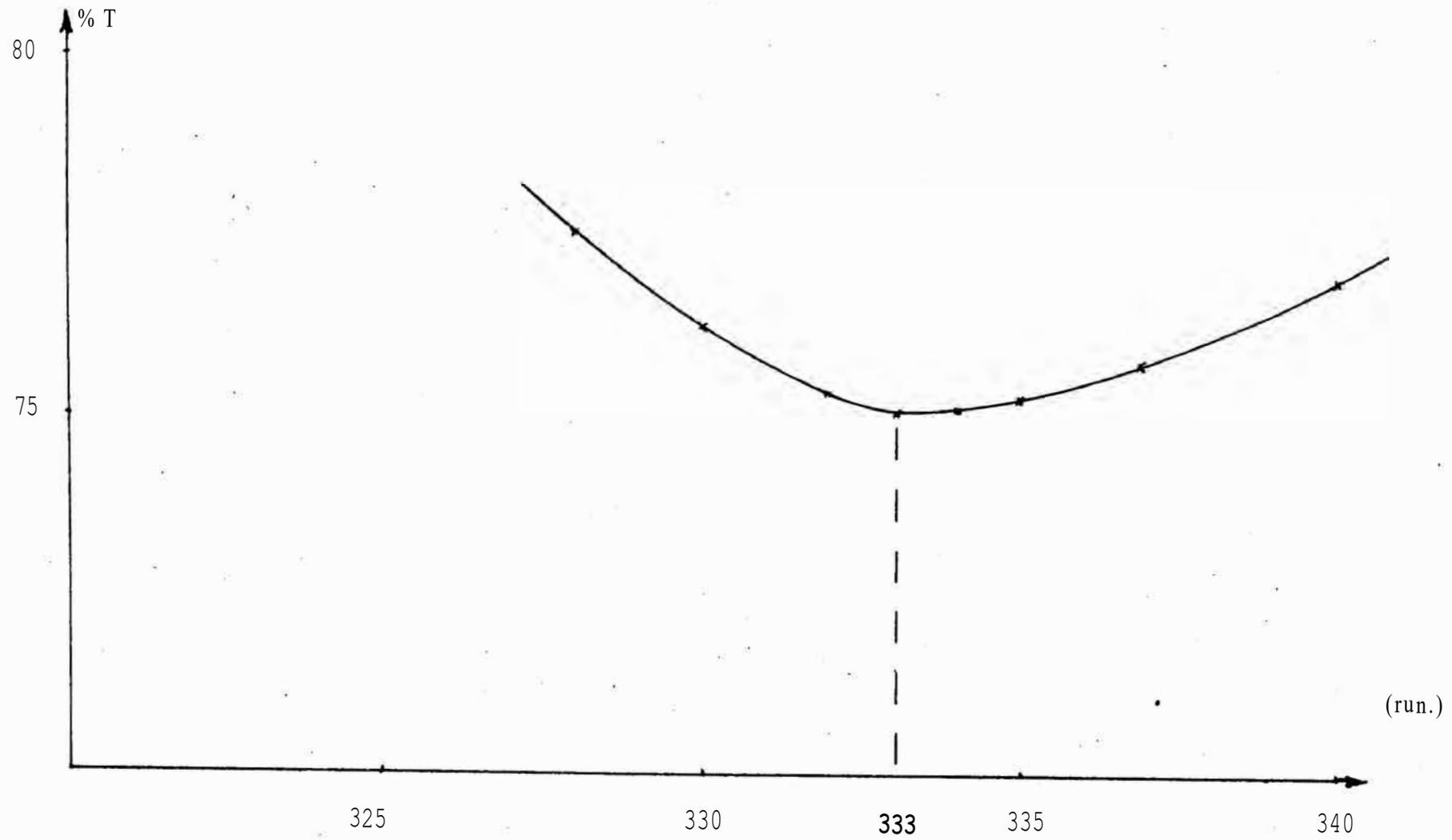
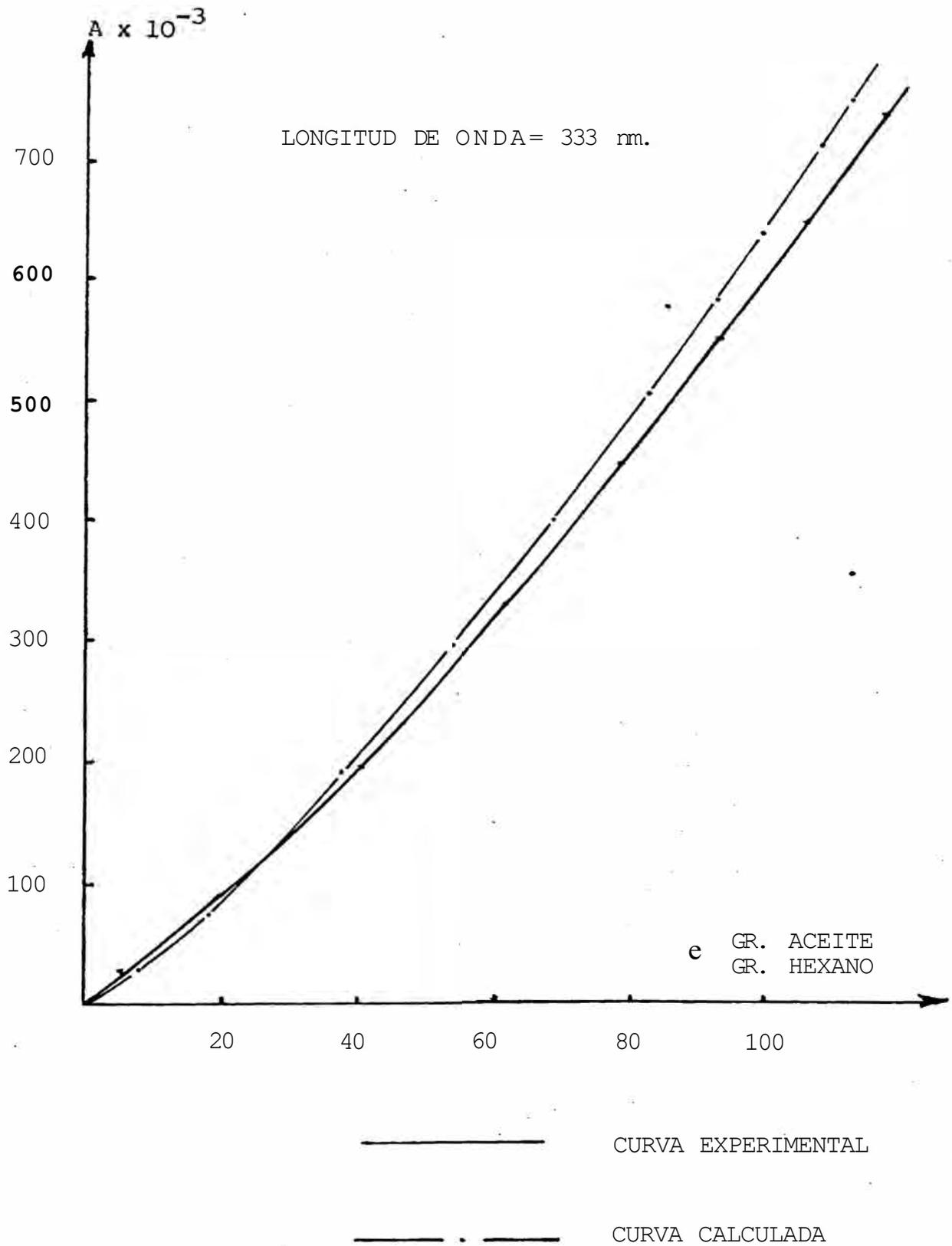


TABLA 15 - DATOS EXPERIMENTALES DE LA CURVA PATRON
PARA EL SISTEMA ACEITE - HEXANO

CONCENTRACION (C) (gr/cc) x 10 ⁻³	ADSORBANCIA (A) x 10 ⁻³
2.948	4.40
5.576	26.80
10.248	43.30
14.430	57.90
21.830	107.90
32.010	145.70
40.340	197.20
40.680	204.10
62.430	381.90
78.500	449.70
101.380	619.70
117.160	744.70

ECUACION MATEMATICA:

$$A = 2.48707 \times C^{1.2661} \quad \dots (1)$$



ECUACION MATEMATICA DE LA CURVA CALCULADA:

$$A = 2.48707 \times C^{1.2661}$$

FIGURA 5 .- CURVA PATRON EXPERIMENTAL PARA EL SISTEMA ACEITE-HEXANO

de 0.5 % a 10 % en peso •.

- 3° Enrasar las FIOLAS con HEXANO, y tapar herméticamente para evitar las pérdidas de hexano por evaporación.
- 4° Tomar las medidas del % de transmitancia a la longitud de onda de 333 nm. temperatura de 25 °c, lo más rapido posible para evitar la evaporación del solvente. Es recomendable utilizar celdas de cuarzo con tapa.

Con los datos obtenidos, se halla la ADSORBANCIA para cada muestra, empleando la siguiente ecuación:

$$A = 2.0 - \text{LOG } (\% T)$$

- Donde:

A= Adsorbancia.

T = Transmitancia

Con éstos datos se obtiene la gráfica de ADSORBANCIA vs. CONCENTRACION (gr/ce) mostrado en la FIGURA 5, la que va ha ser utilizada posteriormente para el control del proceso.

La construcción de la curva del CONTROL DEL PROCESO se lleva ha cabo experimentalmente, tornando muestras del CALDERIN cada 5 minutos para posteriormente medir la ADSORBANCIA o TRANSMITANCIA, y con la FIGURAS determinamos su CONCENTRACION (gr/cc), datos tabulados en la TABLA 16 y graficados en la FIGURA 6. La ecuación matemática calculada para la curva de control del proceso es la siguiente:

$$C = 3.005 \times 10^{-4} t^{1.1559} \dots\dots\dots (2)$$

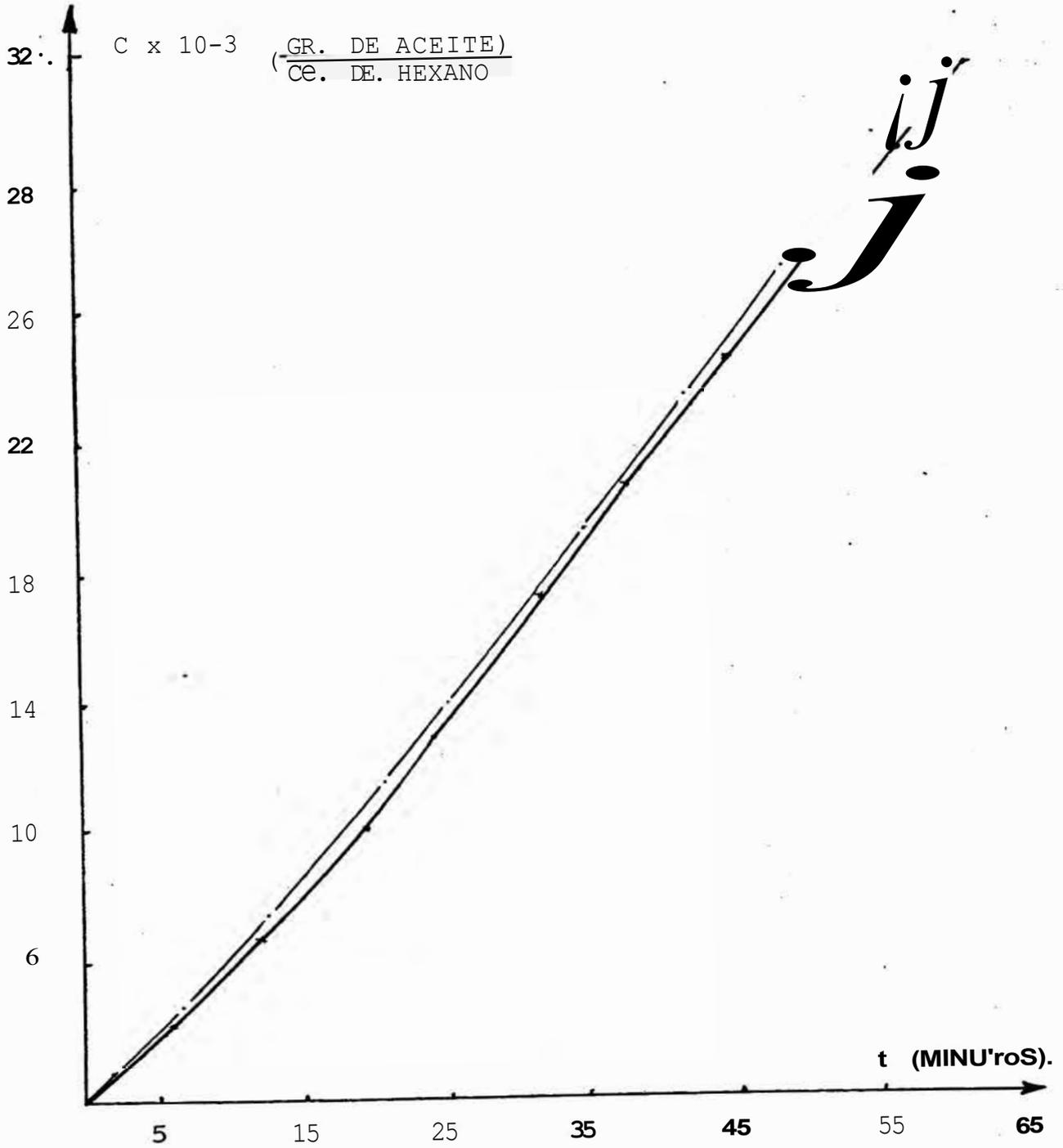
De la ecuación (2) se toma la derivada con respecto al tiempo en cada punto, valores que han sido tabulados en la TABLA 17 y graficamos dC/dt vs. e, mostrados en la FIGURA 7, cuya ecuación matemática es la siguiente:

$$dC/dt = 4.760 \times 10^{-4} + 0.006572 \times e \dots\dots\dots (3)$$

TABLA 16 .- DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CURVA DE CONTROL DE PROCESO Y DE OPERACION DE LA COLUMNA DE
EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO

TIEMPO (t) (min.)	ADSORBANCIA (A) $\times 10^{-3}$	CONCENTRACION (y) EN EL CALDERIN <u>9r. de aceite</u> ce. de h�exano	ACEITE ACUMULADO EN EL CALDERIN (gr.)	CONCENTRACION (Y) EN EL CALDERIN <u>9r. de aceite</u> gr. de hexano
5	9	0.00184	21.20	0.00279
10	12	0.00425	48.90	0.00645
15	24	0.00689	79.30	0.01046
20	36	0.00978	111.68	0.01474
25	48	0.01254	114.27	0.01508
30	64	0.01538	176.86	0.02343
35	77	0.01821	209.45	0.02764
40	80	0.02105	242.04	0.03194
45	110	0.02388	274.63	0.03624
50	121	0.02671	307.22	0.04054
55	135	0.02954	339.80	0.04484
60	149	0.03230	372.40	0.04913
65	150	0.03310	380.00	0.05022
75	151	0.03320	381.80	0.05037

FIGURA 6 .- GRAFICO PARA EL CONTROL DEL PROCESO PARA EL SISTEMA
ACEITE - HEXANO



———— CURVA EXPERIMENTAL

— · — · — CURVA CALCULADA

ECUACION MATEMATICA DE LA CURVA CALCULADA:

$$C = 3.005 \times 10^{-4} \times t^{1.1559}$$

TABLA 17 .- DATOS CALCULADOS A PARTIR DE LA
FIGURA 6.

(dC / dt) x 10⁻⁴ ((gr/ce) / tiempo)	CONCENTRACION (C) (gr/ce)
4.46	1.8
4.97	4.3
5.28	6.8
5.54	9.7
5.75	12.2
6.05	18.3
6.30	24.4

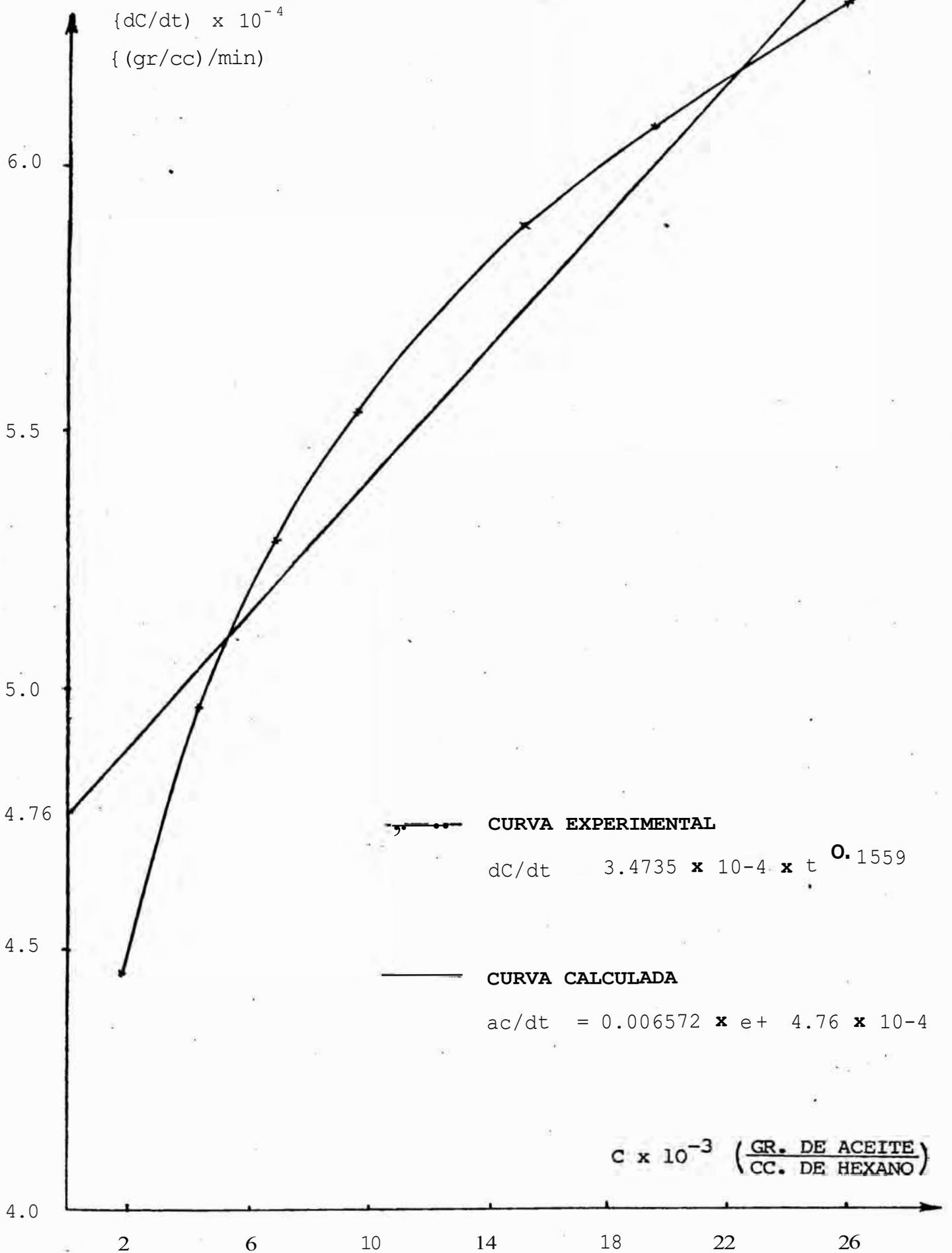
ECUACION MATEMATICA DE LA CURVA EXPERIMENTAL:

$$dC/dt = 3.4735 \times 10^{-4} \times t^{0.1559}$$

ECUACION MATEMATICA DE LA CURVA CALCULADA:

$$dC/dt = 6.5720 \times 10^{-3} \times C + 4.76 \times 10^{-4}$$

FIGURA 7 .- GRAFICO dC/dt VS. C



2.5 Contenido de la Calidad

2.5.1 DE LA PALTA

2.5.1.1 CONTENIDO DE HUMEDAD

Por el METODO de la AOCS, que consiste en pesar una muestra de pulpa de palta en un crisol previamente tarado, y colocarla luego en una estufa a 60 °C, hasta obtener un peso constante, la diferencia de peso se expresa en porcentaje.

2.5.1.2 CONTENIDO DE GRASA

Es determinado por el METODO DEL SOXHLET, el contenido de grasa es expresado en porcentaje en peso.

2.5.2 DEL ACEITE CRUDO

2.5.2.1 INDICE DE ACIDEZ

La acidéz del aceite está dado por el porcentaje de ácido libre contenido en el mismo, la presencia de cuerpos extraños, tales como el agua, que descomponen los glicéridos en sus dos formas fundamentales, mostrada en la reacción siguiente:



El METODO utilizado es el de la AOCS.

2.5.2.2 INDICE DE IODO

Es el que nos indica el porcentaje de iodo necesario para saturar un aceite.

El índice de iodo divide a los aceites en 3 grupos:

ACEITES SECANTES DE INDICE DE IODO SUPERIOR A 130

ACEITES SEMISECANTES con índice de iodo superior a 100 •

ACEITES NO SECANTES con índice de iodo superior a 75.

El METOOO utilizado es el de la AACS.

2.5.2.3 INDICE DE PEROXI.OOS

Es una medida del contenido de oxígeno neto expresados en términos de equivalentes de peróxidos, por kilogramo de grasa o aceite: el METOOO utilizado es el de la AACS.

2.5.2.4 INDICE DE SAPONIFICACION

El índice de saponificación expresa los miligramos de hidróxido de potasio puro, que un gramo de aceite combina en su saponificación total.

La reacción que se realiza es la siguiente:



El METOOO utilizado es el de la AACS.

El coeficiente de saponificación clasifica a los aceites en tres grupos:

ACEITES DE GRAN SAPONIFICACION, como los aceites de: coco, palmiste, crotón, palma, higuera infernal.

ACEITES DE SAPONIFICACION MEDIANA, como los aceites : olivo, almendras, maní, avellanas, nueces, cáñamo, calabaza.

ACEITES DE PEQUEÑA SAPONIFICACION, como los aceites: colza, ricino, mostaza, rábano, pepita de uva.

Del índice de saponificación se deriva el rendimiento que un aceite tiene para dar jabón.

2.5.2.5 INDICE DE REFRACCION

Es **utilizado** para clasificar los aceites y grasas que **no han sido** estudiados. También nos indica una medida en el avance de la reacción en las hidrogenaciones catalíticas, éste índice se incrementa con el aumento del peso molecular de la sustancia y con el grado de insaturación.

Se utilizó el METODO del REFRACTOMETRO, según la AOCs.

2.5.2.6 DENSIDAD

El método utilizado es el del PICNOMETRO descrito por la AOCs.

2.5.2.7 VISCOSIDAD

Fue hallado mediante el VISCOSIMETRO de OSWALD N 300 realizando cálculos se tienen resultados en cpo

2.5.2.8 TENSION SUPERFICIAL

Por el método del capilar, se utilizó un capilar de 0.5 milímetros de diámetro: de los cálculos realizados se tienen resultados en unidades de dy/cm.

2.5.3 **REFINACION** DEL ACEITE CRUDO

La refinación de los aceites se realiza con la finalidad de eliminar mediante métodos físicos - químicos, toda materia orgánica, que hace que el aceite no pueda ser utilizado para un fin determinado, éstas sustancias a extraer, son materias celulares, colorantes, mucílagos, gomas, cuerpos albuminosos, y ácidos grasos pesados cuyo punto de fusión es alto, dándole una apariencia de turbidez al aceite. Refinado el aceite puede ser utilizado para la alimentación.

2.5.3.1 **MÉTODOS** DE **REFINACION**

Para la refinación de los aceites, existen una serie de métodos, y se mencionan en distintos medios bibliográficos, tales como:

MÉTODO DE COGAN, que utiliza ácido sulfúrico, es un método en donde se necesita muchos cuidados en la manipulación de los parámetros.

MÉTODO DE TWISTLETON, donde además de utilizar el ácido sulfúrico, se utiliza un hidrocarburo volátil como disolvente del aceite, para aumentar el área de transferencia de masa.

MÉTODO DE PUSCHER, método parecido al anterior, con la diferencia de que como disolvente se emplea alcohol.

MÉTODO DE THENARD, las operaciones son realizadas en recipientes de plomo y agitación por burbujeo con aire.

En los métodos de refinación mencionados anteriormente se observa que el reactivo principal es al ácido sul-

fúrico, eliminándose sustancias albuminosas y mucílagos.

Además existen otros métodos donde no se utiliza ácido sulfúrico, mencionamos los siguientes:

- METODO DEL AMONIACO, cuyo inconveniente es la formación de emulsiones.
- METODO DEL AGUA DE CAL, que además se usa sulfato de sodio y sulfato de zinc.
- METODO DEL CLORURO DE ZINC, adecuado para cierto tipo de aceites, tiene similar efecto sobre las sustancias orgánicas como el-ácido sulfúrico.
- **REFINACION** PÓR MEDIO DEL TANINO, teniendo como particularidad de coagular las sustancias albuminosas, este método es empleado para el aceite de linaza y aceite de pescado.
- **REFINACION POR ALCALI CAUSTICO**, es el método más utilizado en las refineries de aceite, utilizado como reactivo el hidróxido de sodio o potasio, éste sistema es el que mejor se comporta en la clarificación de aceites, que además, de dejar los aceites neutros, saponifica los ácidos grasos libres (AGL), es un método relativamente económico y además no tiene los inconvenientes de los demás métodos.

2.5.3.2 NEUTRALIZACION

Mediante éste proceso son eliminados los ácidos grasos libres de los aceites, y a su vez, compuestos como mucílagos, gomas, albúminas, quienes son separadas del aceite. El método más utilizado es el de la soda

caústica, teniendo como productos aceite refinado y jabón.

2.5.3.3 DECOLORACION

Los aceites crudos por lo general tienen impurezas coloreadas, los que son necesarios separarlos para su uso: para el blanqueo de los aceite? se utiliza una serie de arcillas activadas, tales como: la tierra FULLER, tierra TONSIL, éstas en contacto directo, a temperaturas moderadas absorben las materias coloreadas, que luego son separadas por filtración, dando como resultado un aceite claro y de apreciable apariencia.

Para este tratamiento, el aceite debe de estar libre de humedad, ya que ésta disminuye la eficiencia de la arcilla activada.

2.5.3.4 DEOOORIZADO

Los aceites refinados aGn contienen gran cantidad de ácidos grasos libres de bajo peso molecular, conjuntamente con un gran número de ésteres, que le dan un gusto peculiar al aceite, haciéndolo no apto para su uso en la alimentación, por eso es necesario someterlo a una operación de DEOOORIZA.00, que_ consiste en hacer burbujear vapor de agua en el aceite, a presiones bajas de vacío, de esta manera se logra arrastrar todos los ácidos grasos y ésteres volátiles, obteniéndose un aceite refinado de sabor agradable.

2.5.3.5 **WINTERIZA.DO**

Todavía el aceite refinado no tiene una apariencia adecuada, para introducirlo en el mercado, presentando una turbidez a temperatura ambiental, observándose un precipitado blanquesino, que es necesario separarlo, por medio del WINTERIZA.DO. El método-consiste en enfriar el aceite refinado a una temperatura comprendida entre 5° a 8 °c, para luego separar por filtración los ácidos grasos cuyo punto de congelamiento se encuentra en éste rango de temperatura.

Para finalmente obtener un aceite refinado de agradable apariencia, cristalino y transparente. Con las propiedades físicas y químicas adecuadas para sus aplicaciones, tanto en la industria como en la alimentación.

2.5.4 **CONTROL ORGANOLEPTICO**

El aceite de palta procedente de la parte final de la refinación, se sometió a la prueba de degustación, dando como resultado que se encontraba en óptimas condiciones, tanto en sabor como en olor.

III. DESOUPCIOO DEL-PROCESO EXPEIUMENI'AL

3.1 TRATAMIENTO DE LA PULPA DE PALTA

Luego de darle las características físicas a la pulpa de palta, la cual tiene las propiedades adecuadas para que fluya a través de la columna empacada (ver acápite 2.2.1, pág. 20), se carga la pulpa en el tanque correspondiente, desde donde se va a alimentar a la columna empacada, en donde fluye en contracorriente con el solvente de extracción que es el hexano. Al estar en contacto íntimo el hexano con la pulpa de palta, se produce la transferencia de masa, desde la fase acuosa (pulpa) hacia la fase orgánica (solvente), constituyéndose el EXTRACI'0 conformado por la fase ACEITE-SOLVENTE, la que deriva de la columna para llegar al balón de la columna de destilación, donde se evapora y condensa el solvente para regresar nuevamente a la columna empacada.

La otra fase, que constituye el REFINADO el cual contiene la PULPA DE PALTA, la cual contiene menos porcentaje de aceite en su composición, que se va recepcionando en un recipiente, para ser posteriormente bombeado hacia el tanque de alimentación.

3.2 OPERACIONES UNITARIAS EN LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIOO - LIQUIOO

3.2.1 OPERACION POR LOTES

Que consiste en llenar la columna empacada, hasta un nivel ligeramente menor al nivel de los anillos rashing, manteniéndose estática la fase acuosa, y haciendo circular solvente a través de la columna, hasta agotar el contenido de aceite de la pulpa cargada: realizando el control del proceso, por el método espectrofotométrico de la concentración a través del

tiempo en el CALDERIN, tomando muestras cada intervalo de tiempo hasta que la concentración de aceite sea constante, pero manteniendo el nivel constante de EXTRACTO en el CALDERIN, una vez que se llegó al punto de agotamiento del aceite en la pulpa, se descarga el REFINADO (pulpa agotada) de la columna procediéndose nuevamente a cargar con pulpa fresca, y procediendo de la manera antes mencionada.

3.2.1 1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION

Los inconvenientes que se pr_esentan son:

- 1^o Se origina una mayor pérdida de carga a través de la columna, debido a que la pulpa se encuentra estática, haciéndose más compacta en el empaque, la razón se debe a la separación del agua contenida en ella, originándose la obstrucción del empaque de la columna, produciéndose también una ineficiente transferencia de masa, debido a la canalización del SOLVENTE a través de la columna.
- 2^o Debido al estancamiento de la pulpa de PALTA en el empaque de la columna, se dificulta la limpieza de los anillos raschig una vez finalizada la operación.

3.2.2 OPERACION **CONTINUA CON** RECIRCULACION DE PULPA FLUIDIZADA

Esta operación consiste en recircular continuamente un flujo dado de pulpa fluidizada, controlando los flujos mediante dos rotámetros (para la carga y descarga de la pulpa), en contracorriente con el solvente.

Cuando se inicia la operación se carga la columna de EXTRACCIÓN LIQUIDO-LIQUIDO con pulpa fluidizada hasta el nivel su-

perior del empacado (ver FIGURA 2, pág. 27A), luego se hace circular el solvente a través de la columna, y simultáneamente se regulan los flujos de carga y descarga de la pulpa (según TABLA 13, pág. 35), de igual forma para el flujo del solvente (según TABLA 12, pág. 33).

El control del proceso se realiza por el método ESPECTROFOTOMETRICO de la concentración del aceite en el CALDERIN, tomando muestras cada intervalo de tiempo hasta que la concentración de aceite en el extracto tenga una variación pequeña. Entonces: se podrá determinar que se ha realizado la máxima extracción de aceite de la pulpa de P TA, luego de las recirculaciones respectivas. Las muestras tomadas en el CALDERIN deben ser lo suficientemente pequeñas (5 cc.), que se puede considerar despreciable para la variación del volumen total del CALDERIN.

3.2.2.1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION

Los inconvenientes que se presentan son:

1° Las pérdidas de solvente por evaporación son mayores que en la operación de extracción continua sin recirculación debido a que el tiempo de operación es mayor.

2° El tiempo de operación se hace demasiado largo por el número de recirculaciones realizadas durante la operación, el que no justifica, ya **que** la concentración en el CALDERIN es máxima con la primera recirculación

3.2.3 OPERACION DE EXTRACCION CONTINUA EN CALIENTE SIN RECIRCULACION

Esta operación consiste en alimentar el solvente a la columna de extracción a una temperatura mayor que la del medio ambiente, en donde el solvente procedente de los condensadores es alimentado directamente a la columna de extracción, sin que previamente se haya enfriado en el intercambiador de calor, llegando a la columna de extracción a una temperatura de 48 °c mediante ésta operación se ha notado una mayor facilidad para la extracción del aceite, puesto que a mayor temperatura, aumenta la transferencia de masa •.

3.2.3.1 INCONVENIENTES DE LA OPERACION

- 1° Se ha notado en ésta operación, la gran dificultad de manipular la unidad, debido a la desnaturalización de la pulpa fluidizada como consecuencia de la temperatura, ocasionando la emulsificación del solvente en la pulpa, originando una fase continua dificultando la coalescencia de la fase extracto.
- 2° La pérdida de solvente será mayor, debido a que es arrastrado por la fase emulsificada.
- 3° Pérdida de aceite, que es arrastrado al igual que solvente por la fase emulsificada.

3.2.4 OPERACION DE EXTRACCION CONTINUA EN FRIO SIN RECIRCULACION

Esta operación consiste, en alimentar el solvente a la temperatura ambiental, aproximadamente 25 °c, proveniente de los condensadores, es enfriado previamente en el intercambiador de calor, antes de ser alimentado a la columna de extracción líquido-líquido.

En este tipo de operación, no se ha encontrado las dificultades de las operaciones anteriores, haciéndose fácilmente operativa la unidad.

3.3 OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIDAD PILOTO DE DESTILACION

Se inicia la operación, cargando el CALDERIN con SOLVENTE, hasta el nivel de 13 litros, luego se inicia el calentamiento con la manta eléctrica con la finalidad de expulsar el oxígeno existente dentro de la unidad, para evitar una posible combustión del solvente. Seguidamente se realiza el calentamiento con la resistencia sumergida, alcanzado el punto de ebullición del solvente, los vapores ascienden por la columna de destilación llegando a los condensadores, donde el condensado cae en el receptor, desde donde es alimentado a la columna de extracción líquido-líquido, previamente enfriado por el intercambiador, el solvente q_u e ingresa a la columna, retorna al calderín como EXTRACTO (SOLVENTE-ACEITE) , y es acumulado el aceite, conforme se recircula el solvente a la columna de extracción hasta finalizar la operación de extracción.

Finalizada la operación de extracción, se cierra la válvula de alimentación de solvente a la columna de extracción (ver FIGURA 2 , pág. 27A), y se abre la válvula de la línea q_u e va al recipiente de recuperación de solvente, procediéndose a la destilación al vacío del extracto, sellando previamente con un tapón de jebe la línea de venteo de la parte superior de los condensadores. Como mencionarnos anteriormente la temperatura no debe ser mayor de 63°C (ver acápi- 2.3.2, pág. 36) •

Los datos experimentales de la destilación al vacío, se encuentran tabulados en la TABLA 18 y graficados en la FIGURA 8.

TABLA 18 .- DATOS EXPERIMENTALES DE LA DESTILACION
AL YACIO PARA EL SISTEMA ACEITE HEXANO
PRESION 210 MMHG.

TEMPERATURA (T) °e)	TIEMPO (t) (min.)
18	0
24	9
43	15
47	20
51	24
55	30
58	35
61	41
63	44

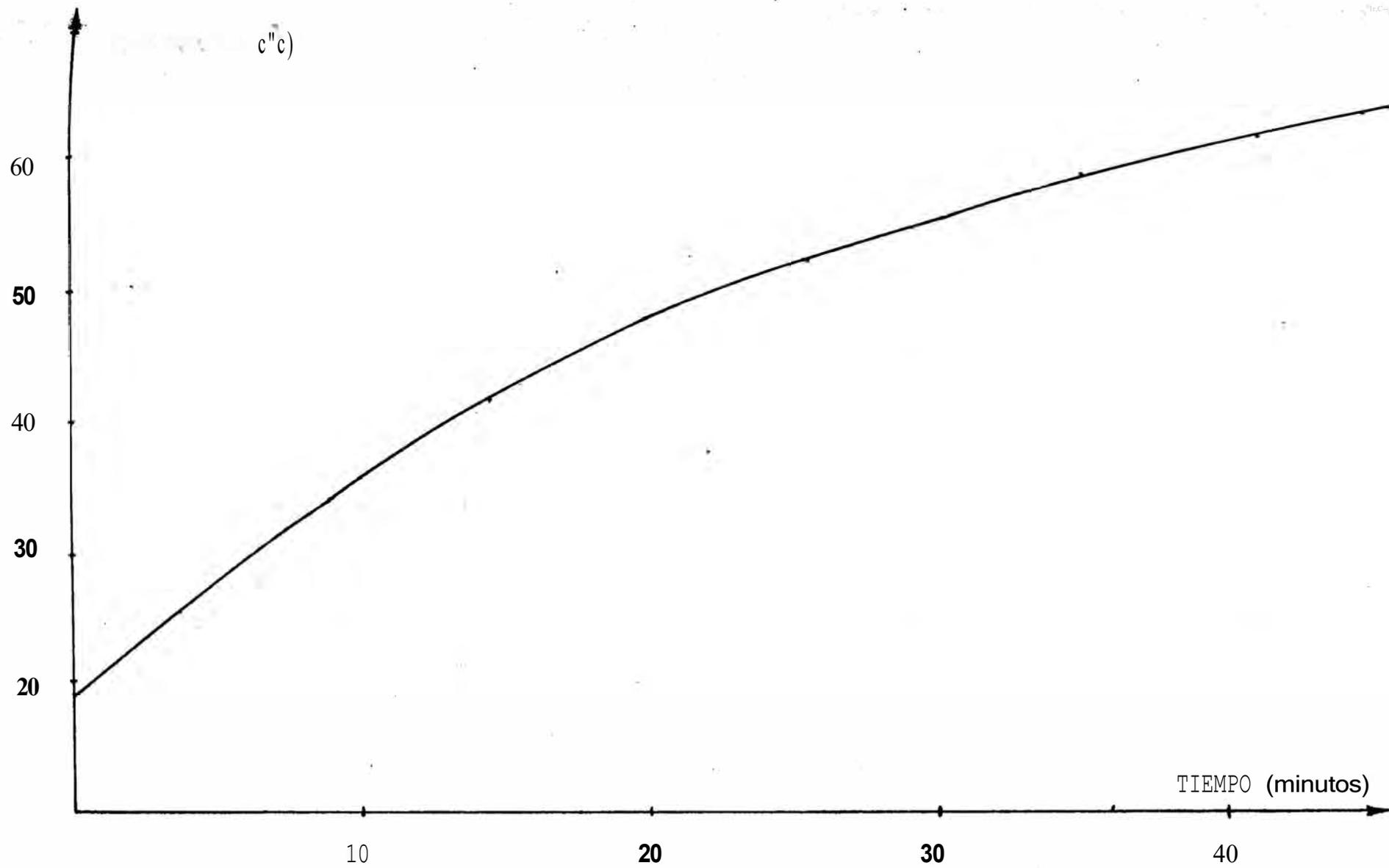


FIGURA 8 .- CURVA EXPERIMENTAL DE LA DIFUSION AL YACIO PARA EL SISTEMA ACEITE - BEXAY), PRESION DE 210 mmHg.

IV. INGENIERIA DE PROCFSOS

4.1 DETERMINACION DE LAS VARIABLES DE OPERACION

4.1.1 DE LA PULPA DE PALTA FLUIDIZADA

La determinación de las propiedades físicas de la pulpa fluidizada se ha realizado experimentalmente, de tal manera que fluya a través de la columna de EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIOO sin dificultad; de esta manera lograr una f\$cil operatividad de la unidad y obtener una buena transferencia de masa.

Las propiedades ffsicas halladas.experimentalmente son:

4.1.1.1 ·DENSIDAD

Para la determinación de la densidad se utilizó un densímetro, de escala 0.850 a 1.100 gr/ce.

Luego de las pruebas experimentales realizadas, se encontró que la densidad adecuada para la pulpa fluidizada, debe encontrarse en el rango de 1.020 a 1.050 gr/ce.

4.1.1.2 TENSION SUPERFICIAL

El método utilizado para su determinación fue el del capilar, se utilizó uno de diametro de vena 0.5 mm. Realizando medidas experimentales tanto para el agua, hexano y pulpa fluidizada (25.75 dy/cm.).

4.1.1.3 VISCOSIDAD

se determinó experimentalmente, empleando un viscosímetro de OSWALD.N °300 (para la pulpa fluidizada), Y N 100 {para el agua y el hexano). El valor experimental para la pulpa fluidizada es de 34.43 cp.

4.1.1.4 TEMPERATURA

Se determinó experimentalmente desde el punto de vista de operatividad de la unidad piloto, esta no debe ser en ningún momento mayor de 30 °e, siendo la temperatura óptima de 25 °e, debido a los inconvenientes mencionados anteriormente (ver acápite 3.2.3.1, pág. 59).

4.1.2 DE LA COLUMNA EMPACADA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

4.1.2.1 FLUJOS DE ALIMENTACION Y DESCARGA DE PULPA FLUIDIZADA

El flujo de alimentación de la pulpa fluidizada y el flujo de descarga (REFINADO), se han considerado iguales, debido a que la concentración de aceite en la pulpa fluidizada es pequeña. Estos flujos se fijaron de acuerdo a la calibración de los rotámetros, tabulados en la TABLA 13, donde el flujo establecido para la pulpa fluidizada es de 40 PPH.: éstos flujos se regulan de tal manera que la interfase pulpa-extracto no debe pasar el nivel del empacado.

Las concentraciones en el EXTRACTO y REFINADO, se determinaron experimentalmente, midiendo la densidad, y por el método espectrofotométrico, resultados mostrados en la TABLA 16, pág. 45.

Sí los flujos de alimentación- descarga son mayores, ocasiona turbulencia en la interfase, trayendo como consecuencia el arrastre de pulpa por el extracto., Y a la vez, el arrastre de solvente por el refinado.

4.1.2.2 TEMPERATURA DEL SOLVENTE

La temperatura del solvente se determinó de acuerdo a la operatividad de la columna de extracción, ésta no debe de ser mayor de 30 C, debido a los inconvenientes mencionados en el acápite 3.3.2.1, pág. 59.

4.1.2.3 FLUJO DE SOLVENTE

Para la operación de la unidad piloto, se ha trabajado con el máximo flujo de solvente dado por el sistema de calentamiento (manta eléctrica y resistencia sumergida), mencionado en la TABLA 12, pág. 33.

4.1.2.4 COEFICIENTE GLOBAL VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA

Se determinó de los datos experimentales obtenidos en la TABLA 16, pág. 45.

Realizando un balance de masa en el calderín, se tiene:

$$\begin{aligned} \text{ENTRADA} + \text{GENERACION} &= \text{SALIDA} + \text{ACUMULACION} \\ F * c_a + A * N_a &= 0 + V_h * dC_a/dt. (4) \end{aligned}$$

Donde :

F = Flujo del extracto , cc/min.

c_a = Concentración de aceite en el solvente , gr/ce .

A = Area de transferencia de masa , cm² .

V_h = Volumen de empacado en la columna , ce.

N_a = * (c_o - c_a) , Flux de transferencia de masa , gr/(cm² *min)

t = Tiempo , min.

$s = A/Vh$, superficie específica interfacial, cm^1

Reemplazando y simplificando en la ecuación (4) :

$$dca/dt = (F/Vh - * s)ca + * s * Co \dots (5)$$

Haciendo:

$$K1 = (F/Vh - * s) \dots \dots \dots (a)$$

$$K2 = (* s * Co \dots \dots \dots (b)$$

La ecuación (5), podemos relacionarla con la ecuación de una recta, de la siguiente forma:

$$Y = K1 * X + K2$$

$$dCa/dt = K1 * ca + K2 \dots \dots \dots (6)$$

Para determinar el COEFICIENTE GLOBAL VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA, se utilizó además los datos de la TABLA 17, pág. 47, que son puntos de la pendiente a la curva de la FIGURA 5, pág. 46, y cuya ecuación matemática calculada por regresión lineal está dada por la ecuación (3) :

$$dC /dt = 6.572 * 10^{-3} * C + 4.760 * 10^{-4} \dots (3)$$

Relacionando la ecuación (6) y la ecuación (3), podemos determinar:

$$K1 = 6.572 * 10^{-3}$$

$$K2 = 4.760 * 10^{-4}$$

Donde:

$$F = 326.66 \text{ cm}^3 / \text{min.}$$

Reemplazando patos y simplificando datos en la ecuación (a), se tiene:

$$*s = 0.1507 \text{ min.}^{-1}$$

De la ecuación (b), se tiene:

$$Co = 3.158 * 10^{-3} \text{ gr./cc}$$

Donde:

Co = Concentración de saturación de aceite en el extracto, a las condiciones operativas de la unidad piloto.

*s = Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa

4.1.2.5 NUMERO GLOBAL DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Se tienen los siguientes datos:

$$F_p = 19.5 \text{ t/h, Flujo de pulpa alimentada}$$

$$\rho_p = 1.050 \text{ gr/cc, Densidad de la pulpa alimentada.}$$

De la muestra preparada se tiene la siguiente composición:

$$\text{PULPA} = 3.262 \text{ kg.}$$

$$\text{AGUA} = 17.200 \text{ kg.}$$

$$\text{CONTENIOO DE ACEITE EN LA PULPA} = 14.1\% \text{ en peso.}$$

$$X_o = (3.262 * 0.141) / (20.47 - 0.46)$$

$$X_o = 0.02296 \text{ kg. de aceite/ kg. de pulpa}$$

De los datos de la TABLA 19, se tiene el valor de:

$$Y_o = 0.03081 \text{ kg. de aceite/ kg. de hexano}$$

Haciendo un balance de masa por componente en la columna de extracción líquido-líquido, se tiene:

$$M_p * X_o + M_h * Y_h = *Y_o + * \dots (7)$$

Donde: $M_p =$, $Y_h = 0$

$$\begin{aligned}
 M_p &= 20.47 \text{ kg. de pulpa/hora} \\
 &= 12.93 \text{ kg. de hexano/hora} \\
 &= ? \text{ kg. de aceite/kg. de pulpa} \\
 &\text{ en el refinado.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Y_o &= 0.0308 \text{ relacionen peso de aceitejhexano} \\
 &\text{ en el extracto:} \\
 &= \text{ Flujo del refinado ' kg/h -}
 \end{aligned}$$

Reemplazando datos en la ecuación (7) :

$$= 0.003456 \text{ kg.de-aceite/kg. de pulpa.}$$

Con los datos experimentales de la TABLA 19, para la curva de equilibrio, se obtiene el gráfico de la FIGURA 9 .

Se conoce la siguiente relación para sustancias diluidas:

$$N_{tOE} = \int_{Y_1}^{Y_o} \frac{dY}{(Y^* - Y)} \dots\dots\dots (8)$$

Donde:

$$Y_1 = 0.0$$

N_{tOE} = Número ,global de unidades de transferencia de masa.

*
y = kg. de aceite/kg. de hexano en la curva de equilibrio.

y = kg. de a eite/kg. de hexano en cualquier punto de la curva de operación.

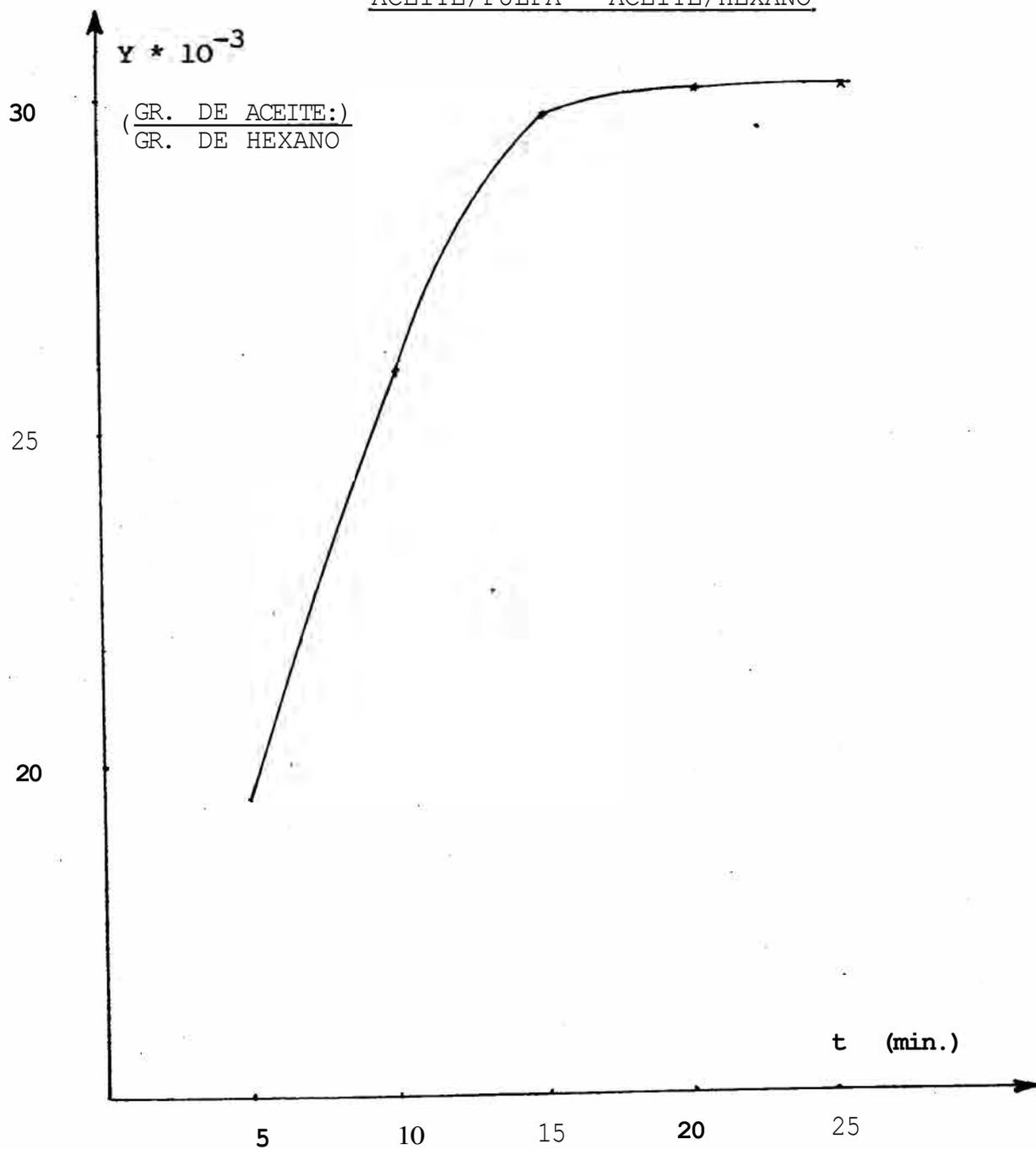
TABLA. 19 DATOS EXPERIMENTALES PARA OBTENER LA COMPOSICION DE SATURACION DE ACEITE EN EL EXTRACTO A LAS CONDICIONES DE OPERACION DE LA UNIDAD PILOTO

TIEMPO (t) (min.)	y [$\frac{\text{GR. ACEITE}}{\text{GR. HEXANO}}$]
5	0.01970
10	0.02580
15	0.02980
20	0.03080
25	0.03081

De los datos anteriores obtenemos la composicion de saturacion de aceite en el extracto ($Y_{o_{sat}}$) :

$$Y_{o_{sat}} = 0.03081 \left[\frac{\text{gr.de aceite}}{\text{gr.de hexano}} \right]$$

FIGURA 9 .- OBTENCION DE LA COMPOSICION DE SATURACION EN EL
EXTRACI'ON PARA EL SISTEMA;
ACEITE/PULPA - ACEITE/HEXANO



$$Y_{o_{s.a.t}} = Y_o = 0.03081 \left(\frac{\text{gr. de aceite}}{\text{gr. de hexano}} \right)$$

De los datos obtenidos experimentalmente, mostrados en la TABLA 20, con los cuales se tiene la gráfica de la FIGURA 10, donde trazamos la aJRVA DE OPERACION Y LA aJRVA DE aJ(T.[LIBRIO, observándose que ambas son RECTAS, debido a que se ha trabajado en un SISTEMA DILUIDO.

La ecuación (8), se resuelve integrando gráficamente, a partir de los datos de la TABLA 21, obtenidos de la FIGURA 10, y graficados en la FIGURA 11.

Se tiene:

$$N_{t,OE} = 2.58$$

Representando la CURVA DE EQUILIBRIO por la siguiente ecuación matemática:

$$y^* = 2.1856 * x^* - 4.898 * 10^{-4} \quad \dots (9)$$

Representando la CURVA DE OPERACION por la siguiente ecuación matemática:

$$y = 1.5850 * x - 5.477 * 10^{-3} \quad \dots (10)$$

Reemplazando las ecuaciones (9) y (10) en la ecuación (8), se tiene:

$$N_{t,OE} = 2.60$$

Si trazamos gráficamente el NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA en la FIGURA 10, se tiene:

$$N_{t,OE} = 2.76$$

TABLA 20 .- DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CURVA DE EQUILIBRIO, PARA EL SISTEMA ACEITE/ PULPA - ACEITE/ HEXANO

* X (GR. ACEITE) (GR. PULPA)	* y (GR. ACEITE) (GR. HEXANO)
0.0044	0.0088
0.0125	0.0272
0.0200	0.0431

La ecuación matemática para la CURVA DE EQUILIBRIO es:

$$y = 2.18.56 * X - 4.898 * 10^{-4} \dots (9)$$

Datos experimentales obtenidos para las siguientes condiciones de operación:

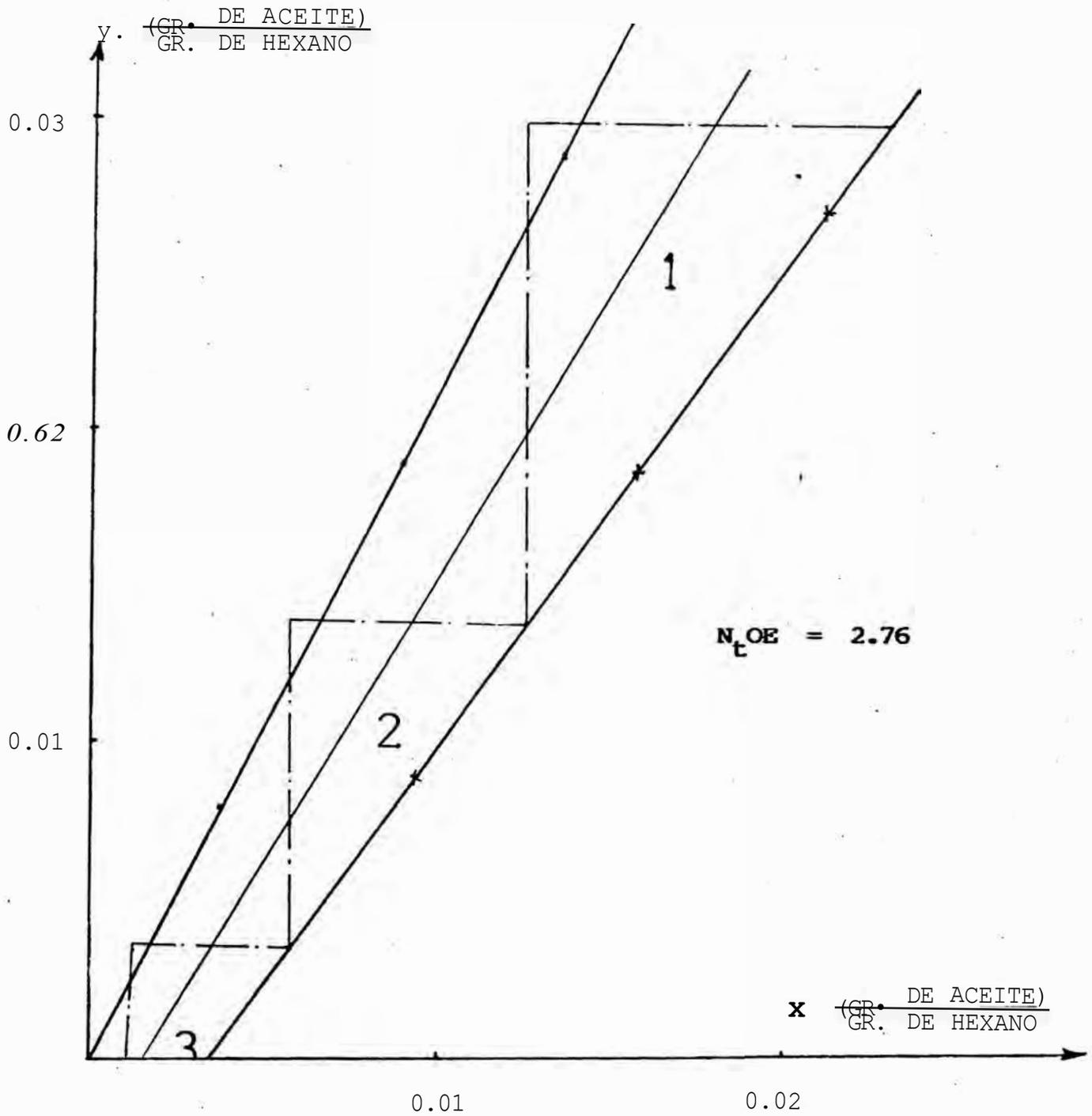
PRESION = 1 atm.

TEMPERATURA = 25 °C

ρ_{hexano} (ρ_h) = 0.659 gr/ce.

ρ_{pulpa} (ρ_p) = 1.050 gr/ce.

FIGURA 10 - CALCULO GRAFICO DEL NUMERO GLOBAL DE UNIDADES
DE TRANSFERENCIA DE MASA



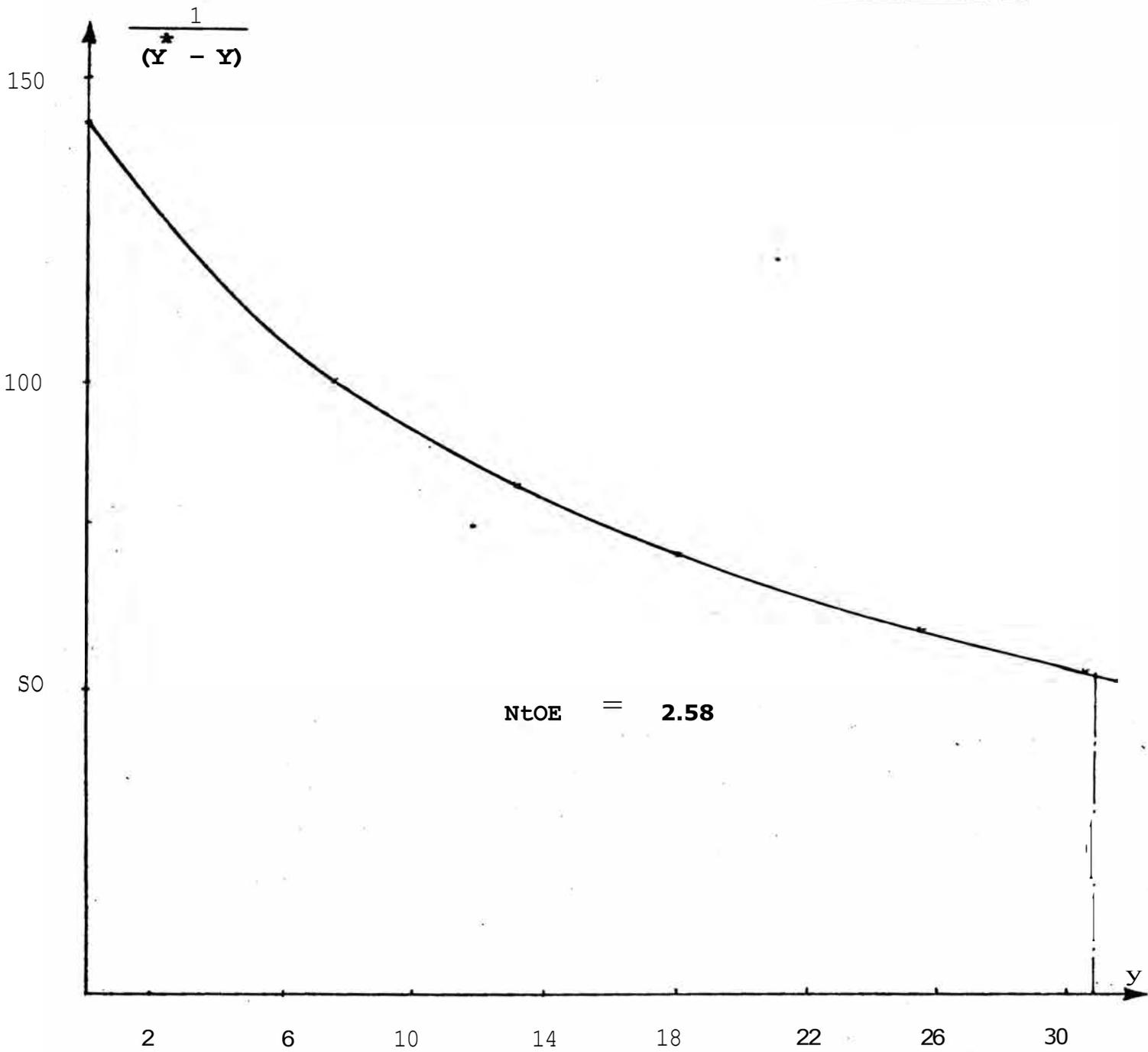
———— CURVA DE EQUILIBRIO

-x-x-x- CURVA DE OPERACION

TABLA 21 .- DATOS OBTENIDOS DE LA CURVA DE F.QUILIBRIO Y DE LA CURVA DE OPERACION, PARA HALLAR EL N_tOE.

y	* y	* (Y* - Y)	1/(Y* - Y)
0.00000	0.00706	0.00706	141.60
0.00475	0.01362	0.00886	112.80
0.00951	0.02017	0.01067	93.70
0.01426	0.02673	0.01247	80.20
0.01901	0.03329	0.01427	70.10
0.02377	0.03985	0.01607	62.20
0.02852	0.04640	0.01787	55.90
0.03328	0.05296	0.01968	50.81

FIGURA 11 •...CURVA DE INTEGRACION GRAFICA PARA HALLAR EL NtOE



$$\frac{1}{(Y^* - Y)} = \left(\frac{\text{GR. DE HEXANO}}{\text{GR. DE ACEITE}} \right)$$

$$y = \left(\frac{\text{GR. DE ACEITE}}{\text{GR. DE HEXANO}} \right)$$

4.1.2.6 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE MASA

Se tiene la relación para la ALTURA DEL EMPACAOO (Z) de la Columna de extracción líquido-líquido:

$$Z = N_{tOE} * H_{tOE} \dots\dots\dots (11)$$

Donde:

$$Z = 1.62 \text{ m.}$$

H_{tOE} = Altura de una unidad global de transferencia de masa , m.

Entonces:

$$H_{tOE} = Z / N_{tOE}$$

$$H_{tOE} = 0.623 \text{ m.}$$

Además:

F_E = Flujo másico por unidad de área del extracto , (kg)/(m² * s).

$$F_E = 0.7844$$

Luego :

$$F_{tOE} = F_E / H_{tOE} \dots\dots\dots (12)$$

Donde:

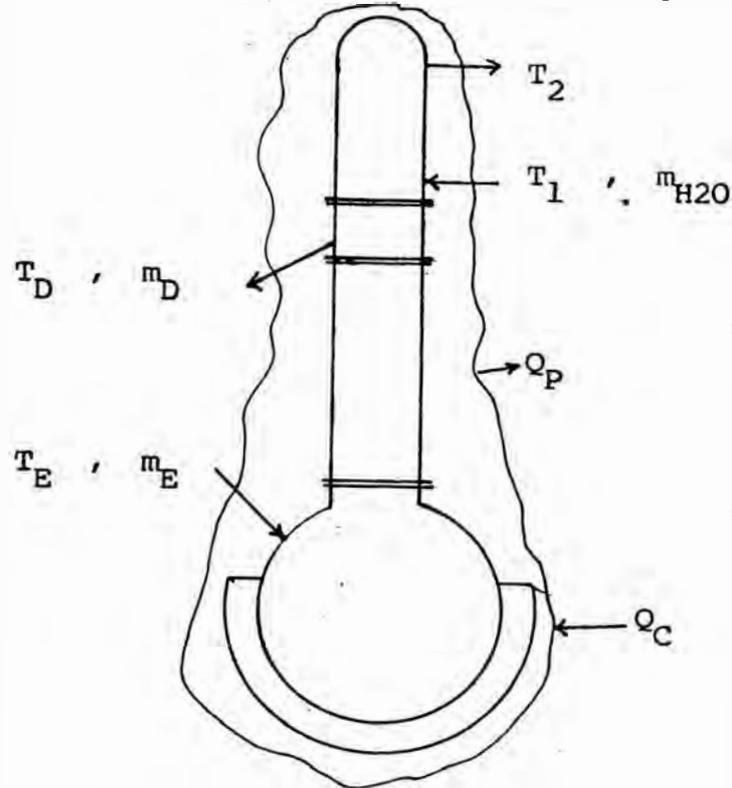
F_{tOE} = Coeficiente global de transferencia de masa , (kg)/(m⁻³ * s)

$$F_{tOE} = 1.2589$$

4.1.3 DE LA UNIDAD DE DESTILACION CON RECIRCULACION DE SOLVENTE

4.1.3.1 CARGA TERMICA EN EL CALDERIN

Realizando una balance global de energía en la unidad:



$$Q_E + Q_C = Q_D + Q_{CD} + Q_P \dots (13)$$

Donde:

$$Q_{CD} = -m_{H2O1} * C_{pH2O1} * (T_1 - T_R) + m_{H2O2} * C_{pH2O2} * (T_2 - T_R)$$

Reemplazando datos de la TABLA 22, pág. 79:

$$Q_{CD} = -186.4 * 0.9976 * 0.9995(20-25) - 186.4 * 0.99976 * 0.9995 * (30-25)$$

$$Q_{CD} = -1,850.2 \text{ Kcal/h.}$$

$$Q_E = F_E * C_{pE} * (T_E - T_R)$$

$$\text{Como : } T_E = T_R$$

$$Q_E = 0$$

$$Q_D = \frac{11L}{L} * C_{pD} * (T_D - T_R)$$

$$Q_D = - 19.6 * 0.479 * 0.4483 * (68 - 25)$$

$$Q_D = - 180.98 \text{ Kcal/h}$$

$Q_C = 4.0 \text{ Kwatt}$, Carga térmica en el calderín.

$$Q_C = 3,441.7 \text{ kcal/h}$$

De la ecuación (13) se obtiene:

$$Q_P = 1,410.0 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Porcentaje de calor pérdida} = (1,410 / 3,441.7) * 100$$

$$\%Q_p = 40.98 \%$$

4.1.3.2 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL SISTEMA DE CONDENSADORES

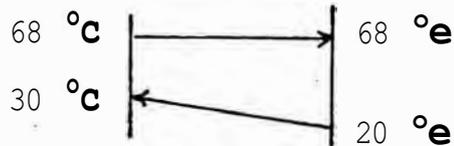
$$LMTD = 42.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

donde:

$$Q_{cD} = A_{cD} * u * LMTD$$

Reemplazando datos se obtiene:

$$Q_{cD} = 62.05 \text{ Kcal/(h. }^\circ\text{C.m}^2)$$



4.1.4 DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

4.1.4.1 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Balance global de energía:

$$Q_D = Q_I + Q_p \dots \dots \dots (14)$$

$$Q_I = \dot{m} * C_p * (T_2 - T_1)$$

Reemplazando datos de la TABLA 22:

$$Q_I = 166.96 \text{ Kcal/h}$$

De la ecuación (14) :

$$Q_P = 14.4 \text{ Kcal/h} , \%Q_P = 7.7\%$$

$$LMTD = 20.73 \text{ }^\circ\text{e}$$

$$u = (180.97 \text{ kcal/h}) / (0.2 \text{ m}^2 * 20.73 \text{ }^\circ\text{e})$$

$$u = 43.65 \text{ Kcal/(h. }^\circ\text{e. m}^2)$$

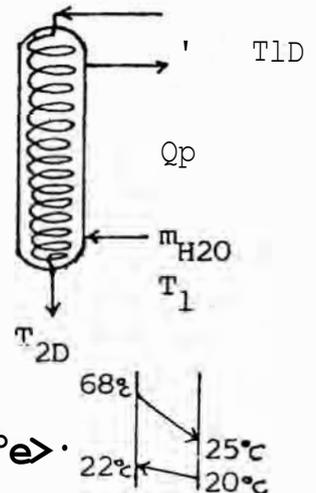


TABLA. 22 VARIABLES DE OPERACION PARA LA DETERMINACION DE LA CARGA TERMICA EN LA UNIDAD DE DESTILACION CON RECIRCULACION

VARIABLE	CONDENSADOR	DESTILADO	EXTRACTO	INTERCAMBIADOR
SUBINDICE	°C	D	E	I
TEMPERATURA DE ENTRADA (T1 °C)	20	68.	25	20
TEMPERATURA DE SALIDA (T2 °e)	30	68		22
FLUJO (l/h)	186.4	19.6	19.6	83.5
DENSIDAD PROMEDIO (ρ . kg/l)	0.9976	0.4790	0.6590	0.9976
COR ESPEC. ENTRADA (Cp1 cal/g °C)	0.9995	0.4006	0.4006	0.9995
CALOR ESPEC. SALIDA (Cp2 . cal/g °C)	0.9989	0.4483		0.9989
TEMPERATURA DE REFERENCIA (TR °C)	25	25	25	25
COMPOSICION MOL. (r mol. solt / r mol. sol)		0.00	0.0094	.
AREA DE TRANSF. CALOR (A, m ²)	0.6000			0.2000

4.2 EVALUACION DE LAS VARIABLES DE PROCESO

4.2.1 DE LA COLUMNA EMPACADA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

Las variables importantes encontradas para el ESCALAMIENTO SON:

- 1° La relación volumétrica de los flujos de alimentación a la columna empacada de extracción líquido-líquido (pulpa fluidizada-solvente) , es de 1 a 1. Esta relación debe mantenerse para el escalamiento de la planta industrial.
- 2° Propiedades físicas: pulpa fluidizada, mencionadas en la TABLA 10, pág. 21: hexano industrial, mencionado en la **TABLA 11**, pág. **24**.
- 3° El número global de unidades de transferencia de masa, a que equivale la columna de extracción líquido-líquido, calculado en el acápite 4.1.2.5, pág. 67.
- 4° La altura de una unidad global de transferencia de masa, calculada en el acápite 4.1.2.6, pág. 76.
- 5° La relación de diámetros encontrada para: columna de extracción líquido-líquido y anillos rasching, está dado *en* el rango de 10.0 a 11.5.

4.2.2 DE LA UNIDAD DE DESTILACION

Las variables importantes encontradas para el ESCALAMIENTO son:

- 1° Propiedades físicas del aceite crudo, mencionadas en la TABLA 24 , pág. : y el hexano industrial, mencionado en la TABLA 11, pág. 24.
- 2° Composición química del extracto alimentado al calderín, dado en la TABLA 19, pág. 69 •

3° La relación de reflujo es.cero.

4° Flujo de alimentación del extracto al calderín.

4.2.3 DEL SISTEMA DE CONDENSADORES

Las variables importantes encontradas para el ESCALAMIENTO son:

1° La media logarítmica de la temperatura ($L'FTI$), debe ser igual o mayor que 20°C , del sistema fluido caliente-fluido frío.

2° La temperatura de salida del agua de enfriamiento no debe ser mayor que 48°e .

3° Propiedades físicas de los fluidos.

4° Flujo del condensado (hexano) •

4.2.4 DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Las variables seleccionadas, se mencionan en el acápite anterior.

V. RESULTADOS EXPERIMENTALES

ABLA 23 .- RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA UNIDAD DE EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIOO CON RECIRCULACION DEL SOLVEN'IE POR DESTILACION

PARAMETRO	UNIDADES	PULPA FLUIDIZAD.	COLUMNA EMPACADA	COLUMNA DESTILC.	CONDENSAOOR	INTERCAMBIAIX>R
DIAMETRO	cm.		6.72000	10.1600	10.16	10.16
FLUJOS MASICOS	kg/h	20.47000	20.47000	12.9160	186.40	83.50
TEMP. ENTRADA	T ₁ °e	20.00000	30.00000	25.0000	20.00	20.00
TEMP. SALIDA	T ₂ °e	25.00000	25.00000	68.0000	25.00	22.00
ALTIJRA EMPAQUE	Z , cm.		162.00000	.		
*s	min. ⁻¹		0.15070			
FtOE	kg / m ³ . s		1.25890			
NtOE			2.60000			
X _i , y _l	kg.aceite/kg.hexano	0.00346	0.00346	0.0000		
X _o , Y _o	kg.aceite/kg.haxano	0.02289	0.02289	0.0308		
POROSIDAD			0.71900			
DENSIDAD	gr/ce	1.02-1.05				
VISCOSIDAD	cp.	34.43000				
TENSION SUPERF.	dy / cm.	51 51000				
VOLUMEN SOLVENTE	l.			11.5000		
PRESION YACIO	mmHg.			210.0000		
TEMP. MAXIMA	°e		30.00000	63.0000		
TEMP. MINIMA	°e		25.00000	18.0000		
COEF.GLOB.TRANSF.CAL	Kcal/{h.m ² .s)				72.05	43.65
% CALOR PERDIDO	%			40.9800		7.70

TABLA 24 .- RESULTADOS EXPERIMENTALES PARA LOS ACEITES

CRUO Y REFINAO

PROPIEDAD	UNIDADES	ACEITE CRUO	ACEITE REFIN.
INDICE DE:			
IODO	gr. iodo	74.5300	99.8000
PEROXIDOS	100gr. musti- meq.-oxígeno 1 kg. muestr	26.5800	3.2200
SAPONIFICACION		186.5000	
ACIDEZ	% ác. oleic	2.4000	0.3200
REFRACCION		1.4689	1.4678
DENSIDAD	gr/ce.	0.9010	0.8900
VISCOSIDAD	cp.	47.0500	
CALOR ESPECIFICO	cal/(gr. °C)	0.5420	
TEMP. EBULLICION	°e	273.0000	
PUNTO CONGELAMIENTO	°e	- 3.0000	

VI. -ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

6.1 COLUMNA DE EXTRACCIÓN LIQUIDO-LIQUIDO

1° Los anillos rashing empleados para el empacado de la columna, nos han dado resultados experimentales favorables y confiables, quienes además cumplen con las características mencionadas en el acápite 2.2.2.3 , pág. 25.

Para el diseño a nivel industrial, es recomendable emplear anillos rashing de acero inoxidable AISI 316.

El distribuidor de solvente, no dispersa el hexano en toda el área transversal de la columna.

En el diseño industrial es necesario construir un distribuidor que proporcione una dispersión a través de toda el área transversal de la columna, eliminando la canalización del solvente.

3° Si multiplicamos el Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa (K_s) por la densidad del solvente, podemos notar que es aproximadamente el valor calculado para el Coeficiente global de transferencia de masa (FtOE), con un error en exceso de 4.4 % .

4° El Número global de unidades de transferencia de masa (NtOE), calculado por el método de integración gráfica, es un valor muy cercano al calculado matemáticamente, como se puede observar en el acápite 4.1.2.5, pág. 71 .

El NtOE calculado gráficamente es un valor superior a los mencionados anteriormente, 6.15 % mayor que el valor obtenido por el método matemático.

Para efectos del diseño de la planta industrial, se ha elegido

el NtOE obtenido por el método matemático, porque es el más exacto, sin descartar la posibilidad de utilizar el calculado por el método de integración gráfica.

6.2 UNIDAD DE DESTILACION

- 1° Observando la TABLA 12, pág. 33, para la misma potencia {2000 watts), tanto para la manta eléctrica como para la resistencia sumergida, se puede notar que trabajar con la resistencia sumergida se realiza un mayor aprovechamiento de energía, debido a que la conductividad térmica global de la resistencia sumergida del sistema resistencia sumergida-solvente es mayor que para el sistema.manta eléctrica-solvente, siendo el aprovechamiento de un 60 % mayor.
- 2° Las curvas experimentales obtenidas se han ajustado a correlaciones matemáticas, para mayor operatividad en el diseño.
- 3° Para el diseño industrial se ha elegido como sistema de calentamiento por vapor, debido a las limitaciones del calentamiento eléctrico.

6.3 CONTROL DE CALIDAD DEL ACEITE

- 1° De acuerdo al índice de iodo podemos clasificar al aceite de palta refinado como un ACEITE :NO' SECANTE.
- 2° Por el índice de saponificación es considerado como un aceite **de MEDIANA SAPONIFICACION.**
- 3° Durante el almacenamiento del aceite refinado, al incrementarse el índice de acidez, es debido al RANCIAMIENTO del mismo, por la descomposición del ACIOO LINOLENICO debido a la presencia de humedad.

VII. DESCALAMIENTO A PLANTA INDUSTRIAL

7.1 INTRODUCCION

El diseño de la planta industrial para la extracción del aceite de la pulpa de palta, se ha realizado para procesar cualquier variedad de palta existente en nuestro País.

7.1.1 FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA INDUSTRIAL

Operará bajo el siguiente régimen laboral:

TURNO	:	8	horas.
DIARIO	:	2	turnos.
MENSUAL	:	26	días.
ANUAL	:	12	meses •

7.1.2 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DIARIO

PALTA	:	20,000	kilogramos.
PULPA DE PALTA	:	12,000	kilogramos.

7.1.3 CAPACIDAD DE PRODUCCION DIARIA

ACEITE REFINADO	:	1,107	kilogramos.
JABON	:	39	kilogramos.
GRASA	:	277	kilogramos.
HARINA	:	.3,151	kilogramos •

7.2 RELACION DE EQUIPOS DISEÑADOS PARA LA PLANTA INDUSTRIAL

EXTRUSORA { E }

HOMOGENIZADOR (H.)

FILTRO PRENSA PARA SEPARAR FIBRA DE LA PULPA FLUIDIZADA (FP)

TANQUE DE PULPA FLUIDIZADA (TP)

COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO (TE)

TANQUE DE EXTRACTO (TEA)

BOMBA CENTRIFUGA PARA SOLVENTE

CALDERIN (C)

CONDENZADOR HORIZONTAL (I1)

INTERCAMBIADOR DE CALOR (I2)

FILTRO ROTATORIO AL VACIO PARA PULPA TRATADA (R4)

TANQUE DE ACEITE CRUDO (TCA)

TANQUE NEUTRALIZADOR (N)

TANQUE DE SODA (S)

FILTRO ROTATORIO AL VACIO PARA SEPARAR BORRA { R1 }

LAVADOR DE ACEITE (L)

SECADOR AL VACIO (SV)

BLANQUEADOR (B)

FILTRO ROTATORIO AL VACIO PARA SEPARA ARCILLA ACTIVADA (R2)

DECOORIZADOR (D)

WINTERIZADOR (W)

FILTRO ROTATORIO AL VACIO PARA SEPARAR LA GRASA (R3)

TANQUE DE ACEITE REFINADO (TR)

TANQUE PULMON DE VACIO (TPV)

BOMBA CENTRIFUGA PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA(B16)

SECADOR CONTINUO TIPO TONEL PARA HARINA DE PALTA (S)

MOLINO MICROPULVERIZADOR DE HARINA DE PALTA (M)

7.2 RELACION DE EQUIPOS DISEÑADOS PARA LA PLANTA INDUSTRIAL

(Continuación)

TAMIZADOR VIBRATORIO PARA LA HARINA DE PALTA
BOMBA CENTRIFUGA PARA EL AGUA DE ENFRIAMIENTO
CALDERO
TANQUE DE PETROLEO
BOMBA DE VACIO

7.3 DISEÑO DE INGENIERIA DE LOS EQUIPOS PARA LA PLANTA INDUSTRIAL

7.3.1 DISEÑO DE LA EXTRUSORA

Por la Ley de BOND (Brown - Operaciones Unitarias) se tiene:

$$P/m_p = 0.815 * W_i * (D_{ps}^{-1/2} - D_{pe}^{-1/2}) * K_p$$

Donde:

$$m_p = 750 \text{ kg. pulpa/h} = 0.0125 \text{ Tn. pulpa/min.}$$

$$D_{ps} = 0.000075 \text{ m.}$$

$$D_{pe} = 0.01 \text{ m.}$$

$$W_i = 0.5$$

$$K_p = 1.1$$

Reemplazando datos en la ecuación anterior:

$$P_o = 0.58 \text{ HP}$$

Comercialmente la potencia del motor será:

$$P_o = 0.75 \text{ HP}$$

7.3.2 DISEÑO DEL HOMOGENIZADOR

Cálculo de las dimensiones:

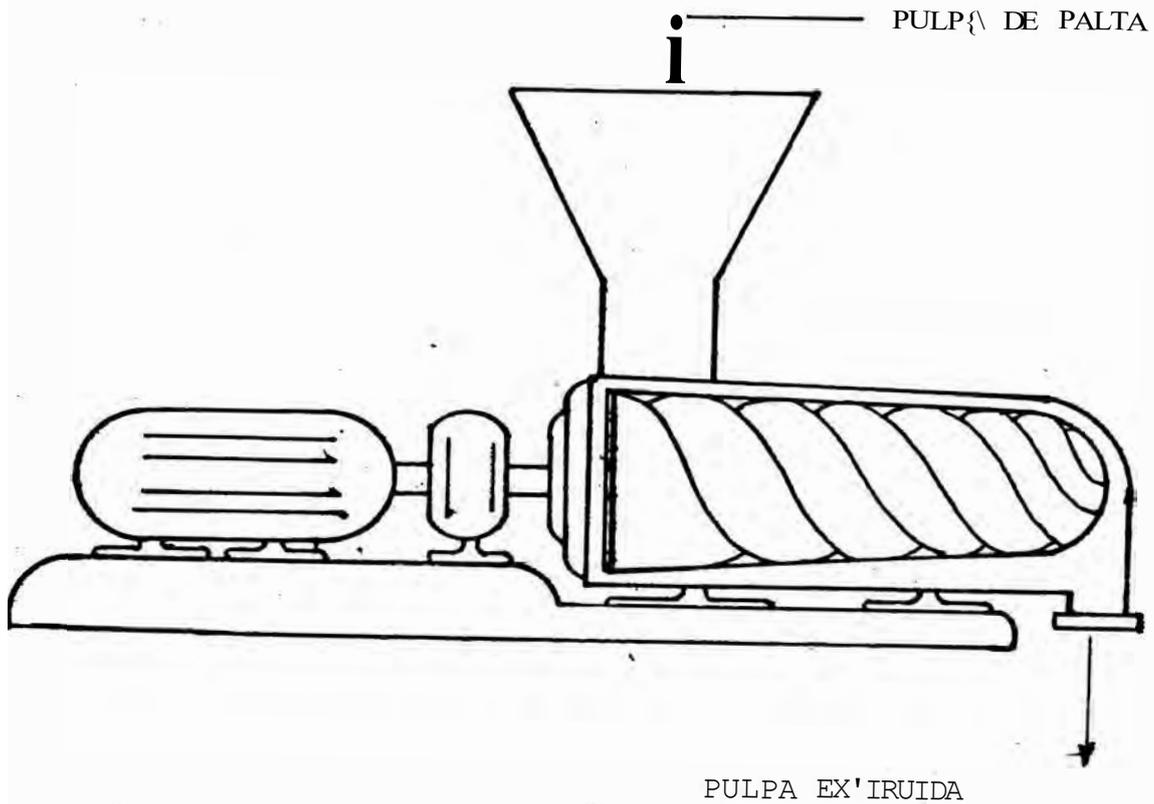
$$VT = (m_p + IT) * Y_p * K_p$$

Donde:

$$m_p = 750 \text{ kg. pulpa/h}$$

$$20 = 3,975 \text{ kg. agua/h}$$

EXTRUSORA



ESPECIFICACIONES:

- CAPACIDAD - 750 kg. pulpa palta/hora.
POTENCIA DEL MOTOR - 3/4 BP.
TAMAÑO DE PARTICULA : 75 micrones.
MATERIAL : ACERO INOXIDABLE AISI 304.

FIGURA 12

$$P_p = 1.05 \cdot \text{gr/ce}$$

$$K_p = 1.2$$

Reemplazando datos en la ecuación anterior:

$$V_T = 5,400 \text{ l.}$$

Para diseño del reactor:

$$D = 0.9 * H$$

$$O = 1.84 \text{ m. , diámetro.}$$

$$H = 2.04 \text{ m. , altura.}$$

Cálculo de la potencia del motor del agitador:

De la fig. 477 , curva 15 (Brown), agitador tipo turbina:

$$P = \dots * n^3 * d_a^5 * P_p / g_e \text{ , (kgf. m /s)}$$

Donde:

$$\dots = 1.00$$

$$n = 5 \text{ rps.}$$

$$d_a = D/3 = 0.6 \text{ m.}$$

$$P_p = 1.05 \text{ gr/ce}$$

$$g_e = 9.8 \text{ gr f.m/s}^2$$

$$f_i p = 34.43 \text{ cp.}$$

$$e = 54,894 \text{ , con S1 , S2 , S3 , de la figura anterior.}$$

$$P_o = 13.78 \text{ HP}$$

potencia del motor comercial:

$$P_o = 14 \text{ HP}$$

7.3.3 DISEÑO DEL FILTRO PRENSA PARA SEPARAR LA FIBRA DE LA PULPA

Asunciones:

- Torta incompresible.
- Caída de presión de 45 psi.
- Resistencia del medio filtrante despreciable.

- Eficiencia del motor 50%.
- El filtro retiene el 100 % de la fibra.
- Tamaño de malla de la fibra 30.
- Tamaño de malla del medio filtrante 100.
- Contenido de fibra en la pulpa fluidizada 0.5 %.
- Contenido de humedad de la torta formada 55 % en peso.

cálculo del volumen retenido por el medio filtrante:

$$v_{rf} = (m_p * 0.005 IP_f) * 1.55$$

Donde:

$$m_p = 750 \quad \text{kg. pulpa/h.}$$

$$IP_f = 0.65 \quad \text{gr/ce.}$$

Reemplazando datos en la ecuación anterior:

$$v_{rf} = 0.00894 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Cálculo del número de placas filtrantes:

Dimensiones comerciales de una placa filtrante de 40 x 40 cm.

Espesor de la placa filtrante 1" •

El filtro prensa será descargado en cada turno de 8 horas.

$$N_{pf} = v_{rf} * 8 / (0.4 * 0.4 * 0.02)$$

$$N_{pf} = 23 \quad \text{placas filtrantes.}$$

calculo de la potencia de la bomba centrífuga del filtro :

$$P_o = \frac{45 * 144 * 2.648 * 1.25}{0.5 * 33,000} \text{ HP}$$

$$P_o = 1.5 \quad \text{HP} \quad \text{potencia del motor comercial.}$$

Donde:

$$F_p = 4,500 \quad \text{l. /h} = 2.648 \quad \text{ft.lmin.}$$

$$K_p = 1.25$$

7.3.4 DISEÑO DEL TANQUE DE PULPA FLUIDIZADA

$$\begin{aligned}
 V_T &= 4.5 \text{ m}^3. \\
 K_p &= 1.2 \\
 V_T &= 5.4 \text{ m}^3. \\
 D &= H = 1.9 \text{ m}^3.
 \end{aligned}$$

Potencia del agitador:

$$\begin{aligned}
 d_a &= 0.6 \text{ m.} \\
 &= 17 = 1.03 . \\
 n &= 2 \text{ rps.} \\
 e &= 21,957 \\
 P_o &= 0.91 \text{ HP} \\
 P_o &= 1 \text{ HP potencia del motor comercial.}
 \end{aligned}$$

7.3.5 DISEÑO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

Cálculo del diámetro de la columna:

De los gráficos v.5.13 y v.5.12 (WUITHIER, pág. 1259)

$$U_{p-h} = 51.1 \text{ dy/cm.}$$

$$\langle \sigma_{p-h} / \sigma_{p-a} \rangle^0 .s = 0.9$$

$$\text{Además } U'_h / U'_p = R = 1$$

$$f(R) = 0.04$$

$$U_p = R^{0.25} \cdot \left(\frac{f(R) \cdot A_1^{0.5}}{B \cdot J} \right)^{1.25}$$

$$B = 3.33 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{1}{J_h}^{0.22} \cdot P_p^{0.1} \cdot \frac{ft}{h}^{0.02} \cdot \frac{u}{p}^{0.1}$$

$$J = \langle cr_{p-h} / cr_{p-a} \rangle^{0.5} \cdot (a / \epsilon)^{1.2} \cdot 0.67$$

Donde:

$(\sigma_{p-h} / \sigma_{p-a})$ = Relación de tensiones interfaciales, del gráfico v.5.13

$(a/\varepsilon^{1.2})^{0.67} = 16.9$, -de la tabla V.5.13. para anillos rashing de acero inoxidable de 2\ pulgadas de diámetro.

$$\begin{aligned} u'_p &= 43.38 \text{ ft/h} \\ F_p &= 158.9 \text{ ft}^3 \text{ jh} \\ A. &= \frac{F_p}{u'_p} = 3.66 \text{ ft}^2 \cdot \end{aligned}$$

DT = 65.8 CID. DIAMETRO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION

Del diseña de planta piloto de la colwnna de extracci6n líquido-líquido, del acápite 4.1.2.5 ,pág. 67 ' y el acápite 4.1.2.6 ' pág. 76, se obtienen los datos de :

$$\begin{aligned} X_o &= 0.022960 \text{ kg. aceite/ kg. pulpa} \\ Y_o &= 0.030810 \text{ kg. aceite/ kg. hexano} \\ &= 0.003456 \text{ kg. aceite/ kg. pulpa} \\ y_l &= 0.000000 \text{ kg. aceite/ kg. hexano} \end{aligned}$$

Además se tiene:

$$\begin{aligned} N_{tOE} &= 2.6000 \\ F_{tOE} &= 1.2589 \text{ kg / m}^3 \cdot \text{s} \\ F_h &= 4,500 \text{ l. hexano/h} \\ &= 1.9026 \text{ kg./ (m}^2 \cdot \text{s)} \\ F_{tOE} &= \frac{F_{tOE}}{F_{tOE}} \end{aligned}$$

De donde:

$$H_{tOE} = 1.5113 \text{ m.}$$

$$\text{De la relación: } Z = H_{tOE} * N_{tOE}$$

$$Z = 3.93 \text{ m. } \quad \text{ALTURA DEL EMPACAOO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO.}$$

NOTA.- Se recomienda un 20% de la altura total del empaque,

para cada una de las secciones:

- 1° ZONA INFERIOR, donde se produce la separación del refinado (pulpa gastada en aceite) y el solvente fresco (hexano) que se alimenta a la columna de extracción líquido-líquido.
- 2° ZONA SUPERIOR, donde se produce la coalescencia del extracto (solvente-aceite extraído).

Entonces la altura total de la columna será:

$$8ir = 5.5 \text{ m.}$$

El diseño de la columna de extracción líquido-líquido se muestra en la FIGURA_13.

7.3.6 DISEÑO DEL TANQUE DE EXTRACTO

Considerando: $D = 0.75 * H$

$$VT = 4.7 \text{ m}^3.$$

$$H = 2.19 \text{ m.}$$

$$D = 1.64 \text{ m.}$$

7.3.7 DISEÑO DE LA BOMBA CENTRIFUGA DE ALIMENTACION DE SOLVENTE A LA COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

Considerando una altura hidrostática total de la columna de:

$$H_{ht} = 7.00 \text{ m.}$$

$$p = (\text{g/gc}) * \frac{3}{4t} \cdot pp$$

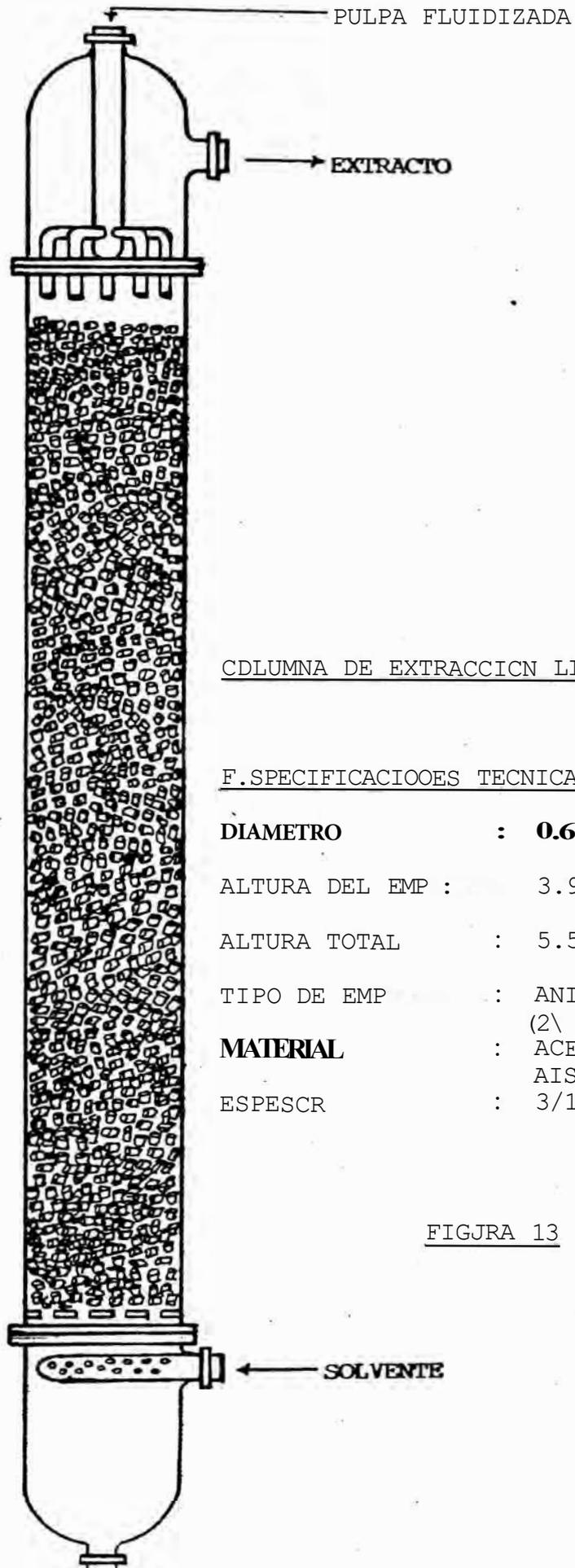
$$p = 73.5 * 10^2 \text{ kgf/m}^2.$$

$$Po = p * F_h$$

$$Po = 9.18 \text{ kgf.m/s.} = 0.122 \text{ HP}$$

$$K_p = 1.22$$

$$7 = 65 \% , \text{ eficiencia del motor.}$$



CDLUMNA DE EXTRACCICN LIQUIIXrLIC!JIOO

F.SPECIFICACIOOES TECNICAS:

DIAMETRO	:	0.658 m
ALTURA DEL EMP :		3.930 m.
ALTURA TOTAL	:	5.500 m.
TIPO DE EMP	:	ANILLOO RASHING (2\ * 2\ pulg.)
MATERIAL	:	ACERO ILOXIDABLE AISI 304
ESPESCR	:	3/16 pulgadas

FIGJRA 13

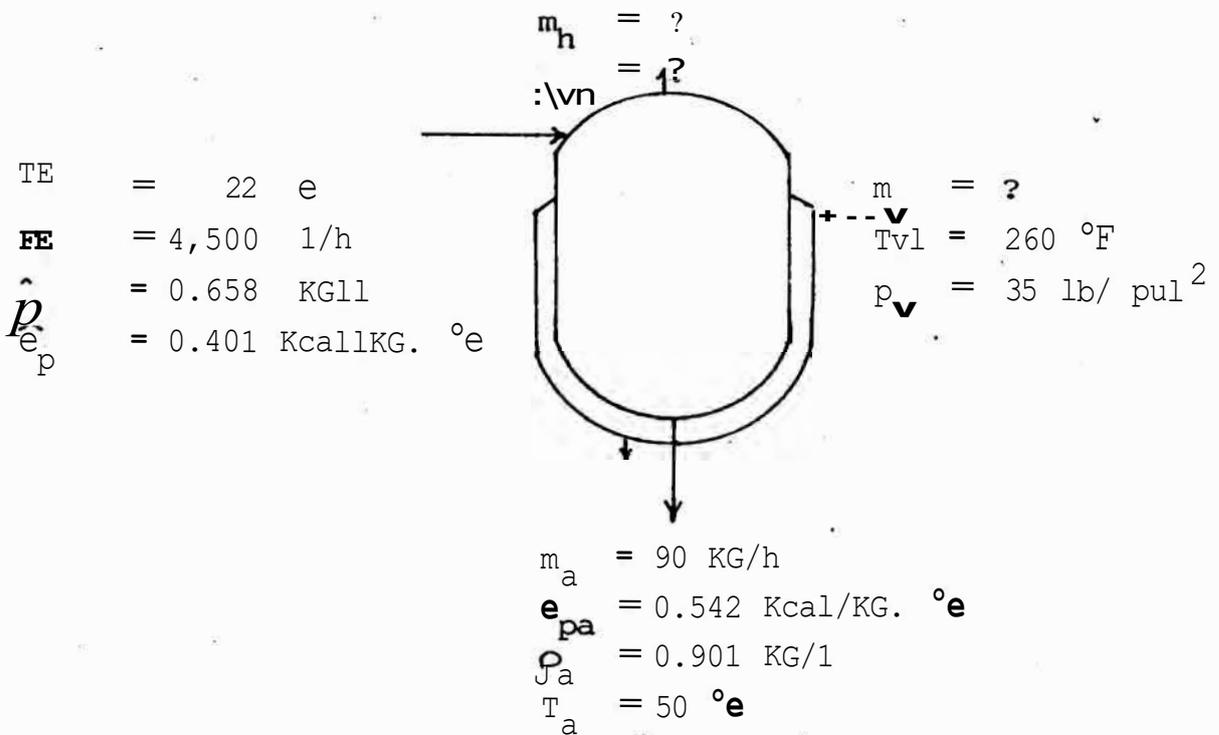
$P_0 = 0.229 \text{ HP.}$

$P_0 = 1/4 \text{ HP.}$ ' Potencia del motor comercial

7.3.8 DISEÑO DEL CALDERIN

Se realiza vacío en la unidad, para que la temperatura de ebullición del EXTRACTO (solvente-aceite) no exceda, de $63 \text{ }^\circ\text{C}$ operando a una presión d vacío de 550 mmHg. , ra temperatura promedio de ebullición en el CALDERIN es de $50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Realizado un balance de energía en el CALDERIN.



$T_E = 22 \text{ e}$
 $F_E = 4,500 \text{ l/h}$
 $\hat{p}_e = 0.658 \text{ KG/l}$
 $\hat{p}_e = 0.401 \text{ Kcal/KG. }^\circ\text{e}$

ENTRADA T GENERACION = SALIDA + ACUMULACION
 ENTRADA + 0 = SALIDA + 0

* $C_p E^* (T_E - T_R) + Q_C = m_a^* C_{p_a}^* (T_a - T_R) + m_h^* \lambda_{vn}$

Donde:

$\lambda_v = T_e^* (8.75 + 4.575 * \log(T_e))$ (PERRY ec.53)

Reemplazado datos:

$A_{vh} = 75.89 \text{ Kcal / KG}$

$$m_h = 4,500 * 0.658 * (1 - 0.03081) = 2869.2 \text{ KG/h}$$

Reemplazari:b datos en la ecuación del balance de energía.

$$Q_e = 224786.85 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{CT} = 3564.889.66 \text{ Kcal/Dia}$$

cálculo del **AREA** de transferencia de calor

$$A = Q_e / u * LMTD.$$

$$250 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$250 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$154.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$LMTD = 147.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{EXTRACTO } 71.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De **TABLA 8** (D.KERN)

$$u = 250 \text{ Kcal /m}^2 * \text{h} * \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 5.88 \text{ m}^2$$

cálculo de la cantidad de vapor necesario

De **TABLAS DE VAPOR** (V. NESS)

$$AH_v = 521.7 \text{ Kcal /KG}$$

$$Q_c = m_v * \Delta H_v$$

$$m_v = (222786.85 \text{ Kcal /h}) / 521.7 \text{ Kcal/KG}$$

$$m_v = 427.04 \text{ KG/h}$$

$$m_v^T = 6832.64 \text{ KG/Oia}$$

DIMENSIONES DEL CALDERIN

$$\text{DIAMETRO} = \text{ALTURA}$$

$$V = 6.00 \text{ m}^3$$

$$D = H = 1.97 \text{ m}$$

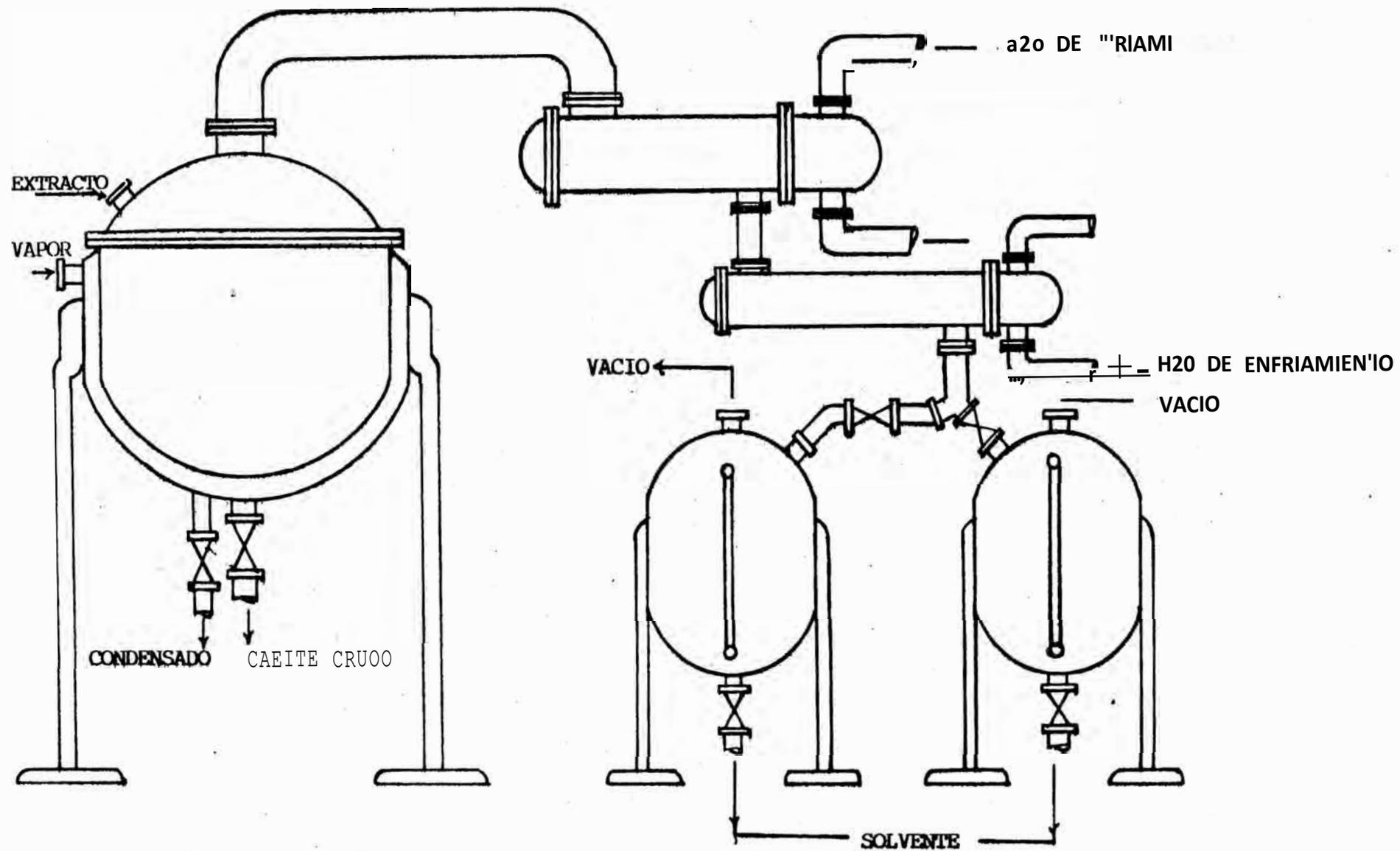


FIGURA. 14

7.3.9 DISEÑO DEL CONDENSADOR HORIZONTAL

Nota: Las tablas y figuras mencionadas a continuación corresponden a D. KERN - Procesos de transferencia de calor.

Consideraciones técnicas:

- 1° Condensador horizontal de instalación elevada.
- 2° Longitud de los tubos del condensador, $t = 8 \text{ ft} = 2.44 \text{ m}$.
- 3° Diámetro exterior de los tubos 16 BWG, $DE = 3/4 \text{ pulg.}$, en arreglo triangular $15/16 \text{ pulg.}$
- 4° La unidad opera a una presión de vacío de 550 mmHg .
- 5° Calor latente de vaporización del hexano $t, h = 76 \text{ Kcal/kg}$. a $50 \text{ }^\circ\text{C}$. y 550 mmHg .
- 6° Flujo de hexano, $F_h = 4,500 \text{ l/h}$ ($22 \text{ }^\circ\text{C}$).
- 1° Flujo másico del hexano, $= 2,965.5 \text{ kg/h}$.

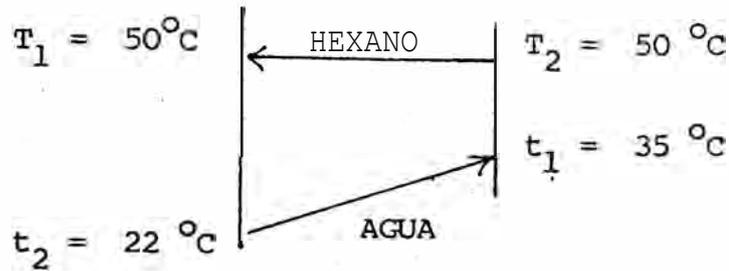
Balance de energía para el hexano:

$$\begin{aligned} Q_h &= A_{vh} * \\ Q_h &= 2,965.5 * 76 \\ Q_h &= 225,378 \text{ Kcal/h.} \end{aligned}$$

Asunciones:

- 1° $U_D = 317 \text{ Kcal / h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. , tabla 8.
- 2° $R_d = 0.001 \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{e} / \text{Kcal}$, de la tabla 12, factor de obstrucción para servicio.
- 3° $\Delta P = 10 \text{ psi.}$, caída de presión para la coraza y tubos.

Calculo del LMTD:



$$\text{LMTD} = \frac{[(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)]}{\ln [(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)]}$$

$$\text{LMTD} = 20,8 \text{ } ^\circ\text{e}$$

Cálculo del área aproximada del condensador:

$$\text{ACD} = Q_h / (UD * \text{LMTD})$$

$$\text{ACD} = 225,378 / (317 * 20.8)$$

$$\text{ACD} = 34.181 \text{ m}^2$$

Cálculo del número de tubos del condensador:

$$a'' = 0.0598475 \text{ m}^2 / \text{m.}, \text{ area exterior por metro de tubería, tabla 10.}$$

Caídas de presión permitidas para vapor de 2 psi. y 10 psi. para el agua.

$$N_t = A_{\text{cof}} (a'' * L_t)$$

$$N_t = 34.181 / (0.0598475 * 2.44)$$

$$N_t = 234 \text{ tubos.}$$

Dimensiones del intercambiador:

$$L = 16 \text{ ft.} = 2.44 \text{ m.}$$

$$N_t = 234 \text{ tubos, Tabla 9.}$$

$$n = 8 \text{ pasos, DE} = 3;4i1, 15/16'' \text{ en arreglo triangular.}$$

$$DI = 19'' = 0.489 \text{ m.}, 0 \text{ interior de la coraza.}$$

$$B = 0.405 \text{ m.} \text{ ' espaciamiento de los deflectores.}$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor de diseño corregido:

$$ACD = N_t * L_t * a''$$

$$ACD = 234 * 2.44 * 0.0598$$

$$A_{CD} = 34.157 \text{ m}^2 \text{ area del condensador corregido.}$$

$$UD = Q_h / (A_{co} * LMTD)$$

$$uD = 225,378 / (34.157 * 20.8)$$

$$UD = 317.2 \text{ Kcal/ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C, diseño.}$$

cálculo del área transversal de flujo para el lado de la coraza:

$$B = 0.405 \text{ m.}$$

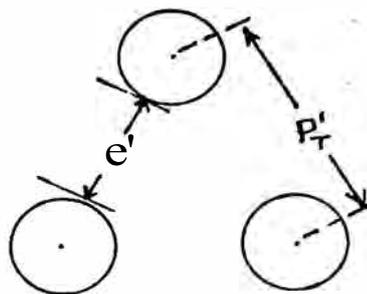
$$N = 5 \text{ deflectores.}$$

$$N + 1 = 6, \text{ número de cruces para flujo de lado a lado.}$$

$$DI = 0.489 \text{ m.}$$

$$P'_T = 15/16 \text{ " } = 0.024 \text{ m.}$$

$$C' = 0.005$$



$$a_s = DI * C' * B / P'_T$$

$$a_s = 0.489 * 0.005 * 0.405 / 0.024$$

$$a_s = 0.04126 \text{ m}^2$$

Cálculo de la velocidad másica:

$$Gs = \quad / a_s$$

$$Gs = 71,874.6 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2$$

Cálculo de la carga para un tubo horizontal:

$$G'' = m_h / L_t * N_t^{213}$$

$$G'' = 32.0 \text{ kg} / \text{h.mtub.}$$

Cálculo del coeficiente de película interior -referido a la superficie exterior de los tubos:

Balace de energía para el agua

$$Q_h = Q_{H_2O} = 225,378 \text{ kcal/h.}$$

$$"R_{20} = Q_h / (C_p * \Delta T_{H_2O})$$

$$C_p = 0.9986 \text{ Kcal/kg.}^\circ\text{e} \quad (28.5 \text{ }^\circ\text{e})$$

$$\Delta T_{H_2O} = 35 - 22 = 13 \text{ }^\circ\text{e}$$

$$"R_{20} = 15,046.3 \text{ kg} / \text{h} \quad \text{flujo másico de agua.}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor para flujo interior de los tubos:

$$a'_t = 0.00095 \text{ m}^2, \text{ tabla 10.}$$

$$a_t = N_t * a'_t / n$$

$$a_t = 0.0057 \text{ m}^2 \text{ área de flujo total en los tubos.}$$

$$G_t = "R_{20} / a_t$$

$$G_t = 2,639,702 \text{ kg} / \text{h.m}^2$$

$$V = G_t \cdot l_p \text{ H}_2\text{O}$$

$$V = 0.738 \text{ m/s} = 2.42 \text{ ft/s}$$

$$t_a = 28.5 \text{ }^\circ\text{C}, \text{ temperatura media para el coeficiente de película de condensación.}$$

$$h_i = 2,094.6 \text{ kcal/h.m.}^2 \text{ }^\circ\text{e}, \text{ coeficiente de transferencia de calor para el flujo interior, fig. 25.}$$

$$h_{oi} = h_i \cdot (DI / DE)$$

$$h_{io} = 1694.3 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h.}^\circ\text{C}$$

$$h_o = 976 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{e}, \text{ coef. transf. calor para flujo exterior (valor asumido)}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor para el flujo exterior - coraza:

$$t_w = t_a + (h_o / (h_{1.0} + h_o)) * (t_v - t_a)$$

$$t_w = 36.4 \text{ } ^\circ\text{c}$$

$$t_f = (t_v + t_w) / 2$$

$$t_f = 43.2 \text{ } ^\circ\text{c}$$

$$k_f = 0.11605 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot (^\circ\text{F/m}), \text{ tabla 4.}$$

$$s_f = 0.66, \text{ tabla 6.}$$

$$M_f = 0.846 \text{ kg/m.h}$$

$$h_o = 1,610.4 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{e}, \text{ fig. 12.9}$$

Cálculo de la caída de presión en la coraza:

$$?v = 0.02736 \text{ kg/m.h, } \text{cso}^\circ\text{c}$$

$$O_e = 0.55 \text{ " } = 0.01397 \text{ m.}$$

$$e = D_e * G_s \text{ / } \text{...}$$

$$e = 36,700$$

$$f = 0.000149 \text{ m}^2/\text{in}^2, \text{ fig. 29}$$

$$N + 1 = Lt / B$$

$$N + 1 = 6$$

$$s_v = 0.00314$$

$$O_s = 0.438 \text{ m.}$$

$$[f * G_s^2 * D_s * (N + 1)] / [2 * 5.22 * 10^{10} * D_e * s] = \Delta P_s$$

$$\Delta P_s = 0.198 \text{ psi.}$$

Cálculo del coeficiente total limpio:

$$U_c = (h_{1.0} * h_o) / (1.0 + h_o)$$

$$U_c = 825.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{e}$$

cálculo del factor de obstrucción:

$$R_d = (U_c - U_D) / (U_c * U_D)$$

$$R_d = 0.0019 \text{ h.m.}^2 \text{ } ^\circ\text{e, valor calculado.}$$

$$R_d = 0.0010 \text{ h.m.}^2 \text{ } ^\circ\text{e, requerido para servicios, tabla 12}$$

Cálculo de la caída de presión en los tubos:

$$t_{\text{H}_2\text{O}} = 2 \text{ a.s } ^\circ\text{c}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 2.79 \text{ kg/m.h}$$

$$D = 0.62 \text{ " } = 0.01575 \text{ m, tabla 10}$$

$$v_t = D * G_t \text{ In}_{\text{r-H}_2\text{O}}$$

$$N_{\text{Ret}} = 14,902$$

$$\phi_{t2} = 1.0$$

$$f = 0.00045 \text{ ft}^2/\text{in}^2, \text{ fig. 26}$$

$$n_t = 8 \text{ pasos}$$

$$\Delta P_t = [f * G_t^2 * L_t * n] / [5.22 * 10^{10} * D * s * \phi_t]$$

$$\Delta P_t = 3.135 \text{ psi.}$$

Cálculo de la caída de presión debido al cambio de dirección:

$$P_r = 2 * n * v^2 (s * g')$$

$$g' = 32.144 \text{ ft/s}^2.$$

$$e.P_r = 0.468 \text{ psi.}$$

Cálculo de la caída de presión total:

$$\Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 3.603 \text{ psi.}$$

RESULTADOS FINALES DEL DISEÑO DEL CONDENSADOR HORIZONTAL:

A_{CD}	=	34.157	m^2 .
Lt	=	2.440	m.
DI	=	0.490	m.
DE	=	$3/4''$, 16 BWG , arreglo triangular 1/16".
Nt	=	234	tubos.
n	=	8	pasos.
B	=	0.405	m.
N	=	5	deflectores.
$^{\circ}O$	=	317.200	$kcal/m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}e$
u_c	=	825.600	$kcal/m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}e$
Rd	=	0.002	$h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C$.
APt	=	3.135	psi.
.1PT	=	3.603	psi.
h_{i0}	=	1,694.300	$kcal/m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C$.
h_o	=	1,610.400	$kcal/m^2 \cdot h \cdot ^{\circ}C$.

ver FIGURA 14, pág. 98, del diseño completo de la unidad de destilación.

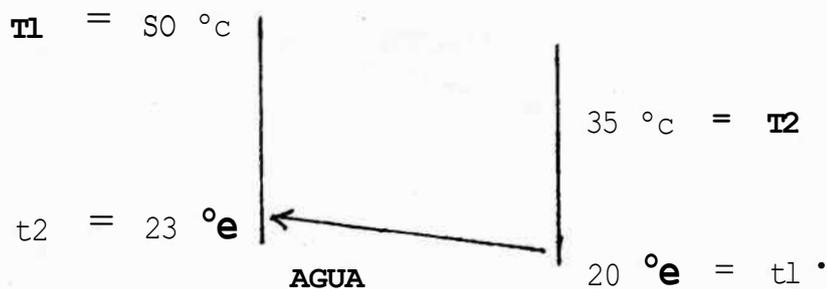
7.3.10 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DEL CONDENSADO

Nota: Las tablas y figuras mencionadas a continuación corresponden a D. KERN - Procesos de transferencia de calor.

Consideraciones técnicas:

- 1° La unidad opera a una presión de vacío de 550 mmHg.
- 2° La caída de presión para la coraza y tubos es de 10 psi.
- 3° Factor de obstrucción para servicio considerado es de $0.001 \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C}/\text{kcal}$, tabla 12.
- 4° Coeficiente de transferencia de calor de diseño es $280 \text{ kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$, tabla a.

Cálculo del LMTD:



$$\text{LMTD} = ft * \frac{[(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)]}{\ln[(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)]}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)}$$

$$R = 5$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

$$S = 0.1$$

considerando un intercambiador de un paso en la coraza y dos pasos en los tubos, $ft = 0.98$, tabla 8.

$$\text{LMTD} = 20.01 \text{ °C.}$$

Bal. ance de energía para el hexano:

$$\begin{aligned}m_h &= 2,965.5 \text{ kg. hexano/h.} \\C_{p2} &= 0.57 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C.} \quad , \quad 50^\circ\text{C.} \\C_{p1} &= 0.53. \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{e} \quad , \quad 35^\circ\text{c.} \\Q_h &= m_h * (C_{p2} * T_2 - C_{p1} * T_1) \\Q_h &= 27,134 \text{ kcal/h.}\end{aligned}$$

Balace de energía para el agua:

$$\begin{aligned}C_{pH_2O} &= 0.99878 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C.} \\T_{H_2O} &= 23 - 20 = 3 \quad ^\circ\text{C.} \\Q_{H_2O} &= Q_h = 27,134 \text{ kcal/h.} \\m_{H_2O} &= Q_h / (C_{pH_2O} * T_{H_2O}) \\m_{H_2O} &= 9,056 \text{ kg. agua/h.}\end{aligned}$$

Cálculo de las temperaturas promedios:

$$\begin{aligned}T_a &= (50 + 35)/2 = 42.5 \quad ^\circ\text{e} \quad , \quad \text{CORAZA.} \\t_a &= (23 + 20)/2 = 21.5 \quad ^\circ\text{e} \quad , \quad \text{TUBOS.}\end{aligned}$$

Cálculo del área de transferencia del intercambiador:

$$\begin{aligned}AI &= Q_h / (UD * \text{LMTD}) \\UD &= 280 \text{ kcal/h.m.}^2 \text{ } ^\circ\text{C.} \\AI &= 4.845 \text{ m}^2.\end{aligned}$$

Dimensiones del intercambiador:

$$\begin{aligned}L_t &= 16 \text{ ft.} = 4.878 \text{ m.} \\DE &= 3/4" \quad , \quad 16 \text{ BWG, en arreglo triangular } 15/16".\end{aligned}$$

$$a'' = 0.05985 \text{ m}^2/\text{tub.}, \text{ tabla 10.}$$

$$N_t = \frac{A_I}{(a'' * L_t)}$$

$$N_t = 16.6 \text{ tubos.}$$

$$N_t = 32 \text{ tubos, tabla 9.}$$

$$DI = 8'' = 0.203 \text{ m.}, \text{ tabla 9.}$$

$$B = 10'' = 0.254 \text{ m.}$$

$$n = 2 \text{ pasos en los tubos.}$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor de diseño:

$$A_I = N_t * L_t * a''$$

$$A_I = 4.845 \text{ m}^2, \text{ área del intercambiador de calor diseñado.}$$

$$U_D = Q_h / (A_I * LMTD)$$

$$U_D = 280.02 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

Cálculo del área transversal de flujo del lado de la coraza:

$$B = 0.254 \text{ m.}$$

$$a_s = DI * C' * B / PT$$

$$DI = 0.203 \text{ m.}$$

$$e = 0.005 \text{ m.}$$

$$PT = 15/16'' = 0.024 \text{ m.}$$

$$a_s = 0.01074 \text{ m}^2.$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor para flujo exterior del lado de la coraza:

$$G_s = \dots / a_s$$

$$G_s = 276,117 \text{ kg. hexano/h.m}^2.$$

$$\mu \cdot h = 0.918 \text{ kgln.h.}, \quad T_a = 42.5 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$o_e = 0.55'' = 0.01397 \text{ m.}$$

$$e_s = o_e * G_s \cdot h$$

$$e_s = 4,202$$

$$jh = 32, \quad \text{figura 28.}$$

$$\frac{3}{4} = 1.4878 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot (\text{ }^\circ\text{C/m})$$

$$s = 1.0$$

$$h_o = jh * (\frac{3}{4}/De) * [Cp \cdot h / \frac{3}{4}]^{1/3} * s$$

$$h_o = 2,377.1 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C.}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor para flujo interior del lado de los tubos:

$$a'_t = 0.000195 \text{ m}^2, \quad \text{tabla 10.}$$

$$a_t = L_t * a'_t / n$$

$$a_t = 0.00312 \text{ m}^2.$$

$$G_t = \frac{o_2}{2} a_t$$

$$G_t = 2'902,564 \text{ kg. agua/h.m}^2.$$

$$.f'tt20 = 997.45 \text{ kg/m}^3, \quad t_a = 21.s \text{ }^\circ\text{e}$$

$$v_t = \frac{G_t}{\rho_{H_2O}}$$

$$v_t = 2.65 \text{ ft/s.}$$

$$N_{Ret} = \frac{D_e * G_t}{\mu_{H_2O}}$$

$$N_{Ret} = 12,699$$

$$h_i = 3,025.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad , \text{ figura 25.}$$

$$h_{i.o} = h_i \cdot (DI / DE)$$

$$h_{i.o} = 2,501.1 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

Cálculo de la caída de presión en la coraza:

$$N_{Re_s} = 4,202$$

$$f = 0.0026 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \cdot \quad , \text{ figura 29.}$$

$$N + 1 = L_t / B$$

$$L_t = 4.878 \text{ m.}$$

$$B = 0.254 \text{ m.}$$

$$N + 1 = 16$$

$$D_s = 8 \text{ in} = 0.203 \text{ m.}$$

$$s = 0.66 \quad , \text{ tabla 6.}$$

$$D_e = 0.55 \text{ in} = 0.01397 \text{ m.}$$

$$AP_s = [f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)] / (5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s)$$

$$!!!, .Ps = 0.056 \text{ psi.}$$

caída de presión en los tubos:

$$N_{Re_t} = 12,699$$

$$f = 0.0021 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \quad , \text{ figura 29.}$$

$$D_t = 0.01575 \text{ m.}$$

$$s = 1.0$$

$$f_t = 1.0$$

$$\Delta P_t = [f \cdot G_t^2 \cdot L_t \cdot n] / (5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_t \cdot s \cdot \phi_t)$$

$$\Delta P_t = 3.31 \text{ psi.}$$

Caída de presión debido al cambio de dirección:

$$\Delta Pr = 2 * n * v^2 / (s * g')$$

$$6Pr = 0.86 \quad \text{psi.}$$

Caída de presión total :

$$PT = pt + Pr$$

$$D:r.PT = 4.17 \quad \text{psi.}$$

Calculo del coeficiente total limpio:

$$U_C = (h_{10} * h_0) / (h_{10} + h_0)$$

$$U_C = 1,218.8 \quad \text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

Cálculo del factor de obstrucción:

$$R_d = (U_c - U_D) / (U_c * U_D)$$

$$R_d = 0.0061 \quad \text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{e} / \text{kcal.}$$

RESULTADOS FINALES DEL DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

$$AI = 4.845. \quad \text{m}^2.$$

$$Lt = 4.878 \quad \text{m.}$$

$$DI = 0.203 \quad \text{m.}$$

$$DE = 3/4" \quad , \quad 15/16" \quad \text{arreglo triangular.}$$

$$Nt = 32 \quad \text{tubos.}$$

$$n = 2 \quad \text{pasos.}$$

$$B = 0.254 \quad \text{m.}$$

$$N = 5 \quad \text{deflectores.}$$

$$u_0 = 280.02 \quad \text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

$$u_C = 1,218.8 \quad \text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

$$h_{10} = 2,501.1 \quad \text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

$$APT = 4.17 \quad \text{psi.}$$

7.3.11 DISEÑO DEL FILTRO ROTATIVO AL VACIO PARA LA PULPA TRATADA

Asunciones:

- 1° La resistencia del medio filtrante es despreciable.
- 2° En el valor de $\phi = 0.6$, están incluidos los posibles efectos de fuga de aire.
- 3° La relación entre las capacidades caloríficas del aire a presión y volumen constante, es de $C_p/C_v = 1.4$ (20°C).
- 4° La eficiencia global de la bomba de vacío y del motor es del 50 %, basada en una compresión isoentrópica.
- 5° El valor de ϕ se basa en la temperatura y presión del aire que rodea al filtro.
- 6° El filtro retiene la totalidad de los sólidos de la pulpa.
- 7° Torta incompresible.
- 8° Diámetro del filtro ' $D_f = 0.50$ m.
- 9° Longitud del filtro ' $L_f = 0.50$ m.
- 10° Fracción de área filtrante sumergida en la pulpa $f=0.1$.
- 11° Fracción de la superficie total disponible para la aspiración de aire, $a = 0.10$.
- 12° .Caida de presión total , $APT = 5$ psi.
- 13° Velocidad de giro del tambor, 2 rpm.

características de la pulpa filtrada:

COMPOSICION DE PULPA	INICIAL		FILTRACION	
	(%)	(gr)	(gr)	(%)
AGUA	60.0	60.0	65.0	70.0
HARINA	26.0	26.0	26.0	28.0
ACEITE	14.1	14.1	1.8	2.0

$Pe = 363.3$ kg.de torta seca/ m^3 de torta húmeda

Relación en peso para la pulpa preparada:

Peso de pulpa/ Peso de agua = 1/ 5.3

$F_p = 4,500$!.pulpa /h

$PP = 1.050$ gr./cc

$m_p = 4,750$ kg.pulpa preparada /h

$mf = 750$ kg.pulpa de palta /h

= 3996 kg .de agua /h

Calculo del volumen de filtrado por revolución:

$V_{rf} = ((\frac{m_p}{\rho} - (mf * 0.051)) / 820) / rpm$

$V_{rf} = 0.021$ m^3/m

Cálculo de la masa de sólidos secos en la torta por unidad de volumen filtrado:

$w' = [754(92.8/100) / (3996 - 754 * 0.05)] / 998.23$

$w' = 0.17646$ kg.de torta seca /1. de filtrado

Cálculo del afea filtrante

$A_R = D_R * L_R * \pi$

$A_R = 0.7854$ m^2

El tamaño de malla del medio filtrante es de 150 mallas/in. del tamiz equivalente (diámetro de 104 micrones).

Cálculo de la resist.srci.a, específica de la torta:

$P_{pt} = 3.776$ kg/m.h

$\alpha = [\frac{2 * P_{pt}}{w' * fa_{pt} * rpm}] * (\frac{1}{V_{rf}})^2$

$\alpha = 6.55 * 10^{-6}$ $h^2/kg.$

Cálculo de la potencia del motor de la **bomba** de vacío:

$$\begin{aligned}
 K_p &= 1.25 \\
 \mu_g &= 0.0648 \text{ kg/m.h.} \\
 \mu_{H_2O} &= 3.53 \text{ kg/m.h} \\
 w' &= 176.46 \text{ kg. torta seca/m}^3 \cdot \text{filtrado.} \\
 P_1 &= (14.7 - 5) \text{ psi.} = 9.7 \text{ psi.} \\
 P_2 &= 14.7 \text{ psi.} \\
 m_{ts} &= (750 \text{ kg. pulpa/ h}) * 1.05 * 0.30 \\
 m_{ts} &= 236.25 \text{ kg. pulpa seca/h.} \\
 F_g &= m_{ts} * (f_a / Y_f) * y_{H_2O} / (1-g) * (\sqrt{3}) / 2 * w' \\
 F_g &= 10.95 \text{ m}^3 \cdot \text{aire/ h.} \\
 F_{gl} &= 4.253 \text{ ft}^3 / \text{min.}
 \end{aligned}$$

Considerando una compresión i.soentrópica de una sólo etapa para la bomba de vacío:

$$P_0 = 3.03 * 10^{-5} * [k / (k - 1)] * P_1 * F_{g1} * K_i / 15. \\
 * [(P_2 / P_1)^{(k - 1) / k} - 1] \cdot (15)$$

$$k' = 1.4 = C_p / C_v$$

$$= 0.5$$

$$P_0 = 1/2 \text{ HP, potencia del motor comercial.}$$

7.3.12 DISEÑO DEL TANQUE DE ACEITE CRUDO

$$m_{ap} = m_p * \% \text{ ACEITE}$$

$$m_{ap} = 750 \text{ kg/h} * 0.1411$$

$$m_{ap} = 105.82 \text{ kg/h.}$$

Se extrae el 85 % de aceite.

$$m_a = 90 \text{ kg/h.}$$

$$m_{aT} = 90 * 16$$

$$m_{aT} = \mathbf{1,440} \text{ kg/día.}$$

$$v_{aT} = 1,440 / 0.901 = 1,598 \text{ l.}$$

$$K_p = \mathbf{1.15}$$

$$V_{tea} = 1,840 \text{ l.}$$

Dimensiones:

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 1.21 \text{ m.} \quad \mathbf{H} = 1.61 \text{ m.}$$

7.3.13 DISEÑO DEL NEUTRALIZADOR

$$epa = 0.542 \text{ kcal /kg. } ^\circ\text{C}$$

$$T1 = 20 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T2 = 60 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Balance de energía en el neutralizador:

$$Q_N = m_a * c_{pa} * T + \frac{IYL}{t} * C_{pH_2O} * \Delta T$$

Porcentaje de ácidos libres: 2.4

$$m_{an} = m_a - m_a * \% \text{ AC. LIB.}$$

$$m_{an} = 87.83 \text{ kg. aceite neutro/ h.}$$

$$m_{aT} = 1,405.28 \text{ kg. aceite neutro/día.}$$

Cantidad de soda utilizada:

$$m_s = 2.16 \text{ kg/h} * \{40 \text{ kg/mol} / 288 \text{ kg/mol}\}$$

$$m_s = 0.306 \text{ kg. soda/h.}$$

$$m_{sT} = 4.900 \text{ kg. soda/día.}$$

Concentración de soda al 15 %.

$$m_{a20} = 0.306 / 0.15 = 2.043 \text{ kg. agua /h.}$$

$$m_{a20} = 32.68 \text{ kg. agua/día.}$$

$$m_b = 2.16 + 0.306 = 2.466 \text{ kg. borralh-}$$

$$m_{bT} = 39.456 \text{ kg. borra / día.}$$

Reemplazando datos en la ecuación del balance de energía:

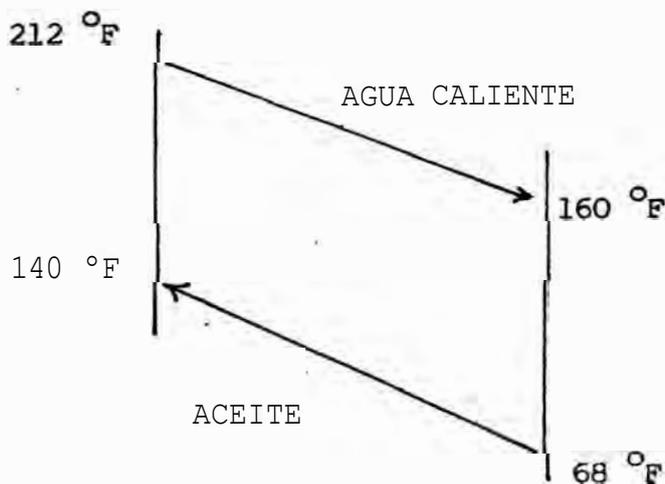
$$Q_N = 2,032.9 \text{ kcal/h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:

Nota.- La neutralización se realizará a una temperatura máx.

60 °C, para lo cual se ha utilizado el agua de condensado proveniente de la chaqueta del calderín.

$$A_N = Q_N / (U * LMTD)$$



$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= 81.5 \quad ^\circ\text{F} \\ \mathbf{u} &= 203 \quad \text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 0.13 \quad \text{m}^2 \\ \mathbf{VN} &= 1.5 * m_{ac} / ac \\ \mathbf{VN} &= 150 \quad \text{l.} \end{aligned}$$

Dimensiones:

$$\begin{aligned} \mathbf{D} &= 0.75 * \mathbf{H} \\ \mathbf{D} &= 0.53 \quad \text{m.} \\ \mathbf{H} &= 0.70 \quad \text{m.} \end{aligned}$$

Cálculo del agua caliente requerida:

$$\begin{aligned} \mathbf{T1} &= 212 \quad ^\circ\text{F.} \\ \mathbf{T2} &= 160 \quad ^\circ\text{F} \\ \mathbf{CpH}_{20} &= 0.9998 \quad \text{kcal/kg.}^\circ\text{F} \quad , \quad 212 \quad ^\circ\text{F.} \\ \mathbf{QN} &= \quad * \mathbf{CpH}_{20} * \mathbf{T} \\ \mathbf{Ni}_{20} \text{ e} &= \frac{20c}{70.39} \quad \text{kg. agua/h.} \end{aligned}$$

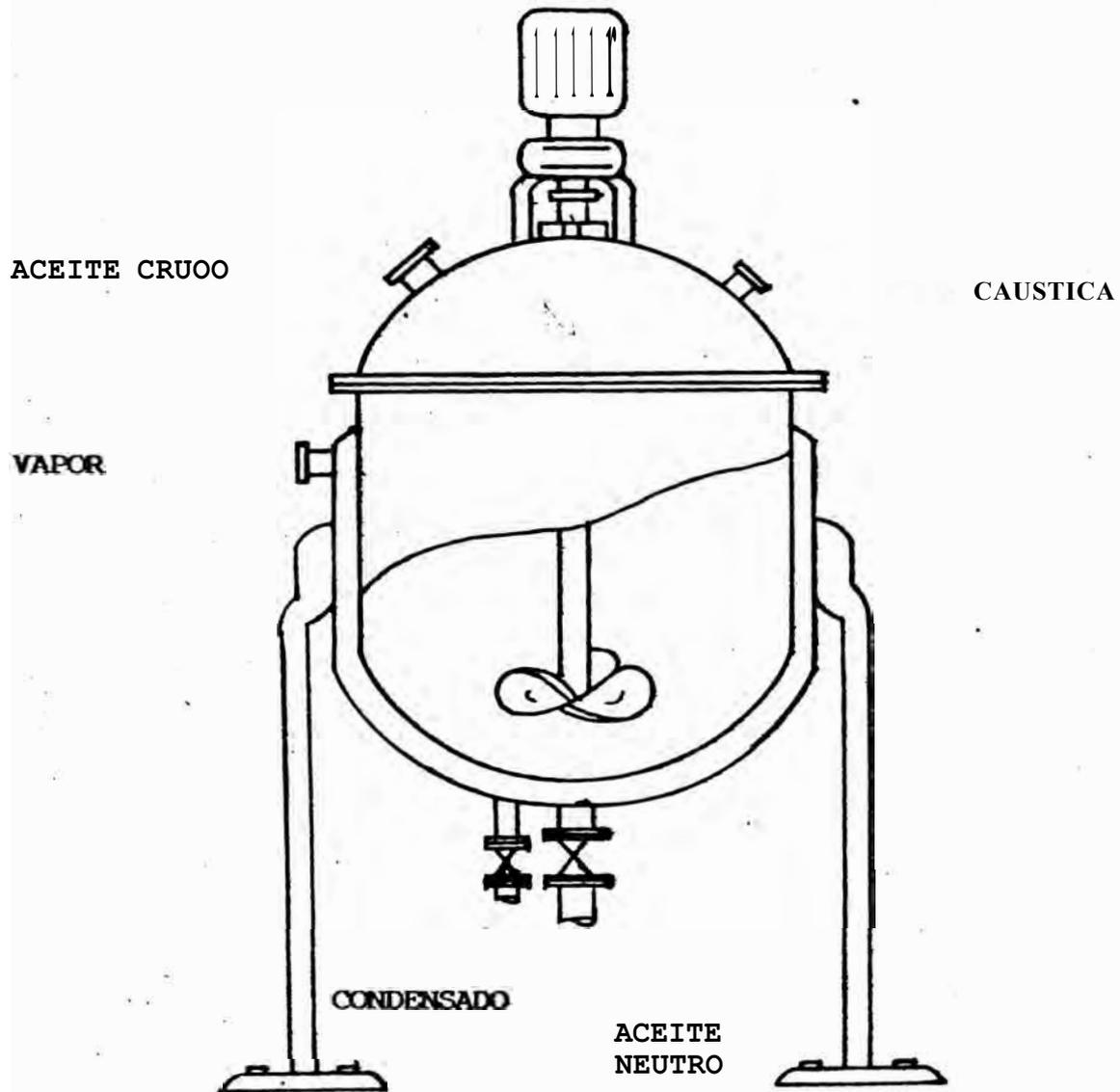
Cálculo de la potencia de la bomba centrífuga B-3:

$$\begin{aligned} \mathbf{Po} &= 0.15 \quad \text{HP} \\ \mathbf{Po} &= 1/4 \quad \text{HP} \quad , \quad \text{potencia del motor comercial.} \end{aligned}$$

Cálculo de la potencia del motor del agitador:

$$\begin{aligned} \mathbf{NRe} &= 15,599 \\ \mathbf{rps} &= 12 \\ \mathbf{d}_a &= 0.176 \quad \text{m.} \quad \text{diámetro del agitador.} \\ \mathbf{S1} &= 3 \quad , \quad \mathbf{S2} = 1 \quad , \quad \mathbf{S6} = 1 \quad , \quad \text{de la} \\ &\text{figura 477, curva 15 - BROWN.} \\ \mathbf{O} &= 1.03 \quad ; \quad \mathbf{Po} = 0.369 \quad \text{HP} \\ \mathbf{Po} &= 1/2 \quad \text{HP} \quad , \quad \text{potencia del agitador} \end{aligned}$$

NEUTRALIZADOR



ESPECIFICACIONES TECNICAS.5:

DIAMETRO = 0.53 m.

ALTURA = 0.70 m.

MATERIAL : ~~ACERINOXIDABLE~~ AISI 304

ESPESE = 1/8 - pulgada.

ESCAIA : 1/10

FIGURA 15

7.3.14 DISEÑO DEL TANQUE DE SODA

De la tabla 7.14 - V. NESS, solución al 50 % de soda (68 °F) con agua desionizada (68 °F).

Para obtener una solución al 15 % , la temperatura de mezcla será 108 °F.

$$LH_s = - 30 \text{ Btu/lb.} = - 16.63 \text{ kcal/kg.}$$

$$m_s^{50\%} = 0.644 \text{ kg. soda /h.}$$

$$m_s^{15\%} = 2.789 \text{ kg. soda/h.}$$

Cálculo del calor de disolución de la solución:

$$Q_s = - 16.63 * 2,789 = - 46.38 \text{ kcal/h.}$$

Cálculo del flujo de agua de enfriamiento:

$$T_1 = 20 \text{ }^\circ\text{e}$$

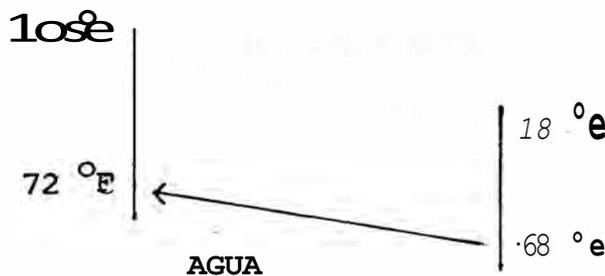
$$T_2 = 22 \text{ }^\circ\text{e}$$

$$= Q_s / C_p * \Delta T$$

Il\i20

$$Il\i20 = 23.19 \text{ kg. agua/h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



$$LMTD = 20.29 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$u = 677 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{F} \cdot \text{h.}$$

$$AS = Q_s / (U * LMTD) = 3.37 * 10^{-3} \text{ m}^2.$$

Dimensiones:

$$VT = m_s * 16 *$$

$$= 1.20$$

$$VT = 54 \quad l.$$

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 0.37 \quad m.$$

$$H = 0.49 \quad m.$$

Cálculo de la potencia del motor del agitador:

$$a_a = 0.125 \quad m.$$

$$rps = 10$$

$$e = 57,291$$

$$= 1.02$$

$$-f_s^{15\%} = 1.1 \quad \text{kg. soda/l.}$$

$$Po = 0.046 \quad \text{HP}$$

$$Po = 1/15 \quad \text{HP}, \text{ potencia del motor comercial.}$$

7.3.15 DISEÑO DEL FILTRO ROTATIVO PARA SEPARAR LA BORRA

Asunciones:

$$1^\circ D_f = 0.3 \quad m., \quad L_f' = 0.3 \quad m., \quad rpm = 2$$

2° La resistencia del medio filtrante es despreciable.

3° Torta incompresible.

$$4^\circ f = 0.2; \quad \frac{ch}{Tg} = 0.1$$

5° El filtro retiene la totalidad de la borra.

6° El valor $of_{f/3} = 0.6$, incluye los efectos de fuga aire.

$$\begin{aligned} \rho_a &= 0.901 \text{ kg.aceite/l.} \\ m_b &= 2.466 \text{ kg. borra/h.} \\ \dot{m}_g &= 0.0648 \text{ kg/m.h.} \\ \dot{m}_a &= 77.29 \text{ kg/m.h.} \\ V_{gf} &= \frac{\dot{m}_a}{\rho_a} \left(\frac{1}{0.901} \right) \\ w'_b &= \left(\frac{\dot{m}_g}{\rho_a} \right) \left(\frac{1}{0.901} \right) \\ w'_b &= 0.0253 \text{ kg. borra/ l. filtrado.} \\ V_{gf} &= 615.6 \text{ ft}^3/\text{h.} \\ P_1 &= 1,396.8 \text{ psi.} \\ P_2 &= 2,116.8 \text{ psi.} \\ K_p &= 1.25 \\ &= 50 \% \end{aligned}$$

Cálculo de la potencia del motor de la bomba de vacío:

$$P_o = 0.48 \text{ HP. , en la ecuación (15).}$$

$$P_o = 1/2 \text{ HP , potencia del motor comercial.}$$

7.3.16 DISEÑO DEL LAVADOR DE ACEITE

$$m_{an} = 87.83 \text{ kg. aceite neutro/h.}$$

$$\dot{m}_{\text{lavador}} = 2.045 \text{ kg./h.}$$

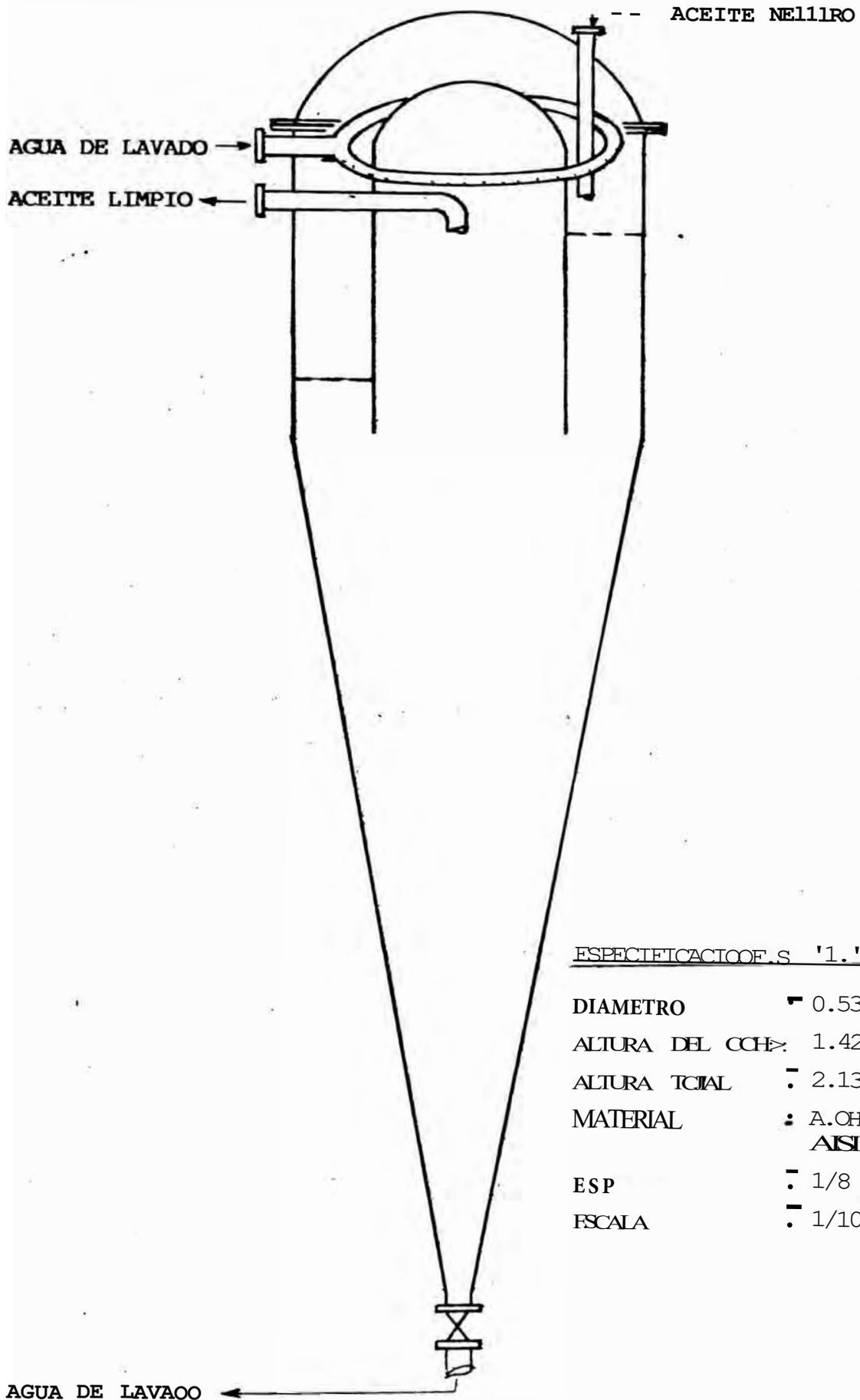
Considerando agua de lavado igual al flujo másico de aceite.

$$\dot{m}_{\text{20-L}} = 89.875 \text{ kg/h.}$$

$$V_L = 210 \text{ l.}$$

Dimensiones: se especifica en la FIGURA 16.

LAVADOR D. E. ACEITE



ESPECIFICACIONES TÉCNICAS:

DIAMETRO	0.53 m.
ALTURA DEL CCH	1.42 m.
ALTURA TOTAL	2.13 m.
MATERIAL	A. CH. NOX. AISI 304
ESP	1/8 pulg.
ESCALA	1/10

FIGURA 16

7.3.17 DISEÑO DEL SECAOR AL YACIO

El aceite que viene del lavador tiene un contenido de humedad del 4 % .

$$m_L = 87.83 \text{ kg. aceite /h.}$$

$$m_{H_2O} = 87.83 * 0.04 = 3.51 \text{ kg. agua/h.}$$

$$p_{ab} = 210 \text{ mmHg.}$$

$$T_b = 60 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$T_1 = 20 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Cálculo del calor latent de vaporización del agua a las condiciones del secador:

$$AH_V = T_b * (9.5 * \text{Log } T_b - 0.007 T_b) \text{ , PERRY ,pp.149.}$$

Tb en $^\circ\text{K.}$

$$AH_V = 400.44 \text{ kcal/kg.}$$

Balance de energía en el secador:

$$Q_S = m_{aL} * C_{p_a} * d T + m_{H_2O} * AH_V$$

$$Q_S = 3,309.6 \text{ kcal/h.}$$

Nota.- Para el calentamiento se utilizará el agua caliente proveniente del condensado de la chaqueta del calderín.

$$T_{lcc} = 100 \text{ }^\circ\text{C.}$$

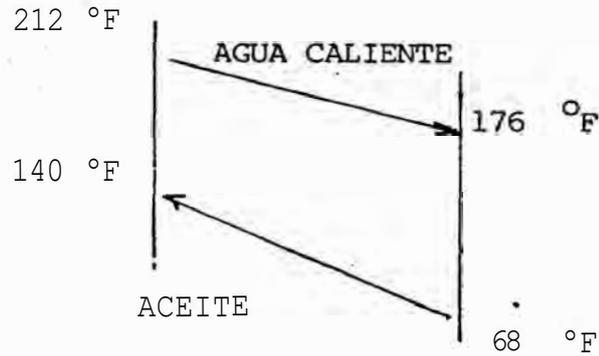
$$T_{2cc} = 80 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$C_{pcc} = 0.998 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C.}$$

$$m_{2c} = Q_s / (C_p * \Delta T)$$

$$m_{2c} = 165.81 \text{ kg. agua caliente/h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



$$LMTD = 88.8 \quad ^\circ F.$$

$$u = 203 \quad kcal/kg \cdot m^2 \cdot ^\circ F.$$

$$AS = \frac{\text{°S}}{\{LMTD * U\}}$$

$$AS = 0.183 \quad m^2.$$

Dimensiones:

$$VT = 205 \quad l.$$

$$D = 0.51 \quad m. \quad H = 1.00 \quad m.$$

Ver diseño en la FIGURA 17 ' pág. 125 ..

7.3.18 DISEÑO DE LA BOMBA CENTRIFUGA (B-5) PARA EL ACEITE CON SODA

$$Po = F_{as} * (p_H + p_{spray})$$

$$p_H = (g/gc) * Pa * 8ht$$

$$Pg = 1,351 \quad kgf/m^2.$$

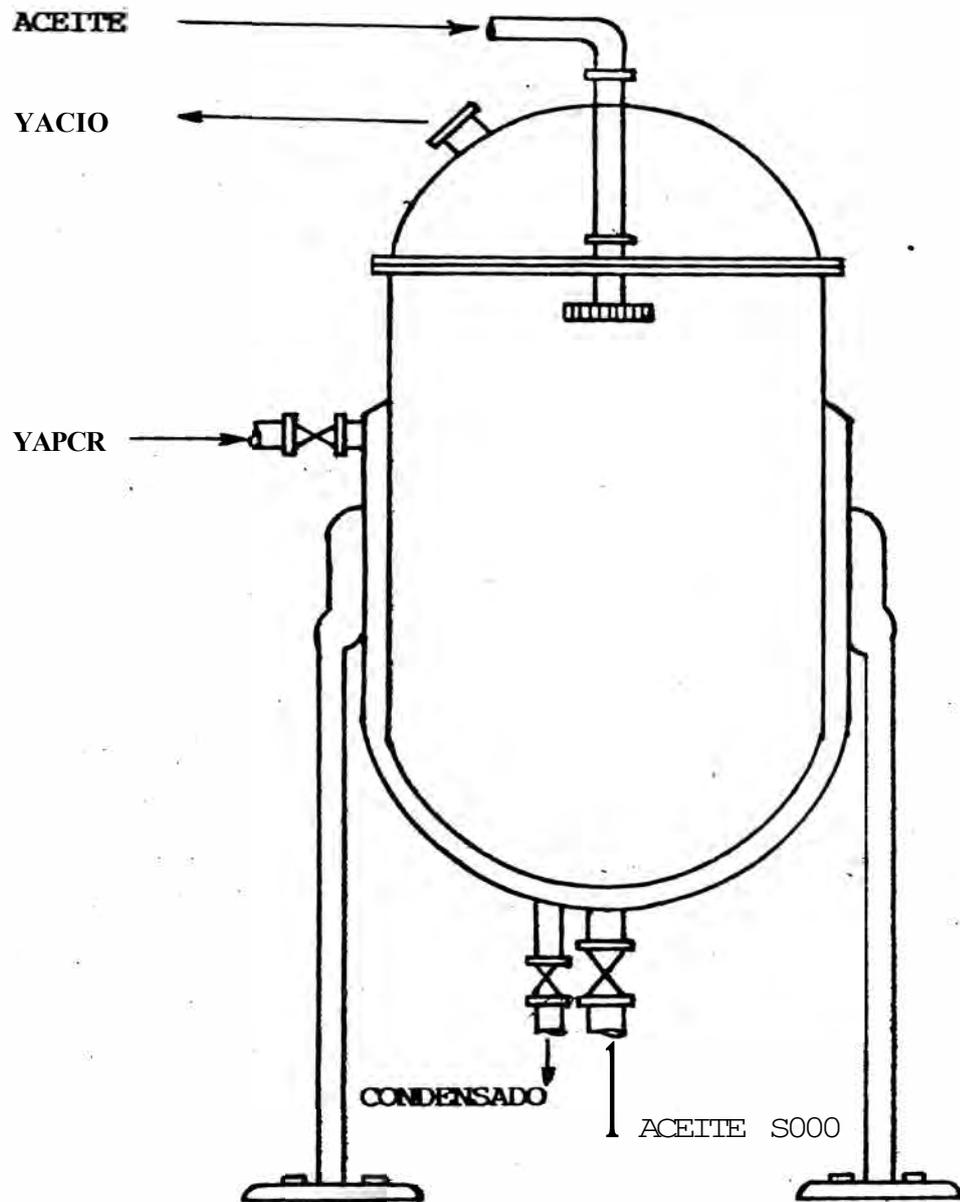
$$p_{spray} = 35,227 \quad kgf/m^2.$$

$$F_{aL} = 2.71 * 10^{-5} \quad m^3/s.$$

$$Po = 0.99 \quad kg_f \cdot m/s = 0.013 \quad HP.$$

$$Po = 1/15 \quad HP, \text{ potencia del motor comercial.}$$

SECADOR AL VACIO



E.SPECIFICACIONES TECNICAS :

DIAMETRO : 0.5 m.

ALTURA : 1.0 m.

MATERIAL : ACERO INOX. AISI 304.

FSP : 3/16 pulgadas.

FsCALA : 1/10

FIGURA 17

7.3.19 DISEÑO DEL BLANQUEADOR

$$m_{ta} = m_{as} * \%$$

$$m_{ta} = 87.83 \text{ kg/h} * 0.02$$

$$m_{ta} = 1.756 \text{ kg. tierra activada/h.}$$

$$C_{pta} = 0.224 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C.}$$

Balance de energía en el blanqueador:

$$T_1 = 20 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 65 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$Q = m_{as} * C_{pas} * \Delta T + m_{ta} * C_{pta} * \Delta T$$

$$Q = 2,159.8 \text{ kcal/h.}$$

Cálculo del flujo de agua de calentamiento proveniente del calderín:

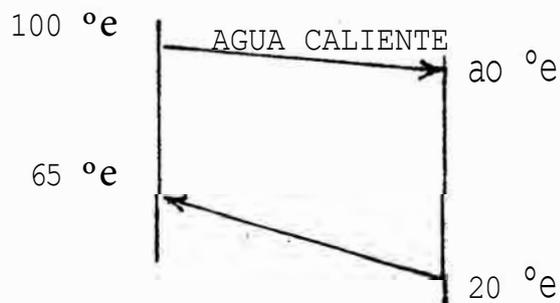
$$T_1 = 100 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 80 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$Q = m_{a} * (C_{pH} * \Delta T)$$

$$m_{a} = 108.2 \text{ kg. agua caliente/h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



$$LMTD = 46.38 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$u = 365.4 \text{ kcal/kg.h. } ^\circ\text{C.}$$

$$= Q_B / (\text{LMTD} * U)$$

$$= 0.127 \text{ m}^2.$$

Dimensiones:

$$Y_T = 150 \text{ l.}$$

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 0.53 \text{ m.}$$

$$H = 0.69 \text{ m.}$$

Cálculo de la potencia del agitador:

$$N_{Re} = 16,316$$

$$n_{ps} = 12$$

$$d_a = 0.18 \text{ m.}$$

$$= 1.02, \text{ fig. 477, curva 15 - BROWN.}$$

$$P_o = 0.4019 \text{ HP.}$$

$$P_o = 1/2 \text{ HP. , potencia del motor comerc.}$$

.7.3.20 DISEÑO DEL FILTRO ROTATIVO AL VACIO PARA SEPARAR TIERRA ACTIVADA

Asunciones:

Ver acápite 7.3.11, pág. 112.

Materia coloreada absorbida 1.5 %.

$$F_{as} = 97.48 \text{ kg/h.}$$

$$m_{ta+col} = 3.07 \text{ kgjh.}$$

$$P_{ta} = 1.00 \text{ kg/l}$$

$$w' = 0.0305 \text{ kg. torta seca/l. filtrado.}$$

$$V_g = 606.47 \text{ ft}^3 \text{ lti.}$$

$$P_1 = 9.7 \text{ psi} = 1,396.8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 14.7 \text{ psi} = 2,116.8 \text{ lbf/ft}^2$$

Reemplazando datos en la ecuación (15), pág. 114:

$$P_o = 0.38 \text{ HP.}$$

$$P_o = 1/2 \text{ HP.}, \text{ potencia del motor comercial.}$$

7.3.21 DISEÑO DEL DEODORIZADOR

Se pierde 1.5 % como materia odorífera.

$$m_{an} = 87.83 - 87.83 * 0.015$$

$$m_{aD} = 86.51 \text{ kg. aceite deodorizado/h.}$$

Balance de energía en el deodorizador:

$$C_{p_a} = 0.484 \text{ kcal/kg.}^{\circ}\text{e} \quad (60 - 105 \text{ }^{\circ}\text{C}).$$

$$T_1 = 20 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

$$T_2 = 105 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

$$Q_D = m_{aD} * C_p * \Delta T.$$

$$Q_D = 3,617.8 \text{ kcal/h.}$$

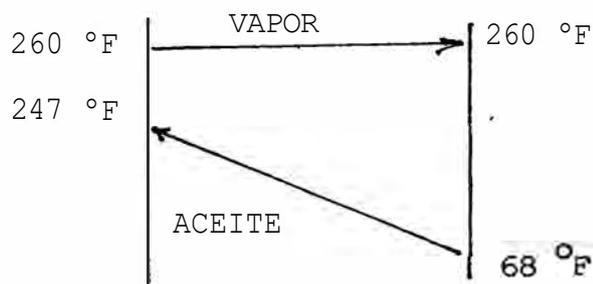
Cálculo de la cantidad de vapor para el calentamiento:

$$H_{v.} = 404.4 \text{ kcal/kg.}$$

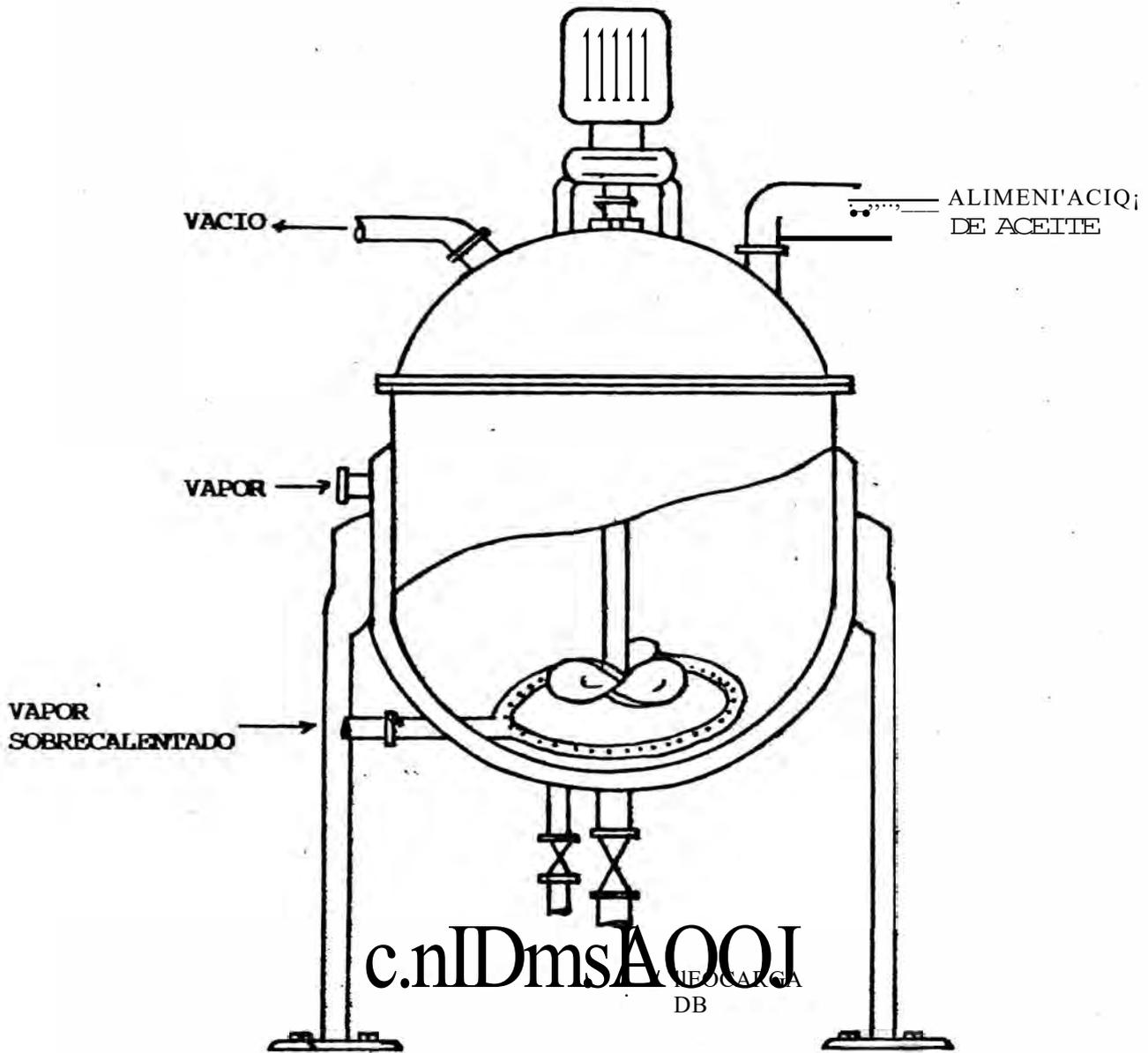
$$m_v = 3.617.8 / 404.4$$

$$m_v = 9.03 \text{ kg. vapor /h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



DEODORIZADOR



ESPECIFICACIONES TECNICAS :-

DIAMETRO: 0.58 m.

ALTURA : 0.70 m

MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AISI 304

: 3/16 pulgadas

ESCALA : 1/10

FIGURA 1a

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= 72.12 \quad ^\circ\text{F}. \\ &= Q_D / (\text{LMTD} * U) \\ &= 0.247 \quad \text{m}^2. \end{aligned}$$

Dimensiones:

$$\begin{aligned} V_T &= 205 \quad \text{l.} \\ D &= 0.58 \quad \text{m.} \\ H &= 0.77 \quad \text{m.} \end{aligned}$$

Potencia del agitador:

$$\begin{aligned} P_o &= 0.405 \quad \text{HP.} \\ P_o &= 1/2 \quad \text{HP} \cdot, \text{ potencia del Elitor comerc.} \end{aligned}$$

cálculo del vapor sobrecalentado para deodorizar:

$$\begin{aligned} m_{vD} &= 3 * m_{\text{odorífera}} \\ m_{vD} &= 3.93 \quad \text{kg.vapor/h.} \end{aligned}$$

7.3.22 DISEÑO DEL WINTERIZADOR

Temperatura de la operación de winterizado: 6 °C.

Balace de energía en el winterizador:

$$\begin{aligned} Q_W &= m_{aD} * C_p * \Delta T \\ e_{pa} &= 0.522 \quad \text{kcal/kg.}^\circ\text{e} \\ T_1 &= 20 \quad ^\circ\text{C.} \\ T_2 &= 6 \quad ^\circ\text{C.} \\ Q_W &= - 632.2 \quad \text{kcal/h.} \end{aligned}$$

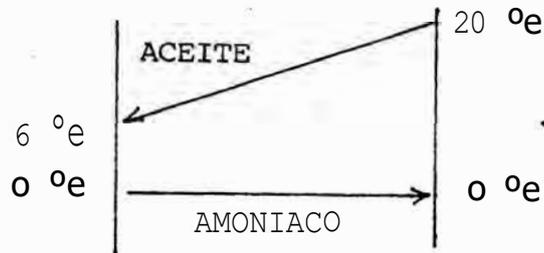
Cálculo de la masa de amoniaco necesario para refrigerar:

$$= - 5,341.1 \quad \text{kcal/kg.}$$

$$Q_w = 3 * 6.8 \text{ MJ3}$$

$$m_{\text{NH}_3} = 0.1184 \text{ kglh.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



$$\text{LMTD} = 20.93 \text{ } ^\circ\text{e}$$

$$u = 45.33 \text{ kcal/kg. } ^\circ\text{C.h.}$$

$$\frac{3}{4} = Q_w / (\text{LMTD} * u)$$

$$\frac{3}{4} = 0.66 \text{ m}^2.$$

Cantidad de grasa winterizada 20 %

$$= 86.51 * 0.2$$

$$= 17.3 \text{ kg.grasa winterizada/h.}$$

$$m_{aR} = 69.21 \text{ kg. aceite refinado/h.}$$

Dimensiones del winterizador:

$$V_T = 150 \text{ l.}$$

$$D = H = 0.58 \text{ m.}$$

7.3.23 DISEÑO DEL FIL O ROTATIVO AL VACIO PARA SEPARAR LA GRASA WINTERIZADA

A.sunciones:

Ver acapite 7.3.11, pág. 112.

$$m_w = 17.3 \text{ kgjh.}$$

$$faw = 0.90 \text{ kg/l.}$$

$$w' = 0.257 \text{ kg. grasa/ l. filtrado.}$$

$$V_g = 2,221,5 \text{ ft}^3/\text{h.}$$

Reemplazando datos en la ecuación (15), pág. 114:

$$P_o = 1.14 \text{ HP.}$$

$$P_o = 1 \frac{1}{4} \text{ HP. , potencia del motor comerc.}$$

7.3.24 DISEÑO DEL TANQUE DE ACEITE REFINADO

$$V_T = \text{Volumen de producción diaria.}$$

$$V_T = 1,107.36 \text{ kg/día } l.f_{aR}$$

$$.PaR = 0.898 \text{ kg/l.}$$

$$V_T = 1,233 \text{ l.}$$

Dimensiones:

$$K_p = 1.20$$

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 1.12 \text{ m.}$$

$$H = 1.49 \text{ m.}$$

7.3.25 DISEÑO DEL T U E PULMON DE VACIO

$$V_T = 1 \text{ m}^3.$$

Dimensiones:

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 0.98 \text{ m.}$$

$$H = 1.31 \text{ m.}$$

7.3.26 DISEÑO DEL SECAOR CONTINUO TIPO TUNEL

$$\begin{aligned} \dot{m}_{ip} &= 196.95 \text{ kg. harina seca/h.} \\ T_1 &= 20 \text{ }^\circ\text{C.} \quad T_2 = 104 \text{ }^\circ\text{C} \\ H'_1 &= 2.71 \text{ kg. agua/kg. harina seca.} \\ H'_2 &= 0.01 \text{ kg. agua/kg. harina seca.} \\ \rho_{sp} &= 680 \text{ kg/m}^3 \\ H'_c &= 0.4 \\ T_{g1} &= 120 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{g2} &= 60 \text{ }^\circ\text{C.} \\ C_{php} &= 0.22 \text{ kcal/kg. }^\circ\text{C.} \\ H'_{91} &= 0.03 \text{ kg. agua/kg. aire seco.} \\ G_g &= 9,500 \text{ kg/h.m}^2 \end{aligned}$$

Balance de energía en el secador:

$$\begin{aligned} Q_{ev} &= m_{H_2O} * C_{p_{H_2O}} * \Delta T + m_{H_2O} * \Delta H_v + m_{hp} * C_{p_{hp}} * \Delta T \\ Q_{ev} &= 335,342.8 \text{ kcal/h.} \end{aligned}$$

Cálculo del calor húmedo del aire:

Ecuación 43 del PERRY.

$$\begin{aligned} H' &= 0.24 + 0.446 * H'_{91} \\ H'_{92} &= 0.253 \text{ kg. agua/kg. aire seco.} \\ m_g &= Q_{ev} / (H'_{92} * C_{p_{H_2O}} * \Delta T) \\ m_g &= 22,091.1 \text{ kg. aire/h.} \\ m_{H_2O_{elm}} &= 196.95 * (H'_1 - H'_2) \end{aligned}$$

$$IT \setminus J2^{\circ} \text{eli} = 531.7 \text{ kg. agua eliminada/h.}$$

Cálculo de la humedad del aire a la salida del secador:

$$H'_{g2} = H_1 + 531.7 / 22,091.1$$

$$H'_{g2} = 0.054 \text{ kg. agua/kg. aire seco.}$$

El valor de H_{92} corresponde al 40 % de humedad a 60 °e, gráf. 8, pág 1252 - PERRY.

Temperatura de bulbo húmedo = 45 °c.

Cálculo de la masa de aire a recircular para dar la humedad de entrada deseada:

$$m_g = 22,091.1 * (0.03 - 0.01) / (0.054 - 0.01)$$

$$m_g = 8,336.3 \text{ kg. aire/h.}$$

Cálculo del calor en la zona de intensidad constante:

$$Q_{ic} = 196.95 * (H_i - H) * (A T) + A \cdot H_v * 196.95 * (H - H'_{g2})$$

$$Q_{ic} = 327,251.8 \text{ kcal/h.}$$

Temperatura del aire donde cesa la desecación superficial:

$$T_{ái} = 60 + (120 - 60) * 327,251.8 / 335,342.8$$

$$T_{ái} = 118.5 \text{ °e=}$$

De la ecuación 34, el valor correcto de $(4T)m$ a usar en la ecuación 54, para obtener el $(Nt)_c$, en la sección de intensidad creciente es la media logarítmica, $T_1 = 73.5^{\circ}$, y $T_2 = 16^{\circ} \text{ c.}$

$$(AT).m = (93.5 - 16) / \ln (73.5/16) = 10.4 \text{ °c.}$$

De la ecuación 54 - PERRY :

$$(Nt)_f = (120 - 104) / 10.4 = 1.52$$

De la ecuación 53 - PERRY (número de unidades de transferencia):

$$(Nt)_c = \ln[(T_{ai} - T_{bh}) / (T_c - T_{bh})]$$

$$(Nt)_c = 1.59$$

$$(Nt)_T = 1.52 + 1.59 = 3.11 \text{ numero de unidades de transferencia total.}$$

Cálculo del área de la sección transversal necesaria de la corriente de aire:

$$\begin{aligned} At &= \frac{m}{g} / \frac{G}{g} \\ At &= 22,091.1 / 9,500 \\ At &= 2.32 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cálculo de la longitud de cada unidad de transferencia:

$$Lf = 14.5 * h^{-G 0.2}$$

$$h = 0.08 \text{ m, altura de la torta sobre la bandeja.}$$

$$Lf = 4.53 \text{ m.}$$

$$LFT = Lf * (Nt)_T$$

$$LFT = 14.1 \text{ m.}$$

Cálculo del número de bandejas:

$$\text{Espesor de torta seca} = 1.5 \text{ cm.}$$

$$M = v_s * P_s$$

$$M = 0.015 * 680$$

$$M = 10.2 \text{ kg. harina seca / m}^2$$

Dimensiones de las bandejas: 0.79 cm. x 0.79 cm.

Ancho del secador: 1.58 m.

Cálculo del área de secado:

$$A_S = 1.58 * LfT$$

$$A_S = 22.88 \text{ m}^2.$$

Cálculo del contenido de harina seca en cada bandeja:

$$M' = 10.2 * \text{área de bandeja}$$

$$M' = 6.36 \text{ kg. harina seca/bandeja.}$$

Cálculo del número de bandejas:

$$N_b = \frac{p * 6.36}{}$$

$$N_b = 31 \text{ bandejas.}$$

Cálculo de la cantidad de vapor necesario:

$$Q_{ev} = m_v * AH_v, \text{ b, } H_v = 404.4 \text{ kcal/kg.}$$

$$m_v = 837.43 \text{ kg. vapor/h.}$$

Ver diseño del secador en la FIGURA 19, pág. 137.

7.3.27 DISEÑO DEL MOLINO MICROPULVERIZADOR PARA LA HARINA SECA

Utilizando la ecuación de potencia de la Ley de BOND para el

diseño, ver acápite 7.3.1, pág. 88:

$$p = 196.95 \text{ kg/h} = 0.00328 \text{ Tn/min.}$$

$$Wi = 8.9, \text{ factor de trabajo.}$$

$$D_{pe} = 0.005 \text{ m.}$$

$$D_{ps} = 0.000074 \text{ m.}$$

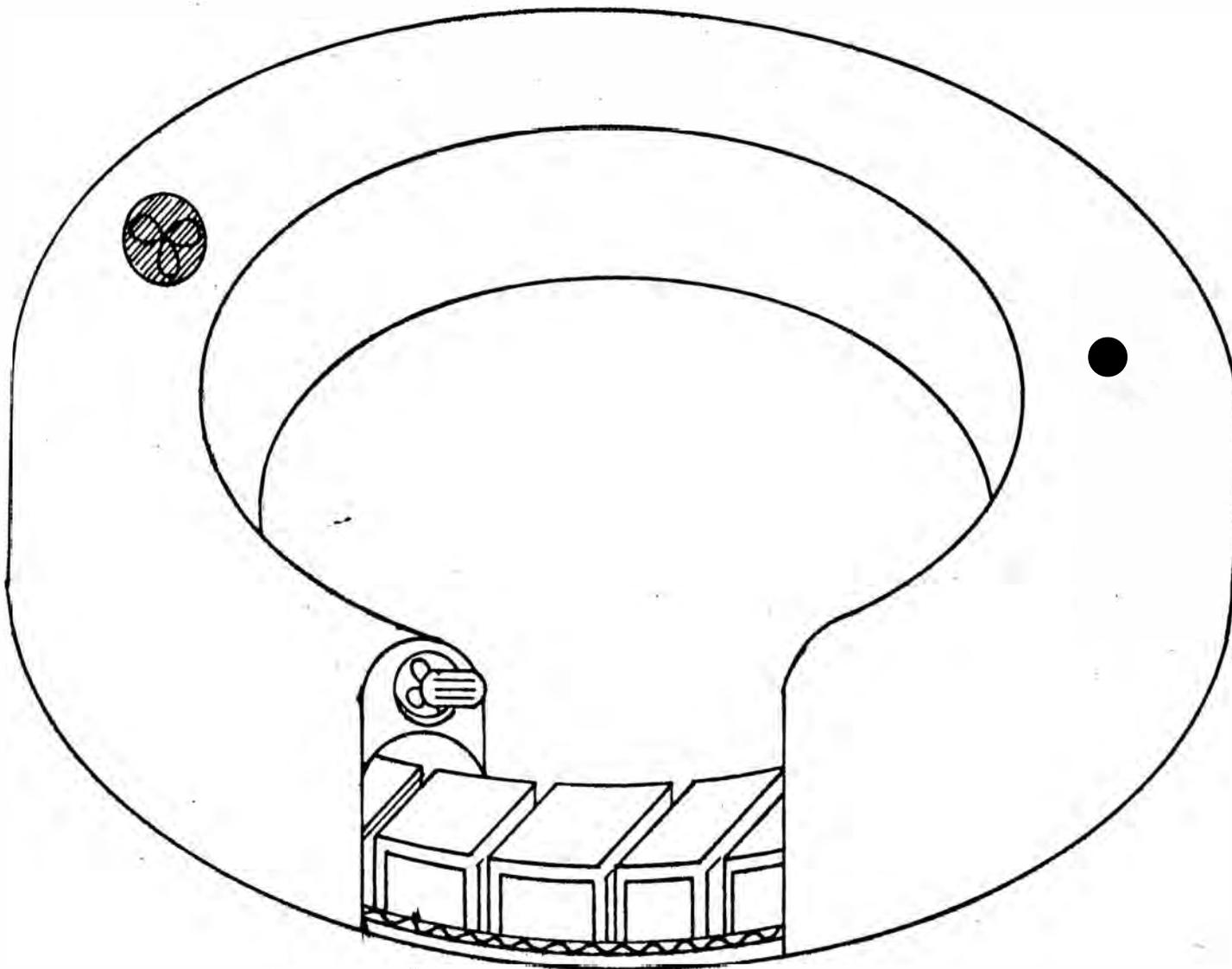
Reemplazano datos en la ecuación de potencia:

$$Po = 3.24 \text{ HP}$$

$$Po = 3 \frac{1}{2} \text{ HP. , potencia del motor comerc.}$$

Ver diseño en la FIGUR 20, pág. 138.

SECADOR CONTINUO TIPO TUNEL DE HARINA DE PALTA

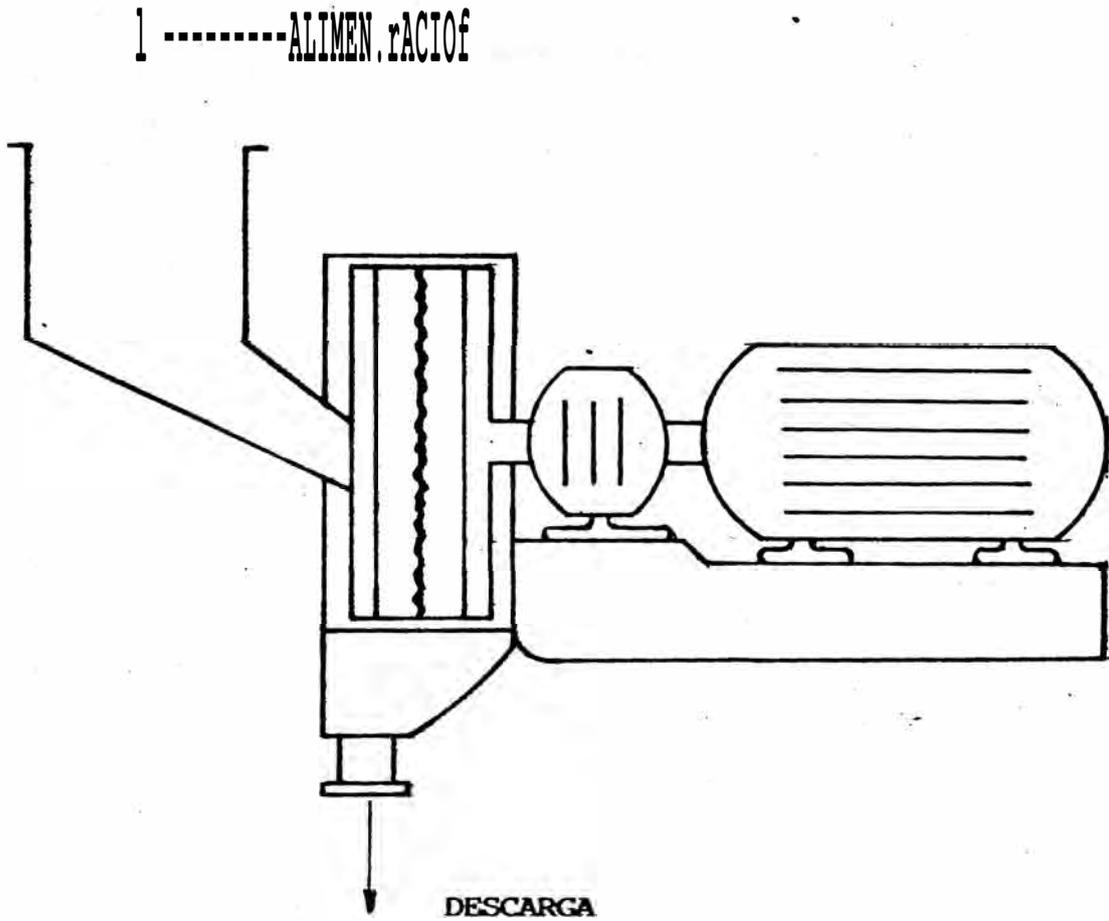


ESPECIFICACIONES TECNICAS:

- LONGITUD TOTAL: 16.3 m.
- DIAMETRO : 6.14 m.
- NÚMERO BANDEJ.: 31
- AREA EXTERNA** : 22.27 m²
- MATERIAL** : ACERO INOX.
AISI 304.
- ESCALA : 1/25.

FIGURA 19

MOLINO MICROPULVERIZADOR



F. SPIFICACIONES

- PO'ltCIA DEL KJTCR = 3 1/2 HP.
- DIAMETRO DE LOS D.ISCDS = 0.35 m.
- REVa. UCIOES = 350 . q : a
- MATmIAL = N:.. NVX. AISI 304
- ESCALA = 1/10

7.3.28 DISEÑO DE LA TAMIZAOORA VIBRATORIA

Tamaño de malla: 200.

$$P_o = 1/2 \quad \text{HP.}$$

7.3.29 DISEÑO DE LA BOMBA CENTRIFUGA (B - 16) PARA EL AGUA DE ENFRIAMIENTO

$$FH_{20} = 27.9 \quad m^3/h.$$

$$H_h = 4.0 \quad m.$$

$$PT = (g/gc) * \frac{3}{4} i^{\circ} a_{20} + P_{spy}$$

$$P_{spy} = 35,227 \quad \text{kgf/m}^2 \quad , \text{ presión para producir spray.}$$

$$PT = 39,227 \quad \text{kgf/m}^2.$$

$$P_o = PT * FH_{20}$$

$$P_o = 4 \quad \text{HP.}$$

7.3.30 DISEÑO DEL CALDERO

cantidad de energía total necesaria para la planta:

$$Q_T = 563,321.13 \quad \text{kcal/h.}$$

Cada caballo de caldera equivale a 8,437 kcal/h.

$$P_o = 66.76 \quad \text{HP.}$$

Considerando una eficiencia del 88% y un factor de seguridad del 20 % :

$$P_o = 91 \quad \text{HP.}$$

7.3.31 DISEÑO DEL TANQUE PARA PETROLEO

Consumo de petróleo:

Se emplea petróleo diesel N* 5.

$$\rho_{pe} = 0.943 \quad \text{kg/l.}$$

Poder calorífico: 10,345.5 kcal/kg. petróleo.

calor total: 563,321.13 kcal/h.

Considerando 13.26 % de pérdida de energía.

$$m_{pe} = 563,321.13 * 1.1326 / 10,345.5$$

$$m_{pe} = 62.77 \quad \text{kg. petroleo/h.}$$

$$VT = 66.53 \quad \text{1/h.}$$

Considerando para un stok de 15 qías de producción, el volumen total será:

$$V_T = 15,967 \quad \text{1.}$$

Dimensiones;

$$D = 0.75 * H$$

$$D = 2.48 \quad \text{m.}$$

$$H = 3.30 \quad \text{m.}$$

7.3.32 DISEÑO DE LA BOMBA DE VACIO

Flujo total de aire retirado por la bomba de vacío:

$$m_{9T} = 124.96 \quad \text{ft}^3/\text{min.}$$

Considerando una eficiencia del 85 % :

De acuerdo con la tabla - PERRY.

$$Po = 5 \quad \text{HP.}$$

7.3.33 DISEÑO DEL ENFRIADOR PARA EL AGUA DE CONDENSADO DEL VAPOR

Balance de energía en el enfriador:

$$Q_{H_2O_e} = \dot{m}_{H_2O_c} \cdot C_{pH_2O_e} \cdot \Delta T$$

Donde;

$$T_1 = 80 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$\dot{m}_{H_2O_c} = 929.64 \text{ kg. agua caliente/h.}$$

$$Q_{H_2O_e} = 51,027.94 \text{ kcal/h.}$$

Cálculo de la masa de agua de enfriamiento:

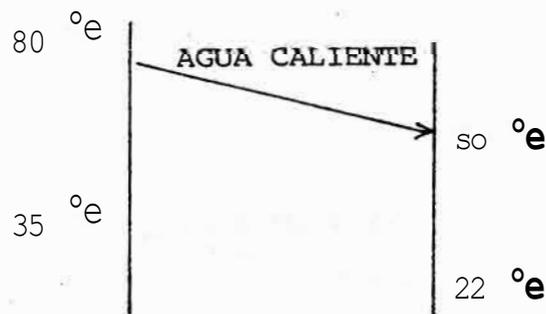
$$T_1 = 22 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 35 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

$$\dot{m}_{H_2O_e} = Q_{H_2O_e} / (C_{pH_2O_e} \cdot \Delta T)$$

$$\dot{m}_{H_2O_e} = 3,933 \text{ kg. agua enfriamiento/h.}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:



$$A_E = Q_{H_2O_e} / (u \cdot \text{LMTD})$$

$$\text{LMTD} = 35.7 \text{ } ^\circ\text{C.}, \quad u = 112.8 \text{ kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C.}$$

$$A_E = 4.39 \text{ m}^2$$

7.3.34 DISEÑO DE TUBERIAS

1. TUBERIAS PARA PULPA FLUIDIZADA

$$F_p = 2.648 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_{fp} = 65.412 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{fp} = 34.43 \text{ cp}$$

De la FIGURA 3.12 (PETERS) Pg.456 se tiene:

$$D_{op.} = 3 \text{ pul.} \quad , \text{ Flujo Laminar } Re = 637$$

2. TUBERIAS PARA EL EXTRACCION

$$F_E = 2.648 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_E = 41.12 \text{ lb./ft}^3$$

$$\mu_E = 0.682 \text{ cp}$$

$$D_{op.} = 1 \frac{3}{4} \text{ " } \quad , \text{ Flujo turbulento } Re = 34,668$$

3. TUBERIAS PARA ACEITE CRUDO

$$F_a = 0.055 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_a = 56.20 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_a = 52.22 \text{ cp}$$

$$D_{op.} = \frac{3}{4} \text{ " } \quad , \text{ Flujo laminar } Re = 31$$

4. OTRAS TUBERIAS DE PROCESO PARA ACEITE

$$F_a = 0.055 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_a = 56.12 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_a = 52.21 \text{ cp}$$

$$D_{op.} = \frac{3}{4} \text{ " } \quad , \text{ Flujo laminar } Re = 31$$

5. TUBERIAS PARA LA LINEA DE VAPOR PRINCIPAL

$$F_v = 545.7 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_v = 0.0849 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_v = 0.21 \text{ cp}$$

$$D_{op.} = 5 \text{ " } \quad , \text{ Flujo turbulento } Re = 16,767$$

6. TUBERIAS PARA LA LINEA DE VACIO PRINCIPAL

$$F_g = 124.96 \text{ ft}^3/\text{min} \quad \rho_g = 0.115 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_g = 0.25 \text{ cp}$$

$$D_{op.} = 3 \frac{3}{4} \text{ " } \quad , \text{ Flujo turbulento } Re = 5,825$$

LEYENDA PE LA INSTRUMENTACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL

LI = INDICADOR DE NIVEL.
LC = CONTROLADOR DE NIVEL.
FC = CONTROLADOR DE FLUJO.
FIC = CONTROLADOR - INDICADOR DE FLUJO.
TC = CONTROLADOR DE TEMPERATURA.
TIC = CONTROLADOR - INDICADOR DE TEMPERATURA.
K = FACTOR DE RELACION DEL CONTROLADOR.
PC = CONTROLADOR DE PRESION.
PIC = CONTROLADOR - INDICADOR DE PRESION.

LEYENDA DE LA INSTRUMENTACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL

LI = INDICADOR DE NIVEL.
LC = CONTROLADOR DE NIVEL.
FC = CONTROLADOR DE FLUJO.
FIC = CONTROLADOR INDICADOR DE FLUJO.
TC = CONTROLADOR DE TEMPERATURA.
TIC = CONTROLADOR - INDICADOR DE TEMPERATURA.
K = FACTOR DE RELACION DEL CONTROLADOR.
PC = CONTROLADOR DE PRESION.
PIC = CONTROLADOR - INDICADOR DE PRESION.

VIII. EVALUACION ECCH:MrCA DEL PROYECTO INDUSTRIAL

8.1 RESUMEN

8.1.1 **ACTIVIDAD ECONOMICA**

La Empresa se dedicará a la transformación en planta propia, de productos agroindustriales, principalmente aceite de palme, aceite de palta refinado, y como subproductos, grasa de palta, harina de palta y jabón de palta: los mismos que serán comercializados en forma directa a mayoristas y minoristas, a nivel nacional e internacional.

8.1.2 **REGIMEN LABORAL**

Operará bajo el siguiente régimen laboral:

TURNO : 8 horas.
·DIARIO : 2 turnos.
MENSUAL : 26 días.
ANUAL : 12 meses.

8.1.3 TIEMPO DE IMPLEMENTACION DE LA PLANTA

El tiempo estimado será de 8 meses.

8.1.4 TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION

TIR = **21.64** % ANUAL EN US. \$.

8.1.5 VALOR ACTUAL NETO

VAN = us \$ 3'412,965.

8.1.6 UTILIDAD NETA ACUMULADA AL FINAL DE LOS 10 AÑOS

UTILIDAD = us \$ 8'452,972.

8.1.7 CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DIARIO DE LA PLANTA INDUSTRIAL

FRUTO DE PALTA : 20,000 kilogramos.
PULPA DE PALTA : 12,000 kilogramos.

8.1.8 CAPACIDAD DE PLANTA INDUSTRIAL

DESCRIPCION PRESENTACION	ACEITE REFINADO CILINDROS	GRASA LATA	HARINA SAÇO	JABON GRANEL
CAPACIDAD (kg.)	177.72	20.0	50.0	
PRODUCCION				
kg/h	69.21	17.3	196.95	2.47
kg/turno	553.68	138.4	1,575.60	19.73
kg/día	1,107.36	276.80	3,151.20	39.45
kg/mes	28,791.36	7,196.80	81,931.20	1,025.86
Tn/año	345.49	86.36	983.17	12.31
Unidades preset/mes	162	360	1,637	

8.1.9 INVERSIONES

	US \$
INVERSIONES DE CAPITAL FIJO	1'406,802
COSTOS DIRECTOS	US \$ 1'339,810
COSTOS INDIRECTOS	66,992
CAPITAL DE TRABAJO	584,332
MATERIA PRIMA	542,885
MANO DE OBRA DIRECTA	5,064
GASTOS DE FABRICACION	36,383
INVERSION TOTAL DE CAPITAL	<u>1'991,134</u>

8.1.10 PRECIOS EN EL MERCADO NACIONAL DE PALTA

NOI'A: Variedad de palta nacional : HALL.

Precio por kilogramo de fruto de palta : US\$ 0.21

Precio por kilogramo de pulpa de palta : US\$ 0.35

(Con 60 % de contenido de pulpa)

8.1.11 PRECIOS EN EL MERCADO INTERNACIONAL DE LOS PRODUCTOS

PRODUCTO	PRECIO (US\$/kg)	UTILIDAD (US\$/kg)	(%)
ACEITE REFINADO	7.521	2.669	55
GRASA	7.551	2.679	55
HARINA	0.189	0.058	45
JABON	0.889	0.889	100

8.1.12 LOCALIZACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL

DOMICILIO LEGAL : Ciudad de Lima •

JUSTIFICACION :

- 1° Lima constituye el mayor centro de acopio de frutos de palta, procedentes de todas las regiones del Perú, y en todas las épocas de producción. Además alcanza el 16.2 % de la producción nacional.
- 2° Facilidades para su comercialización a nivel nacional e internacional.
- 3° Mayores facilidades de los usos energéticos, insumos.
- 4° Mayores posibilidades para servicios técnicos industriales.

8.1.13 INVERSIONES DE CAPITAL

	<u>us \$</u>	<u>us</u>	<u>ils</u>
I. <u>INVERSIONES DE CAPITAL FIJO</u>			1'406,802
A. COSTOS D RECTOS		1'339,810	
EQUIPOS DE LABORATORIO	26,100		
EQUIPOS DE PLANTA	707,050		
INSTALACION DE PLANTA	172,360		
TUBERIAS Y ACCESORIOS	41,310		
INSTRUMENTACION DE PLANTA	137,890		
INSTALACIONES ELECTRICAS	75,840		
AISLAMIENTOS	34,470		
OBRAS CIVILES	41,370		
TERRENO	103,420		
B. COSTOS INDIRECTOS		66,992	
TECNOLOGIA INDUSTRIAL	33,496		
DISEÑO.DE INGENIERIA Y SUPERV.	33,496		
II. <u>CAPITAL DE TRABAJO</u>			584,332
INVERSIOO TOTAL DE CAPITAL			<u><u>1'991,134</u></u>

8.1.14 CAPITAL DE TRABAJO

DESCRIPCION	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO	SUB'TOTAL (US \$)	TCYIAL (US \$)
A. MATERIA PRIMA				542,885
PULPA DE PALTA PROCESADA	312,000 kg.	0.35000 \$/kg.	109,200	
PULPA DE PALTA EN STOCK	.312,000 kg.	0.35000 \$/kg.	109,200	
SOLVENTE DE PROCESO	4,500 l.	0.23500 \$/kg.	1,058	
SOLVENTE EN STOCK	5,682 l.	0.23500 \$/kg.	1,335	
AGUA DESIONIZADA	238 m. ³	0.00194 \$/kg.	462	
CILINDROS DE ACERO INOX. AISI 304	324 cil.	966.00000 \$/ctl.	312,984	
SACOS DE POLIETILENO	3,278 sac.	0.45000 \$/sac.	1,465	
LATAS DE HOJALATA BARNIZADA	720 lat.	1.28000 \$/lat.	922	
TIERRA ACTIVADA	1,461 kg.	0.71000 \$/kg.	1,037	
HIDROXIDO DE SODIO	255 kg.	20.44000 \$/kg.	5,212	
B. MANO DE OBRA DIRECTA				5,064
C. GASTOS DE FABRICACION				36,383
INVMSIOO TCYIALM CAPITAL DE TRABAJO				584,332

NOTA: Ver ANEXO 1, especificaciones generales.

8.2 CRONOGRAMA DE DESEMBOLSO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL

DESCRIPCION	MES (1)	MES (2)	MES (3)	MES (4)	MES (5)	MES (6)	MES (7)	MES (8)	MES (9)
I. INVERSION DE CAPITAL FIJO									
A. COSTOS DIRECTOS									
EQUIPOS DE LABORATORIO		26,100							
EQUIPOS DE PLANTA		353,525			353,525				
INSTALACION DE PLANTA						86,180	86,180		
TUBERIAS Y ACCESORIOS					41,310				
INSTRUMENTACION DE PLANTA						137,890			
INSTALACIONES ELECTRICAS						37,920	37,920		
AISLAMIENTOS							34,470		
OBRAS CIVILES	41,370								
TERRENO	103,420								
B. COSTOS INDIRECTOS									
TECNOLOGIA INDUSTRIAL	8,374							25,122	
DISEÑO DE ING. Y SUPERV.	4,187	4,187	2,512	2,512	2,512	2,512	2,513	12,561	
II. CAPITAL DE TRABAJO									
A. MATERIA PRIMA									
PULPA DE PALTA								109,200	109,200
SOLVENTES								1,948	445
AGUA DESIONIZADA								154	308
CILINDROS DE ACERO INOX.							156,492	156,492	
SACOS DE POLIETILENO								737	738
LATAS DE HOJALATA BARNIZ.								461	461
TIERRA ACTIVADA								519	518
HIDROXIDO DE SODIO								2,606	2,606
B. MANO DE OBRA DIRECTA								1,688	3,376
C. GASTOS DE FABRICACION									
MANO DE OBRA INDIRECTA								1,814	3,628
ENERGIA ELECTRICA								269	538
AGUA BLANDA								632	1,264
PETROLEO								2,459	4,918
MANTENIMIENTO								589	1,178
SUMINISTROS Y REACTIVOS								619	1,237
DEPRECIACIONES								5,160	10,320
SEGUROS								586	1,172
TOTAL MENSUAL	157,351	383,812	2,512	2,512	397,341	264,502	317,575	323,616	141,907

f

8.3 CRONOGRAMA DE IMPLEMENTACION DE LA PLANTA INDUSTRIAL

TIEMPO EN MESES	DESCRIPCION
1.5	DISEÑO DE EQUIPOS DE PLANTA
3.5	ADQUISICION Y CONSTRUCCION DE UNIDADES Y EQUIPOS DE PLANTA
3.0	INSTALACION Y PRUEBAS INICIALES DE PLANTA
8.0	TIEMPO TOTAL DE IMPLEMENTACION

8.4 INVERSIONES DE CAPITAL FIJO

8.4.1 EQUIPOS DE LABORATORIO

ESPECTROFOTOMETRO	us \$	7,400
BALANZA ANALITICA		4,800
PH - METRO		1,500
ESTUFA DE VACIO		1,200
BOMBA DE VACIO		900
REFRIGERADORA		500
EQUIPOS DE VIDRIO		6,400
REACTIVOS Y MATERIALES		<u>3,400</u>
TOTAL EQUIPOS DE LABORT.		<u>26,100</u>

8.4.2 EQUIPOS DE PLAF.1''TA

EQUIPO	VALOR US \$
EXTRUSORA	1,600
$m_p = 750$ kg/h	
$D_{pe} = 0.01$ m.	
$D_{ps} = 75$ micras.	
$P_o = 3/4$ HP.	
HOMOGENIZADOR	40,300
$m_p = 750$ kg. pulpa/h.	
$= 3,975$ kg. agua/h.	
$D_{J20} = 1.84$ m.	
$H = 2.04$ m.	
$VT = 5,400$ l.	
$P_o = 14$ HP.	
$RPM = 300$ rev./min.	
FILTRO PRENSA PARA SEPARAR LA FIBRA	28,600
$N_{pf} = 23$ placas filt.	
$40 * 40 * 1$ cm.	
$m_f = 3.73$ kg. fibra/h..	
$E_p = 4,500$ l. pulpa/h.	
$P_o = 1.5$ HP.	
$PT = 45$ psi.	
TANQUE DE PULPA FLUIDIZADA	28,600
$D = 1.9$ m.	
$H = 1.9$ m.	
$V_T = 5,400$ l.	
$P_o = 1$ HP., (120 rpm).	

VAN: 99,100

EQUIPO	VALOR US \$
VIENEN:	99,100
COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIOCr-LIQUIDO	52,180
D = 0.658 m.	
HT = 5.5 m.	
Z = 3.93 m. empaque.	
EMPAQ. = Anillos ra5chig de acero 1.nox., 2l. " .	
F _h = 4,500 l. hexano/h.	
F _p = 4,500 l. pulpa/h.	
TANQUE DE EXTRACTO	24,340
D = 2.19 m.	
H = 1.64 m.	
VT = 4,700 l.	
BOMBA CENTRIFUGA PARA ALIMENTAR SOLVENTE	1,740
F _h = 4,500 l. hexano/h.	
P _o = 1/4 HP.	
CALDERIN	50,100
p_{vacfo} = 550 mmHg {SO °e):	
A = 5.88 m ² .	
D = H = 1.95 m.	
VT = 6,000 l.	
m_v = 427.04 kg. vapor/h.	
CONDENSADOR HORIZONTAL	37,500
1lh = 2,965.5 kg. hexano/h.	
AC = 34.157 m ² .	
2 ° = 15,046 kg. agua/h.	
VAN	: 264,960

EQUIPO	VALOR US \$
--------	-------------

VIENEN: 264,960

INTERCAMBIAOOR DE CALOR DEL CONDENSAOO	20,000
--	--------

$m_i = 2,965.5$ kg. hexano/h.

$m_a = 9,056$ kg. agua/h.

$A_{H_2O} = 4.845$ m²

FILTRO ROTATIVO AL VACIO PARA PULPA TRAT TADA.	68,800
--	--------

$A_R = 0.7854$ m².

DR = 0.50 m.

LR = 0.50 m.

$m_p = 4,750$ kg. pulpa/h.

$m_{-ts} = 730.68$ kg./h.

Po = 1/2 HP., 2 rpm.

TANQUE DE ACEITE CRUDO	12,170
------------------------	--------

$m_{ac} = 90$ kg. aceite/h.

D = 1.21 m.

H = 1.61 m.

VT = 1,840 l.

NEUTRALIZADOR	7,500
---------------	-------

$m_{ac} = 90$ kg. aceitelh-

D = 0.53 m.

H = 0.70 m.

VT = 150 .l.

Po = 1/2 HP., 12 rps.

VAN : 373,430

EQUIPO	VALOR US	\$
	VIENEN:	373,430
TANQUE DE SODA		3,000
m_s (50%) =	0.644	kg/h.
	=	2.145
		kg/h.
V_{i20}	=	54
		l.
D	=	0.37
		m.
H	=	0.49
		m.
P_o	=	1/15
		HP.
RPM	=	600
FILTRO RarATIVO AL YACIO PARA BORRA		37,260
$m_{a N}$	=	87.83
		kg. aceite/h.
	=	2.466
		kg. borra/h.
DR	=	0.30
		m.
LR	=	0.30
		m.
p_o	=	1/2
		HP.
RPM	=	2
LAVAOOR DE ACEITE		7,300
$m_{a N}$	=	87.83
		kg. aceitelh-
	=	89.87
		kg. agua/h.
V_{i20}	=	210
		l.
D	=	0.53
		m.
$H_{cil.}$	=	0.70
		m.
HT	=	2.13
		m.
BOMBA CENTRIFUGA (B-5) PARA ACEITE-SODA		260
FaL	=	$2.71 \cdot 10^{-5}$
		$m^3/s.$
P_o	=	1/15
		HP.
	VAH :	421,250

EQUIPO		VALOR US \$
		VIENEN: 421,250
SECADOR DE YACIO		19,700
m_{aL}	= 87.83 kg/h.	
8aL	= 3.51 kg/h, {4%}	
Pabs	= 210 mmHg, 60 ^o C.	
AS	= 0.183 m ² .	
oS	= 0.51 m.	
H	= 1. m.	
VT	= 205 1.	
BLANQUEADOR		5,540
mta	= 1.756 kg/h.	
	= 0.227 m ² .	
D	= 0.53 m.	
H	= 0.69 m.	
VT	= 150 1.	
Po	= 1/15 HP.	
RPS	= 12	
FILTRO ROTATIVO AL VACIO DEL BLANQUEADOR		37,260
F_a	= 97.48 1/h	
DR	= 0.30 m.	
LR	= 0.30 m.	
Po	= 1/2 HP	
RPM	= 2	
		<hr/>
VAN :		483,750

EQUIPO		VALOR US \$
		VIENEN: 483,750
DECOORIZAOOR		7,980
U_{ab}	= 86.51	kh/h.
m_v	= 3.93	kg/h, 105° c.
	= 0.247	m ² .
VT	= 205	l.
D	= 0.58	m.
H	= 0.77	m.
WINTERIZAOOR		6,650
	= 0.1184	kg lh-
rl\m3	= 0.66	m ² .
3/4	= 0.66	m ² .
VT	= 150	l.
D	= 0.58	m.
H	= 0.58	m.
FILTRO RGrATIVO AL VACIO - WINTERIZADOR		37,260
"lw	= 17.3	kg.grasa/h.
m _{aR}	= 69.21	kg. aceite/h.
DR	= 0.30	m.
LR	= 0.30	m.
Po	= 1 1/4	HP.
RPM	::: 2	
TANQUE DE ACEITE REFINAOO		9,200
VT	= 1,233	l.
D	= 1.12	m.
H	= 1.49	m.
VAN :		544,840

EQUIPO		VALOR US \$
		VIENEN: 544,840
TANQUE PULMON DE VACIO		11,400
VT =	1,000 l.	
H =	1,31 m.	
D =	0.98 m.	
SECADOR CONTINUK) TIPO TUNEL		25,650
"hp =	196.95 kg. harina/h.	
T =	120 °C.	
g		
Hl =	2.71 kg.agua/kg.harina.	
m =	8,336.3 kg. aire/h.	
g		
eli. =	531.7 kg. agua/h.	
IT\i20 =	837.43 kg. vapor/h.	
m v		
LT =	14.1 m.	
AS =	22.88 m ²	
◆ =	31 bandejas.	
MOLINO MICROPULVERIZADOR		3,400
"hp =	196.95 kg. harina/h.	
Po =	3 1/2 HP.	
RPM =	350	
TAMIZADORA VIBRATORIA		2,720
MALLA =	200	
Po =	1/2 HP.	
CALDERO		37,820
QT =	563,321 kcal/h.	
Po =	91 HP.	
		VAN : 625,830

EQUIPO		VALOR US \$
		VIENEN: 625,830
BOMBA DE VACIO		6,500
m_g	= 124.96 ft ³ /min.	
Po	= 5 HP.	
TANQUE OE PETROLEO		13,200
VT	= 15,967 l	
D	= 2.48 m.	
H	= 3.30 m.	
BOMBA CENTRIFUGA B-16 PARA AGUA ENFRIAM.		5,600
FH _{2O}	= 27.9 m ³ .	
Po	= 4 HP.	
ABLANDADOR		10,290
FH _{2O}	= 300.6 l/h.	
TANQUE DE SOLVENTE		13,500
VT	= 6,000 l	
D	= 1.79 m.	
H	= 2.39 m.	
DESIONIZADOR		12,990
FH _{2O}	= 381.25 l/h.	
TANQUE DE AGUA DESIONIZADA		10,680
VT	= 4,000 l	
D	= 1.56 m.	
H	= 2.08 m.	
VAN :		698,590

EQUIPO	VALOR US \$
VIENEN:	698,590
BOMBAS CENTRIFUGAS B-3, B-4, B-6, B-7, B-8, B-9	2,760
$F_a = 1.625$ 1/min.	
$P_o = 1/4$ HP.	
BOMBA CENTRIFUGA B-10 - PULPA TRATADA	1,900
$P_o = 1 \frac{1}{2}$ HP.	
$F_p = 4,402$ l. pulpa/h.	
BOMBAS CENTRIFUGAS B-11, B-12, B-13, B-15	1,040
$P_o = 1/15$ HP.	
BOMBA CENTRIFUGA B-14 - PETROLEO	920
$P_o = 1/2$ HP.	
BOMBAS CENTRIFUGAS B-17, B-18	1,840
$P_o = 1/2$ HP.	
INVERSIÓN TOTAL a.I POS DE PLANTA	707,050

8.4.3 COSTOS DIRECTOS

	<u>US \$</u>
EQUIPOS DE LABORATORIO	26,100
EQUIPOS DE PLANTA	707,050
INSTRUMENTACION DE PLANTA	172,360
TUBERIAS Y ACCESORIOS	41,310
INSTALACION DE PLANTA	137,890
INSTALACIONES ELECTRICAS	75,840
AISLAMIENTOS	34,470
OBRAS CIVILES	41 370
·TERRENO	<u>103,420</u>
TOTAL COSTOS DIRECTOS	= <u><u>1'339,810</u></u>

8.4.4 COSTOS INDIRECTOS

TECNOLOGIA INDUSTRIAL	33,496
DISEÑO DE INGENIERIA Y SUPERVICION	33,496
TOTAL COSTOS INDIRECTOS	: <u><u>66,992</u></u>

8.5 MATERIA PRIMA

DESCRIPCION	CONSUMO MENSUAL	PRECIO UNITARIO us \$	VALOR MENSUAL us \$
MATERIA PRIMA			
PULPA DE PALTA	312,000.0 kg.	0.35 \$/kg.	109,200
SOLVENTE DE REPOSICION	1,894.0 l.	0.23 \$/l.	445
AGUA DESIONIZADA	158.6 m ³ .	1.94 \$/m ³ .	308
MATERIALES			
CILINDROS ACERO INOXID. AISÍ 304, 55 gal./cil.	162.0 cil.	966.00 \$/cil.	1,304
TIERRA ACTIVADA	730.5 kg.	0.71 \$/kg.	519
HIDROXIOO DE SODIO	127.5 kg.	20.44 \$/kg.	2,606
SACOS DE POLIETILENO 50 kg./saco.	1,639.0 sac.	0.45 \$/sac.	738
LATAS DE HOJALATA BARN. 20 kg./lata.	360.0 lat.	1.28 \$/lat.	461
TOTAL MENSUAL DE MATERIA PRIMA			<u>115,581</u>

8.6 MANO DE OBRA DIRECTA

DESCRIPCION	US \$ / MES
SALARIOS (*)	2,022
GRATIFICACIONES	364
VACACIONES	182
COMPENSACION POR TIEMPO DE SERVICIOS	182
IPSS (6 %)	153
SIST. NACION. DE PENS. (6 %)	153
FONAVI (6 %)	131
ACCIDENTES DE TRABAJO (4 %)	102
SENATI (4 %)	87
TOTAL MENSUAL DE MANO DE OBRA DIRECTA	<u>3,376</u>

8.7 GASTOS DE FABRICACION

8.7.1 MANO DE OBRA INDIRECTA

DESCRIPCION	US \$ / MES
SUELDOS (**)	2,288
GRATIFICACIONES	411
VACACIONES	205
COMPENSACION POR TIEMPO DE SERVICIOS	205
IPSS (6 %)	173
SISTEMA NACIONAL DE PENSIONES	173
FONAVI (6 %)	173
	<hr/>
TOTAL MENSUAL DE MANO DE OBRA INDIRECTA	3,628

(*) Total de personal obrero: 40 (20 personas/turno).

Remuneración mensual 50.55 US\$ / persona.

(**) Ver ANEXO 3.

8.7.2 CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA

DESCRIPCION	CONSUMO MENSUAL	US \$ / MES
ENERGIA ELECTRICA	16,010.15 KWH.	538
(0.03358 \$/KWH)		
AGUA BLANDA	2,465.20 m ³ .	1,093
COSTO DE REGENERACION		171
Pli:TROLEO	8,451.00 gal.	4,918
(0.-582 \$/gal.)		
TOTAL MENSUAL DE CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA		<hr/> 6,720

8.7.3 GASTOS DE MANTENIMIENTO

Los gastos de mantenimiento equivalen al 2% anual del costo de equipos de planta (US \$ 707050)

TOTAL MENSUAL DE GASTOS DE MANTENIMIENTO US \$ 1,178

8.7.4 GASTOS DE SUMINISTROS Y REACTIVOS

Equivalente al 105% del costo total del mantenimiento.

TOTAL MENSUAL DE GASTOS DE SUMIN. Y REAC. US \$ 1,273

8.7.5 DEPRECIACIONES

DESCRIPCION	US \$ / MES
EQUIPOS DE PLANTA (10% de US \$ 707,050)	5,892
OBRAS CIVILES Y TERRENO (3% de US \$144,790)	362
OTROS ACTIVOS FIJOS (10% de US \$487,970)	4,066
TOTAL MENSUAL DE DEPRECIACIONES	<u>10,320</u>

8.7.6 SEGUROS

Equivalente al 1% anual de la inversión de capital fijo (US \$ 1'406,802)

TOTAL MENSUAL DE SEGUROS US \$ 1,172

GRAN TOTAL MENSUAL DE GASTOS DE FABRICACION US \$24,255

8.8 GASTOS ADMINISTRATIVOS

DESCRIPCION	US \$ / MES
I. SUELDOS ADMINISTRATIVOS	
SUELDOS (*)	2,300
VACACIONES	209
GRATIFICACIONES	418
IPSS	176
SIST. NACION. DE PENS.	176
FONAVI	205
COMPENSACION POR TIEMPO DE SERVICIOS	209
II. GASTOS GENERALES	<u>1,200</u>
TOTAL MENSUAL DE GASTOS ADMINISTRATIVOS	<u><u>4,893</u></u>

8.9 GASTOS DE VENTAS

DESCRIPCION	US \$ / MES
I. SUELDOS (**)	2,086
II. COMISIONES DE VENTAS (0.105 \$ / kg.)	3,743
III. PRIMA DE SEGUROS (0.088 \$ / kg.)	3,167
IV. GASTOS GENERALES	<u>1,800</u>
TOTAL MENSUAL DE GASTOS DE VENTAS	<u><u>10,796</u></u>

(*) Ver ANEXO 4.

(**) Ver ANEXO 5.

8.10 GASTOS FINANCIEROS

DESCRIPCION	US \$/MES
I • SUELDOS (*)	884
II. GASTOS FINANCIEROS (4% del Interes)	986
III. INTERESES	24,651
	<hr/>
TOTAL MENSUAL DE GASTOS FINANCIEROS	26,521
	<hr/> <hr/>

(*) Ver ANEXO 6 •

8.11 ESTAOO DE GANANCIAS Y PERDIDAS

U.S. \$ MILES POR EL AÑO TERMINADO EL 31 DE DICIEMBRE

RUBRO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
VENTAS NETAS	1,149.1	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4	3,447.4
COSTO DE VENTAS	2,427.3	1,729.1	1,714.4	1,701.2	1,689.2	1,678.5	1,668.8	1,660.1	1,652.3	1,645.2
UTILIDAD BRUTA	(1,278.2)	1,718.2	1,732.9	1,746.2	1,758.1	1,768.9	1,778.5	1,787.3	1,795.1	1,802.2
GASTO DE OPERACION										
GASTO DE VENTAS	43.2	129.6	129.6	129.6	129.6	129.6	129.6	129.6	129.6	129.6
GASTOS ADMINISTRATIVOS	19.6	58.7	58.7	58.7	58.7	58.7	58.7	58.7	58.7	58.7
	62.8	188.3	188.3	188.3	188.3	188.3	188.3	188.3	188.3	188.3
UTILIDAD (PERDIDA) OPERAC.	(1,340.9)	1,530.0	1,544.7	1,557.9	1,569.8	1,580.6	1,590.3	1,599.0	1,606.8	1,613.1
OTROS EGRESOS										
GASTOS FINANCIEROS	(198.2)	(184.7)	(29.3)	(22.4)	(22.4)	(22.4)	(22.4)	(22.4)	(22.4)	(22.4)
AMORTIZACION DE CAPITAL	(404.0)	(1,345.2)	(315.7)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
UTILIDAD (PERDIDA) ANTES DE AJUSTE AÑOS ANTERIORES	(1,943.1)	0.0	1,199.7	1,535.5	1,547.4	1,558.1	1,567.8	1,576.5	1,584.4	1,591.1
AJUSTE DE AÑOS ANTERIORES										
IMPUESTO A LA RENTA	0.0	0.0	0.0	(139.6)	(271.5)	(273.3)	(275.0)	(276.6)	(277.9)	(279.?)
PERDIDA DE &JERC. ANTERIOR.	0.0	(1,943.1)	(1,943.1)	(743.4)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
UTILIDAD NETA DEL AÑO DESPUES DE AJUSTES	(1,943.1)	(1,943.1)	(1,743.4)	1,395.9	1,276.0	1,284.8	1,292.8	1,300.0	1,306.5	1,312.3

8.12 ESTRUCTURA DEL VALOR DE VENTA PARA EL ACEITE REFINADO Y GRASA DE PALTA

UNIDADES :

ACEITE	28,791	KG./ MES
GRASA	7,197	KG./ MES
TOTAL	35,988	KG./ MES

DESCRIPCION	CONSUMO MENSUAL	PRECIO UNITARIO	SUBTOTAL (US \$)	VALCR (US \$/MES)
1. MATERIA PRIMA				114,843
PULPA DE PALTA	312,000 kg.	0.3500 \$/kg.	109,200	
SOLVENTE DE REPOSICION	1,894 l	0.2350 \$/kg.	445	
AGUA DESIONIZADA	159 m. ³	1.9400 \$/m3.	308	
CILINDROS DE ACERO INOXIDABLE	162 cil.	8.0500 \$/cil.	1,304	
LATAS DE HOJALATA BARNIZADAS.	360 lat.	1.2800 \$/lat.	461	
TIERRA ACTIVADA	731 kg.	0.7100 \$/kg.	519	
HIDROXIOO DE SODIO	128 kg.	20.4400 \$/kg.	2,606	
2. MANO DE OBRA DIRECTA	416 h.	7.7090 \$/h.	3,207	3,207
3. GASTOS DE FABRICACION				16,967
MANO DE OBRA INDIRECTA	416 h.	8.7210 \$/h.	3,628	
ENERGIA ELECTRICA	15,819 -	0.0335 \$/kwh.	324	
AGUA BLANDA	2,207 m.	0.5130 \$/m3.	1,132	
PETROLEO	3,260 gal.	0.5820 \$/gal.	1,900	
MANTENIMIENTO			653	
SUMINISTROS Y REACTIVOS			1,237	
DEPRECIACION Y SEGUROS			8,093	
COSTO DE PRODUCCION				135,017
INVENTARIO				0
COSTO DE VENTA TOTAL				135,017
4. GASTOS DE VENTA				10,163
5. GASTOS ADMINISTRATIVOS				4,606
6. GASTOS FINANCIEROS				24,967
COSTO TOTAL				174,753
UTILIDAD				96,114
VALOR DE VENTA TOTAL				270,867
VALOR DE VENTA UNITARIO/ KG. ACEITE REFINADO		: 7.521 US \$/KG.		
VALOR DE VENTA UNITARIO/ KG. GRASA		: 7.551 US L KG.		

8.13 ESTRUCTURA DEL VALOR DE VENTA PARA LA HARINA DE FALTA

UNIDADES:

HARINA DE FALTA 81,931 KG/MES

DESCRIPCION	CONSUMO MENSUAL	PRECIO UNITARIO	SUBTOI'AL (\$)	VALOR (\$/MES)
1. MATERIA PRIMA				
PULPA DE PALTA	312,000 kg.			
ENVACES	1,639 sac.	0.4500 \$/sac.	738	738.000
2. MANO DE OBRA DIRECTA	416 h.	0.4050 \$/h.	169	169.000
3. GAS'ros DE FABRICACION				7,288.000
ENERGIA ELECTRICA	6,373 KWH.	0.0335 \$/KWH.	214	
AGUA BLANDA	258 m3	0.5130 \$/m3	132	
PETROLEO	5,191 gal.	0.5820 \$/gal	3,018	
MANTENIMIENTO	416 h.	1.2610 \$/h	525	
DEPRECIACION	416 h.	6.3060 \$/h.	2,623	
SEGUROS	416 h.	1.8660 \$/h.	776	
COSTO DE PRODUCCION				8,195.000
INVENTARIO				0.000
COSRO DE VENTA TOTAL				8,195.000
4. GAS'ros DE VENTA				633.000
5. GASTOS ADMINISTRATIVOS				287.000
6. GAS'ros FINANCIEROS				1,554.000
COSTO TOTAL				10,669.000
UTILIDAD (45%)				4,801.000
VALOR DE VENTA TOI'AL				15,460.000
VALOR UNITARIO DE VENTA				0.189 \$/kg.

NOTA: El valor de venta unitario fue determinado teniendo en cuenta los gastos en funci5n de la producci5n, 80% para el aceite refinado y 20% para la grasa

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO

RUBRO	MES 1	MES 2	MES 3	MES 4	MES 5	MES 6	MES 7
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS							
TOTAL INGRESOS							
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA							156,492
MANO DE OBRA DIRECTA							
CAS'1'OS DE FABRICACION							
GASTOS DE VENTA							
GASTOS ADMINISTRATIVOS							
GASTOS FINANCIEROS	1,967	6,789	6,905	7,023	12,053	15,510	19,674
AMORTIZACION DE LA DEUDA							
INVERSIONES	157,351	383,812	2,512	2,512	397,347	264,502	161,08J
TOTAL EGRESOS	159,318	390,601	9,417	7,535	409,400	280,012	337,249
<u>UTILIDAD NETA</u>	(159,318)	(390,601)	(9,417)	(7,535)	(409,400)	(280,012)	(337,249)
<u>UTILIDAD NETA CUMULADA</u>	(159,318)	(549,919)	(559,336)	(566,871)	(976,271)	(1'256,283)	(1'593,532)

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO (Continuación),

RUBRO	MES 8	MES 9	MES 10.	MES 11	MES 12	MES 13	MES 14
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS		287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOTAL INGRESOS		287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA	272,117	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	1,688	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	12,128	26,864	26,864	26,864	26,864	26,864	26,864
GASTOS DE VENTA		10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS		4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	23,965	27,941	26,702	25,447	24,177	22,891	21,588
AMORTIZACION DE LA DEUDA		99,133	100,372	101,627	102,897	104,183	105,486
INVERSIONES	37,683						
TOTAL EGRESOS	347,581	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>UTILIDAD NETA</u>	(347,581)	0	0	0	0	0	0
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO (Continuaci6n)

RUBRO	MES 15	MES 16	MES 17	MES 18	MES 19	MES 20	MES 21
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOTAL. INGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287.,280
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	26,864	26,864	26,864	26,864	26,864	26,864	26,864
GASTOS DE VENTA	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	20,269	18,934	17,582	16,016	14,826	13,423	12,002
AMORTIZACION DE LA DEUDA	106,805	108,140	109,492	111,058	112,248	113,65.1	116,340
<u>INVERSIONES</u>							
TOrAL EGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>UTILIDAD NETA</u>	0	0	0	0	0	0	0
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTA00 (Continuaci6n)

RUBRO	MES 22	MES 23	MES 24	MES 25	MES 26	MES 27	MES 28
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOTAL INGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	25,596	25,596	25,596	25,596	25,596	25,596	25,596
GASTOS DE VENTA	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	10,547	9,075	7,584	6,074	4,546	1,870	1,870
AMORTIZACION DE LA DEUDA	117,795	119,267	120,758	122,268	123,796	69,593	0
<u>INVERSIONES</u>							
TOTAL EGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	230,401	160,808
<u>UTILIDAD NETA</u>	0	0	0	0	0	56,879	126,472
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'941,113)	(1'884,234)	(1'757,762)

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO (Continuación)

RUBRO	MES 29	MES 30	MES 31	MES 32	MES 33	MES 34	MES 35
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOrAL INGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	25,596	25,596	25,596	25,596	24,455	24,455	24,455
GASTOS DE VENTA	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870
AMORTIZACION DE LA DEUDA	0	0	0	0	0	0	0
<u>INVERSIONES</u>							
TOrAL EGRESOS	160,808	160,808	160,808	160,808	159,667	159,667	159,667
<u>UTILIDAD NETA</u>	126,472	126,472	126,472	126,472	127,613	127,613	127,613
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(1'631,290)	(1'504,818)	(1'378,346)	(1'251,874)	(1'124,261)	(996,648)	(869,035)

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO. (Continuación)

RUBRO	MES 36	MES 37	MES 38	MES 39	MES 40	MES 41	MES 42
<u>INGRESOS</u>							
VENTAS NETAS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOTAL INGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>EGRESOS</u>							
MATERIA PRIMA	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	24,455	24,455	24,455	24,455	24,455	24,455	24,455
GASTOS DE VENTA.	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870
AMORTIZACION DE LA DEUDA	0						
<u>INVERSIONES</u>							
TOTAL EGRESOS	159,667	159,667	159,667	159,667	159,667	159,667	159,667
<u>UTILIDAD NETA</u>	127,613	127,613	127,613	127,613	127,613	127,613	127,613
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(741,422)	(613,809)	(486,196)	(358,583)	(230,970)	(103,357)	24,256

8.14 FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTA00 (Continuaci6n)

RUBRO	MES 43	MES 44	MES 45	MES 46	MES 47	MES 48
<u>INGRESOS</u>						
VENTAS NETAS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
TOI'AL INGRESOS	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280	287,280
<u>EGRESOS</u>						
MATERIA PR MA	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277	114,277
MANO DE OBRA DIRECTA	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376	3,376
GASTOS DE FABRICACION	23,426	23,426	23,426	23,426	23,426	23,426
GASTOS DE VENTA	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796	10,796
GASTOS ADMINISTRATIVOS	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893	4,893
GASTOS FINANCIEROS	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870	1,870
AMORTIZACION DE LA DEUDA	0	0	0	0	0	0
INVERSIONES						
TOI'AL EGRESOS	159,667	159,667	159,667	159,667	159,667	159,667
<u>UTILIDAD NETA</u>	127,613	127,613	127,613	127,613	127,913	127,613
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	151,869	279,482	407,095	534,708	662,321	789,934

8.15 FLUJO NETO DE FONOOS ANUAL DESCONTADO

RUBRO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
<u>INGRESOS</u>					
VENTAS NETAS	1'149,120	3'447,360	3'447,360	3'447,360	3'447,360
TOTAL INGRESOS	1'149,120	3'447,360	3'447,360	3'447,360	3'447,360
<u>EGRESOS</u>					
MATERIA PRIMA	885,717	1'371,324	1'771,324	1'371,324	1'771,324
MANO DE OBRA DIRECTA	15,192	40,512	40,512	40,512	40,512
GASTOS DE FABRICACION	119,584	317,296	302,588	289,344	277,412
GASTOS DE VENTA	43,184	129,552	129,552	129,552	129,552
GASTOS ADMINISTRATIVOS	19,572	58,716	58,716	58,716	58,716
GASTOS FINANCIEROS	198,153	184,736	29,320	22,440	22,440
AMORTIZACION DE LA DEUOA	404,029	1'345,223	315,657	0	0
INVERSIONES	1'406,802	0	0	0	0
IMPUESTO A LA RENTA (*)	0	0	0	38,609	270,796
TOTAL EGRESOS	3'092,233	3'447,360	2'247,669	2'050,497	2'170,752
<u>UTILIDAD NETA</u>	(1'943,113)	0	1'199,691	1'396,863	1'276,608
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	(1'943,113)	(1'943,113)	('743,422)	653,441	1'930,049

(*) Exoneración de la TASA a 17.5 % , por ser una Empresa Agroindustrial.

8.15 FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL DESCONTADO

RUBRO	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
<u>INGRESOS</u>					
VENTAS NETAS	3'447,360	•447,360	3'447,360	3'447,360	3'447,360
TOTAL INGRESOS	3'447,360	3'447,360	3'447,360	3'447,360	3'447,360
<u>EGRESOS</u>					
MATERIA PRIMA	1'371,324	1'371,324	1'371,324	1'371,324	1'371,324
MANO DE OBRA DIRECTA	40,512	40,512	40,512	40,512	40,512
GASTOS DE FABRICACION	266,672	•256,988	248,272	240,416	233,340
GASTOS DE VENTA	129,552	129,552	129,552	129,552	129,552
GASTOS ADMINISTRATIVOS	58,716	58,716	•58,716	58,716	58,716
GASTOS FINANCIEROS	22,440	22,440	22,440	22,440	22,440
AMORTIZACION DE LA DEUDA	0	0	0	0	0
INVERSIONES	0	0	0	0	0
IMPUESTO A LA RENTA	272,675	274,370	275,895	277,370	278,508
TOTAL EGRESOS	2'161,891	2'153,902	2'146,711	2'140,230	2'134,392
<u>UTILIDAD NETA</u>	1'285,469	1'293,458	1'300,649	1'307,130	1'312,968
<u>UTILIDAD NETA ACUMULADA</u>	3'215,518	4'508,976	5'809,625	7'116,755	8'429,723

GRAFICO DEL FLUJO NETO DE FOOIX15 ANUAL DESC11FFA00

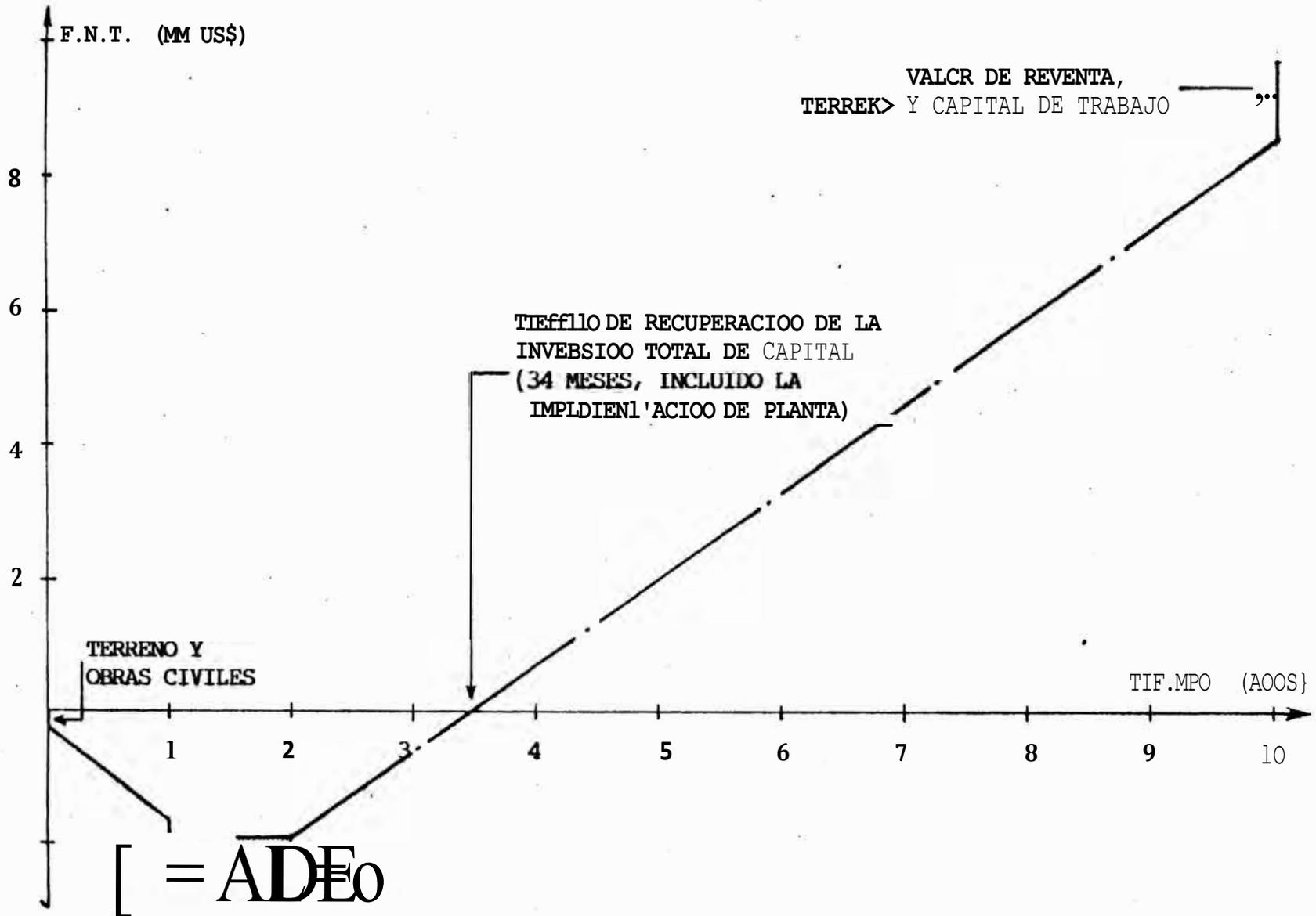


FIGURA 21

8.16 TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL

La INVERSION TOTAL DE CAPITAL (US\$ 1'991,134), se recupera en el MES 26, después del inicio de operación de la Planta Industrial, como se muestra en el FLUJO DE CAJA MENSUAL PROYECTADO (Ver acápite 8.14), y en la FIGURA 21.

8.17 TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL

INVERSION INICIAL DE CAPITAL FIJO (*) : US\$ 1'719,786
INVERSION DE CAPITAL DE TRABAJO : US\$ 271,348
VALOR DE REVENTA AL FINALIZAR EL TIEMPO DE SERVICIO: US\$ 632,581
DURACION DEL PROYECTO INDUSTRIAL : 10 AÑOS

NOTA: Para efectos de cálculo, se incluye el valor de US\$ 312,984; que corresponde a la inversión para los cilindros de acero inoxidable AISI 304, retornables, su tiempo de vida es de 10 años.

FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL DESCONTADO (US \$)	AÑO
- 1'943,113	1
0	2
,1'199,691	3
1'396,863	4
1'276,608	5
1'285,469	6
1'293,458	7
1'300,649	8
;L'307,130	9
1'312,968	10

Las ecuaciones que describen la TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL (TIR = i), al finalizar los 10 años, teniendo en cuenta el FLUJO NETO DE **FONOS** TOTALES (**FNT**), mencionados anteriormente son:

$$\text{VALOR FUTURO} = \text{INV. CAPITAL FIJO} * [1 + i]^{(n=10)} \dots\dots\dots (16)$$

$$s = \sum_{n=1}^{10} \text{FNT} \cdot [1 + i]^{(n - 1)} \dots\dots\dots (17)$$

$$s = \text{VALOR FUTURO} - \text{CAP. TRABAJO} - \text{VALOR REVENTA}$$

Reemplazando las ecuaciones (16) y (17) en la ecuación anterior se obtiene el valor de:

$$\text{TIR} = i = 21.64 \% \text{ ANUAL EN DOLARES EE.UU.}$$

8.18 VALOR DE RESCATE

$$\text{VALOR RESCATE} = \text{VALOR REVENTA} + \text{VALOR TERRENO} + \text{CAPITAL TRABAJO}$$

$$\text{VALOR RESCATE} = \text{US } \$ 1'007,349$$

8.19 VALOR ACTUAL NETO DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL

Considerando que la TASA DE INTERES PRIME RATE DE EE.UU. (al 30 de noviembre de 1988) para el capital es de: $i = 10.5 \% \text{ ANUAL en OS\$}$.

$$\text{VAN} = \text{INVERSION TOTAL CAPITAL} * [(1 + i)^{10} - 1]$$

$$\text{VAN} = \text{us } \$ 3'412,965 \quad \text{VALOR ACTUAL DEL PROYECTO LUEGO DE 10 AÑOS.}$$

IX. CXH:1.USIOOFS

1. Por las características físicas de la pulpa fluidizada, se determinó la relación óptima de diámetros:
COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIDO / ANILLOS RASCHIG = 11.5
2. Uno de los equipos claves en la operación de extracción del aceite, es la COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIOO-LIQUIDO, porque de ella depende la eficiencia de la extracción.
3. Si no se mantiene el nivel de pulpa debajo de los anillos rashing, se tendrá problemas de emulsificación de la pulpa de palta en el solvente, que dificulta la separación de fases.
4. Las características físico-químicas del aceite crudo, dependen de las condiciones de operación de la destilación ACEITE - SOLVENTE , siendo conveniente realizarla a bajas temperaturas (PRESION DE VACIO). Así como también, dependen de la variedad de fruto que se procesa y del lugar de procedencia.
5. Los aceites de mejor calidad, se obtiene de la pulpa de palta, de características óptimas para el consumo alimenticio y para el uso industrial
6. Desde el punto de vista económico, es preferible trabajar con palta con alto contenido de aceite, en relación al porcentaje de PULPA DE PALTA / (CASCARA MAS PEPA).
7. Para disminuir los costos operativos, se utiliza el condensado del vapor de calentamiento del calderín y/o del secador continuo, para el calentamiento de algunos equipos como: neutralizador, secador de vacío, blanqueador, etc.; así como también el agua proveniente del filtro de pulpa tratada (refinado), se recircula al homogenizador para volver a utilizarla durante los dos turnos diarios.

8. De las FIGURAS 22, 23 y 24, realizando una comparación de la producción de palta con otros frutos aceiteros, como almendras y soya, se nota claramente la gran ventaja que tiene la palta sobre los frutos mencionados anteriormente, tanto en VOLUMEN DE PRODUCCION, como en COSTO DE PRODUCCION / HECTAREA, además de la ventaja que las plantaciones de palta se pueden cultivar en terrenos agrestes.
9. La implementación de la Planta Industrial es justificatoria, debido a que la TASA INTERNA DE RETORNO DE LA INVERSION es del 2:1.64 % ANUAL EN DOLARES EE.UU. , para una INVERSION TOTAL DE CAPITAL de US\$ 1'991,134. La alta rentabilidad de la Empresa nos permite obtener una UTILIDAD ACUMULADA al finalizar los 10 años del tiempo de vida del Proyecto de US\$ 8'429,723.
10. EL TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION TOTAL DE CAPITAL es de 26 MESES, después del inicio de operación de la Planta Industrial.
11. La Planta Industrial está diseñada para procesar 20,000 kilogramos diarios de frutos de palta, que corresponde a 12,000 kilogramos de pulpa de palta, durante dos turnos de trabajo diarios, de 8 horas cada turno, operando durante 26 días por mes y 12 meses por año.

FIGURA 22 PRODUCCION ACUMULADA DE ACEITE EN BRUTO, OBTENIDA POR HECTAREA, PARA PLANTACIONES DE SOYA, ALMENDRAS Y PALTA

ITAL 1977

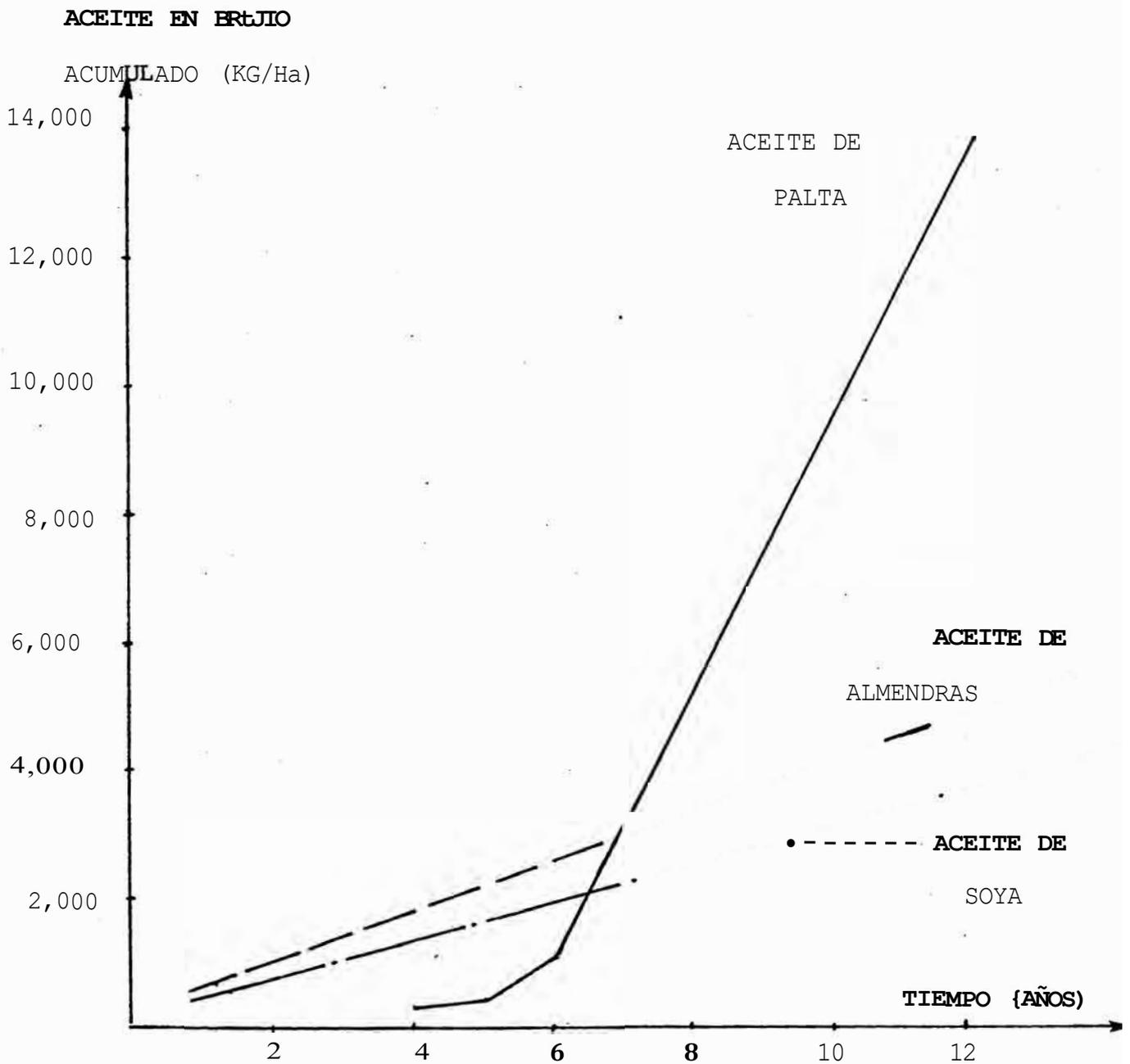


FIGURA 23 .PRODUCCION ACUMULADA DE FRUTOS A TRAVE DEL TIEMPO, OBTENIDA POR HECTAREA, PARA PLANTACIONES DE ALMENDRAS , SOYA Y PALTA ,ITAL 1977

FRUTOS ACUMULADOS
POR Ha { KG/Ha)

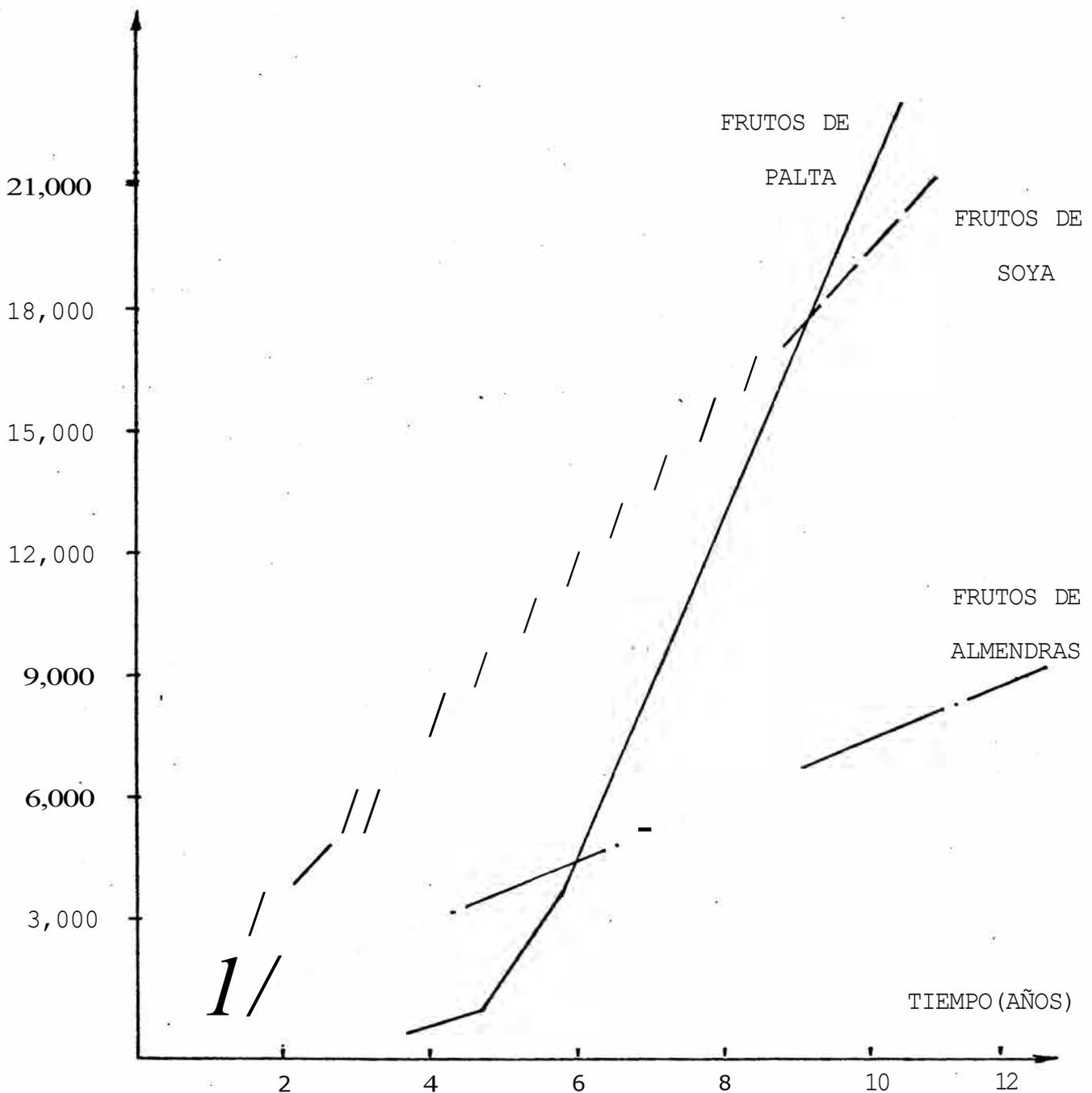
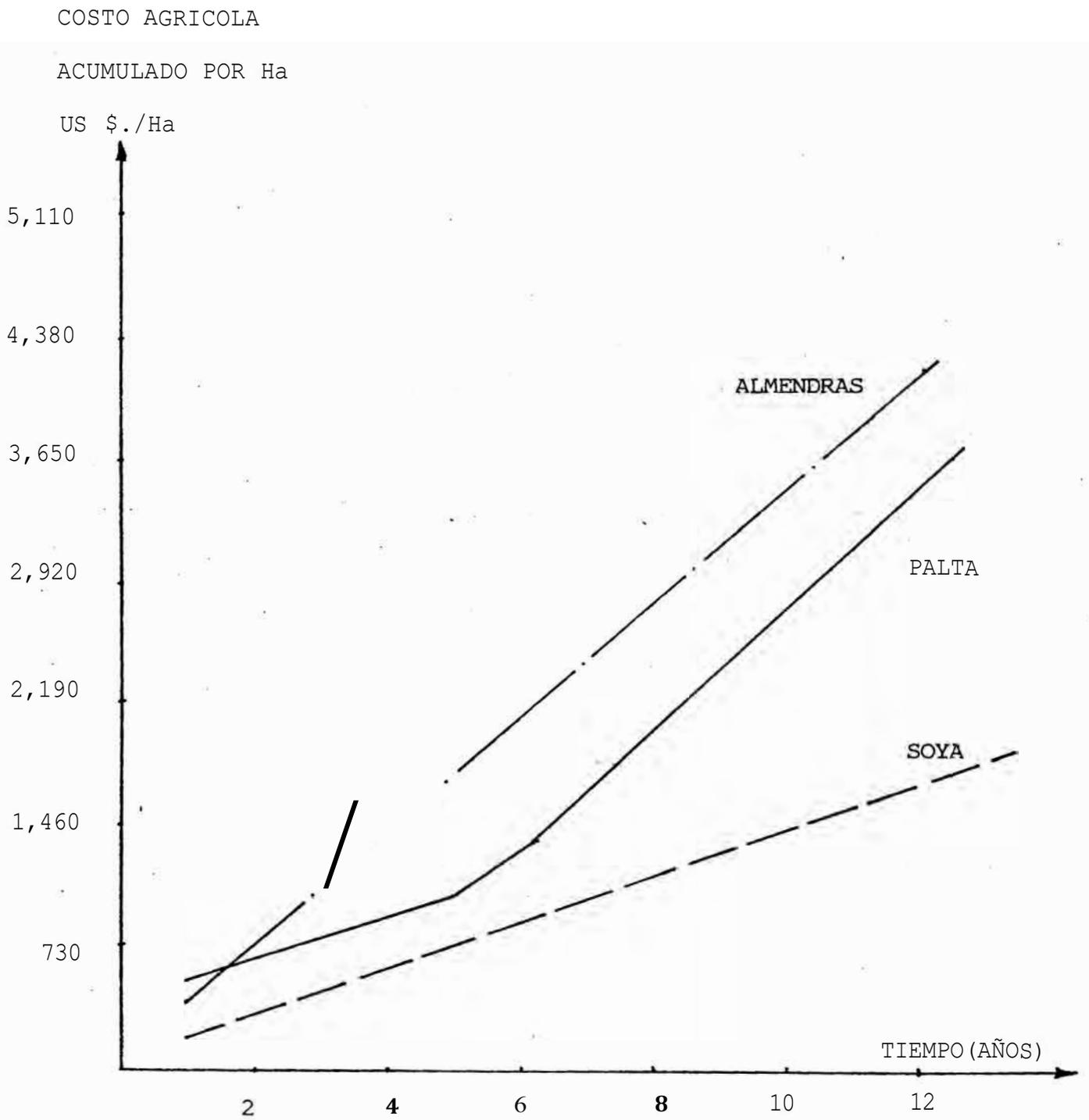


FIGURA 24. COSTO AGRICOLA ACUMULADO DE PRODUCCION ,POR HECTAREA,
PARA PLANTACIONES DE ALMENDRAS ,SOYA Y PALTA: EN EL
ESTAAO DE SAO PAULO COSECHA 1976/1977, ITAL 1977



X. RECOMENDACIONES

COLUMNA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

Para operar la columna, es necesario seguir estrictamente las recomendaciones siguientes:

1. Mantener la relación de flujos constantes.
2. Mantener el nivel de pulpa a la altura de los anillos raschig y nunca sobre éstos.
3. Controlar la densidad de la pulpa fluidizada proveniente del homogenizador en forma continua y corregir de acuerdo a los resultados obtenidos.
4. Mantener agitada la pulpa en el tanque de pulpa de fluidizada antes de ser alimentada a la columna, para darle uniformidad al fluido.

UNIDAD DE DESTILACION

1. La destilación del aceite crudo, se debe realizar a presiones bajas, de tal manera que la temperatura no debe ser mayor de 63 °C.
2. Controlar el flujo de agua de enfriamiento para mantener el condensado a la menor temperatura posible, para evitar la pérdida del solvente por evaporación.

NEUTRALIZACION

1. La temperatura de neutralización no debe de ser mayor de 60 °C.
2. La borra procedente del filtro de separación de borra, puede lavarse con solvente para recuperar el aceite atrapado en ésta, y retornarlo al tanque de extracto.

LAVADO DE ACEITE

1. Es necesario mantener la interfase agua-aceite en la conicidad del lavador, para permitir una mejor coalescencia de la fase aceite, y así disminuir el porcentaje de humedad en el aceite lavado.

SECADOR AL YACIO

1. Uno de los aspectos importantes, es la pulverización del aceite dentro del secador, para eliminar la máxima cantidad de agua del aceite, que disminuye la eficiencia de adsorción de la arcilla activada, en la operación de blanqueado.
2. La temperatura del secado no debe ser mayor de $.63^{\circ}\text{C}$.

BLANQUEADOR

1. La temperatura de la operación de blanqueado no debe ser mayor de 65°e , porque el aceite tiende a adsorber el el olor y el sabor de la arcilla activada.

DECOORIZADOR

1. Se debe mantener la temperatura de operación mayor que la temperatura de ebullición del agua, para no permitir que el agua se condense en el aceite.
2. Para eliminar las trazas de agua en el aceite, es conveniente pasar este a través de un lecho de cloruro de sodio completamente seco.

WINTERIZADOR

1. Esta operación se realiza de acuerdo al uso que se le de al aceite, según las especificaciones del comprador, para darle una apariencia cristalina y transparente.

ANEXO 1.

ESPECIFICACIONES GENERALES PARA EL CALCULO DEL CAPITAL DE TRABAJO

1. PULPA DE PALTA

- 1 mes de operaciones.
- 1/2 mes de productos terminados.
- 1/2 mes de stock en almacén.

2. SOLVENTE

- 1 hora de operación (4,500 litros).
- 1 mes de reposición por pérdidas.
- 1 1/2 mes de stock.
- 1/2 mes de productos terminados.

3. AGUA DESIONIZADA

- 1 mes de operaciones.
- 1/2 mes de productos terminados.

4. CILINDROS DE ACERO INOXIDABLE AISI 304

- 1 mes de operaciones.
- 1/2 mes de productos terminados.
- 1/2 mes de stock en almacén.

5. MANO DE OBRA DIRECTA

- 1 mes de operaciones.
- 1/2 mes de productos terminados.

6. GASTOS DE FABRICACION

- 1 mes de operaciones.
- 1/2 mes de productos terminados.

ANEXO 2

ESPECIFICACIONES GENERALES DEL CONSUMO MENSUAL DE MATERIA PRIMA

1. PULPA DE **PALTA**

1. Variedad de palta: HALL.
2. Contenido de pulpa en el fruto 60 %
3. Precio por kilogramo de fruto US \$.0.21.
4. Flujo másico de pulpa 750 kg/h.

2. SOLVENTE

1. **Solvente** empleado: REXANO INDUSTRIAL.
2. Se considera en el capital de trabajo los 4,500 litros necesarios para la operación.
3. Reposición: 6.07 litros de hexano por tonelada de pulpa tratada.

3. AGUA DESIONIZADA

1. Agua en la operación: 4.1 m³/día.
2. Agua de lavado : 2.0 m³/día.
- TOTAL** : 6.1 m³/día.

4. CYLINDROS MATERIALES

1. Cilindros retornables de acero inoxidable AISI 304 , con un tiempo de vida de 10 años, cuyo valor será proporcional a un mes de operaciones.
2. Valor de los cilindros:
$$\text{VALOR} = 966 / (10 * 12) = 8.05 \text{ US\$/cilindro.}$$

ANEXO 3

DETALLE DE LOS SUELOOS DE LA MANO DE OBRA INDIRECTA

<u>PUESTO</u>	<u>NO</u>	<u>\$/MES</u>
GERENTE DE PRODUCCION	1	480
JEFE DE PLANTA	2	560
CONTROL DE CALIDAD	2	440
TECNICO DE MANTANIMIENTO	2	320
JEFE DE ALMACEN	2	160
EMPLEADOS	6	300
TOTAL		2,260

ANEXO 4

DETALLE DE LOS SUELOOS DEL PERSONAL ADMINTSTRATIVO

<u>PUESTO</u>	<u>N°</u>	<u>\$/MES</u>
GERENTE GENERAL	1	800
GERENTE ADMINISTRATIVO	1	400
CONTAOR	1	200
JEFE DE RELACIONES INDUSTRIALES	1	220
JEFE DE PERSONAL	1	180
EMPLEADOS	10	500
TOTAL.		2,300

ANEXO 5

DETALLE DE LOS SUELOOS DEL PERSONAL DE VENTAS

<u>DESCRIPCION</u>	<u>\$/MES</u>
SUELOOS (*)	1,317
GRATIFICACIONES	235
VACACIONES	118
COMPENSAC.POR TIEMP. DE SERV.	118
IPSS (6%)	99
SNP (6%)	99
FONAM (6%)	99
TOTAL	2,086

ANEXO 6

DETALLE DE LOS SUELOOS DEL PERSONAL DE FINANZAS

<u>DESCRIPCION</u>	<u>\$/MES</u>
SUELOOS (*)	558
GRATIFICACIONES	100
VACACIONES	50
COMPENS.POR TIEMP. SERVIC.	50
IPSS (6%)	42
SNP (6%)	42
FONAVI (6%)	42
TOTAL	884
GERENTE FINANCIERO (1)	408
EMPLEAOS (3)	150

ANEXO 7

INVENTARIO DE PRODUCTOS TERMINAOS
(PARA 15 DIAS)

<u>DESCRIPCION</u>	<u>US \$</u>	<u>US \$</u>
MATERIA PRIMA		57,268
PULPA DE PALTA	54,600	
SOLVENTE	223	
AGUA DESIONIZADA	231	
CILINDROS DE ACERO INOX.	652	
ARCILLA AcrIVADA	259	
HIDROXIOO DE SODIO	<u>1,303</u>	
MANO DE OBRA DIRECTA		1,688
GAS'IOS DE FABRICACION		12,018
TOTAL		70,974

ANEXO 8

COSTOS UNITARIOS POR GASTOS

MANO DE OBRA DIRECTA	8.115	\$/h.
GASTOS DE FABRICACION		
MANO DE OBRA INDIRECTA	8.721	\$/h.
ENERGIA ELECTRICA	0.0335	\$/kwh.
AGUA BLANDA	0.513	\$/m ³ .
PETROLEO	11.696	\$/kg.vapoi:-
MANTSNIMIENTO (2% ANUAL DEL PC)		
SUMINISTROS Y REACTIVOS (2.1 % ANUAL DEL PC)		
DEPRECIACION DE OBRAS CIVILES	0.870	\$/h.
DEPRECIACION DE EQUIPOS	17.639	\$/h.
SEGUROS (1% INVERSION CAPITAL FIJO)	2.530	\$/h.
.AGUA.DESIONIZADA	1.940	\$/m ³ .
GASTOS ADMINISTRATIVOS	11.762	\$/h.
GASTOS DE VENTA	25.952	\$/h.
GASTOS FINANCIEROS	63.752	\$/h.

Nota: 1 mes = 16 * 26 = 416 hoi:-as.

ANEXO 9

CAPACIDAD DE PRODUCCION

<u>PRODUCTO</u>	<u>PRODUCC I O N</u>		
	<u>KG./H.</u>	<u>KG./DIA</u>	<u>KG./MES</u>
ACEITE REFINAOO	69.210	1,107.4	28,791
GRASA	17.300	276.8	7,197
JABON	2.466	39.5	1,026
HARINA	196.950	3,151.2	81,931

COMPOSICION DE LA PULPA DE PALTA

<u>COMPONENTE</u>	<u>%</u>	<u>PRECIO</u>
		<u>(\$/kg)</u>
ACEITE	14.11	0.35
HARINA	25.89	0.00
AGUA	60.00	0.00
TOTAL	100.00	0.35

ANEXO 10

VENTAS NETAS MENSUALES

<u>PRODUCCI' O</u>	<u>PRECIO UNITARIO</u> <u>(\$/kg)</u>	<u>VENTAS NETAS</u> <u>(US \$)</u>
ACEITE REFINA O O	7.521	216,540
GRASA	7.551	54,343
HARINA	0.189	15,485
JABON	0.889	<u>9-12</u>
TOTAL VENI'AS NETAS MENSUALES		287,280

ANEXO 11

DATOS ECONOMICOS

1. La TASA DE INTERES ANUAL considerada para las operaciones activas de crédito directo en DOLARES EE.UU. es del 15 % , según DL-18944-01/SET./1988, publicado por el Banco Central de Reserva del Perú.
2. La TASA DE INTERES considerada para calcular el VALOR ACTUAL NETO es de 10.5 % de interés PRIME RATE de EE.UU. (30 de noviembre de 1988) , para la inversión del capital total.
3. El cálculo del IMPUESTO A LA RENTA fue sobre la TASA del 35% menos la exoneración del 50% por tratarse de una Empresa Agroindustrial instalada en Lima, según DL-200-1987, MEF.

ANEXO 12

CALCULO DE LA DEPRECIACION TOTAL ANUAL Y EL VALOR DE RESCATE

CLASE DE ACTIVOS	INVERSION INICIAL	DEPRECIACION AÑO 1	DEPRECIACION AÑO 2	DEPRECIACION AÑO 3	DEPRECIACION AÑO 4	DEPRECIACION AÑO 5	DEPRECIACION AÑO 6	DEPRECIACION AÑO 7	DEPRECIACION AÑO 8	DEPRECIACION AÑO 9	DEPRECIACION AÑO 10	TOTAL DEPRECIACION
A. EQUIPOS DE PLANTA (10 % ANUAL)	707,050	70,705	63,635	57,271	51,544	46,389	41,751	37,575	33,818	30,496	27,393	-460,517
B. INSTALACIONES Y ACCESORIOS (10 % ANUAL)	487,970	48,797	43,917	39,526	35,573	32,016	28,814	25,932	23,340	21,005	18,905	317,825
C. TERRENO Y CONSTR. (3 % ANUAL)	144,790	4,344	4,213	4,087	3,964	3,846	3,750	3,618	3,510	3,404	3,302	38,018
D. BARRILES Y BARRILES (ENVASES RETORN) (10 % ANUAL)	312,984	31,298	28,196	25,352	22,816	20,535	18,481	16,634	14,970	13,473	12,125	203,853
TOTAL	1'652,794	155,144	139,934	126,236	113,897	102,786	92,776	83,759	75,638	68,318	61,725	1'020,213

PERIODO DE DEPRECIACION = $D_a = V[1 - (1 - f)^a]$

PERIODO = $V_a = V(1 - f)^a$

RESCATE = $V_s = V(1 - f)^n = V(1 - 0.1)^{10} = V(0.34868)$, 10%

= $V(1 - 0.03)^{10} = V(0.69384)$, 3%

VALOR DE RESCATE TOTAL = US \$632,581

ANEXO 13

APLICACIONES INDUSTRIALES DEL ACEITE Y GRASA DE LA PULPA DE PALTA

A. PROPIEDADES DEL-ACEITE DE LA PULPA DE PALTA

1. Fácil adsorción de la epidermis de la piel, posee un poder excepcional de penetración en la piel, transmitiendo sus poderes benéficos: puede usarse como vehículo de sustancias medicinales, que por sí solas no pueden ser fácilmente adsorvidas.
2. La acción benéfica de la epidermis, es debido a la presencia de las vitaminas A, D, E y de otras sustancias.
3. Es recomendable este aceite para el tratamiento de pieles secas que se escaman, regenerando las células dérmicas y rejuveneciendo la epidermis. Se utiliza en varios países Europeos para la fabricación de cremas faciales, lociones, shampus, cremas para masajes, cremas para manos y pies: el aceite κ .J presenta reacciones alérgicas, lo que es apreciado en el campo de la terapéutica dermatológica.
4. Poder de adsorción de la luz ultravioleta, lo que es recomendado para la fabricación de bronceadores.
- , 5. Poder de adsorción de perfumes, tiene la facilidad de adsorver cualquier perfume, dando ventajas en la fabricación de cosméticos.
6. Efecto tenso-activo, posee un fuerte efecto tenso-activo sobre los líquidos, poder que se puede comparar con el de lanolina, atribuido a la presencia de fitosterol en su materia insaponificable, dando gran ventaja en el empleo del aceite de palta en lugar de lanolina, sin causar efectos alérgicos

como ocurre con la lanolina.

7. Formación de emulsiones, es un excelente saponificador, generando espuma fina y cremosa, por lo cual es recomendable para la fabricación de jabones finos, particularmente jabones para bebés.

B. RELACION DE PRODUCTOS DONDE INTERVIENE ACEITE DE PULPA DE PALTA EN SU FORMULACION

Crema nutritiva hidratante.

Loción estimulante.

Aceite desmaquillante.

Bronceador con aceite de palta.

Emulsión protectora hidratante.

Máscara refinadora.

Crema para el área de los ojos.

Jabón cremoso.

Colonia de limpieza.

Crema de limpieza.

Loción refrescante.

Crema para manos.

Crema loción.

Crema facial.

Tónico hidratante.

Crema hidratante.

Crema de aceite de palta.

Shampu.

C. ACEITE DE PALTA COMO LUBRICA.."ITE

Clasificado como un ACEITE SAE - 20

Densidad relativa a 20.0 / 4.0 °e 0.901

Viscosidad cinemática

37 °e 42.400 cst.

54.4 °c 23.600 cst.

98.9 °c 8.340 cSt.

Clasificación SAE 20

Punto de ebullición 273 °c.

Punto de fluidez - 3 °c.

Corrosión (ASTM D-130) NO

Agua (por destilación) MENOR 0.050 %

Indice de acidez total (mgr. KOH) 0.250

Residuos de carbono 0.230 %

Cenizas NO SE HA ENCONTRADO

D. PRODUCTOS A BASE DE GRASA DE LA PULPA DE PALTA (INSAPONIFICABLES)

1. EN FARMACOLOGIA

En estados de esclerosis cutánea.

En esclerodermias.

En paradontopatías.

En artrosis.

2. EN COSMETOLOGIA

En pieles ásperas y deshidratadas.

En pieles secas y senil.

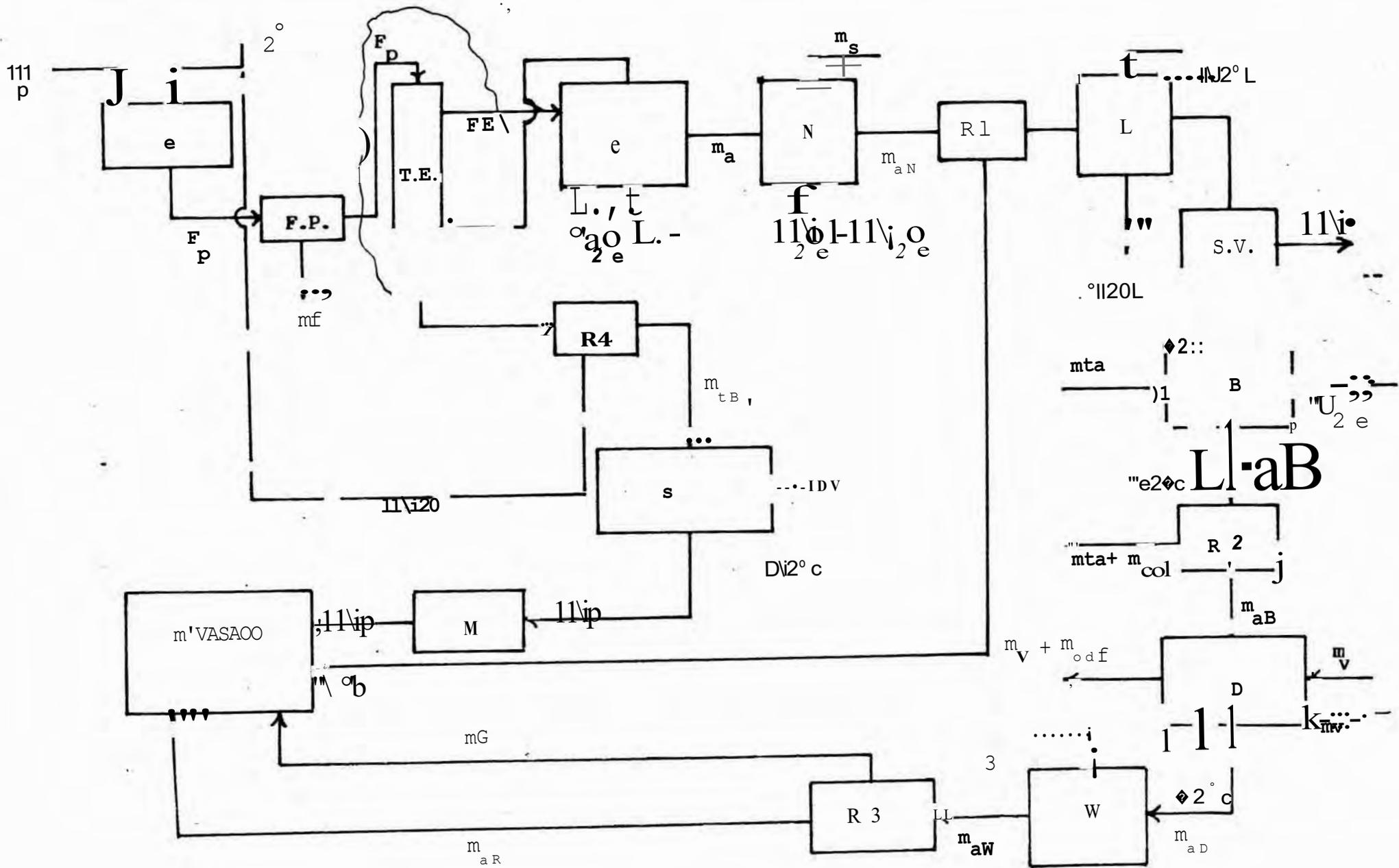
En manchas marrones.

En dermatitis.

En eczemas.

SIMBOLOGIA

- A : Area ; m^2 , ft^2 .
- : Area del filtro rotatorio al vacío ; m^2 ' ft^2 .
- a_{r} : Area por unidad de. de longitud ; m^2/m .
- a'_t : Area transversal de flujo del lado de los tubos ; m^2 , ft^2 .
- a_s : Area transversal de flujo del lado de la coraza; m^2 ., ft^2 .
- a_t : Area de flujo total del lado de los tubos; m^2 . , ft^2 .
- D : Espaciamiento de deflectores; ft.
- C_p : Calor específico: kcal/gr. °C.
- C' : Espaciamiento de tubos: in.
- D : Diámetro: m .
- DE : Diámetro exterior de los tubos; in.
- DI : Diámetro interior de la coraza; ft.
- D_s : Diámetro exterior de la coraza; ft.
- D_e : Diámetro equivalente : ft ..
- D_{op} : Diámetro óptimo: . in.
- F : Flujo volumétrico: m^3/h .
- f : Factor de fricción dentro de la tubería; m^2 . , in^2 .
- G : Velocidad másica; $kg/h.m^2$.
- G'' : Carga para tubos horizontales; $kg/h.m$.
- G_s : Velocidad másica en el interior de la coraza; $kg/h.m^2$.
- G_t : Velocidad másica en el interior de los tubos; $kg/h.m^2$.
- H : Altura; m.
- Hh : Altura hidrostática; m.
- h_{iO} : Coeficiente de transferencia de calor para flujo interior de tubos; $kcal/m^2.h.°C$.
- h_o : Coeficiente de transferencia de calor para flujo externo; $kcal/m^2.h.°C$.
- H' : Humedad; $kg./kg$.



H'C : Humedad crítica; kg/kg.

j_h : Factor de transferencia de calor.

K_T : Constante de la ecuación de potencia para agitadores.

k_f : Conductividad térmica de la película; kcal/h.m².(°F/m).

K' : relación de capacidades caloríficas (Cp/Cv).

L : Longitud; m., ft.

LMTD: Diferencia media logarítmica de temperaturas; °C , °F.

M : Masa de harina seca por unidad de área; kg/m² •

m : Flujo másico; kg/h.

N : NGmero.

N+1: NGmero de cruces.

: NGmero de bandejas.

NtT: NGmero total de unidades de transferencia de calor.

n : NGmero de pasos.

p : Presión ; kg/cm² , psi.

Po : Potencia; HP.

P'T: Espaciamiento central de tubos; in.

P_T : Presión total; kg/cm² • , psi.

Q : Flujo de calor; kcal/h. , Btu/h.

Rd : Factor de obstrucción.

RPS: Revoluciones por segundo.

sf : Gravedad específica de la película.

s_v : Gravedad específica del vapor.

T : Temperatura: °e , OF.

Tb : Temperatura de ebullición; °K.

tf : Temperatura media de la película; °C. , °F.

t_w : Temperatura media de la pared; °e , °F •

U : Coeficiente global de transferencia de calor: $\text{kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

U' : Velocidad; ft/h .

U_c : Coeficiente de transferencia de calor limpio: $\text{kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$.

V : Volumen ; $\text{m}^3 \cdot , \text{ft}^3$.

V_T : Volumen total ; $\text{m}^3 \cdot , \text{ft}^3$.

W_i : Factor de trabajo.

w' : Masa de sólido seco por volumen de filtrado; kg/l .

K_p : Factor de seguridad.

α_l : Resistencia específica de la torta filtrante: h^2/kg .

Q'/f : Efecto de flujo de aire en el filtro rotatorio al vacío.

ΔH_v : Entalpía de vaporización del vapor de agua; kcal/kg .

ΔP : Caída de presión: psi .

ΔP_r : Caída de presión por cambio de dirección: psi .

~~f~~ : Fracción de área de filtrado sumergida en la pasta.

f_g : Fracción de área disponible para aspirar aire.

S_1 : Factor de potencia.

ΔH_v : calor latente de vaporización; kcal/kg .

J : Eficiencia

μ : Viscosidad: cp .

μ_f : Viscosidad de la película: cp .

ρ : Densidad; kg/l .

σ : Tensión interfacial; dy/cm .

SUBINDICES;

a : Aceite.

aD : Aceite blanqueado.

ac : Aceite crudo.

aD : Aceite deodorizado.

aL : Aceite lavado
aN : Aceite neutralizado
a-h : Aceite-Hexano
a-p : Aceite-Pulpa
ap : Aceite de palta
b .: Borra
CD : Condensador
e :Calderín
D : Deodorizador
E : Extracto
ev : Evaporación
f : Filtrado
g : Aire
h : Hexano
hp :Harina de palta
H2oc: Agua caliente
H2oe: Agua de enfriamiento
 $a_{2^o S}$: Agua de la soda
 $a_{2^o L}$: Agua de lavado
I : Intercambiador de calor
ic : Intensidad constante
L : Lavador de aceite
N : Neutralizador
p : Pulpa de palta
pf : Placas del filtro prensa
rf : Retenido por el medio filtrante
S : Secador continuo tipo tunel
SV : Secador al vacío

T : Total

t : Tubos

ts : Torta seca

ta : Tierra activada

ta+ col;Tierra activada+materia colorante

v : Vapor

w : Winterizador

BIBLIOGRAFIA

1. ANDERSEN A.J.C.; Refinación de aceites y grasas comestibles, Ed. Continental S.A., 1975, México.
2. AMERICAN OIL CHEMIST'S SOCIETY; Official and tentative methods, Ed. Analytical Methods EE.UU. - 9, 1975, EE.UU.
3. BISIO A. & KABEL R.; Scaleup of Chemical Processes, Ed. Wiley & Interscience Publication, 1985, Canadá.
4. BROME.; El Aguacate, Comisión Nacional de Fruticultura, 1970, México.
5. COLOM R.: Aceites y grasas, su extracción industrial por disolventes, Ed. Tipcat & Cassals, 1975, España.
6. COLLAZOS C. & WHITE R. & VIÑAS H.; La Composición de los alimentos Peruano\$, Ed. 3a. - Servicio Cooperativo Peruano-Norteamericano de Educación, 1962, Lima-Perú.
7. CONTRERAS S.; Variedades y recomendaciones para el cultivo del palto, Ed. 36 - Divulgaciones Agropecuarias, 1962, Perú.
8. CORTES R. & GONZALES S.; Estudio de las condiciones químicas y tecnológicas para la posible industrialización de la palta, Volumen 11, # 2, 1971, Ecuador.
9. OOS SANTOS; Producción, procesamiento y mercado de palta y sus productos, Seminario: Alternativas para aumentar las disponibilidades de grasas y aceites comestibles en América Latina, 1971, Lima-Perú.
10. FOUST; Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, Ed. Mc. Graw Hill, 79, EE.UU.
11. KIRSCHENBAUER H.; Aceites y grasas - Química y tecnología, Ed. Continental S.A., 1983, México.
12. KOSTERLAC B.; Antioxidantes - Informaciones sobre grasas y aceites, Volumen 5, # 11, 1977, Argentina.

13. LEITE W. & TRAV.AGLINI; Estudios Económicos de Alimentos Procesados i 11, Instituto de Tecnología de Alimentos, 1980, Brasil.
14. M.EHLENBACHER V.; Análisis de aceites y grasas, Enciclopedia Química Industrial,-Tomo 6, Ed. Urmo, 1985, Bilbao-España.
15. MC. CABE & SMITH; Operaciones Básicas en Ingeniería Química, Ed. Reverte, 1977, México.
16. SMITH & NESS V.; Termodinámica para Ingeniería Química, Ed. Me Graw Hill, 1975, EE.UU.
17. PERRY J.; Manual del Ingeniero Químico, Ed. 5 - Me. Graw Hill,1985, EE.UU.
18. PETERS M. & TIMMERHAUSS K.; Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos, Ed. Me Graw Hill, 1980, México.
19. KERN D.: Procesos de transferencia de calor, Ed. Me. Graw Hill,1982 EE.UU.
20. RUEHLE G.; Industria de la palta, Boletín 60, Ed. Centro Regional de Ayuda Técnica Agraria para el desarrollo Internacional, 1974, México - Buenos Aires.
21. ISCHEN J.: How to size, piping for pump - discharge conditions, Chemical Engineering, Págs. 113-119, 1975, May. 26.
22. \lILLIAM B. HOOPER: Flow studies in a decanter design, Chemical Engineering, Págs. 104-106, 1975, August 4.
23. NARASIMHAN K. & SWAMY K. ; How tower packing - behave, Chemical Engine tng, Págs. 70-84, 1975, April 14.
24. CHEMICAL ENGINEERING; Developing empirical equations, Págs. 101-105, 1976, January 19.
25. KARL & HERMANN & REISSINGER: Selection criteria for liquid-liquid extractors, Chemical Engineering, Págs. 109-118, 1978, November 6.

26. SHAH G. : Troubleshooting distillation columns, Chemical Engineering Págs. 70-78, 1978, July.
27. CHEMICAL ENGINEERING; Process equipment, Chemical Engineering, Págs. 82-97, 1982, April 5.
28. CARL & HANSON: Solvent - extraction an economically competitive process, Chemical Engineering, Págs. 83-87, 1979, .May 7.
29. RAMOS CASTELLANOS & FERNANDEZ CUADRADO; Velocidad de inundación en columnas de relleno para extracción líquido-líquido, Ingeniería Química, 1986, Enero.,
30. MANUEL YABAR DAVILA GARCIA; Procedimientos, análisis e investigaciones industriales de aceites, grasas, ceras vegetales y animales, 1946.
31. ROBERT E. TREYBAL; Operaciones de transferencia de masa; McGraw & Hill, 2da. edición, México, 1980.
32. WUITHIER R.; Refino y Tratamiento de petróleo y gas I; Ed Continental, México, 1980.