

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA INSTALACIÓN
DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE SANGRE DE GRADO
(Croton Lechieri- Muel - Arg) ATOMIZADO”**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

MAGLIO RUIZ VERGARAY

LIMA - PERU

2004

DEDICATORIA

A mis padres Teodoro y Luz mi eterna gratitud, por sus grandes sacrificios, y su apoyo incondicional en cada momento de mi vida.

A mi hermano Alex por su comprensión y apoyo moral.

A Carmen Guillen por su perseverancia y porque estuvo fielmente apoyando en los buenos y malos momentos.

A Dios por ser luz que alumbra mi vida, y la fuerza en los momentos difíciles, alegría en las tristezas, abrazo en la soledad, paciencia en la incertidumbre.

AGRADECIMIENTO

Mi agradecimiento a todas aquellas personas quienes han contribuido en todo momento en el desarrollo y culminación de este trabajo, y en gratitud deseo hacer especial mención:

Al Ing. Walter Zaldivar Alvarez

A mi asesor el Ing. Rafael Chero Rivas

Al Ing. Emilio Porras Sosa

Al Ing. Emerson Collado

A la Facultad de Ingeniería Química y Textil de la Universidad Nacional de Ingeniería.

RESUMEN

El presente trabajo muestra una información estructurada, sistematizada y confiable del estudio a nivel de Prefactibilidad del proyecto **INSTALACION DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE SANGRE DE GRADO ATOMIZADO** (croton lechieri muell-arg.).

En el Estudio de Mercado se analizó la Oferta-demanda, Sistema de comercialización y Precios del Producto, y mediante un balance Oferta-Demanda, se determinó que existe una demanda insatisfecha de 39,873 t/año de producto para el año 2004 (considerando que debe producir la planta)

La Ingeniería del proyecto, determinó que la capacidad de la Planta es 13,96 t/año, que representa el 35% de la demanda insatisfecha al año 2004, además indica la ubicación de la planta en la ciudad de Iquitos. La descripción del Proceso productivo y los balances de Materia y Energía, nos indican que se necesita 60,474 t y 153,5 kg /h de vapor, lo que permite diseñar y especificar las maquinarias.

La Distribución de la planta, determina que el área de terreno necesario es de 361,13 m². También se calculó la Inversión Total del proyecto que asciende a \$ 299 851,87 y está conformada por una inversión fija de \$185 815,79 y un capital de trabajo de \$114 036,06.

Además se determinó del Estado de Pérdidas-Ganancias así como el flujo de caja proyectados para 05 años (2004-2008), donde se establece el Punto de equilibrio de 46,01%.

La Evaluación Económica del proyecto, muestra que los indicadores de rentabilidad son VANE = \$ 506 481,1 para una tasa de descuento de 15,3% TIRE = 71,71 %, B/C = 2,69 y un periodo de recuperación de la inversión de 2,14 años.

De este modo se concluye que el proyecto es rentable y se recomienda realizarlo a nivel de Factibilidad.

INDICE

RESUMEN	4
INTRODUCCION	10
OBJETIVOS	11
<u>CAPITULO I ESTUDIO DE MERCADO</u>	12
1.1 Características del mercado	
12	
1.2 Área geográfica del mercado	12
1.3 Estudio de la Oferta	13
1.3.1 Principales Ofertantes	13
1.3.2 Cantidades histórica y futura Ofertadas	13
1.3.3 Perspectivas de la oferta	16
1.4 Estudio de la Demanda	17
1.4.1 Principales Demandantes	17
1.4.2 Cantidades histórica y futura demandadas	17
1.4.3 Perspectivas de la Demanda	20
1.5 Estudio de Precios	20
1.6 Balance entre la Oferta y Demanda Proyectada	20
1.7 Sistema de Comercialización	23
<u>CAPITULO II TAMAÑO Y LOCALIZACION DE LA PLANTA</u>	25
2.1 Tamaño de la Planta	25
2.1.1 Capacidad de Producción	25
2.1.2 Disposición de Planta –Características físicas	25
2.1.3 Programa de Producción	26
2.2 Localización del Proyecto	27
2.2.1 Factores locacionales	27
2.2.1.1 Materia Prima	27
2.2.1.2 Mercado	27
2.2.1.3 Transporte	27
2.2.1.4 Suministro de Energía y Combustible	28
2.2.1.5 Suministro de Agua	28
2.2.1.6 Mano de Obra	28
2.2.2 Localización elegida	28

<u>CAPITULO III INGENIERIA DEL PROYECTO</u>	30
3.1. Características de la Materia Prima	30
3.1.1 Propiedades Cualitativas. (Físicas y Químicas)	30
3.1.1.1 Propiedades Físicas	30
3.1.1.1.1 Clasificación taxonómica	30
3.1.1.1.2 Sinonimia	30
3.1.1.1.3 Nombres comunes	30
3.1.1.1.4 Métodos tradicionales para la identificación del látex	31
3.1.1.2 Propiedades Químicas	32
3.1.1.2.1 Concentración y Estructura del SP –303	32
3.1.1.2.2 Forma de administración	35
3.1.2 Propiedades Cuantitativas	36
3.1.2.1 Ubicación de la materia prima	36
3.1.2.2 Disponibilidad	37
3.1.2.2.1 Ecología	37
3.1.2.2.2 Abundancia	37
3.1.2.2.3 Clima	37
3.2 Características del Proceso Productivo	38
3.2.1 Método de Extracción de Látex de Sangre de Grado	38
3.2.1.1 Cosecha del Látex	38
3.2.1.2 Factores que influyen en la cosecha de látex de Sangre de Grado	38
3.2.1.3 Factores que influyen en el Rendimiento del Látex	40
3.2.1.4 Rendimiento del Látex	40
3.2.1.5 Características del Producto	40
3.2.1.5.1 Definición del Producto	40
3.2.1.5.2 Usos y Propiedades Físicoquímicas	41
3.2.1.5.2.1 Usos	41
3.2.1.5.2.2 Propiedades Físicoquímicas	41
3.2.2 Método de secado. Liofilizado y Atomizado	42
3.2.3 Descripción del Proceso Seleccionado (ATOMIZADO)	43
3.2.3.1 Requerimientos de Insumos	54
3.2.3.2 Etapas del proceso productivo	56
3.2.3.2.1 Recepción de la Materia Prima	56
3.2.3.2.2 Filtrado	56
3.2.3.2.3 Concentración	56
3.2.3.2.4 Adición de insumos	57
3.2.3.2.5 Homogenizado	57
3.2.3.2.6 Atomizado	57
3.2.3.2.7 Envasado	58
3.2.3.2.8 Almacenamiento	58
3.2.4 Balance de Materia y Energía	60
3.2.4.1 Balance de Materia	60
3.2.4.2 Balance de Energía	64

3.2.5	Diseño y Especificaciones de Equipos	67
3.2.5.1	Diseño y especificaciones del Filtro	67
3.2.5.2	Diseño y especificaciones del Evaporador	67
3.2.5.3	Diseño y especificaciones del Homogenizador	68
3.2.5.4	Diseño y especificaciones del equipo de secado	70
3.2.5.4.1	Pulverización	70
3.2.5.4.2	Factores y Aspectos prácticos que influyen en el comportamiento de la sangre de grado y en la calidad del producto en polvo obtenido.	73
3.2.5.5	Equipos para la producción de vapor	80
3.2.5.5.1	Caldero	80
3.2.5.6	Ablandador de agua	81
3.2.5.7	Bombas	81
3.2.5.8	Equipos Auxiliares	84
3.2.6	Instrumentación y control del proceso	84
3.2.6.1	Descripción del método de control	84
3.2.6.2	Instrumentos de Control	85
3.2.6.3	Funciones de los Instrumentos	85
3.2.6.4	Instrumentación en los Equipos Principales	86
3.2.6.5	Instrumentación de los Equipos Auxiliares	90
3.2.6.6	Control de Calidad	90
3.2.6.7	Control de la Materia Prima e Insumos	90
3.2.6.8	Control del Producto	91
3.2.7	Distribución y Estructura de la Planta	91
3.2.7.1	Terreno y área necesaria	92
3.2.7.2	Previsiones para la Expansión Futura	92
3.2.7.3	Edificios	92
3.2.7.4	Cimiento y Estructura	92
3.2.7.5	Tuberías	93
3.2.7.6	Distribución de la Planta	93
3.2.7.7	Distribución de Edificios	93
3.2.7.8	Plano Maestro	94
3.2.8	Seguridad e Higiene Industrial	96
3.2.9	Disposición de Desperdicios	97
3.3	Estudio del Impacto Ambiental	98
<u>CAPITULO IV ORGANIZACIÓN DEL PROYECTO</u>		99
4.1	Introducción	99
4.2	Organización	99
4.3	Funciones Generales	101
4.3.1	Área Administrativa	101
4.3.2	Área de Producción	101
4.3.3	Área de Comercialización	101

<u>CAPITULO V INVERSION</u>	102
5.1 Inversión del Proyecto	102
5.1.1 Inversión fija (Tangibles e Intangibles)	102
5.1.2 Capital de trabajo	104
5.2 Estructura de la Inversión	104
5.3 Programa de inversiones del Proyecto	106
<u>CAPITULO VI FINANCIAMIENTO</u>	108
6.1 Financiamiento de la inversión	108
6.2 Características y condiciones del financiamiento	108
6.3 Estructura del financiamiento	109
<u>CAPITULO VII PRESUPUESTO DE CAJA</u>	111
7.1 Ingresos del Proyecto	111
7.1.1 Programa de Producción	111
7.1.2 Ingresos por Venta del Producto	111
7.2 Egresos del Proyecto	112
7.2.1 Costos de Fabricación	113
7.2.1.1 Costos Directos	113
7.2.1.2 Costos Indirectos	113
7.2.2 Gastos del Periodo	116
7.2.2.1 Gastos de Operación	116
7.2.2.2 Gastos Financieros	116
7.2.3 Presupuesto Total del Costo de Producción	119
7.3 Punto de Equilibrio	119
7.3.1 Punto de Equilibrio Cantidad de Producción (Pec)	121
<u>CAPITULO VIII ESTUDIO DE RENTABILIDAD DEL PROYECTO</u>	125
8.1 Estado de Pérdidas y Ganancias	125
8.2 Flujo de caja Proyectado	125
<u>CAPITULO IX EVALUACION DEL PROYECTO</u>	127
9.1 Introducción	127
9.2 Costo de Capital	127
9.3 Indicadores de Evaluación	127
9.3.1 Valor Actual Neto (VAN)	127
9.3.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)	128
9.3.3 Relación Beneficio Costo (B/C)	129
9.4 Valor Actual del Flujo de Caja (VAN)	129
9.5 Tasa Interna de Retorno TIR (U.S.\$)	130

9.6	Beneficio/Costo (B/C)	131
9.7	Periodo de Recuperación de Inversión	131
<u>CAPITULO X: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</u>		133
10.1	Conclusiones	133
10.2	Recomendaciones	133
<u>BIBLIOGRAFÍA</u>		134
<u>ANEXOS</u>		
ANEXO 1	Métodos de determinación de la oferta y demanda futura	136
ANEXO 2	Balance de Materia	153
ANEXO 3	Cálculos de Diseño de equipos	159
ANEXO 4	Cálculo del Espacio Físico	187
ANEXO 5	Trabajo Experimental	191

INTRODUCCION

Los bosques de la Amazonia Peruana cubren un área de 76 millones de ha, es decir, el 59% del territorio Peruano, el cual presenta una gran diversidad de especies en su flora, muchas de estas todavía no estudiadas en su totalidad para su uso en beneficio directo de la humanidad. A la fecha, en el Perú se conocen por lo menos 6 especies que producen látex medicinal como el croton lechieri muell-arg. “SANGRE DE GRADO”, que es un árbol que crece en los bosques húmedos de Latinoamérica, cuyo látex rojo tiene aplicación medicinal por los aborígenes selváticos desde tiempos inmemoriales para el tratamiento de varias enfermedades. En la actualidad, es un producto que se ha introducido en el mercado nacional y también está ganando la atención en el mercado internacional. El aumento de su demanda internacional, hace necesario realizar estudios básicos de las especies que producen este látex medicinal, en especial del croton lechieri muell-arg, el cual es una de las especies que en los últimos años ha suscitado diferentes intereses por el potencial económico que representa para la industria farmacéutica.

Las ventas de Sangre de Grado en el mercado local y nacional tienen gran incremento de la demanda, en un 40 %, y a nivel internacional los países requieren materia prima para la fabricación de fitomedicamentos, es así que desde 1991 a 1997, se suministró látex a seis países: Estados Unidos, Francia, Rusia, Italia, Lituania, Chile, y han producido ingresos para el país por un monto de \$142 754 aproximadamente.

Según el Ministerio de Agricultura-SENASA 1999 el volumen total de exportación de látex de Sangre de grado hacia Estados Unidos, Japón y España entre los años 1997-1999 fue de 138 997,225 (L), y según la Empresa Farmacéutica transnacional Sharman Pharmaceuticals INC necesitó adquirir de 60 000 a 350 000 galones anuales de látex entre 1998 y 2002 (solamente en el Perú)

El presente proyecto se centra en determinar la rentabilidad de la producción que permita la instalación de una Planta Productora de Sangre de Grado Atomizado, y así darle un valor adicional o agregado al látex de “Sangre de Grado” debido a su disponibilidad sobre todo en la región amazónica.

OBJETIVOS

GENERAL

Determinar al nivel de Prefactibilidad la viabilidad Técnico Económica de la instalación de una planta productora de Sangre de Grado Atomizado en la ciudad de Iquitos.

ESPECIFICOS

Determinar el tamaño y localización de la Planta

Seleccionar el Proceso adecuado para la Obtención del Producto y realizar los cálculos de ingeniería respectivos.

Evaluar Técnico -Económicamente el proyecto a nivel de Pre-factibilidad.

CAPITULO I ESTUDIO DE MERCADO

1.1 CARACTERÍSTICAS DEL MERCADO

La Sangre de Grado es un producto de buena performance en el mercado externo en el periodo reciente. La progresión de la demanda va paralela a la difusión de sus bondades medicinales y al desarrollo del producto.

A pesar de su importancia actual y potencial en el mercado externo, es difícil dimensionar los circuitos de extracción, acopio, transformación y comercialización.

Esto se debe a que no obstante la normatividad interna, aun no existe un registro de las cantidades movilizadas, además de la prevalencia significativa de cadenas informales con un movimiento relativamente importante. Por otro lado, se trata de un producto nuevo en la nomenclatura aduanera del país.

En la ciudad de Iquitos existía la empresa Laboratorio Selva S.A., que producía el extracto seco de sangre de grado. En el ámbito nacional, existen algunas empresas que se han dedicado a envasar la resina y otros a elaborar fitofármacos teniéndose en la actualidad productos como grageas, cápsulas, extractos, pomadas, etc, destinados principalmente al mercado de exportación. Entre las especies que las empresas creen que tienen buen potencial comercial, se encuentra la Sangre de grado CROTON LECHIERI –MUEL-ARG, cuyo mercado actualmente está poco desarrollado, pero que en el corto plazo su demanda va a tener un considerable incremento.

1.2 ÁREA GEOGRÁFICA DEL MERCADO

El mercado para el propósito del presente estudio corresponde al de exportación, constituyéndose como mercado objetivo de acuerdo a los volúmenes exportados de látex de sangre de grado. Los países que tienen una alta demanda son Estados Unidos, Japón y España debido a las perspectivas favorables de demanda.

1.3 ESTUDIO DE LA OFERTA

El cultivo, acopio y procesamiento de la sangre de grado esta orientado al mercado local, nacional y principalmente al de exportación.

1.3.1 PRINCIPALES OFERTANTES

Los principales Ofertantes son las Empresas ligadas a esta actividad, como son Laboratorios, Procesadores, Exportadoras, Distribuidoras, Casas naturistas, Farmacias, las cuales se ven incentivadas por la gran demanda internacional de los países que requieran de materia prima para la fabricación de fitomedicamentos.

En el Perú desde la década del 90, muchas empresas se han dedicado a envasar la resina y otros a elaborar fitofarmacos, teniéndose en la actualidad productos como grageas, cápsulas, extractos, pomadas.etc.

Las principales empresas que exportan: desde la ciudad de Iquitos son:

- Amazonian Natural Products E.I.R.LTDA.
- Laboratorios Selva S.A.
- Productos Naturales Amazonia E.I.R.LDTA.

1.3.2 CANTIDADES HISTÓRICA Y FUTURA OFERTADAS

Oferta Histórica

Respecto a las cantidades ofertadas para el presente trabajo se tomó como base la Producción Nacional del Látex de Sangre de grado para el mercado internacional, y se calculó el rendimiento en función de que de un litro de látex se obtiene 0,30 kg. de extracto seco de sangre de grado (Nina, etal -1999).

CUADRO N°01: OFERTA HISTORICA NACIONAL DE EXTRACTO SECO DE SANGRE DE GRADO PARA EL MERCADO INTERNACIONAL (1992-2001)

AÑO	CANTIDAD (L)	EXTRACTO SECO (t)
1992	2 930,00	0,879
1993	2 461,00	0,738
1994	1 670,00	0,501
1995	840,00	0,252
1996	4 047,10	1,214
1997	11 040,00	3,312
1998	28 000,00	8,400
1999	44 960,00	13,488
2000 (*)	61 920,00	18,576
2001 (*)	78 880,00	23,664

Fuente: Rengifo (1999).

(*) Datos extrapolados



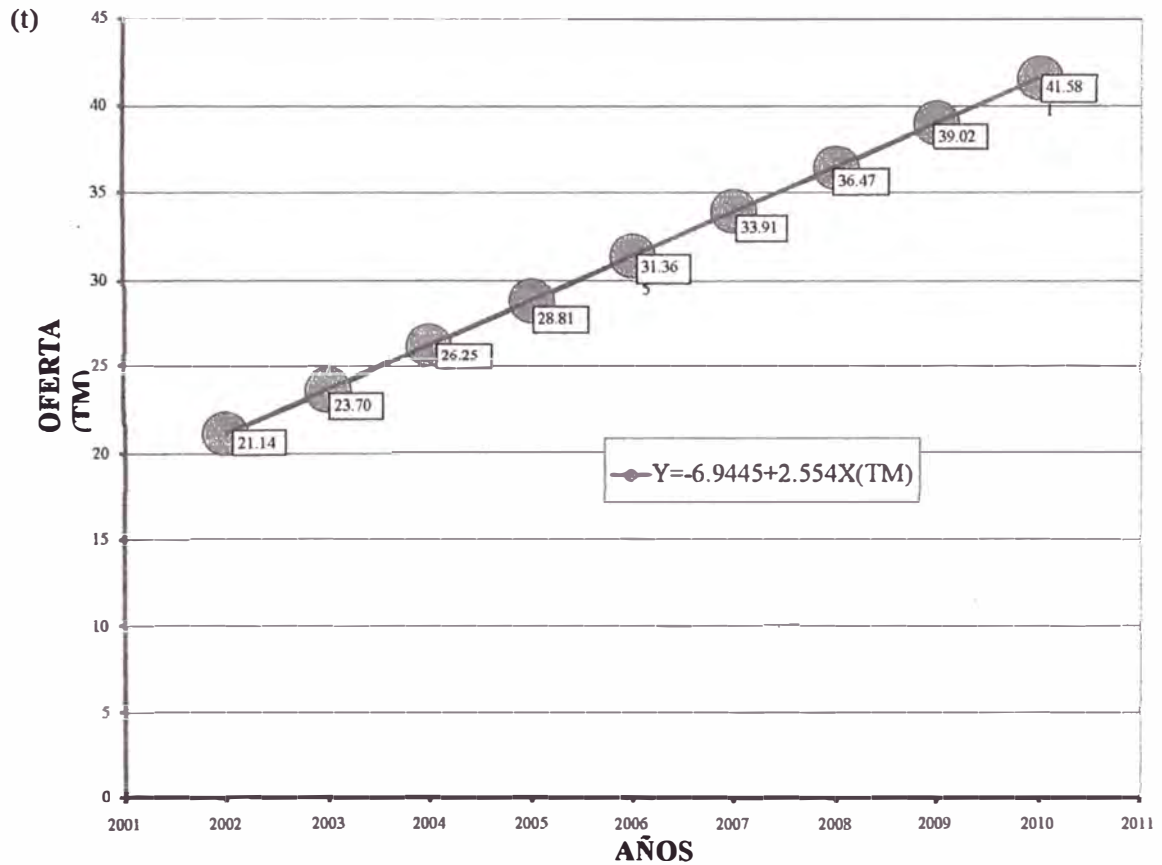
PROYECCION DE LA OFERTA

El análisis de las cifras correspondientes a la oferta futura del proyecto, se determinó por el método de los mínimos cuadrados, donde la ecuación de la línea recta presenta el mayor porcentaje de ajuste (80,66%) (Ver Anexo 1).

CUADRO N° 02: OFERTA PROYECTADA DE EXTRACTO SECO DE SANGRE DE GRADO 2002-2110 PARA EL MERCADO INTERNACIONAL

AÑO	Oferta Proyectada de Extracto seco de sangre de grado (t)
2002	21,149
2003	23,703
2004	26,257
2005	28,811
2006	31,365
2007	33,919
2008	36,472
2009	39,027
2010	41,581

GRAFICA N° 02 PROYECCION DE LA OFERTA DE EXTRACTO DE SANGRE DE GRADO (2002 – 2010)



1.3.3 PERPECTIVAS DE LA OFERTA

De acuerdo a lo que se observa en el cuadro N° 02 y gráfico N° 01, se puede establecer que la oferta para exportación del extracto de sangre de grado atomizado se incrementará en los próximos años de manera atractiva para fortalecer las exportaciones.

1.4 ESTUDIO DE LA DEMANDA

1.4.1 PRINCIPALES DEMANDANTES

Por ser un producto polifuncional medicinalmente, el mercado consumidor está constituido principalmente por la industria farmacéutica y el público consumidor. En los últimos años las exportaciones de sangre de grado se han visto favorecidas por el gran interés de países importadores debido a sus propiedades curativas, y como ya definimos. Estados Unidos, Japón y España son los países que lo han requerido en mayor cantidad.

1.4.2 CANTIDADES (HISTÓRICA Y FUTURA) DEMANDADAS

Demanda Histórica

La demanda de sangre de grado abarca principalmente el mercado internacional, siendo Estados Unidos, Japón y España los países a los cuales se está exportando en mayor escala.

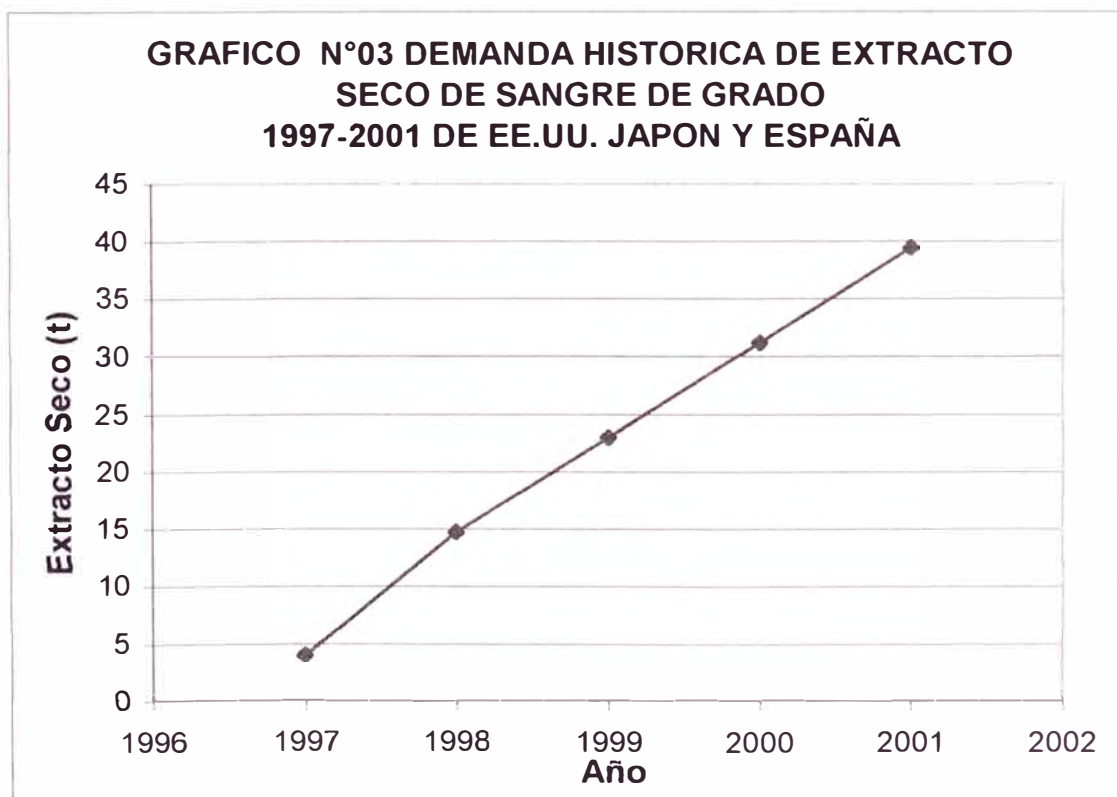
Por lo tanto, el mercado para el propósito del presente estudio corresponde al de exportación, constituyéndose como mercado objetivo de acuerdo a las cantidades exportadas de látex de sangre de grado a los países de destino.

Se ha tomando como base para el cálculo de la demanda histórica de extracto seco de sangre de grado el dato que indica que de un litro de látex se obtiene 0,30 kg. de extracto (Nina, etal, 1999)

CUADRO N° 03: DEMANDA HISTORICA DE EXTRACTO SECO DE SANGRE DE GRADO 1997-2001 DE EE.UU. JAPON Y ESPAÑA

AÑO	* CANTIDAD (L)	** EXTRACTO SECO (t)
1997	13 400,00	4,02
1998	49 057,50	14,72
1999	76 539,80	22,96
2000	104 000,00	31,20
2001	131 466,67	39,44

(*) (**) Fuente SENASA (2002) –Nina etal, (1999)

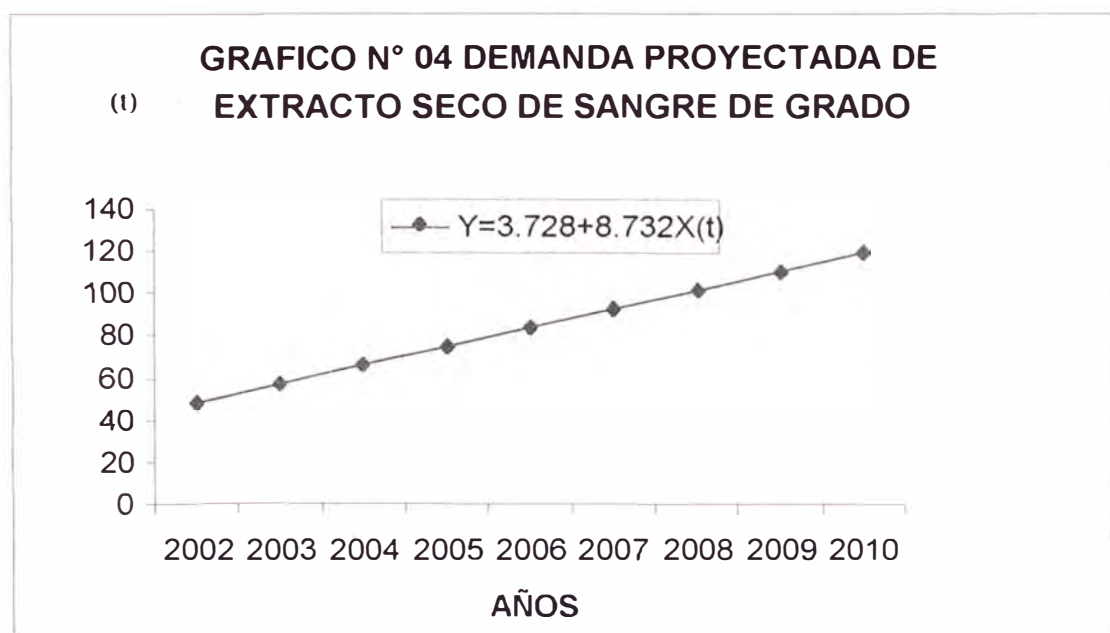


Demanda Futura

El análisis de las cifras correspondientes a la demanda futura del proyecto, se determinó por el método de los mínimos cuadrados, donde la ecuación de la línea recta presenta el mayor porcentaje de ajuste (99,68%).

CUADRO N°04: DEMANDA PROYECTADA DE EXTRACTO SECO SANGRE DE GRADO 2002-2010 POR LOS MERCADOS OBJETIVOS

AÑO	Demanda Proyectada de Extracto seco de sangre de grado (t)
2002	48,66
2003	57,40
2004	66,13
2005	74,86
2006	83,59
2007	92,32
2008	101,06
2009	109,79
2010	118,52



1.4.3 PERSPECTIVAS DE LA DEMANDA

De acuerdo a lo que se observa en el cuadro N° 04 y gráfico N° 02, se puede establecer que la demanda de extracto de sangre de grado atomizado se incrementará en los próximos años de manera atractiva para fortalecer las exportaciones.

1.5 ESTUDIO DE PRECIOS

El Extracto seco de sangre de grado se produce a nivel nacional y en mayor cantidad en la región Loreto, utilizando métodos artesanales. Entre las empresas que ofertan este producto, tenemos: Amazonia Natural Products EIR. Limitada, Laboratorio Selva S.A.

De consultas realizadas respecto al precio del extracto deshidratado de sangre de grado, se obtuvo un promedio de S/10.00 por 20 g, el cual puede incrementarse, dependiendo del método de secado utilizado.

A nivel internacional el producto (sangre de grado atomizado) se comercializa en frascos que cuentan con 100 tabletas por 150 mg. A un precio de \$ 14.00, es decir el kilo de sangre de grado atomizado cuesta \$ 933.00 (botica Perú, 2002)

Según datos obtenidos por comercializadoras a nivel nacional e internacional, se puede concluir que el extracto atomizado de sangre de grado, se comercializara a \$138.00/ kg, debido a costos de fabricación, transporte y márgenes aceptables de utilidad.

1.6 BALANCE ENTRE LA OFERTA Y LA DEMANDA PROYECTADA

Para el año 2 004 la demanda proyectada es de 66,13 (t) (cuadro N° 04), y analizando la información del mercado, se observa que la oferta total para ese mismo año es de 26,257 (t) (cuadro N° 02). Realizando el balance Demanda – Oferta verificamos que existe un déficit de 39,673 (t) que para el presente trabajo representa la demanda total insatisfecha en el mercado objetivo.

Considerando que el proyecto pretende producir a partir del año 2004, y siendo la demanda la de los países que constituyen los mercados objetivos, para la

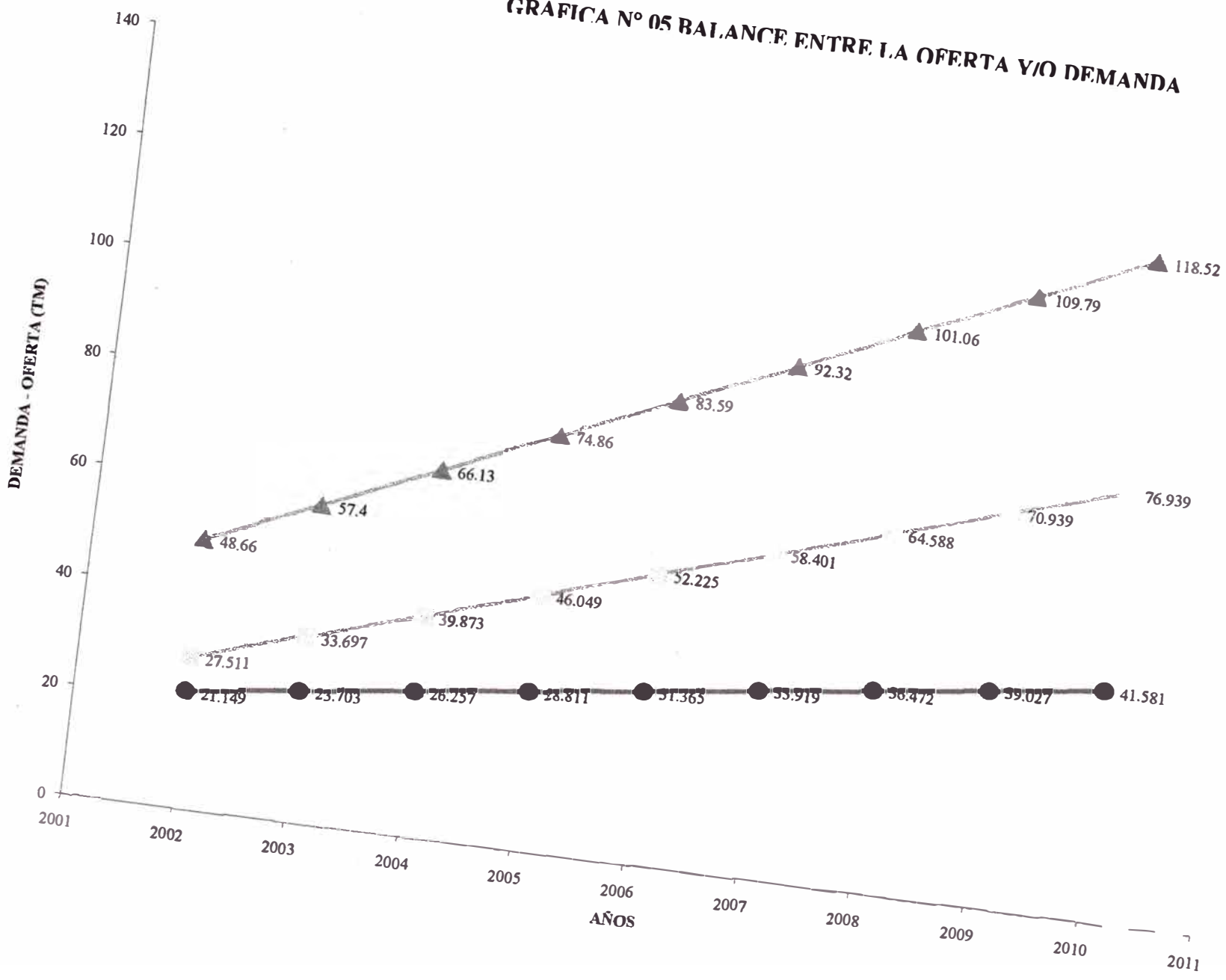
producción de extracto atomizado de sangre de grado atomizado será considerada a razón de 13,967 t/año, que representa el 35% de la demanda insatisfecha para el año 2004, fecha de inicio del funcionamiento de la planta.

CUADRO N° 05: DEMANDA INSASTIFECHA 2002-2010

AÑO	D.I.(t)
2002	27,511
2003	33,697
2004	39,873
2005	46,049
2006	52,225
2007	58,401
2008	64,588
2009	70,939
2010	76,939

(t)

GRAFICA N° 05 BALANCE ENTRE LA OFERTA Y/O DEMANDA



$Y = -6.9445 + 2.554X(TM)$
 $Y = -3.728 + 8.732X(TM)$
D.I.(TM)

1.7 SISTEMA DE COMERCIALIZACION

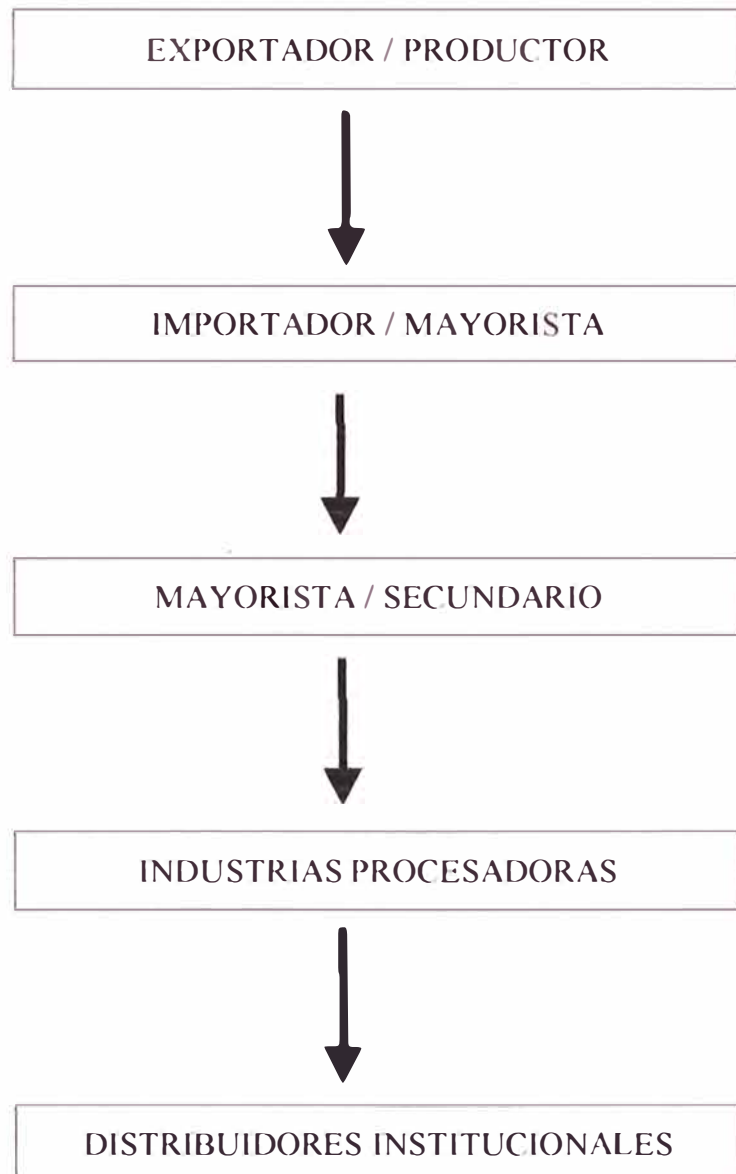
Comprende la combinación de un conjunto de variables controladas, las mismas que operan en el marco de factores propios del mercado internacional y es como sigue.

El sistema de comercialización se realizará directamente o través de un intermediario, es decir Productor-Distribuidor-Consumidor, y la adquisición de extracto atomizado de sangre de grado se realizará con cierto tiempo de antelación de acuerdo al programa de producción de la fábrica. El pago del producto es de acuerdo al trato comercial entre el Productor y el consumidor, para lo cual el Extracto Atomizado de Sangre de grado producido será almacenado en cámaras de conservación hasta cubrir el volumen solicitado por el comprador.

Para el área de comercialización se contactará con los actuales distribuidores internacionales, ya que ellos son los que mejor conocen las necesidades del consumidor, distribuyendo así nuestro producto donde sea necesario, de preferencia se seleccionará distribuidores mayoristas de servicios completos, puesto que así evitaremos costes de transportes, teniendo como consecuencia precios competitivos, lo que aseguraría una rápida introducción del producto en el mercado.

Cabe mencionar que la empresa farmacéutica transnacional **SHAMAN PHARMACEUTICALS INC.** necesitó adquirir de 60 000 a 350 000 galones anuales de látex entre 1998 y 2002 (solamente en el Perú), y teniendo en cuenta que de 1 litro de látex se extrae 0,30 kg, de extracto seco de sangre de grado atomizado, representa la cantidad de 90 000 a 325 000 kg de este producto anualmente, por lo que si se mantiene esta tendencia de consumo, se tiene por lo tanto un mercado potencial por abastecer. (Rengifo, 1999).

FIGURA 1.1: DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA DE COMERCIALIZACION DEL EXTRACTO ATOMIZADO DE SANGRE DE GRADO



CAPITULO II: TAMAÑO Y LOCALIZACION DE LA PLANTA

2.1 TAMAÑO DE LA PLANTA

2.1.1 CAPACIDAD DE PRODUCCION

El tamaño de la planta está expresada en función de la cantidad de producción de extracto Atomizado de sangre de grado por día de funcionamiento normal de la planta.

La producción de extracto seco de sangre de grado considerada, es de 47,37 kg/d, que representa el 35 % de la demanda insatisfecha al año 2004, fecha de inicio del funcionamiento de la planta. Como el proyecto se basa en extracto atomizado de sangre de grado, donde se obtiene con el 50% de pureza, la demanda requerida será 94,74 kg /d.

2.1.2 DISPOSICION DE LA PLANTA (CARACTERISTICAS FISICAS)

La disposición de la planta se ha realizado teniendo en cuenta los factores de conveniencia, desde el punto de vista de las operaciones y accesibilidad, distribución económica de tuberías, materia prima, seguridad industrial, contaminación ambiental y futura ampliación de planta.

Los equipos guardan una distancia promedio de 2 a 3 m, esencialmente para facilitar su mantenimiento.

En el área de procesos los equipos se han distribuido siguiendo el orden de las etapas del mismo, como son: Filtración, Evaporación, Homogenización, Atomización, Separación, Envasado y Almacenado.

El tanque de almacenamiento de la materia prima será ubicado cerca al filtro y el tanque de recepción del producto junto al separador. Dentro de la planta existen caminos, con suficiente espacio para el libre tráfico de los camiones para el transporte de la materia prima (látex de sangre de grado), para el producto (Extracto Atomizado de sangre de grado), así como para el libre tránsito del personal.

2.1.3 PROGRAMA DE PRODUCCION

Para elaborar el Programa de Producción se han planteado las siguientes consideraciones:

Se asume que el proyecto iniciará su producción en el año 2004, utilizando el 60% de la capacidad instalada, aumentando en 10% los siguientes años, llegando a tener una capacidad instalada del 100% en el año 2008.

En la siguiente tabla se muestra con detalle el programa de producción de la planta.

TABLA N°01: PROGRAMA DE PRODUCCION

AÑO	CAPACIDAD (%)	PRODUCCION (t)	MATERIA PRIMA (t)
2004	60	8,37	36,284
2005	70	9,769	42,331
2006	80	11,164	48,379
2007	90	12,559	54,426
2008	100	13,955	60,474

2.2 LOCALIZACION DEL PROYECTO

2.2.1 FACTORES LOCACIONALES

Se han considerado diversos factores en la búsqueda de zonas para la instalación de una Planta Productora de sangre de grado atomizado, entre las llamadas fuerzas locacionales, tales como: Materia Prima, Mercado, Suministro de Energia y Combustible, Suministro de agua, Transporte, Mano de obra, Clima, etc.

2.2.1.1 Materia Prima

Este factor es muy importante para toda industria, como en el presente estudio, donde es vital ubicarse en las zonas de mayor extracción de látex de sangre de grado, pues facilitará el mayor aprovechamiento de este recurso. En este caso, son las riberas de los rios alrededor de la ciudad de Iquitos. Por tanto, Iquitos lleva ventaja por tener mayor concentración de látex de sangre de grado.

2.2.1.2 Mercado

Este factor es de gran importancia, pues es la razón de existir de cualquier planta industrial, por lo que lo ideal es que los centros de consumo se encuentren lo más cerca posible; en nuestro estudio los consumidores no son del mercado local o nacional, sino son los países de EE.UU., Japón y España, etc. Por esta razón, el costo del producto se ve afectado por la ubicación de la planta con respecto a los países consumidores.

2.2.1.3 Transporte

Se tomará como prioridad el transporte aéreo que nos ofrece Loreto por contar con vuelos internacionales hacia algunos de los países demandantes; por ejemplo, a los EE-UU se tiene la ruta Iquitos – Miami últimamente aperturada, lo cual no ocurre con los otros departamentos.

El transporte fluvial se tendrá en cuenta como segunda opción, siempre que estos vuelos sean cancelados. El transporte terrestre se descarta por no contar con carreteras que transporten directamente el producto hacia los países demandantes, ni aun a los países ubicados en la frontera como Colombia y Brasil.

2.2.1.4 Suministro de Energía y Combustible

Este requisito es indispensable para las industrias, y en nuestro caso se necesitará de energía eléctrica y combustible.

Loreto y Ucayali cuentan con una mayor disponibilidad y mejor calidad en cuanto a energía eléctrica y combustible comparado con San Martín.

El combustible es importante para el funcionamiento de los equipos y motores. Loreto lleva ventaja por encontrarse cerca de la refinería Iquitos y no tiene problema de abastecimiento.

2.2.1.5 Suministro de agua

El Suministro de Agua es un factor importante en la determinación del lugar de localización de la planta. La alternativa económica sería la utilización de agua para el lavado de materia prima, no existe problema, hay gran volumen y buena calidad en los departamentos de San Martín, Loreto y Ucayali.

2.2.1.6 Mano de obra

El país pasa por una crisis económica. La mano de obra es abundante y de buena calidad. El régimen de sueldos y salarios es según el nivel de remuneraciones en base al salario mínimo legal.

2.2.2 LOCALIZACION ELEGIDA

En este análisis se ha tenido en cuenta todos los factores considerados anteriormente, se ha aplicado el método de ponderación de factores, el cual se puede observar en el siguiente cuadro:

CUADRO N° 06: FACTORES DE PONDERACIONES PARA LA UBICACIÓN DE LA PLANTA

Localización elegida: Loreto

FACTORES	VAL MAX	EVALUACION			CUENTA		
		LORETO	SAN MARTIN	UCAYALI	LORETO	SAN MARTIN	UCAYALI
SUMINSTRO DE M.P.							
Disponibilidad	10	8	5	6	80	50	60
Distancia	10	8	6	7	80	60	70
Calidad	10	8	6	7	80	60	70
MERCADO							
Costo en función de la Distancia	9	7	5	5	63	45	45
TRANSPORTE							
Terrestre	8	2	4	4	16	32	32
Fluvial	8	6	3	6	48	24	48
Aéreo	8	7	6	6	56	48	48
Suministro de energía eléctrica	7	6	5	6	42	35	42
Combustible	7	6	5	5	42	35	35
SUMINISTRO DE AGUA							
Cantidad	6	5	5	5	30	30	30
Seg.- servicios	6	5	5	4	30	30	24
Calidad	6	5	5	4	30	30	24
MANO DE OBRA							
Cantidad	5	5	4	4	25	20	20
Calidad	5	4	3	4	20	15	20
Costo	5	4	3	4	20	15	20
DISP. DESPERDICIOS							
Posible industria	4	2	2	2	8	8	8
Mercado	4	2	2	2	8	8	8
CLIMA							
Condición de corrosión	4	3	3	3	12	12	12
Condición de trabajo	4	3	3	3	12	12	12
FACT COMUNT							
INCENTIVO	4	4	4	4	16	16	16
DESCENTRALIZACION							
TOTAL					718	585	644

CAPITULO III: INGENIERIA DEL PROYECTO

3.1 CARACTERÍSTICAS DE LA MATERIA PRIMA

3.1.1 PROPIEDADES CUALITATIVAS (FÍSICAS Y QUÍMICAS)

3.1.1.1 PROPIEDADES FISICAS

3.1.1.1.1 Clasificación Taxonómica

Reino	VEGETAL
División	FANEROGAMA
Subdivisión	ANGIOSPERMA
Clase	DICOTILEDONEA
Orden	GERANIALES
Familia	EUPHORBIACEAE (lechetreznas) (283 géneros y 7,300 especies)
Género	CROTON (700 PP)
Especie	C.draconoides C.lechieri C.palanosigma

3.1.1.1.2 SINONIMIA Croton draco var. Cordatus Muell. Arg.

3.1.1.1.3 NOMBRES COMUNES

En el Perú : Sangre de grado

En los diferentes grupos nativos se le conoce según su lengua:

<u>LENGUA</u>	<u>NOMBRE CONOCIDO</u>
Piro	Ginmunaji
Shipibo	Irare, Jimi mosho y Shawan Karo
Matsigenka	Kosamati
Amahuaca	Masikamboya

En otros países se le conoce como:

<u>PAIS</u>	<u>NOMBRE CONOCIDO</u>
Ecuador	Sangre de Drago
Brasil	Tachi de flor amarela.
Venezuela	Sangrecito
México	Telandilla y Sangregrado

En la recepción de la materia prima se realiza la identificación del látex sobre la base de sus características físicas. Entre las cuales tenemos:

Color	:	Rojo Sangre
Sabor	:	Astringente
Olor	:	Sui- generis
pH	:	4,3
Aspecto	:	Similar a la sangre de vacuno
Densidad	:	1300 kg/L
Solubilidad	:	En etanol, ligeramente en agua.
Insoluble	:	En otros solventes orgánicos a excepción del Alcohol.

3.1.1.1.4 METODOS TRADICIONALES PARA LA IDENTIFICACION DEL LATEX:

- 1.-Se frota la resina sobre el dorso de la mano, si se observa la formación de espuma, es porque se trata de una muestra legitima.
- 2.-Aplicar una gota sobre un papel secante, si se mantiene el color oscuro como una mancha en el centro sin diluirse es porque es la legitima, si por el contrario se forma un halo uniforme no es la verdadera.
- 3.- Se hace una confrontación con el Estándar que se tiene de la legitima, que consiste en mezclar la que se ofrece con el Estándar. Si se mezclan es porque es la legitima, si no se logra una mezcla homogénea, es falsa.

3.1.1.2 PROPIEDADES QUIMICAS

El constituyente activo de la Sangre de Grado incluye a la Proantocianidina oligomérica (SP-303) de acción antiviral que puede llegar hasta el 90% de su peso seco. Además, contiene taninos, lignina (Dimethylcedrusina) y el alcaloide **TASPINA** de acción cicatrizante (Rengifo; 1999).

El **SP -303** tiene una actividad amplia contra una variedad de virus de ADN y ARN, muestra una actividad potente contra cepas de laboratorio de virus sincitial respiratorio (RSV), virus de la influenza A (FLU -A) y el virus de la parainfluenza (PIV).

3.1.1.2.1 CONCENTRACION Y ESTRUCTURA DEL SP-303

CONCENTRACION DE SP-303 (Fuente Elsa N. Meza Pág. 117)

Vol. (a)	Paso (1)	Carga a la columna (c)	SP-303 (d)	HPLC (e)
50 ml	7,40 ml	1,0 g	128 mg	7,638

a.- volumen de látex analizado

b.- Paso 1

c.- Cantidad del paso I producto aplicado a la columna LH-20

d.- Cantidad de SP-303 aislado de la columna de LH-20

e.- El tiempo de retención en HPLC del SP-303 conteniendo fracciones de la columna de LH-20

f.- El tiempo de retención fue 7,66 min

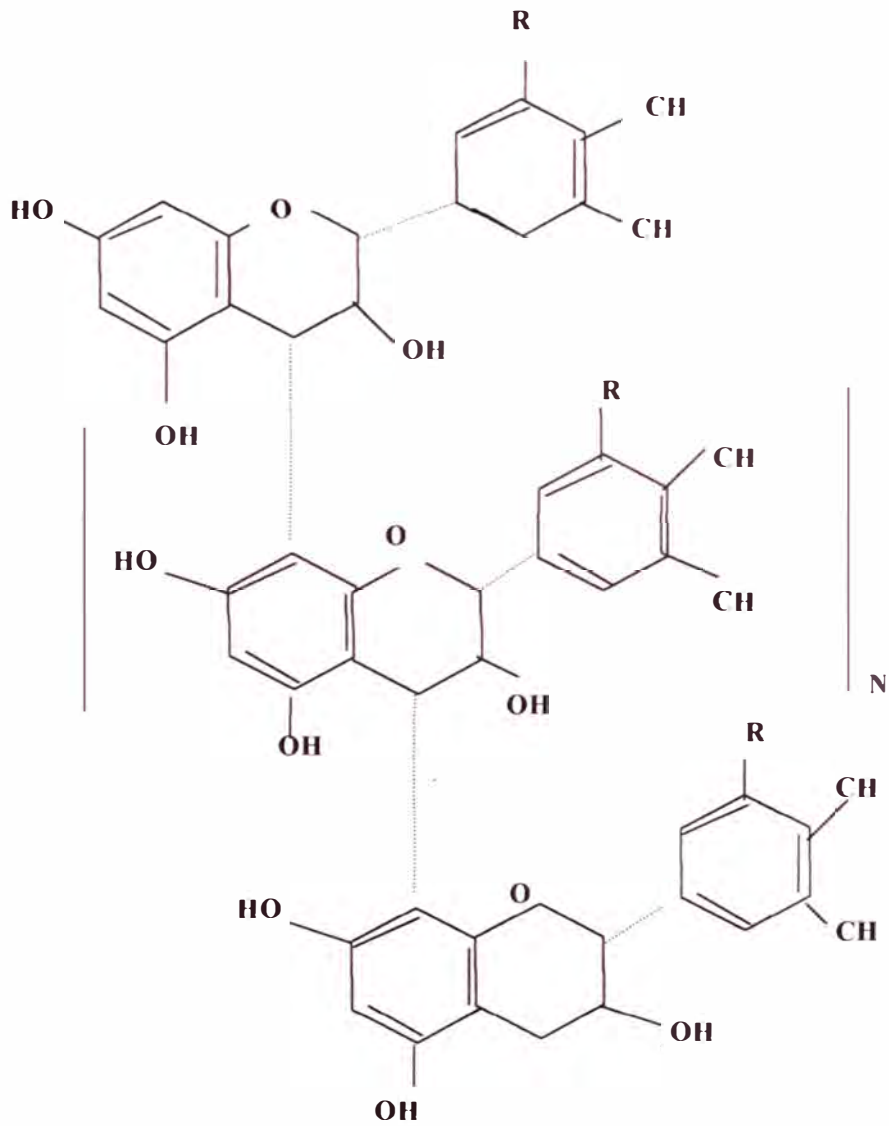
Las muestras de látex presentan valores de retención próximos al de la muestra standart (7,63).

La concentración de SP 303 se encuentra dentro de los límites aceptables y son de interés comercial para **SHAMAN PHARMACEUTICALS, INC.**

EL PROVIR, nombre comercial del SP-303, ha sido introducido al mercado a inicios de 1999, para el tratamiento de la diarrea en pacientes con SIDA.

A continuación se muestra la estructura del SP-303 (Elsa N. Meza pág.184)

FIGURA 3.1: ESTRUCTURA DE LA PROANTOCIANIDINA OLIGOMERICA (SP-303)



R = H o OH
N = 3-9

Otro componente importante de la Sangre de Grado es la TASPINA, la cual tiene actividad anti-inflamatoria, antisarcómica, antiviral, y antitumoral, así como su acción cicatrizante de heridas.

La Taspina tiene la siguiente fórmula empírica: $C_{20}H_{19}NO_6$ y posee la siguiente fórmula estructural:

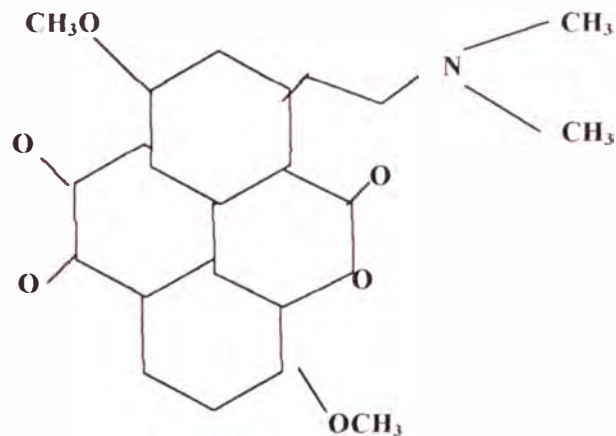


Figura 3.2: ESTRUCTURA DEL ALCALOIDE TASPINA

FUENTE: Elsa N. Meza (“Sangre de grado y el reto de su producción sustentable en el Perú” pág. 170)

Existen derivados de la Taspina como las sales ácidas inorgánicas, como el sulfato de taspina, clorhidrato de taspina, picrato de taspina, Estas poseen un alto grado de actividad anti-inflamatoria y particularmente de problemas de edema, artritis y aquellas condiciones que responden a drogas anti-inflamatoria .

Los compuestos de Taspina pueden ser incorporados en un transportador farmacéutico aceptable. La base debe emplearse en una forma de POLVO o como suspensión en un transportador farmacéutico adecuado.

Las sales ácidas de Taspina pueden ser combinadas más fácilmente con un vehículo farmacéutico y son más preferidas que la base respectiva de taspina.

Es por esta razón el objetivo de obtener la Sangre de grado atomizado para su uso adecuado como se indica en los párrafos anteriores.

3.1.1.2.2 FORMA DE ADMINISTRACION

Los compuestos de **TASPINA** pueden ser administrados oralmente en la forma de una sustancia, elixir, polvo, cápsula, pildora, tableta, y formas similares, o puede ser usado parenteralmente por inyección intramuscular.

Los transportadores de este compuesto pueden ser materiales inertes o excipientes normalmente empleados en las composiciones farmacéuticas. Ejemplo de tales materiales son los derivados de celulosa, almidones, azúcares y otros ingredientes, tales como gelatina, fosfato de calcio, polvo de ácido esteárico, talco, manitol, sorbitol, estearato de calcio, estearato de magnesio, agar, goma acacia.

La forma preferida de uso de **TASPINA** y sus sales es de una pildora o tableta que varía de 200 a 600 mg, con el tamaño usual de la tableta de 400 a 500 mg. En esta forma de uso, taspina o la sal ácida u otro derivado se combinará de una manera convencional con los excipientes o los ingredientes inertes de una manera apropiada para formar una granulación de flujo libre del material transportador y el compuesto antiinflamatorio en la dosis adecuada.

Se ha establecido la presencia de varios compuestos orgánicos alcaloides, taninos, azúcares, y compuestos fenólicos en las muestras de resina. La presencia de concentraciones muy bajas de alcaloides, se determinó mediante cromatogramas. Se encontraron taninos en las resinas de sangre de grado y se registró su uso en el tratamiento de la úlcera gástrica y de heridas por quemaduras. Esto corrobora el efecto astringente y curtiente propio de los taninos.

El porcentaje promedio de taninos en sangre de grado es de 54% de la resina seca. Los azúcares representaron un 4% de la resina seca y se pudo establecer la presencia de lactosa, galactosa y rhamnosa por cromatografía en capa fina. Se determinó también por este método la presencia de compuestos fenólicos así como el ácido galico, y se observó la presencia de saponina en una concentración muy baja (Elsa N. Meza, 1999).

Según los análisis fotoquímicos el látex de sangre de grado contiene los siguientes compuestos: alfa-calacorene; alfa-copaene; alfa-pinene; alfa-thujene; beta-caryophyllene; beta-elemene; beta-pinene; Betaine; Borneol; Calamenene, Camphene, cuparophenol, γ -Terpinene; γ -Terpinol; Linalool, Methythymol; Myrcene; P-cymene Pectic-acid. Resina y vainilla (Rengifo, 1999).

La variación de la composición de sangre de grado es considerable y está basada por los diferentes orígenes de procedencia (Rengifo; 1999).

3.1.2 PROPIEDADES CUANTITATIVAS

3.1.2.1 UBICACIÓN DE LA MATERIA PRIMA

En el Perú tenemos 48 especies del género *Croton*, de las cuales según las referencias de 4 especies se extrae lo que comúnmente se conoce como Sangre de Grado y estas son:

- Croton draconoides* Muell Arg se encuentra en Junin y Loreto.
- Croton erythrochilus* MuellArg se encuentra en Apurimac, Cuzco, Huánuco, Junin, San Martín y Tumbes.
- Croton lechieri* Muell-Arg. se encuentra en Amazonas, Cuzco, Huánuco, Loreto, San Martín y Madre de Dios.
- Croton palanostigma* Klotzsch. se encuentra en Huánuco, Loreto, y San Martín

La materia prima se encuentra localizada en las riberas de los ríos alrededor de la ciudad de Iquitos por contar con mayores plantaciones de Sangre de grado, específicamente en las zonas de alto Nanay, Santa Clotilde, Trompeteros, Padre isla, Lupuna I y II zona, Yanamomo y el km 43 de la carretera Iquitos-Nauta.

Señalamos que las zonas de donde son extraídos los productos se encuentran relativamente cerca de la Ciudad de Iquitos, por lo que el transporte no es tan dificultoso, ni caro y a la vez no existen mermas del producto debido a la distancia, pero en general en el Dpto. de Loreto se ubican otras zonas donde se ubica la materia prima como son:

En Llachapa, Salvador, Mazan, Padre Cocha, Momon, San Pablo de Cuyana, Pintuyacu, Quebrada Shihua, Sucusani, Jerusalén, Paraiso, San Juan, Huaturi, Guarnición Bombonaje, Lago Rimachi, Abegeico, Teniente López, Trompeteros, Bellavista, Yurimaguas.

3.1.2.2 DISPONIBILIDAD

La disponibilidad de la materia prima está garantizada en la zona geográfica de estudio, pues se encuentra en los alrededores de la ciudad de Iquitos, es decir la extracción de sangre de grado se realiza en forma artesanal en las riberas afluentes de los ríos de la selva tales como: Napo, Putumayo, Itaya, Amazonas, Nanay, Tigre y otros; y es transportada por vía fluvial desembarcando en los puertos Silfo Alvan (Masusa), Nanay, y Moronococha, puertos que se encuentran a 2,5 km del centro de la ciudad de Iquitos.

3.1.2.2.1 ECOLOGIA

Zonas en las formaciones de bosque tropical, bosque muy húmedo tropical, bosque húmedo premontano.

3.1.2.2.2 ABUNDANCIA

- Climas cálidos con alta humedad relativa y precipitaciones mínimas de 1000 mm anuales.
- 100 a 2080 m.s.n.m.
- Áreas disturbadas (ríos) y deforestadas
- Crece bien en cafetales, pasturas, con cultivos anuales y como cerco vivo.
- Crece mejor en terrenos planos cerca de ríos que en las praderas.
- Nunca crece lejos de un curso permanente de agua.

3.1.2.2.3 CLIMA

Cálido con alta humedad relativa, temperatura media anual entre 17,7 y 30 °C, precipitación pluvial entre 2,000 a 3,000 mm / año con una mínima de 1000 mm, nivel altitudinal entre 100 a 2080 m.s.n.m.

En la actualidad el INIA cuenta con grandes hectáreas de plantaciones de Sangre de Grado, para fines comerciales e industriales

3.2 CARACTERISTICAS DEL PROCESO PRODUCTIVO

3.2.1. Métodos de Extracción de Látex de Sangre de Grado

3.2.1.1 Cosecha del látex

La cosecha puede empezar a partir del séptimo al octavo año, hay casos que alcanza el diámetro óptimo a los 04 años cuando el árbol tiene aproximadamente 30 cm de diámetro a la altura del pecho. Debido a la gran demanda de este recurso se deben buscar medidas de extracción sin la muerte del árbol, por que en la actualidad, la extracción del látex en un 99% de los casos la hacen destruyendo la planta y así coleccionar el máximo volumen de látex posible. Pero antes de tumbarlo, hay que asegurarse que el árbol tenga la medida correcta.

Se colocan dos troncos cortados de manera que reciban la caída del árbol al ser tumbado. Esto es muy importante dado que permite que haya una distancia entre el árbol y el suelo, posibilitando el espacio necesario para extraer el látex.

Para facilitar la caída del árbol, se debe limpiar alrededor del mismo quitando lianas y bejucos.

No es ideal almacenar el látex por más de 2 meses ya que esto también puede afectar su calidad.

Se considera los métodos utilizados en la zona de la ciudad de Iquitos y alrededores. Los materiales más comunes usados para la extracción son: hacha, machete, rásquete, mazo de madera, hojas de bijao y balde plástico.

La hora juega un papel importante, siendo lo recomendable a las 5 a.m. por el mejor rendimiento de extracción.

3.2.1.2 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA COSECHA DE LATEX DE SANGRE DE GRADO

Hay que considerar los siguientes puntos en orden de prioridad

- 1.- La necesidad de contar con los árboles de buen diámetro.
- 2.- No debe presentar cortes anteriores en la corteza del fuste del árbol.
- 3.- Hora de cosecha durante el día
- 4.- La presencia temporal de agua en el suelo donde se desarrolla la planta.
- 5.- Hábitat de la planta.

6.- Esperar una buena fase lunar.

7.- Propiedad intrínseca de la planta.

- Las seis primeras consideraciones son posibles de controlar o elegir por el hombre. El quinto factor está ya determinado por la naturaleza en el caso de regeneración natural, pero es posible de controlar por el hombre planificando la reforestación.

Antes de la cosecha se debe esperar hasta reunir tres, cuatro o los seis factores, dependiendo del interés del colector.

- El séptimo factor, es algo que escapa al pronóstico de los comuneros y académicos. Es imposible predecir que árbol tiene buenas o malas condiciones para proporcionar Látex de Sangre de grado.

Dos métodos son usados para la extracción del látex: tumbando el árbol y realizando incisiones del árbol en pie.

- **Tumbando el árbol:** Inicialmente se selecciona el árbol, este debe tener buen porte, fuste recto y estado fitosanitario bueno. Se tumba el árbol cortando aproximadamente a 20 cm. sobre el nivel del suelo, previamente se coloca un tronco de madera en la base para permitir que exista un espacio entre el suelo y el árbol caído para permitir realizar las actividades propias de la extracción con comodidad, luego de tumbado el árbol, se hace un corte circular antes de la primera rama, para impedir que el látex del fuste pueda ascender por capilaridad a las ramas y hojas.

Finalmente, el látex juntado en los envases de la hoja de bijao, se coloca en un balde de plástico, para luego llenarse en envases de plástico.

- **Árbol de pie:** Del mismo modo que en el método anterior, se selecciona el árbol con buenas características. La operación se inicia con un corte longitudinal a lo largo del árbol lo mas alto posible, este corte constituye el canal principal por donde escurrirá el líquido hacia el envase que se encuentra ubicado en la base del árbol.

Desde la parte más alta a ambos lados del corte principal se realizan cortes inclinados en forma de V al canal principal, pudiendo esperar entre 2-3 horas para que se junte el líquido en la hoja de bijao y luego colocarlo en baldes plásticos.

Se cura los cortes después de la extracción con arcilla colorada con el fin de evitar el ataque de insectos principalmente de termitas- Este método generalmente es usado para sacar cantidades para uso familiar.

3.2.1.3 FACTORES QUE INFLUYEN EN EL RENDIMIENTO DEL LATEX

- Diámetro del árbol
- Radiación solar
- Precipitación
- Fase lunar
- Follaje
- Angulo de corte

3.2.1.4 RENDIMIENTO DE LATEX

Para lograr el mayor rendimiento de los arboles por extracción hay que considerar varios factores, como son horas de extracción, edad del árbol, influencia de la luna, parte de incisiones para la extracción, de la posición del sol, época de la cosecha, en algunos lugares consideran que es pertinente deshojar el árbol para que fluya abundante látex.

Ejemplo. Jornada de mañana, zona inundable, época lluviosa.

35 cm DAP = 250 ml

50 cm DAP = 2000 ml

3.2.1.5 Características del Producto

3.2.1.5.1 Definición del Producto

Sangre de Grado Atomizado, es el producto final en forma de polvo que cumplirá las siguientes características: HUMEDAD 5% y ALCALOIDE TASPINA 20%, que se consigue al concentrar el extracto a altas temperaturas y

presión reducida, para luego mezclarse con el encapsulante, y secar en el atomizador en segundos a temperaturas y presiones controladas.

Para determinar la contaminación del producto se utilizará las siguientes técnicas de análisis:

Para los Componentes Volátiles: Cromatografía de gases CG

Para los componentes no volátiles: HPLC

Porcentaje de Alcaloides: HPLC

INDECOPI actualmente no cuenta con las normas técnicas de SANGRE DE GRADO ATOMIZADO, es decir no se registran especificaciones de las características fisicoquímicas a las cuales debe regirse nuestro producto, por lo que en el presente proyecto se tomará como referencia las características fisicoquímicas obtenidas por el Laboratorio Selva S.A., cuyo producto es el extracto deshidratado de sangre de grado.

3.2.1.5.2 Usos y Propiedades Físico Químicas

3.2.1.5.2.1 USOS

Para uso inmediato en la curación de heridas y tratamiento de tonsilitis, desórdenes intestinales, herpes, para mejorar la fertilidad y tuberculosis, hepatitis y prevención del cáncer en el (higado, estomago, útero), es antiinflamatorio, para el tratamiento del acné, para bajar de peso, antitumoral, tratamiento de la úlcera gástrica, hemorroides, contraceptivo, gonorrea, enfermedades el riñón.

Tiene en su composición el SP-303 que muestra una actividad potente contra cepas de laboratorio de virus respiratorio (rsv), virus de la influenza A (FLU-A), y el virus de la parainfluenza (PIV).

3.2.1.5.2.2 PROPIEDADES FISICO QUIMICAS

Análisis fisico químico

Humedad	14,35%
Proteínas	1,95%
Grasa	0,15%
Ceniza	1,08%

Fibra	6,62%
Carbohidratos	82,47 %
Materia Seca	85,65%

Análisis Químico Cuantitativo

Alcaloide TASPINA	> 0,8%
-------------------	--------

Análisis Microbiológico

Patógenos Totales	Ausentes
Aerobic Plate Count	<10 000/g
E Coli	Negativo
Levadura	<100/g
Mold	<100/g
Salmonella	Negativo

3.2.2 METODOS DE SECADO: LIOFILIZADO Y ATOMIZADO

Entre los procesos de Secado que se pueden utilizar para la Sangre de Grado tenemos el Liofilizado y el Atomizado.

EL LIOFILIZADO

Es el más usado por la industria farmacéutica para la elaboración de sus productos terminados. Este proceso consiste en la congelación de los extractos líquidos, para posteriormente hacer una sublimación a temperatura baja y presión reducida. Es más costoso con respecto al método de atomización.

Este método da un producto puro que no contiene ningún agente homogenizador, pero se requiere gran cantidad de energía y el costo de obtención es elevado.

EL ATOMIZADO

Este proceso consiste en concentrar el extracto a altas temperaturas y presión reducida, para luego mezclarse con el encapsulante y homogenizarse con la MALTODEXTRINA (Demex) (en nuestro caso se utilizó la Pectina y goma arábica) y secar posteriormente en el atomizador en segundos a temperaturas de

170°C y presión reducida. Este proceso requiere menor cantidad de energía y menor costo de producción.

Se basa en la evaporación rápida del disolvente por pulverización del producto a secar en el seno de una corriente de gas caliente, es decir crea un estado líquido muy disperso en una zona gaseosa a una temperatura elevada (150 -300°C) que permite una desecación muy rápida y la obtención de un polvo seco.

Los tiempos de secado varían de 1 a 20 s. y la temperatura del producto es relativamente baja.

Las gotitas en soluciones diluidas tiene un tamaño de 2 micras, y el tamaño de las gotas mayores no suele exceder de 500 micras.

En conclusión el secado por atomización comprende cuatro pasos fundamentales :

- 1.- Atomización
- 2.- Contactos Spray- aire
- 3.- Secado (evaporación de la humedad)
- 4.- Separación del Producto.

3.2.3 DESCRIPCION DEL PROCESO SELECCIONADO (ATOMIZADO) **ATOMIZACION**

El Secado por atomización, es una operación unitaria en la industria farmacéutica, de alimentos, y para el procesamiento de productos naturales para la exportación.

El producto líquido se subdivide en gotas muy pequeñas en el interior de una cámara, donde se pone en contacto con aire caliente. La Evaporación del agua de las gotas es prácticamente instantánea, transformándose cada gota en una partícula seca que es transportado por el aire de secado.

Para la transformación del látex de sangre de grado (croton lechieri, mell-Arg) el punto de inicio es la buena selección y acondicionamiento de la materia prima, actividades previas al proceso propiamente dicho. Preparada la materia prima, se

puede someter a distintos niveles de transformación (sangre de Grado en polvo, extracto líquido, producto liofilizado).

Para la obtención del producto atomizado, la solución concentrada obtenida por evaporación y homogeneización, es secado y para luego ser envasado el cual debe responder a las siguientes especificaciones: **EXTRACTO ATOMIZADO**; producto procesado mecánicamente y por medios térmicos, con un 5% de humedad final.

El funcionamiento de un atomizador implica tres aspectos fundamentales:

- 1.- Atomización y Pulverización.
- 2.- Mezcla del gas y el líquido pulverizado.
- 3.- Deseccación de las gotas del líquido

Las partes esenciales de un equipo de secado son:

- 1.- Sistema de calentamiento y circulación de aire.
- 2.- El Atomizador
- 3.- La cámara de secado.
- 4.- Sistema de recuperación del producto.

La atomización resulta de la acción de una fuente de energía sobre un volumen de líquido, haciendo que las fuerzas resultantes se concentren en un punto donde ocurre la desintegración de ese volumen y por lo tanto se producirá el spray con una distribución de tamaños de gotas definida.

La función principal de la atomización es pues la producción del spray, que tiene como principal característica un valor alto de la relación de superficie creada al volumen alimentado. El hecho de tener una gran superficie disponible para las transferencias hace posible de que dicha operación se lleve a cabo rápidamente y por ello obtener un producto seco por este método es cuestión de unos cuantos segundos.

El secado no es la única operación que utiliza a la atomización como un paso importante, hay muchos procesos en Ingeniería Química que involucran también la atomización de líquidos. Algunos ejemplos de tales procesos son: la absorción por atomización, la cristalización por atomización, el enfriamiento por atomización, reacciones con atomización el “**SPRAY QUECHING**” (se obtiene un enfriamiento rápido de un gas caliente por un spray líquido), la combustión, etc.

ELEMENTOS DE DISEÑO DE UN SECADOR POR ATOMIZACION

Establecimiento de las variables de operación

En general, la selección del atomizador, el diseño de la cámara y el sistema de recuperación del producto, estarán gobernados por las características de la solución o suspensión a secarse y las características deseadas del producto seco.

Generalmente las variables más importantes para las cuales los datos de diseño deben establecerse son:

- 1.- Naturaleza del producto deseado
- 2.- El método de atomización utilizado
- 3.- Concentración de la alimentación
- 4.- Temperatura de secado
- 5.- Necesidad de enfriamiento con corriente secundaria de aire
- 6.- Método de separación del producto
- 7.- Recuperación de finos

1.- Naturaleza del producto deseado

Cualquier material puede ser secado por este método hasta obtener partículas de diferentes tamaños y formas, que pueden ser esferas huecas, sólidas, aglomeradas o con gran porcentaje de fragmentados. La decisión de las características del producto final, es fundamental para decidir el tipo de secado a seleccionarse y las técnicas de su operación.

Las esferas huecas son de baja densidad a granel, mientras que las esferas sólidas por la relativa ausencia de gas atrapado, dan una mayor densidad.

a.- Tamaño de partícula y distribución de partículas

Son importantes por la influencia en la densidad a granel, solubilidad, color, segregación y producción de polvos muy finos. Es importante entender, como la selección de un producto fino o grueso afecta el diseño del secador. Si el secador ha sido diseñado para producir un producto fino, en general rara vez es posible modificarlo para producir un producto de partículas grandes de otro lado un

secador diseñado para producir un producto grueso, generalmente será más grande y más barato que uno para un producto fino.

b.- Densidad a granel

Es una de las propiedades más importantes del producto a ser estudiada y determinada para el diseño. La selección de esta propiedad generalmente depende de factores económicos tales como: tipo y costo de depósitos, de transporte y los requerimientos de mercadeo. Los factores principales a considerar son:

- **Características Coloidales.**- Asumiendo que la operación de secado va a ser realizada con soluciones o suspensiones acuosas, hay dos clases generales que difieren marcadamente en el tipo de producto obtenido, bajo ciertas condiciones y sigue un comportamiento similar bajo otras.

Los materiales que tienen distintas propiedades coloidales hidrofílicas, que son de una clase y aquellos del tipo no hidrofílico (no necesariamente hidrofóbico, que son de la otra).

A fin de predecir el tipo de partículas que se obtendrán en el secado, es útil entender a cual de las dos categorías pertenece el material que va a ser secado, ya que las condiciones que pueden producir partículas grandes y densidades a granel bajas con materiales hidrofílicos, podrían producir partículas pequeñas y altas densidades con materiales no hidrofílicos.

-**Concentración de sólidos.**- Las soluciones de materiales hidrofílicos generalmente tienen un gran incremento en la viscosidad con el aumento de sólidos. Bajo la mayoría de las condiciones del secado por atomización, los materiales de bajas densidades a granel disminuyen cuando la concentración de sólidos aumenta.

En general, para materiales no hidrofílicos tales como el café, la leche, las sales inorgánicas, los pigmentos, los tintes, etc. Si hay un incremento en el contenido de sólidos aumentará la densidad a granel del producto.

-**Temperatura de la solución.**- Aumentando la temperatura en la mayoría de las soluciones hidrofílicas y no hidrofílicas se tiende a aumentar la densidad a granel del producto secado.

-Temperatura del aire de secado.- La densidad a granel está influenciada significativamente por la temperatura del aire. Una alta temperatura tiende a producir densidades a granel bajas. Si se requiere una densidad a granel alta o partículas sólidas, el sistema debería ser diseñado para que el aire más caliente no encuentre al Spray recientemente formado.

-Dirección relativa del flujo del aire.- Sin un sacrificio de la eficiencia y capacidad térmica es posible en el secado de algunos productos tales como jabón, introducir aire caliente por el fondo de la cámara y atomizar hacia abajo desde el tope o de los lados de la misma, esto es en contracorriente al aire. Dado que el spray encuentra al aire parcialmente frío y húmedo, el producto predominante consiste de esferas sólidas o gránulos y la densidad a granel es más grande que en el secado en corriente paralela.

La aglomeración es común en el secado en contracorriente, porque las partículas se secan durante su descenso, algunas alcanzan una densidad relativa más baja que otras con respecto al aire, y son llevadas hacia arriba, colisionan o se adhieren con las partículas húmedas.

2.- Selección del Método de atomización

La selección del atomizador que mejor se adecua al problema, puede automáticamente determinar el tipo de secador por atomización que va a usarse.

La determinación del mejor método de atomización para un producto nuevo requiere de pruebas experimentales, en los diferentes atomizadores que existen.

Hay ciertos criterios que se siguen en la selección y comparación de los tres tipos de atomizadores los cuales se indican a continuación:

- a.- El rango de capacidad del atomizador donde se alcanza una atomización completa.
- b.- Requerimiento de energía al atomizador.
- c.- Distribución de tamaños de gotas a alimentaciones idénticas.
- d.- Tamaños máximo y mínimo de gota (homogeneidad).
- e.- Flexibilidad de la operación.
- f.- Las propiedades de la alimentación más adaptable para la atomización.

g.- El diseño de la cámara del secador para la mejor atomización.

h.- La experiencia de atomización del producto en cuestión.

3.- Selección de la concentración apropiada

La determinación de la concentración de la alimentación para propósitos de diseño puede ser hecha solo por pruebas experimentales.

La concentración será determinada por las siguientes consideraciones:

1.- Efecto en la calidad y operación del secador.

2.- Efecto en la densidad a granel.

3.- La máxima concentración que puede ser bombeada, esto es característico de la solución o pasta.

4.- Perdidas de calor o costos de combustible.

En general, la tendencia es seleccionar la máxima concentración compatible con estas cuatro consideraciones. La concentración más alta posible generalmente será determinada por el bombeo y requerimientos de atomización, si la densidad a granel se desea alta, y si la calidad del producto no se ve afectada por la concentración. Sin embargo, frecuentemente hay limitaciones de calidad o de condiciones de operación en el grado de concentración posible con ciertos materiales.

4.- Selección de la temperatura de secado

La temperatura de secado está generalmente determinada solamente por la sensibilidad al calor del producto. Si el producto es completamente insensitivo, entonces la limitación de temperatura, generalmente la fijan los materiales de construcción, la cantidad de calor que se puede suministrar al aire o el efecto sobre algunas propiedades deseadas que puede causar la temperatura en el producto.

5.- Necesidad de enfriamiento del producto

Los datos de diseño sobre este punto, también solo pueden ser establecidos por pruebas. Aquellos productos que requieren aire secundario para el enfriamiento después del secado son generalmente los termoplásticos y ciertos productos alimenticios que contienen azúcar. Frecuentemente, la necesidad es la de mantener las superficies interiores frías para prevenir el pegado de partículas.

6.- Método de separación del producto

Dos métodos principales son usados para la separación del producto:

1.- El producto es transportado desde el secador por los gases de salida. Este es generalmente el método más fácil de diseñar y es usado ampliamente cuando se obtiene un producto fino y el rompimiento de partículas no es un inconveniente. Muchos esquemas han sido diseñados para la separación del producto por este método, el objetivo usual ha sido en todos los casos, separar todo el producto para que ningún material seco permanezca dentro del secador en contacto con las superficies calientes.

2.- El segundo método está basado en el principio de separación de la mayor parte del producto del gas en la cámara de secado, separándolo a través de ventanas de descarga apropiadas, mientras que los gases de salida con polvo salen de un segundo colector de polvo.

Este procedimiento es generalmente seguido cuando se desea un producto de partículas grandes con un mínimo de partículas rotas. Este es un diseño más difícil, debido a los problemas involucrados en la separación de los gases sin arrastrar un gran porcentaje del producto.

7.- Recuperación de finos

Los sistemas de recolección que pueden encontrarse en el secado por este método son: de colectores ciclónicos, de filtros de mangas y colectores húmedos o scrubbers.

Estos sistemas son necesarios por las siguientes razones:

- 1.- La recolección del producto principal cuando el producto es transportado desde el secado por los gases de salida.
- 2.- La recuperación del polvo de los gases de salida después de la separación principal en la cámara del secador.
- 3.- La recuperación del polvo que escapa del colector ciclónico por el valor del producto. Podrían usarse los filtros de mangas o colectores húmedos.

4.- El lavado de los gases de salida de los recolectores ciclónicos, porque el polvo representa una molestia pero la recolección no esta justificada sobre una base económica.

DISEÑO Y FALLAS DE OPERACION QUE DEBEN EVITARSE

- Mezcla spray-aire.- La eficiencia de un secador es severamente afectada si el spray y los gases calientes no son eficientemente mezclados.

En general, la gran multitud de diseños de secadores reflejan la gran cantidad de intentos realizados para mejorar el mezclado del gas-spray.

DEGRADACION DEL PRODUCTO

El diseñador del secador debería evitar el paso del producto a través de los ventiladores u otros equipos, los que causan la degradación de las partículas.

Esto aumenta el problema de la recuperación del polvo tanto como la degradación de los problemas de producto.

PERFOMANCE NO UNIFORME DEL ATOMIZADOR

Una falta seria de operación puede encontrarse en conexión con una perfomance no uniforme del atomizador. La no uniformidad de la atomización puede ser de dos tipos:

- 1).- No uniformidad de la distribución de tamaños de partículas, esto es la creación de un porcentaje más alto de finos o partículas gruesas que la función de distribución usual, y
- 2).- La no uniformidad de la distribución en peso en el patrón del spray

PERFOMANCE DEL SECADOR POR ATOMIZACION

En general, los secadores operan en un amplio rango de condiciones. Ellos manipulan soluciones diluidas del 1% hasta pastas de 70% de concentración de sólidos. Pueden operar con temperaturas de entrada entre 175 °F y 1 400 °F. El calor para el secado puede obtenerse del vapor de agua, aceite, gas carbón o electricidad.

En la industria de alimentos, un gran porcentaje de secadores emplean calentadores de vapor indirectos para el calentamiento del aire y la temperatura de entrada estará limitada por la presión de vapor disponible.

Esto impone un tope en la capacidad evaporativa para una cámara de tamaño o capacidad de aire fijados.

El vapor de agua tiene muchas ventajas:

- 1.- Cuando hay suficiente capacidad de evaporación el uso del vapor reduce la cantidad de atención y labor normalmente necesitada para un sistema de calentamiento directo.
- 2.- El calentamiento indirecto es más limpio. No se requiere equipo auxiliar para la puesta en marcha y no hay peligro de ensuciar el producto con hollín, tal como puede ocurrir con una combustión incorrecta en sistemas de calentamientos directos.
- 3.- No es relativamente peligroso, dado que las temperaturas son raramente lo suficientemente alta para que los productos en las paredes ardan.
- 4.- No es caro si se usa vapor de baja presión para el precalentamiento de la alimentación en cuyo caso el consumo puede ser tan bajo como de 11,4 a 2 lb de vapor/ lb de agua evaporada.
- 5.- El uso de la temperatura del aire de entrada relativamente baja es conducida para alcanzar polvos de alta densidad.

Otro método de calentamiento del aire es el de pasarlo a través de un intercambiador de calor calentado por los gases residuales de la caldera antes de descargarlos a la atmósfera.

Los secadores por atomización están generalmente controlados por la temperatura de salida del gas. Esta temperatura es extremadamente sensitiva a los cambios en la alimentación, velocidad del aire y temperatura de entrada del mismo. Aun más, cualquier desbalance en estas variables se nota rápidamente en la temperatura de salida desde que el tiempo de secado es materia de unos pocos segundos.

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL SECADO POR ESTE METODO

VENTAJAS:

1.- Es una operación de un solo paso, de duración muy corta. Frecuentemente esto elimina muchas operaciones intermedias, como son: filtración, precipitación, cristalización, clasificación y reducción de tamaño, etc.

2.-La operación puede ser continua o por lote, pudiendo secar grandes cantidades de material. Además la puesta en marcha o el final de la operación, es simple debido a que no es necesario tener material de retención.

3.- Las propiedades y calidad del producto pueden variarse y controlarse:

a).- La densidad puede ser variada en un rango amplio.

b).- Se puede conseguir partículas de forma esférica a veces huecas o sólidas, lo que generalmente no es posible obtener por otro tipo de secado.

c).- El tamaño de partícula puede variarse, variando las condiciones de operación.

d).- La calidad del producto frecuentemente es preservada por este método, porque el secado es tan rápido y el material en la zona de secado está siempre húmedo de tal manera que el producto no se sobrecalienta o degrada.

e).- Todas las partículas tienen una uniformidad en su composición si el material secado es una mezcla.

f).- Un producto obtenido por este medio generalmente posee solubilidad y velocidades de reacción altas, debido a su uniformidad de tamaño y porosidad.

4.- Este método de secado puede adaptarse a un ciclo cerrado, operando ya sea con un gas inerte o con un solvente sobrecalentado como medio secante.

Esto es así ya que debe recuperarse el solvente, reduciendo los peligros de explosión. También pueden secarse materiales afectados por el oxígeno.

5.- Un material que se está secando no toca las paredes hasta que el producto este seco. Esto generalmente simplifica los problemas de corrosión y la selección de los materiales de construcción.

DESVENTAJAS

1.- Se obtienen bajas densidades volumétricas cuando se requiere lo contrario. Esto se da frecuentemente en el caso de materiales inorgánicos.

Aún cuando la densidad volumétrica de un producto secado por este método esta sujeto a variación, algunas veces no se puede alcanzar el mismo valor que el obtenido por otros tipos de secadores, sin tener que hacer un tratamiento posterior de la molienda.

2.- En general los secadores de este tipo son relativamente inflexibles, así un secador diseñado para atomización fina generalmente es incapaz de producir un producto de partículas mas grandes.

3.- Para una capacidad dada generalmente se requieren cargas evaporativas más grandes que las que se requieren en otros secadores.

4.- En general los secadores, como corrientemente son diseñados, involucran una inversión inicial mayor que otros tipos de secadores continuos, excepto a altas capacidades por encima de las 1500 lb / h.

5.- Frecuentemente los problemas de recolección de productos y de finos aumenta el costo del secado en un factor apreciable, especialmente cuando filtros mangas o columnas lavadores son requeridas para recoger el polvo de salida del sistema ciclónico recolector.

3.2.3.1. Requerimientos de Insumos

Los agentes de secado en un proceso de deshidratación, realizan una técnica de micro pulverización de sólidos del extracto, encapsulando las partículas sólidas en celdas individuales continuas, se protege el material encapsulado de los agentes que podrían causar su deterioro, tales como oxígeno, humedad, luz, etc.

La técnica de encapsulados es un método para trabajar con productos termosensibles y permite convertir materiales líquidos en sólidos o en forma de pulverizado más manejable, protege a los componentes activos y extiende la vida de almacenamiento.

Muchos productos alimenticios, farmacéuticos y fitoterapéuticos cuyo desarrollo era considerado técnicamente no factible han sido introducidos como

resultado de la encapsulación de ingredientes. Con la encapsulación, no solo es posible contener líquidos en cápsulas más fáciles de manejar, sino que es posible también separar componentes alimenticios o terapéuticos, incompatibles, o reactivos hasta que el contenido del material se desprenda a una velocidad controlada en determinadas condiciones. Dziczak (1988) detalla los numerosos procesos de encapsulación que han sido desarrollados, incluyendo la encapsulación / extrusión, el enfriamiento spray, la expresión centrífuga, la conservación (formación de una capa de polímero sobre una pequeña gota de líquido) y los procesos de inclusión.

De todos, la **atomización** es el proceso de encapsulación más comúnmente utilizado en la industria alimentaria, farmacéutica y en la preparación de productos fitoterapéuticos (sangre de grado en polvo).

Aunque normalmente se emplea como un proceso de deshidratación, la atomización se puede utilizar también para atrapar materiales activos en una matriz protectora.

El material a ser atomizado se prepara dispersando el material activo, normalmente un aceite, en una solución del recubrimiento con el que es inmiscible. El recubrimiento es típicamente un hidrocoloide como una gelatina, goma vegetal, un almidón modificado, dextrina o proteína no gelificante, en el caso de la sangre de grado se usará la Pectina y goma arábiga.

Mediante el uso de un emulgente, la dispersión es homogeneizada como una emulsión de aceite en agua. A continuación se atomiza en una corriente de aire caliente. Las partículas toman una forma esférica, con el aceite encerrado en la fase acuosa, y el enfriamiento evaporativo mantiene la temperatura del corazón por debajo de 100 °C.

Como la exposición al calor es muy breve, los materiales termolábiles pueden ser eficientemente encapsulados, aunque inevitablemente siempre hay pérdidas de aromas con punto de ebullición muy bajo. Los tamaños de las partículas secas son usualmente menores que 100 µm. Por lo que una etapa posterior de aglomeración,

en la que el vapor induce cohesión, puede mejorar las propiedades del manejo del producto.

MALTODEXTRINA

Es un polisacárido producto de la hidrólisis parcial del almidón del maíz. Es una Mezcla en partes aproximadamente iguales de MALTOSA y DEXTRINA, que se obtiene por la acción hidrolítica de ácidos y enzimas sobre almidón, el producto comercial se presenta como producto blanco, soluble en agua.

3.2.3.2 Etapas del proceso productivo

3.2.3.2.1 Recepción de la materia Prima

La materia prima, látex de sangre de grado (croton lechieri), recepcionado es de la familia EUPHORBIACEAE (lechetreznas). En la recepción de la materia prima se realiza la identificación del látex sobre la base de sus características y se identifica por las siguientes pruebas:

- a) Se frota la resina sobre el dorso de la mano y se observa la formación de espuma.
- b) Aplicar una gota sobre un papel secante (filtro), si se mantiene el color oscuro con una mancha en el centro sin diluirse, es legítima.
- (c) Se realiza una confrontación con el Estándar que se tiene de la legítima, que consiste en mezclar la que se ofrece con el Estándar, si se mezclan es porque es legítima. Una vez identificada la materia prima se procede a medir el volumen requerido, para ser almacenado en un lugar apropiado.

3.2.3.2.2 Filtrado

El filtrado se realiza con la finalidad de retener en forma total todas las partículas gruesas. (palitos, cortezas, etc.) del látex. Esta operación se realiza mediante un filtro de malla N°03 (6,3mm). Después del filtrado, el látex obtenido se coloca en el evaporador.

3.2.3.2.3 Concentración

Se realiza en el concentrador al vacío, al cual ingresa el látex de sangre de grado previamente filtrado, con una humedad inicial del 76,9%, llegando a una humedad del 50% promedio y es la que generalmente se obtiene.

La temperatura a la cual se concentra es de 50 °C dependiendo de la forma del evaporador. Durante la concentración se toma una muestra para determinar el porcentaje de humedad.

3.2.3.2.4 Adición de insumos

Para adicionar el coadyuvante de secado, se determina el porcentaje de humedad con la que sale del evaporador. En nuestro caso se usó Pectina y goma arábica.

$$\text{ENCAPSULANTE} = \frac{\text{Mc} \times 50\%}{100}$$

Donde:

Mc = Peso del concentrado.

La adición del encapsulante es igual a la cantidad de sólidos solubles que tiene el concentrado.

3.2.3.2.5 Homogenizado

Se realiza en un equipo de reducción de tamaño, ya que durante la adición del encapsulante se forman grumos, lo que hace que el producto no sea homogéneo en tamaño de sólido. Después de homogenizar se determina el porcentaje de humedad.

3.2.3.2.6 Atomizado

Durante la atomización se pierde casi por completo el agua, obteniendo un producto de baja humedad.

Para el atomizado del látex la temperatura óptima de entrada es de 150-180 °C, la cual se regula con la llave del quemador que calienta el aire por el ventilador, la temperatura de salida es de 85-95 °C.

El látex concentrado ingresa al atomizador mediante una aspiración de pequeñas gotas, las que son secadas por la corriente de aire caliente. El producto seco cae al fondo de la cámara y el aire frío sale arrastrando las partículas finas del producto, que ingresan a un separador de partículas en la cámara de ciclón.

El efecto deteriorativo provocado por la alta temperatura utilizada disminuye, ya que el tiempo de secado es mínimo, ello por que durante el secado existe una gran superficie de operaciones frente al pequeño tamaño de las gotas producidas.

3.2.3.2.7 Envasado

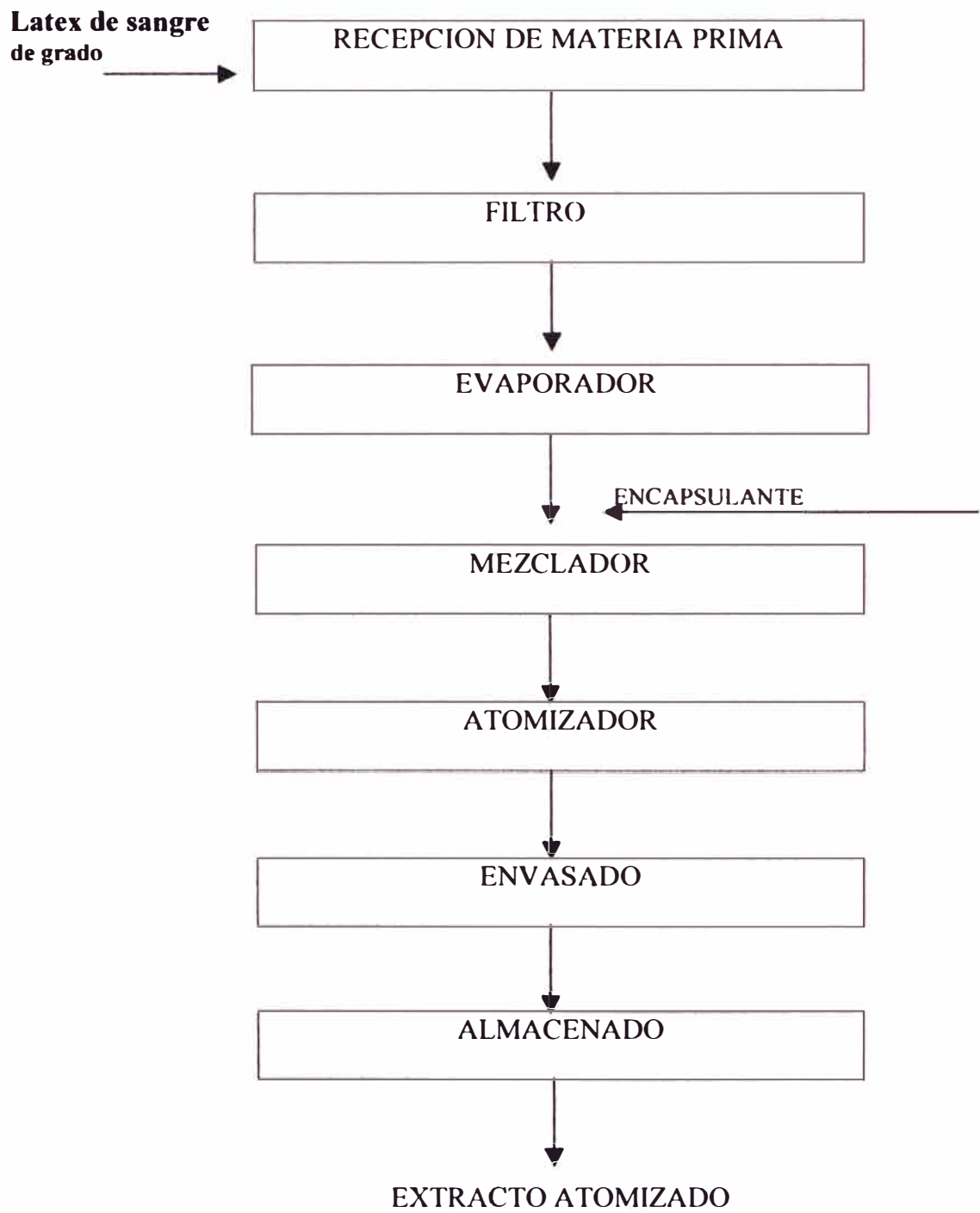
El polvo de la sangre de grado es envasado en paquetes de 01 kg., especialmente impermeables al vapor de agua y opacos a la luz, para evitar su deterioro. Para ello primero se saca del ciclón, y en forma aséptica se llena en bolsas de polietileno de alta densidad retirando el aire de la bolsa, de igual manera se procede con la cámara.

3.2.3.2.8 Almacenamiento

El almacenamiento es la última etapa del proceso de envasado para el cual se debe contar con un lugar apropiado (estéril), donde es necesario filtrar el aire recirculante e incluso tener temperaturas de refrigeración. Se realiza la codificación del producto. Para ello se coloca sobre la bolsa la fecha de producción (secado), el número de lote procesado y el peso.

El producto ya codificado es llevado al laboratorio para su análisis respectivo.

FIGURA 3.3:DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA OBTENCION DEL EXTRACTO ATOMIZADO DE SANGRE DE GRADO



3.2.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

3.2.4.1 BALANCE DE MATERIA

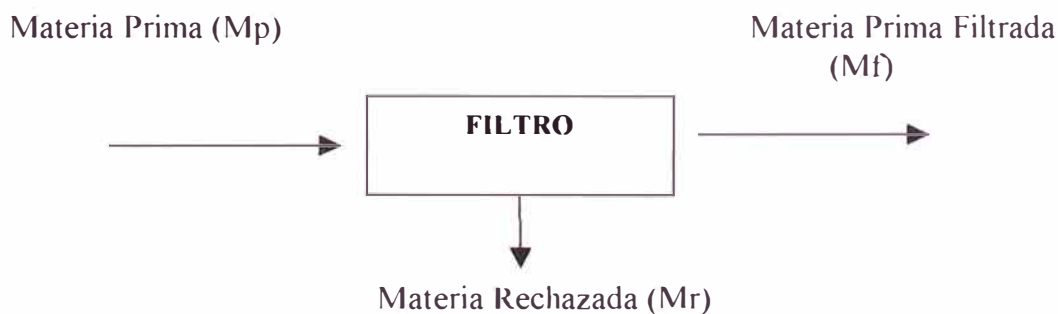
El Balance de materia ha sido realizado sobre la base de una producción diaria de 94,7 kg. de extracto Atomizado de sangre de grado que contiene el 50% de pureza y teniendo en cuenta las pérdidas en el filtro (1,5 %) y en el mezclador (3%); es necesario procesar 165,4 L de látex, que equivale a 215,02 kg de materia prima, con un tiempo de operación de 8 horas por turno..

Consideraciones :

Para realizar el balance de materia se tuvo en cuenta las siguientes consideraciones técnicas.

_ Pérdida en el filtro	1,5 %
_ Humedad inicial de la materia prima	76,9 %
_ Humedad después del evaporador	50 %
_ Humedad del producto final	5 %
_ Pérdida en el mezclador	3 %
_ Densidad inicial de la materia prima	1,3 kg /L
_ Pérdida de materia en el separador	2,5 %
_ Pérdida de materia en el envasado	1,21 %
_ Humedad de la mezcla	34,36 %

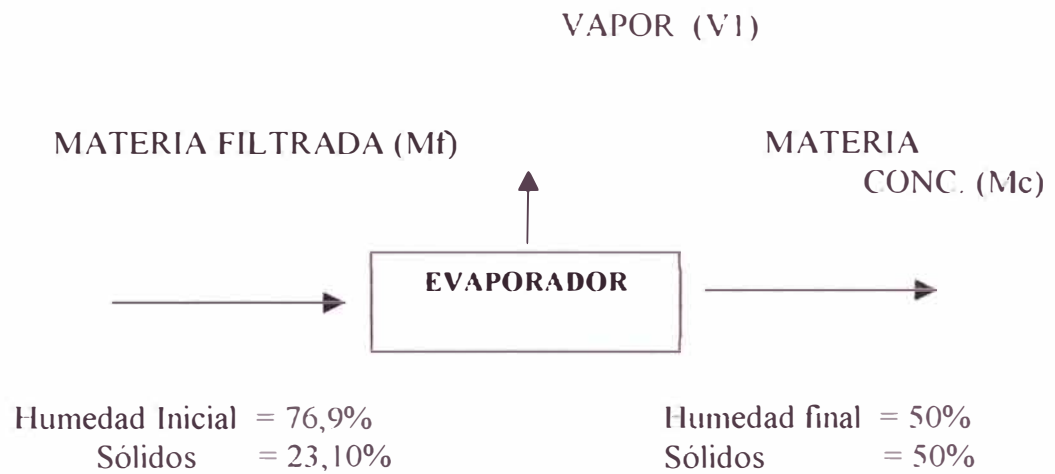
(A) BALANCE EN EL FILTRO



CUADRO N° 07: BALANCE DE MATERIA: FILTRADO

CORRIENTES	SIMB	CANTIDAD (kg)
Materia prima (Látex)	Mp	215
Materia Filtrada	Mf	212
Materia Rechazada	Mr	3,23

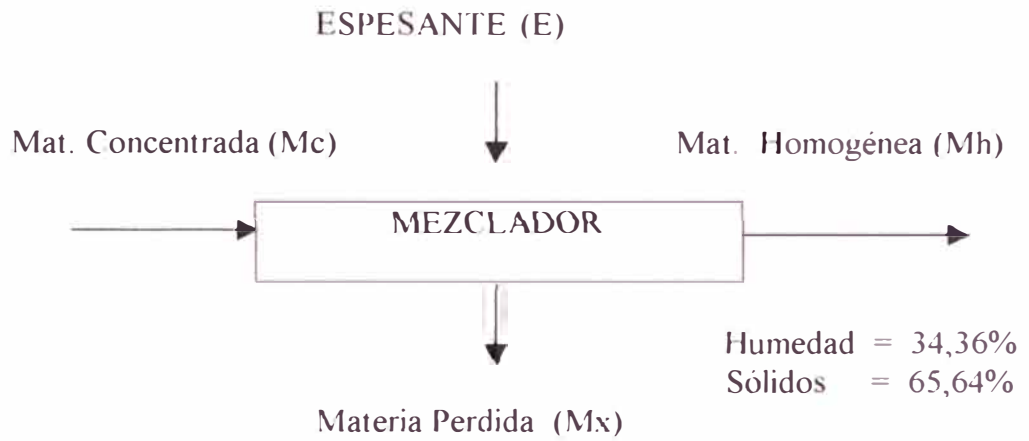
(B) BALANCE EN EL EVAPORADOR



CUADRO N°08: BALANCE DE MATERIA :EVAPORADOR

CORRIENTE	SIMB.	CANTIDAD (kg)
Materia Filtrada	Mf	212
Materia Concentrada	Mc	98
Agua Evaporada	V1	114

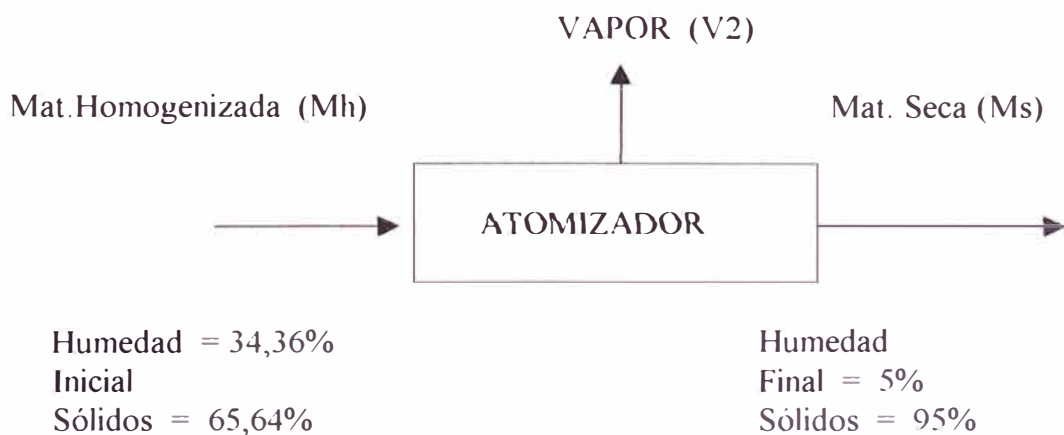
(C) BALANCE EN EL MEZCLADOR



CUADRO N° 09: BALANCE DE MATERIA :MEZCLADOR

CORRIENTE	SIMB	CANTIDAD (kg)
Materia Concentrada	Mc	98
Homogenizado	Mh	142,4
Espesante	E	49
Materia Perdida	Mx	4,40

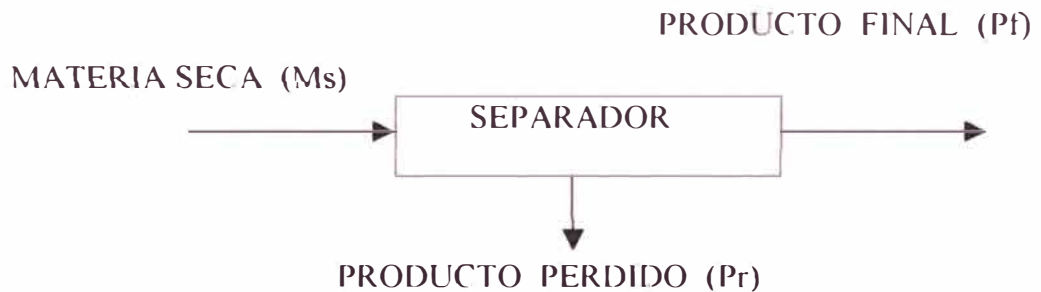
(D) BALANCE EN EL ATOMIZADOR



CUADRO N° 10: BALANCE DE MATERIA EN EL ATOMIZADOR

CORRIENTE	SIMB	CANTIDAD (kg)
Homogenizado	Mh	142,4
Materia Seca	Ms	98,4
Agua Evaporada	V2	44

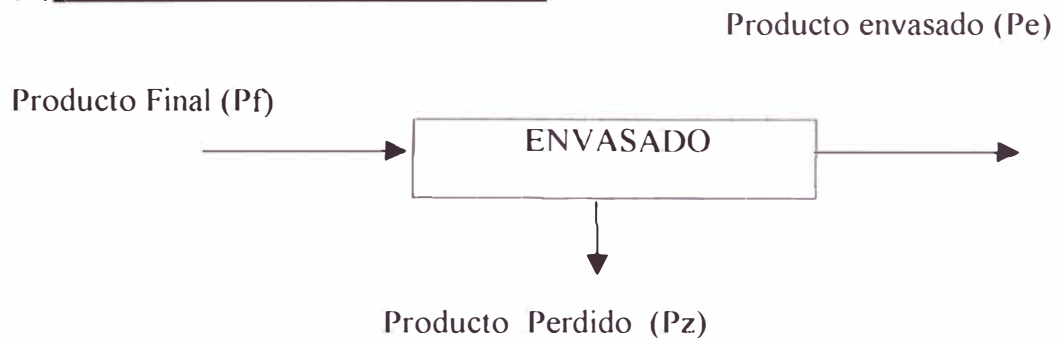
(E) BALANCE EN EL SEPARADOR



CUADRO N° 11: BALANCE DE MATERIA EN EL SEPARADOR

CORRIENTE	SIMB	CANTIDAD (kg)
Materia Seca	Ms	98,4
Producto Final	Pf	96
Producto Perdido	Pr	2,5

(F) BALANCE EN EL ENVASADO



CUADRO N° 12: BALANCE DE MATERIA: ENVASADO

CORRIENTE	SIMB	CANTIDAD (kg)
Producto Final	Pf	96
Producto Envasado	Pe	95
Producto Perdido	Pz	1,0

3.2.4.2 BALANCE DE ENERGIA

ANALISIS DE OPERACIONES

El análisis de operación se realiza para determinar el tiempo neto de máquina y capacidad del equipo, agrupándolas para eso a aquellas que usan energía eléctrica, vapor, considerando los datos del balance de energía, el sistema de operación es discontinuo (lote).

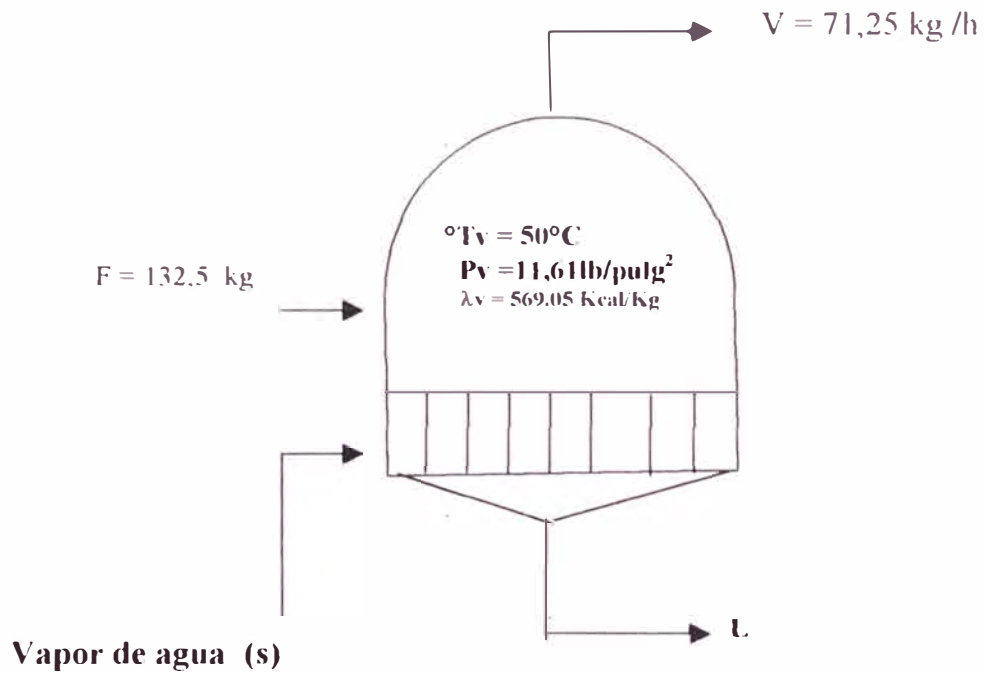
CUADRO N° 13: CANTIDAD DE TRABAJO NETO DE MAQUINA Y CAPACIDAD DE EQUIPOS

OPERACION	EQUIPO	CANTIDAD (kg)	TRABAJO NETO DE MAQUINA	CAPACIDAD DE EQUIPO (kg /h)
Filtración	Filtro	215	1	215
Agitación	Mezclador	146,8	1	146,8

CUADRO N° 14: OPERACIONES QUE CONSUMEN VAPOR

OPERACION	EQUIPO	CANTIDAD (kg)	TRABAJO MAQUINA (h)	CAPACIDAD EQUIPO (kg/h)
Evaporación	Evaporador	212	2	106
Secado	Atomizador	142,4	3	47,5

FIGURA 3.4: REQUERIMIENTOS DE VAPOR SATURADO EN EL EVAPORADOR



$^{\circ}T_s = 120^{\circ}\text{C}$
 $P_s = 185,5 \text{ lb/pulg}^2$
 $\lambda_s = 525,7 \text{ Kcal/kg}$

(Ocon, 1980)

$$S = (V\lambda_v + FC_p(T_v - T_F)) / \lambda_s$$

$$S = 82.2 \text{ kg/h}$$

CUADRO N° 15: CONSUMO TOTAL DE CORRIENTE ELECTRICA

EQUIPO	kw / h	TRABAJO NETO (h)	CONSUMO (kw)
Mezclador	0,781	1	0,781
Evaporador	0,37	2	0,74
Atomizador	0,35	3	1
TOTAL			2,58

3.2.5 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS

3.2.5.1 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DEL FILTRO

Tiene por función separar las partículas gruesas e impurezas presentes en el látex de sangre de grado, en el cual se utilizará un filtro cilíndrico con malla 3 (6,3mm), el látex ingresará por la parte superior por gravedad.

Especificaciones

Material a manipular	Látex de sangre de grado
Cantidad de material	215 kg
Tipo de equipo	Filtro de malla
Capacidad	269 kg
Número requerido	01

Dimensiones

Diámetro	40 cm
Alto	80 cm

3.2.5.2 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DEL EVAPORADOR

Tiene por función concentrar el látex ya filtrado, que inicialmente tiene una humedad de 76,9% a 50%.

El equipo es básicamente un intercambiador de calor; en el cual ingresa el látex de sangre de grado a la cámara de concentración. El látex ingresará por la parte superior del haz de tubos del concentrador en forma de una película delgada y comenzará a hervir al descender una corta distancia. El vapor que se formará se condensará y se eliminará.

Especificaciones

Material manipular	Filtrado de látex de sangre de grado
Cantidad de material	212 kg
Tipo de equipo	Evaporador vertical estándar
Capacidad	101,9 kg
Número requerido	02
Material de construcción	Acero inoxidable Normalizado

Potencia	4,7 HP
Capacidad	160 L
Presión de diseño	14,6 lb /pulg ²
Diámetro	0,5 m
Altura	1 m
Número de tubos	4
Largo del tubo	4,7 m
Superficie de calefacción	0,32 m ²

Dimensiones

Cámara de evaporación	
Diámetro	0,40 m
Altura	0,80 m
Espesor de la pared	0,14 cm
Consumo de vapor total	82,2 kg /h

3.2.5.3 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DEL HOMOGENIZADOR

Tiene por función uniformizar las partículas de la sangre grado concentrado con el agente encapsulante Pectina y goma arábica, hasta formar una solución como grumos coloidales.

El homogenizador tiene forma cilíndrica con tapa en la parte superior, y tiene un agujero al costado de la parte superior del cilindro para la alimentación.

En la parte inferior habrá una llave para la descarga, la que se abrirá cuando la solución este homogeneizada.

ESPECIFICACIONES

Material a manipular	Concentrado Encapsulante
Cantidad de material	147 kg
Tipo de equipo	Molino coloidal
Número requerido	01
Material de construcción	Acero inoxidable
Motor	1 HP
RPM	600

DIMENSIONES

Diámetro	0,45 m
Altura	0,90 m
Altura del cono	0,30 m
Espesor	0,12 m

3.2.5.4 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO DE SECADO

Tiene por función reducir la humedad desde 34,4% hasta 5% (base húmeda), se usará un equipo de SECADO POR PULVERIZACION, utilizado principalmente para deshidratar (Productos lácteos, Néctares de frutas, Extracto de plantas, Látex y otros).

En el secador por pulverización, llamado también secador de bruma, las materias que se encuentran en estado fluido o en estado pastoso se dispersan en elementos más o menos finos y se exponen a un agente de secado caliente.

3.2.5.4.1 PULVERIZACION

La división de un producto en gotitas más o menos finas origina una gran superficie de transferencia de materia. Las dimensiones de las gotas y su división no solo son elementos importantes para la consecución del secado, sino que también ejercen influencia sobre la granulación y, por consiguiente sobre las propiedades de los productos acabados.

Se utilizará pulverizadores de fuerza centrífuga que están constituidos por un disco o una rueda de pulverización, cuya velocidad periférica determina el grado de pulverización del producto. Se utilizan discos cuyo diámetro varía desde 50 mm (para instalaciones semi - industriales) hasta 350 mm.

Las velocidades de rotación están comprendidas entre 400 y 15 000 rv/min, según la clase de producto y el grado de pulverización deseado. La regulación se efectúa por correa, motor eléctrico de gran velocidad o una pequeña turbina de vapor.

Las dimensiones del secador de pulverización dependen del producto que deba tratarse, de la distribución, de la dimensión de las gotas y de las condiciones de secado. No es pues posible modificar a voluntad la temperatura del medio secante y, por consiguiente, los tiempos de secado.

La ejecución de un secador de pulverización viene determinada en primer lugar por el modo de pulverización. La pulverización por toberas exige una torre elevada, mientras que la pulverización por discos necesita un gran diámetro, empleándose la circulación del aire y del producto en corriente cruzada.

En un secador de pulverización, en el que la entrada y la salida del aire así como el disco pulverizador están dispuestos en la parte superior, y el dispositivo de evacuación del producto en la parte inferior, se introduce por abajo una corriente de aire frío hacia arriba, para enfriar en contracorriente la materia que cae.

Recientemente, el secado por pulverización ha alcanzado gran interés en la fabricación cada día más importante de productos granulados. Se obtienen así clases especiales de lechugas en forma de esferas huecas exentas de polvo, fácilmente dosificables, susceptibles de chorrear y solubles en el agua.

El secador de pulverización más adecuado es el del tipo **NIRO ATOMIZER**, que trabaja con un disco pulverizador movido por aire comprimido. El aire penetra en un tubo aislado de doble pared en cuyo extremo se ha colocado un distribuidor de aire múltiple, éste asegura la circulación del aire en el mismo sentido que el de las gotitas, se trata, pues, de un procedimiento de corriente a favor. Deben evitarse los torbellinos involuntarios, pues en ciertas condiciones pueden originar una deposición del producto seco.

Gracias a un distribuidor de aire regulable, el suministro puede variar dentro de amplios límites (desde 0,02 a 15 t/h). El producto seco se deposita en la proporción de 80 a 90% en el cono inferior de la cámara de secado. Solo pequeñas cantidades de materia deben separarse en los ciclones intercalados en el resto del circuito. El producto seco se retira neumáticamente y se separa del aire necesario para su arrastre en un ciclón de ensacado particular.

Las principales ventajas de los secaderos de pulverización son los tiempos muy cortos de secado, del orden de 2 a 20 s, que permiten secar materiales muy sensibles al calor, y la producción de partículas esféricas, macizas o huecas. En otros tipos de secaderos no es posible obtener la consistencia, la densidad global, el aspecto, y las propiedades de flujo que requieren algunos productos como alimentos, productos naturales (**látex de sangre de grado**).

Los secaderos de pulverización presentan también la ventaja de dar un producto seco, listo para empaquetar, en una sola etapa, a partir de una disolución, una suspensión, o una pasta diluida.

Un secador de pulverización puede realizar simultáneamente las funciones de un evaporador, un cristizador, un secadero, un aparato de reducción de tamaño y un clasificador.

El funcionamiento de un secadero de pulverización depende del tiempo que las gotas estén en la cámara de secado. Este tiempo depende, a su vez, de muchos factores que incluyen el tamaño y la forma de la cámara, el tamaño y la velocidad límite de las gotas, y la velocidad y el flujo del aire. Puesto que las gotas que se forman en los aparatos de atomización comerciales cubren un gran intervalo de tamaños, el tiempo requerido para llegar a sequedad varía de una gota a otra y es, naturalmente, mayor para las gotas grandes que para las pequeñas. Puede ocurrir que las gotas pequeñas sufran un secado excesivo, mientras que no se consiga secar las grandes en el mismo tiempo, de forma que el producto del secadero tenga un aspecto pastoso.

3.2.5.4.2 FACTORES Y ASPECTOS PRACTICOS QUE INFLUENCIAN EN EL COMPORTAMIENTO DE LA SANGRE DE GRADO Y LA CALIDAD DEL PRODUCTO EN POLVO OBTENIDO

- 1).- Antes de entrar en la cámara de secado, el aire se calienta para eliminar la humedad. Cuanto más seco esté el aire exterior, más eficaz será la desecación, y a temperaturas más bajas podrá realizarse la operación.
- 2).- Se produce un intercambio térmico aire/ líquido que evapora las gotitas de sangre de grado. Pero si el choque térmico es demasiado violento puede causar la desnaturalización de los principales componentes de la sangre de grado.
- 3).- Cuanto más tiempo tardan las gotitas en caer desde el atomizador hasta la parte inferior de la torre, mejor será la desecación. Con este fin, en las torres de secado se instala un sistema que hace circular el aire en sentido ascendente o le da un movimiento ciclónico. Generalmente se utilizan corrientes ciclónicas, porque cuando la circulación es antiparalela, el aire más caliente entra en contacto con las gotitas justo en el momento en el que están concentradas. Actualmente hay unos nuevos desecadores que combinan la contracorriente y la técnica del lecho fluidificado, en los que se utilizan cintas transportadoras para reducir al mínimo el tiempo de contacto entre el aire y las gotitas y permiten disminuir la temperatura del aire (principio Filtermat).
- 4).- La viscosidad del concentrado influye sobre el tamaño de las gotitas. Cuando más pequeña es la gotita, más rápidamente se secará, ya que el agua empieza a evaporarse de la superficie de las gotas en el mismo momento en el que entran en contacto con el aire caliente y seco. Por efecto de la evaporación la masa total se enfriará y como la transmisión del calor y del frío es más eficaz en un medio líquido que en el aire, el centro de las gotas se enfriará más deprisa.
- 5).- La torre de secado y sus accesorios deben estar diseñados para evitar que las partículas de la sangre de grado se peguen unas a otras, la trayectoria de la sangre de grado y la circulación del aire caliente, tiene que estar calculadas para conseguir que las gotitas de sangre de grado estén suficientemente secas antes de llegar a las paredes de la cámara.

6).- Las altas temperaturas provocan diversas reacciones químicas y por lo tanto, la sangre de grado en polvo no debe mantenerse caliente más de lo necesario, porque disminuirá su solubilidad y su capacidad de conservación. La evacuación de las partículas de polvo es más fácil cuando se utilizan cámaras con fondo cónico y corrientes de aire complementarias. También es frecuente utilizar un tornillo sinfin y en las cámaras rectangulares o de fondo plano se emplean vibradores y sistemas de rastrillos. Cuando los productos son muy pegajosos, se inyecta angularmente un chorro de aire más frío en la parte superior del cono para refrigerar las paredes y el producto antes de que entren en contacto. Si está bien equilibrado, este chorro de aire forma un cono que desemboca en la salida de la cámara.

7).- El operador debe intentar obtener una sangre de grado en polvo de la mejor calidad y sacar el mayor rendimiento posible del sistema utilizando al máximo el calor del aire.

Las condiciones de desecación varían mucho de un tipo de desecador a otro, pero para el mismo desecador deben ajustarse un cierto número de parámetros. En la sangre de grado en polvo la humedad máxima es del 5%.

Como no se puede controlar la humedad del aire, estos resultados se consiguen regulando las temperaturas de entrada y de salida del aire del desecador y otros factores como la concentración, la temperatura y el flujo de entrada de la sangre de grado.

La temperatura del aire a la entrada del desecador varía normalmente entre 135 y 210°C y la de salida entre 70 y 100°C. En los nuevos desecadores, basados en el principio del semi-lecho fluidificado, estos valores son distintos y la diferencia entre la temperatura del aire a la entrada y la salida puede oscilar entre 50 y 110 °C.

En el proceso de desecación propiamente dicho, hay que controlar la presión de inyección del concentrado en la bomba que regula el caudal y el tamaño de las gotitas, las temperaturas de entrada y salida del aire, la temperatura y la concentración de la sangre de grado que llega, el funcionamiento de los atomizadores de toberas o de discos giratorios, las características de la sangre de

grado en polvo a la salida de la cámara de desecación (temperatura, apariencia, sedimento, pastosidad, etc.) y el funcionamiento del sistema de recuperación.

Normalmente el operador comprueba la calidad del producto determinado y frecuentemente el sedimento y la humedad de la sangre de grado en polvo. En algunos casos puede ser necesario conocer el índice de solubilidad.

El Equipo de secado por pulverización consta de lo siguientes partes principales:

DISCO DE ASPERSION

VENTILADOR

CAMARA DE SECADO

SEPARADOR DE CICLON

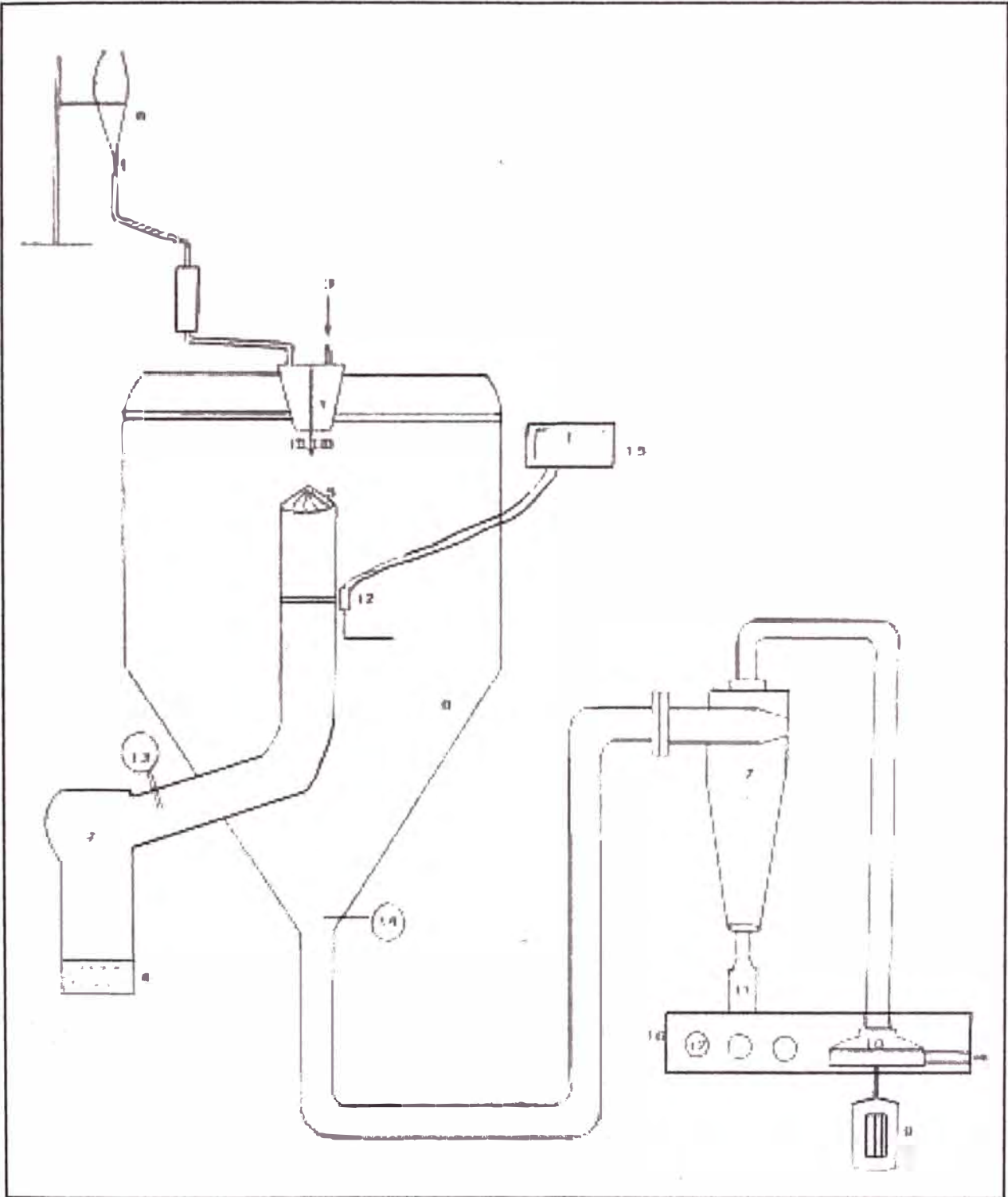


FIGURA 3.5: EQUIPO DE SECADO

DESCRIPCIÓN DE LAS PARTES DE UN EQUIPO DE SECADO

1. Atomizador
2. Calentador del aire
3. Aire de presión
4. Toma de aire del ambiente
5. Aletas dispersoras
6. Alimentación
7. Separador ciclónico
8. Cámara de Secado
9. Motor de Ventilador
10. Ventilador
11. Botella de Recolección
12. Termocupla movable
13. Termocupla del aire de entrada
14. Termocupla del aire de salida
15. Indicador de Temperatura
16. Panel de Instrumentos
17. Indicador de presión de aire del atomizador.

Disco de Aspersión

El flujo se esparce en forma de pequeñas gotas y dentro de la cual se alimenta un gran volumen de aire caliente que será suficiente para abastecer el calor necesario para completar la evaporación del líquido. El tiempo de desecado de estas gotitas dispersas rara vez sobrepasan un promedio de 30 s.

El disco giratorio tiene una entrada en la parte superior por donde ingresa la solución. La velocidad y tamaño de partículas se regula dependiendo de la presión y el tamaño del orificio de la boquilla.

Especificaciones

Material a manipular	Mezcla Homogénea de sangre de grado
Tipo	Disco
Material de fabricación	Acero Inoxidable

Dimensiones

Diámetro	0,30 m
RPM	4 020
POTENCIA	1 HP

Cámara de secado

Cámara de forma cilíndrica en la parte superior y cónica en la parte inferior. La superficie tiene dos entradas, una para el aire caliente y otra para el extracto, la cual producirá un secado en corriente paralela.

Especificaciones

Función	Secar solución
Tipo	Cónica- Tubular
Material de construcción	Acero Inoxidable

Dimensiones

Diámetro	1,70 m
Altura	1,70 m

Separador de ciclón

Se utiliza para separar las partículas finas que han sido arrastradas por el aire enfriado el cual ingresará al separador de ciclón, donde el aire será eliminado por unos filtros.

El prototipo de esta clase de aparato está formado por un cilindro vertical con el fondo cónico, una entrada tangencial cerca de la parte superior, y una salida para el polvo en el fondo del cono. La entrada es generalmente rectangular, la conducción de salida se prolonga dentro del cilindro para impedir que se formen cortocircuitos entre el aire de entrada y el de salida, el aire cargado de polvo recibe un movimiento rotacional al entrar en el cilindro.

El vórtice así formado desarrolla una fuerza centrífuga que actúa arrojando radialmente las partículas hacia la pared. Desde el punto de vista teórico, un ciclón es un aparato de sedimentación en el que se utiliza una fuerza centrífuga radial elevada en vez de la débil fuerza de gravedad, que actúa verticalmente.

La fuerza centrífuga en un ciclón varía desde 5 veces la de gravedad en los aparatos grandes que operan a baja velocidad hasta 2.500 veces la de gravedad en aparatos pequeños que funcionan a alta presión.

Especificaciones

Función	Separar el aire de las partículas
Tipo	Cilindro
Material de construcción	Acero inoxidable

Dimensiones

Diámetro	0,30 m
Altura	1 m

Ventilador

Impulsa el aire caliente en dirección del líquido rociado. Está colocado entre el quemador y la cámara de secado.

Especificaciones

Material a manipular	Aire caliente
Tipo	Hélice
Material de construcción	Acero inoxidable

Dimensiones

Diámetro	0,30 m
Potencia	0,5 HP

3.2.5.5 EQUIPOS PARA LA PRODUCCION DE VAPOR**3.2.5.5.1 CALDERO**

Produce el vapor de agua saturado en el proceso de concentración. El caldero será del tipo piro tubular, tendrá un quemador de petróleo tipo estándar, base de acero estructural, chimenea corta, altura suficiente para eliminar los gases del cuarto del caldero.

Especificaciones

- Tipo	Piro tubular-horizontal de 3 pasos
- Fabricación	Nacional bajo licencia norteamericana
- Modelo	A3V-100-WB
- Potencia	5 BHP
- Producción	175,5 lb /h a 212 °F
- Superficie de Calefacción	250 pies ²
- Presión de diseño	150 PSI
- Presión de trabajo	125 PSI máxima
- Norma Técnica	A.S.M.E- Sección I
- Eficiencia térmica	80% (vapor combustible)
- Voltajes	Controles: 110 V, Fuerza 220/440V

- Combustible	Petróleo Diesel ° 2
- Consumo máximo de Combustible	1,5-3,5 Gal /h
- Dimensiones	Largo Total 1,40 m Diámetro 760 mm

3.2.5.6. ABLANDADOR DE AGUA

Tiene por función ablandar el agua que será utilizada en el caldero. Es de tipo, tanque de forma cilíndrica y presenta una posición vertical con fondo plano, es de acero inoxidable 304, el agua a producir es de 0,16 m³ /d.

Especificaciones

Campana de expansión	30 a 70% de la resina
Agua a producir	164,3 kg = 43,4 gal/d
Densidad del agua	997,07 kg /m ³
Soporte de grava	0,6 m
Volumen de Resina/ciclo	0,3 pie ³
Capacidad de intercambio	0,5 kg/pie ³
Diámetro del ablandador	0,34 m
Sección del ablandador	1 pie ²
Cámara de Expansión	0,07 m
Altura del ablandador	0,8 m

3.2.5.7. BOMBAS

Las bombas se utilizarán para transportar el fluido (sangre de grado) hacia los equipos donde se realizan las diferentes operaciones, entre ellas la Evaporación, Mezclado y la Atomización.

Se usarán Bombas del tipo Centrifugas, ya que estas tienen la propiedad de convertir la energía rotatoria en energía de velocidad que transmiten a los líquidos, y después al disminuir la velocidad en la periferia del disco, transforman esta energía en energía de presión. En este tipo de bomba, el producto llega al centro del rotor que gira a una gran velocidad de rotación que transmite al líquido. En el cuerpo que rodea al impulsor (voluta periférica) o en un dispositivo especial llamado difusor, la

sección aumenta, y cambia el flujo haciéndose más lento y la energía cinética se transforma en energía de presión.

Ventajas de la Bomba centrífuga de una fase:

- _ Proporcionan un caudal regular y elevado
- _ Es una bomba muy simple, robusta, que puede acoplarse directamente a un motor eléctrico.

Inconvenientes de la Bomba Centrífuga de una fase:

- _ Las presiones de impulsión que desarrolla son relativamente bajas.
- _ No es de arranque automático y hay que cebarla (colocándola por debajo del nivel del líquido a bombear)

TUBERIAS y VALVULAS Para el cálculo de las longitudes de las tuberías se ha tenido en consideración la distribución de la planta. En la práctica se espera que puedan surgir modificaciones. Todas las tuberías son de acero inoxidable, con bridas de aluminio o acero al cadmio. Los tamaños nominales de las tuberías han sido determinados mediante velocidades recomendadas para transportar flujos poco viscosos, se ha considerado el número de cédula y el espesor para cada uno de las tuberías.

BOMBA PARA EL EVAPORADOR

Bomba de alimentación

Motor	Monofásico
Potencia	0,5 IIP
RPM	3 400
V	220/230
HZ	60
Caudal	35 L/min
Tipo	Centrífugo

BOMBA PARA EL MEZCLADOR**Bomba de alimentación**

Motor	Monofásico
Potencia	0,5 HP
RPM	3 400
V	220/230
HZ	60
Caudal	35 L/ min
Tipo	Centrífugo

MOTOR PARA EL AGITADOR**Bomba de alimentación**

Motor	Monofásico
Potencia	1 HP
RPM	1 720
V	220/380
HZ	60
Tipo	Centrífugo

BOMBA PARA EL ATOMIZADOR**Bomba de alimentación**

Motor	Monofásico
Potencia	11 HP
RPM	3 400
V	220/230
HZ	60
Caudal	35 L/ min
Tipo	Centrífugo

BOMBAS PARA EL AGUA

Se transportará desde el tanque de agua almacenada hacia el ablandador, y el agua blanda hacia la caldera. Se utilizará dos bombas centrifugas con un caudal de 2100 L / h y con una potencia de 0,5 HP c/u.

3.2.5.8 EQUIPOS AUXILIARES

Tanques

Se utilizarán para almacenar los líquidos, tales como el látex de sangre de grado, el agua dura y blanda, etc..

Características

Forma	Cilindrica
Capacidad	50, 250, 100, 500 L
Material	Acero

Selladora

Se utilizará para sellar las bolsas plástica donde se almacenara el producto terminado. Velocidad del sellado: 500 bolsas /h.

3.2.6 INSTRUMENTACION Y CONTROL DEL PROCESO

3.2.6.1 Descripción del Método de Control

Todos los procesos y operaciones de ingeniería están gobernadas por parámetros y variables que deben ser medidas y controladas para conseguir un buen desempeño de las maquinas y equipos. Para este propósito se utilizan los instrumentos de control.

En este método de control del proceso productivo se desarrollan de dos formas:

Automático y manual. El control automático generalmente se usa en procesos continuos, el cual ayuda a disminuir la mano de obra, al mismo tiempo que garantiza un funcionamiento correcto y normal de la maquinaria y equipos de procesos. El control manual se usa generalmente en pequeñas industrias.

- Por el tipo de planta que se instalará, el presente estudio considera que el método de control es manual según las etapas productivas.

- Por lo general el control de operaciones y procesos es considerado una especialidad de aquí se deduce la gran importancia que posee.

3.2.6.2. Instrumentos de control

Principios básicos del control

Las variables importantes que requieren ser medidas, registradas o controladas son:

- _ Flujo
- _ Presión
- _ Temperatura
- _ Nivel

Cada una de estas variables, dependiendo de su importancia operacional, puede ser medida, indicada, registrada localmente ó simultáneamente transmitida como señal neumática ó electrónica a la sala de control donde deberá ser comprobadas según sus condiciones prefijadas.

La simbología de los controles usados en cada equipo y su aplicación en cada una de ellas, se dan a continuación.

- FC = Controlador de flujo
- LI = Indicador de nivel
- TI = Indicador de temperatura
- PI = Indicador de presión

3.2.6.3 Funciones de los instrumentos

Clasificación

Atendiendo a su función se podría clasificar en forma sistemática lo siguiente:

- Instrumento de medida.** Cuya función consiste en dar una señal (visual neumática, electrónica o de otro tipo), proporcional a la variable medida. Este grupo engloba los indicadores y registradores locales, los transmisores y termostatos.

b) Instrumento de regulación y control:

Son los encargados de mantener las variables controladas en un valor deseado ó bien dentro de ciertos límites, el más característico de los instrumentos de este grupo es el controlador.

Estos instrumentos formarán parte de cada equipo utilizado

3.2.6.4 Instrumentación en los equipos principales

1) FILTRO

- a) 01 controlador de flujo (FC)
- b) 01 indicador de nivel

2) EVAPORADOR

- a) 01 controlador de flujo de vapor a la entrada (FC)
- b) 01 indicador de temperatura (TI)
- c) 01 Indicador de presión (PI)
- d) 01 controlador de flujo de alimentación (FC)

3) MEZCLADOR

- a) 01 controlador de flujo (FC)

4) ATOMIZADOR

- a) 01 controlador de flujo de alimentación (FC)
- b) 01 control de flujo de aire caliente (FC)

Existen muchos tipos de atomizadores aunque todos se basan en la rápida evaporación del agua desde la superficie relativamente grande de la sangre de grado reducida a pequeñas gotitas que se dispersan en el interior de una atmósfera caliente. El corto tiempo de residencia en un atomizador (**SPRAY DRYER**) facilita la aplicación del control automático.

Masters (1985) analiza la configuración de control relativamente Standard que se muestra en la figura 3.6 en la que el calor consumido es controlado a partir de la temperatura de entrada y el caudal de alimentación a partir de la temperatura de salida, con un simple lazo por medio del cual la entrada de calor es controlada a

partir de la temperatura de salida, con regulación manual del caudal de alimentación.

El sistema de simple lazo incluye en el lazo el tiempo de retardo (time lag) en el control del calentador, limitando la velocidad de respuesta. El control puede ser mejorado por medio de un control en cascada de la salida del control de temperatura de salida sobre la consigna de un controlador de la temperatura de entrada que actúa más rápido.

En el caso de interrupción de la alimentación ó bloqueo, la temperatura de salida puede aumentar rápidamente **A/S NIRO ATOMIZER** de Copenhague (DINAMARCA), se adelantó en la introducción de la acción automática de seguridad en los atomizadores, cuando se alcanza la temperatura límite de salida, se activan más boquillas de agua en el fondo del atomizador, actuando como boquillas de atomizador para reducir la temperatura de salida o una velocidad más alta para inundar la cámara y prevenir así el riesgo de explosión de la atmósfera que se forma en el interior de remolinos de polvo seco.

Algunos sistemas de seguridad desvían la línea de alimentación sustituyéndola por agua a modo de aviso si la temperatura de salida aumenta lentamente, lo que indica un bloqueo parcial de la alimentación del atomizador.

Si se quita el bloqueo, el rendimiento normal se puede recuperar sin una interrupción significativa de caudal de producto.

También se pueden acoplar sistemas de bloqueo para prevenir un deterioro accidental del atomizador, que pueden incluir:

Rotura de vacío para prevenir implosión debido a presión negativa.

Desvío de flujo de aire para prevenir deterioro o avería en el intercambiador de calor.

Corte de la alimentación si el atomizador (la boquilla) no gira (para prevenir que se humedezca la pared).

Paro de los ventiladores principales, si los ventiladores de enfriamiento de las paredes (si se tienen) no funcionan.

_ Paro del equipo atomizador si hay fallo de agua de lavado del aire de salida (para prevenir emisiones de finos a la atmósfera).

Bloore y Boag (1982) describen la prueba de modelos matemáticos de funcionamiento del atomizador con diferentes configuraciones de control. Estos autores concluyen que aunque parecen factibles varias configuraciones de control, solo el estudio de las relaciones entrada/ salida considerando el proceso en estado estacionario puede determinar cual es la más eficiente.

Para el control de la temperatura del aire de salida, la retroalimentación hacia la temperatura de entrada del aire tiene la ventaja de minimizar los cambios en el contenido de humedad del polvo como consecuencia de la variación de la concentración del alimento.

El control de la temperatura del aire de salida por caudal de alimento o presión de atomización no se recomienda para equipos con boquillas de atomización sensibles a la viscosidad.

Los modelos han sido útiles en la interpretación de las ecuaciones de regresión que describen la calidad del polvo en términos de variables de proceso, y en la comprobación del efecto de las prácticas de operación sobre el control de la calidad de producto.

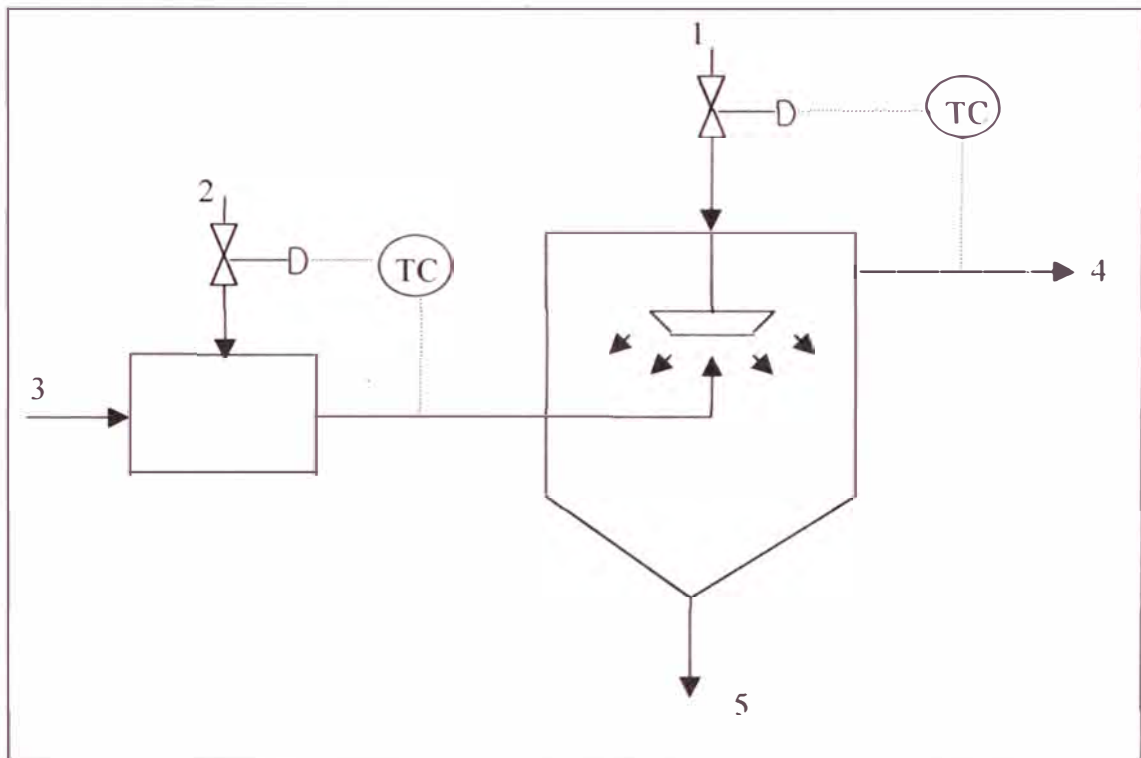


FIGURA 3.6: Forma común del control de un atomizador

- 1.- Alimento
- 2.- Vapor
- 3.- Aire
- 4.- Salida del aire
- 5.- Producto

3.2.6.5 Instrumentación de los Equipos Auxiliares

- a) Tanque de Petróleo para el Caldero: Un indicador de nivel (LI), del fluido
- b) Tanque de alimentación de Agua: Un indicador de nivel (LI), Controlador de flujo a la entrada y salida del tanque (FC).

3.2.6.6 Control de Calidad

Como es natural en toda planta industrial independientemente del tamaño, el control de calidad cumple un papel importante, del cual depende el prestigio y renombre de la fábrica y la aceptación del producto en el mercado que cubra las expectativas de los consumidores.

Estos controles de calidad se llevan a cabo en el laboratorio, tanto de la materia prima al iniciar el proceso, como de los productos y de los insumos de fabricación.

3.2.6.7 Control de Materia Prima e Insumos

- A) **Látex de sangre de grado:** El fin que se persigue es asegurar la calidad de la materia prima que ha de utilizarse en el proceso, salvaguardando los intereses de la empresa en la transacción con los proveedores.

La materia prima a usarse en el siguiente proceso debe poseer las siguientes características:

Color	Rojo Sangre
Sabor	Astringente
Olor	Sui- generéis
pH	4,3
Solubilidad:	En etanol, ligeramente en agua.
Densidad	1,30 kg / L

Identificación:

_ Se frota la resina sobre el dorso de la mano, observándose la formación de espuma

_ Aplicar una gota sobre un papel secante (filtro), si se mantiene el color oscuro con una mancha en el centro sin diluirse es legitima.

_ Se realiza una confrontación con el estándar que se tiene de legitima, que consiste en mezclar la que se ofrece con el estándar si se mezclan es por que es legitima.

B) Encapsulante, se controlará las siguientes características:

Humedad	8-10%
pH	2,8-3,2
Solubilidad	90-95%
Viscosidad Brook field	200-400 cps
Color	amarillo pálido.

3.2.6.8 Control del Producto

Este control es muy importante dentro de una planta industrial, ya que mediante el, se salvaguarda el prestigio de la industria y se asegura la aceptación del producto en el mercado.

El control debe efectuarse a la salida del atomizador para garantizar la concentración y propiedades del producto (5% de Humedad, 20% de Taspina) el cual definirá su comercialización en el mercado.

Para determinar la contaminación del producto se realizara las siguientes técnicas:

Componentes	Técnicas
Volátiles	cromatografía gaseosa
No volátiles	HPLC
Alcaloides	HPLC

3.2.7 DISTRIBUCION Y ESTRUCTURA DE LA PLANTA

Este punto trata de explicar los aspectos que presenta la infraestructura de la planta industrial, basándose en las necesidades que debe tener cada área de producción y de las posibilidades de expansión que se realizaran posteriormente de acuerdo a las necesidades del mercado.

3.2.7.1 Terreno y área necesaria

La planta contara con un área total de 361,13 m². Donde se incluye las áreas de producción como las áreas administrativas, dentro de las cuales podemos mencionar:

- Área de administración
- Área de producción y auxiliares de proceso.
- Servicios Higiénicos
- Taller de mantenimiento y almacenes.
- Área de expansión futura.
- Acceso a la planta.

3.2.7.2 Previsiones para la expansión futura

Las previsiones para la expansión futura y el área correspondiente para este fin, va a estar incluido en la construcción de la planta industrial y dependerá de la demanda existente en el mercado del producto y la aceptación de este, por lo que se considera un área muy específica el cual estará ubicada al costado del área del proceso, y consta de 45 m².

3.2.7.3 Edificios

La planta industrial contara con dos edificios, en el primero se ubicara el área de administración y en el segundo estarán incluidos las distintas áreas como:

- _ Área de producción y auxiliares de proceso
- _ Área de expansión futura.

3.2.7.4 Cimiento y Estructura

La característica principal de los cimientos es distribuir uniformemente las cargas de las estructuras y se van a construir de acuerdo al peso de los equipos que van a soportar, para lo cual se van a tomar previsiones necesarias contra las fracturas que puedan ser ocasionados por éstos, durante el proceso de producción, lo cual conllevaria a paralizaciones.

Los equipos y auxiliares de proceso, tales como el mezclador, evaporador, caldero y filtro tendrán un cimiento de concreto y varilla de hierro en suficiente cantidad para soportar el peso de estos equipos.

Los cimientos para las oficinas, taller de mantenimiento y la base para toda la estructura de la planta industrial es de concreto.

La estructura de toda la planta industrial es cerrada, cuyo techo estará sostenido por perfiles de acero y de calamina. La estructura en su totalidad estará construida de ladrillo común, cemento y fierro.

3.2.7.5 Tuberías

Las tuberías estarán distribuidas de acuerdo a las necesidades de los equipos de proceso y de los auxiliares de proceso, dependiendo de la longitud de la tubería recta y de la cantidad de accesorios que va a utilizar. Todas las tuberías son de acero inoxidable con bridas de acero al cadmio.

Los tamaños nominales de las tuberías han sido determinados mediante velocidades recomendadas para transportar flujos viscosos. Las válvulas del circuito del látex de sangre de grado serán de tipo globo.

3.2.7.6 Distribución de la planta

Se ha realizado teniendo en cuenta los factores de convivencia desde el punto de vista de las operaciones y accesibilidad, distribución económica de tuberías y materia prima, seguridad y futura ampliación de la planta.

El área de almacenamiento de materia prima se ha ubicado cerca al filtro. En el área de proceso, los equipos guardan una distancia de 2 a 3 m, para facilitar el mantenimiento de los equipos.

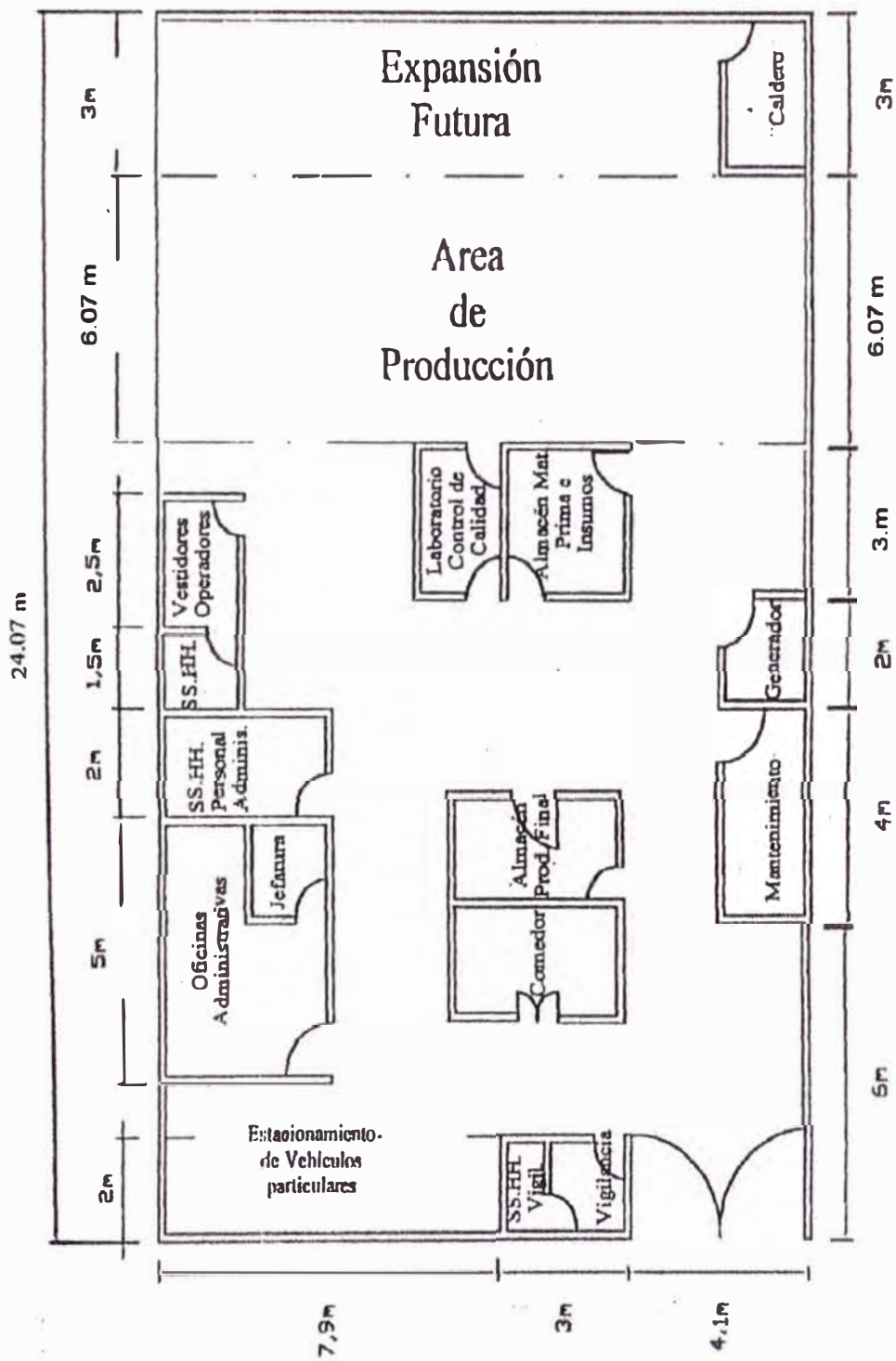
Dentro de la planta habrá caminos para el libre tráfico de los camiones para el transporte de la materia prima, cuando éste llegue a la planta.

3.2.7.7 Distribución de Edificios

La distribución de edificios se hará de acuerdo las necesidades de espacio que requiera cada área de trabajo y se mostrara en el plano maestro.

3.2.7.8 Plano Maestro

Es donde se muestra en forma detallada la estructura de la planta y de todas las áreas de proceso.



PLANO N° 01: DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

3.2.8 SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL

Desde el punto de vista industrial la productividad constituye un objetivo principal y este se obtiene entre otros aspectos mediante una adecuada aplicación de la seguridad, de ahí su importancia en todas las industrias.

Los empleados de la empresa tendrán conciencia que la seguridad es responsabilidad de todos, es decir, estar alerta a todo lo que hacemos y a todo lo que sucede a nuestro alrededor.

Para evitar accidentes se tendrá en cuenta “Un acto inseguro es algo que una persona hace y puede causar un accidente ó una lesión”.

- Realizar prácticas contra incendios con todo el personal cada 15 días.
- Instalar en lugares estratégicos los grifos de agua y extintores.
- El almacenamiento de la materia prima, producto y aditivos deberán estar alejados de las tuberías de vapor y conducciones eléctricas así como de combustibles.
- La utilización de cascos y guantes de seguridad.
- Todo el personal de trabajo y visitantes debe cumplir las siguientes normas:
- Conocer y obedecer permanentemente todos los signos y avisos colocados en los diferentes lugares de la planta.
- Las reglas de seguridad no deberán ser modificadas sin autorización del jefe de planta. En el caso de realizarse modificaciones, deberá realizarse cursos sobre el particular, para que todo el personal tenga conocimiento.
- Si se observa una condición insegura, deberá ser notificado de inmediato al jefe de planta.
- Antes de iniciar un trabajo, se deberá asegurar que la labor no implique peligro alguno para sí mismo ó para otras personas.

El área de trabajo es el lugar donde se lleva a cabo las labores, incluye el equipo y el espacio sobre las cuales se ejerce cierto control. Como la seguridad es su responsabilidad personal, se debe estar al tanto de todo lo que ocurre en el área de trabajo en todo momento.

- La higiene industrial permitirá prevenir y controlar los riesgos susceptibles que puedan afectar la salud ó al ambiente del trabajador, como consecuencia de sus actividades en el trabajo. Todo el personal estará preparado para realizar los actos de primeros auxilios, pero se contará con brigadas de emergencia presididos por el jefe de la planta.
- Antes de iniciar el funcionamiento de la planta la empresa habrá notificado a la Dirección Regional de la Industria sobre el inicio de sus operaciones, acompañando para este fin los requisitos siguientes:
 - Características de la producción
 - Operaciones
 - Proceso e instalaciones
 - Copia de los planos

Acatando de esta manera el cumplimiento de las disposiciones del reglamento de seguridad industrial.

3.2.9 DISPOSICION DE DESPERDICIOS

Por tratarse la planta de una industria de producción de extracto atomizado de sangre de grado y teniendo como proceso principal **LA ATOMIZACION** que consta de un separador de ciclón donde perdemos pequeñas cantidades de polvo de sangre de grado, el cual se expande dentro del área de trabajo que a la larga pone en riesgo la salud del personal, por lo cual los trabajadores deberán utilizar equipo de protección personal (mascarillas) y se contará con extractores que pueda dispersar el polvo fuera del área de trabajo.

Como la pérdida es mínima, no producirá riesgos en el ambiente en el proceso de filtración del látex de sangre de grado, se obtendrá desechos que pueden ser utilizados como abono.

Se puede concluir que el proceso de producción no afecta al ambiente.

3.3. ESTUDIO DEL IMPACTO AMBIENTAL

El objetivo principal del estudio es realizar los respectivos análisis sobre los probables impactos que puedan producirse sobre el área donde se propone construir la Planta Productora de Extracto Atomizado de Sangre de Grado.

Descripción Del Proyecto

El área de estudio del impacto ambiental corresponde a aquella donde se desarrollaran las obras de la planta productora de extracto atomizado de sangre de grado, que se encontrará ubicada en la ciudad de Iquitos.

El proyecto consiste en el aprovechamiento del látex de sangre de grado, para producir polvo de sangre de grado.

Descripción del ambiente

Desde el punto de vista climático, puede señalarse que la temperatura media anual se encuentra alrededor de 28°C, aun cuando las temperaturas máximas puedan alcanzar en algunos casos los 40°C. El periodo de lluvias se presenta en forma variada en todo el año.

El relieve topográfico esta conformado por áreas planas. Los suelos son de baja calidad agronómica aunque con enorme cantidad de agua en el subsuelo. La flora y la fauna de la zona está deteriorada por constituirse en zona urbana.

CAPITULO IV: ORGANIZACIÓN DEL PROYECTO

4.1 INTRODUCCION

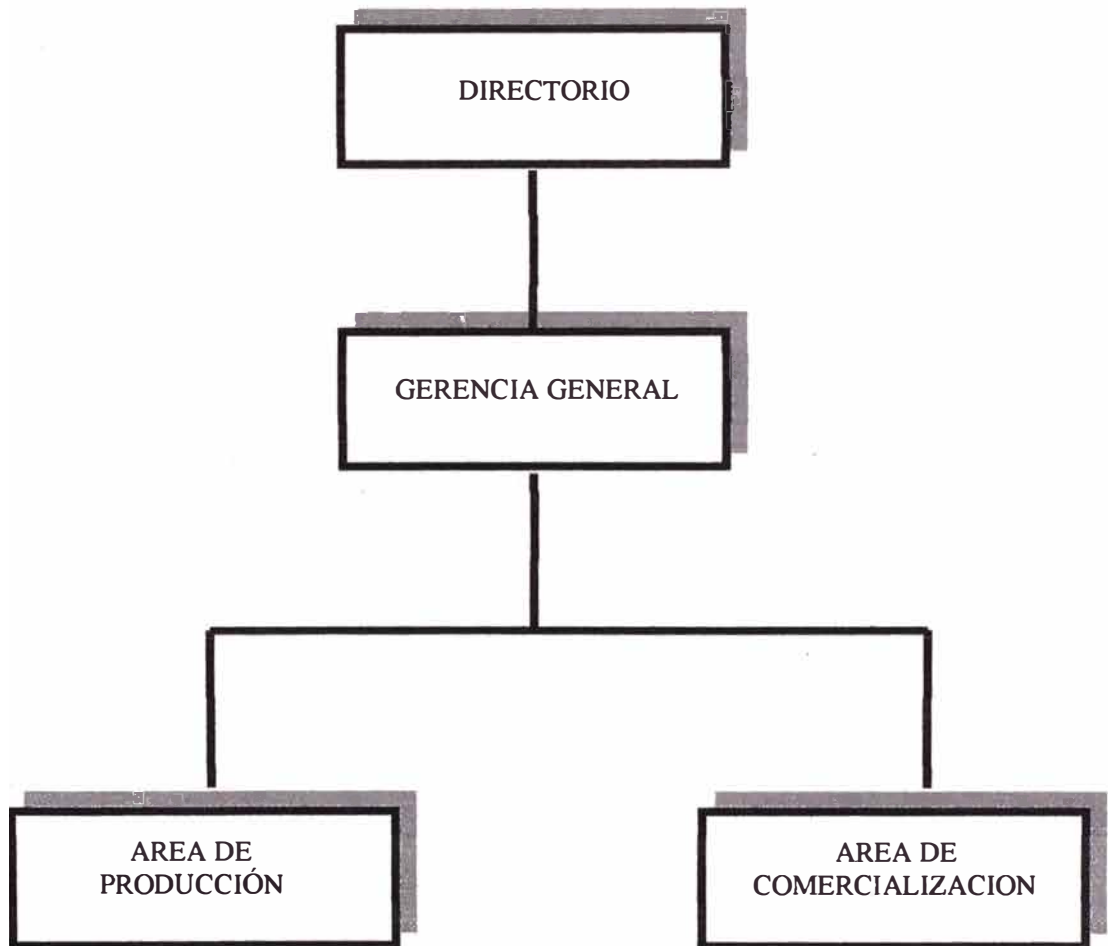
El presente proyecto adoptará forma de organización que se adecuará al marco de operación de la actividad empresarial del sector privado, constituyendo una Sociedad Anónima Cerrada (SAC).

La administración y dirección de la sociedad quedaran a cargo del directorio, el cual elegirá al presidente del directorio, quien representará al mismo. De la misma manera lo hará en la designación del gerente general, quien tendrá a su cargo la dirección y ejecución de la actividad de la empresa.

4.2 ORGANIZACIÓN

La estructura orgánica de la empresa se muestra en la Fig. N° 01 el cual contiene las unidades básicas para el normal funcionamiento de la empresa.

FIGURA N°4.1: ESTRUCTURA ORGÁNICA DE LA EMPRESA



4.3 FUNCIONES GENERALES

4.3.1 AREA ADMINISTRATIVA.

Las funciones generales del área administrativa son las siguientes:

- Planear, organizar, dirigir, coordinar y controlar la buena marcha de la empresa para alcanzar los objetivos propuestos.
- Supervisar las acciones de las diferentes áreas de la empresa y velar por el cumplimiento de las funciones asignadas.
- Selección y contrato del personal de la empresa.

4.3.2 AREA DE PRODUCCION

Las funciones generales de esta son:

- Organizar y controlar la producción de Sangre de Grado Atomizado.
- Asegurar el stock mínimo de materia prima e insumos.
- Dar mantenimiento periódico a la infraestructura y los equipos.

4.3.3 AREA DE COMERCIALIZACION

Las funciones generales de esta área son:

- Programar, organizar y ejecutar el programa de comercialización y venta de Sangre de Grado Atomizado.
- Coordinar los programas de producción de acuerdo a los volúmenes de ventas.

CAPITULO V: INVERSION

5.1 INVERSION DEL PROYECTO

La inversión de este estudio comprende los gastos a efectuarse en la adquisición de determinados factores y medios productivos que permitan cuantificar en términos monetarios los requerimientos de capital.

La inversión total estimada para este estudio asciende a \$ 299 851,87 distribuidos en inversión fija y capital de Trabajo (cuadro N°16).

CUADRO N° 16: INVERSION TOTAL DEL PROYECTO (U.S. \$)

R U B R O	MONTO (\$)
Inversión fija	185 815,79
Capital de trabajo	114 036,08
Inversión total	299 851,87

5.1.1 INVERSION FIJA (TANGIBLES E INTANGIBLES)

La inversión fija es el recurso real y financiero que se asigna para la adquisición de activos que no son materia de transacción y tienen una vida útil duradera y se subdividen en dos categorías:

Inversión fija tangible

Inversión fija intangible

La inversión fija total asciende a \$ 185 815,79 cuyo detalle se muestra en el cuadro N° 17, los activos tangibles e intangibles son mostrados a su vez en los cuadros N° 18 y N° 19 respectivamente.

CUADRO N° 17: INVERSION FIJA TOTAL (U.S. \$)

R U B R O	MONTO (\$)
Activo Tangibles	145 473,37
Activo Intangibles	37 782,42
Sub TOTAL	183 255,78
Imprevistos (1.4%)	2 560,00
Inversión Fija Total	185 815,79

Activos Tangibles. Son los bienes físicos que se caracterizan por su materialidad física de sus componentes y están sujetos a depreciaciones. Los activos tangibles ascienden en total a \$ 145 473,37 como se muestra en el siguiente cuadro:

CUADRO N° 18: COMPOSICION DE ACTIVOS TANGIBLES (U.S. \$)

RUBRO	MONTO (\$)
Activos tangibles	
Terreno	2 760,00
Obras civiles	11 200,00
Maquinaria y equipo	120 913,37
Instrumentación	10 000,00
Otros	600,00
Total	145 473,37

Activos Intangibles Son los bienes que se caracterizan por su no materialidad, por lo tanto no se conocen en forma directa, y están sujetas a amortización.

Los activos intangibles ascienden un total de \$ 37 782,42 como se detalla en el siguiente Cuadro:

CUADRO N° 19: COMPOSICION DE ACTIVOS INTANGIBLES (U.S. \$)

RUBRO	MONTO (\$)
Activos Intangibles	
Estudio del proyecto	2 500,00
Gastos de organización	1 500,00
Prueba y puesta en marcha	33 782,42
TOTAL	37 782,42

5.1.2 CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo comprende el conjunto de recursos que debe disponer el proyecto para su operación normal inicial.

El monto a considerar para la inversión en el capital de trabajo asciende a \$114 036,08 considerando 01 turno de 8 h por día operando 300 días al año.

El detalle se muestra en el cuadro N° 20:

CUADRO N° 20: CAPITAL DE TRABAJO

R U B R O	TOTAL /MES (\$)
Materia Prima y otros requerimientos	112 236,08
Mano de obra	1 800,00
Capital de Trabajo Total	114 036,08

5.2 ESTRUCTURA DE LA INVERSION

La inversión total del proyecto esta constituido por todos los recursos tangibles e intangibles necesarios para que la unidad productiva se desarrolle normalmente. Algunas de estas inversiones se renuevan permanentemente debido a su consumo en el tiempo (capital de trabajo), otras permanecen inmóviles durante toda la vida útil del proyecto maquinarias y equipos). El cuadro N° 21 muestra la estructura de la inversión total del proyecto.

CUADRO N° 21: ESTRUCTURA DE LA INVERSIÓN

Inversión Total	U.M.	Cantidad	Precio Unitario (U.S.\$)	Total (U.S.\$)	Total Por Rubro (U.S \$)
Activos Tangibles					145 473,37
Terreno	M ²	345	8,00	2 760,00	
Obras civiles	M ²	280	40,00	11,200,00	
Filtro	UND	1	812,37	812,37	
Evaporador	UND	2	7 221,00	14 442,00	
Mezclador + agitador	UND	1	12 035,00	12 035,00	
Atomizador	UND	1	73 600,00	73 600,00	
Tanques	UND	3	3 008,00	9 024,00	
Caldero	UND	1	6 000,00	6 000,00	
Generador	UND	1	4 000,00	4 000,00	
Bombas centrífugas	UND	4	250,00	1 000,00	
Instrumentación	GLB		10 000,00	10 000,00	
Otros	GLB		600,00	600,00	
Activos intangibles					37 782,42
Estudio del proyecto	UND	1	2 500,00	2 500,00	
Organización y gestión	UND	1	1 500,00	1 500,00	
Puesta en marcha	DIAS	3	11 260,81	33 782,42	
Imprevistos	GLB	1	2 560,00	2 560,00	2 560,00
Capital de trabajo					114 036,08
Materia prima y materiales					112 236,06
Materia prima	TM/mes	6	18 462,00	110 772,00	
Insumos	TM/mes	1,223	285,43	349,085	
Combustible	Gal/mes	610	1,50	915,00	
Otros	MES		200,00	200,00	
Mano de obra					1 800,00
Jefe de planta	MES	1	600,00	600,00	
Asistente de producción	MES	1	400,00	400,00	
Obreros	MES	4	200,00	800,00	
				TOTALS	299 851,87

5.3 PROGRAMA DE INVERSIONES DEL PROYECTO

Las inversiones del proyecto no se ejecutan al mismo tiempo. Si no se realizan de acuerdo al ciclo de vida del proyecto. Por lo tanto, es necesario programarlos para los efectos de financiarlos oportunamente.

En el cuadro N° 22 se muestra un programa tentativo de inversiones del proyecto y que está elaborado en función de un cronograma de trabajo de las actividades de los Sub-Programas como son implementación, producción, recursos (Capital de trabajo) y puesta en marcha.

CUADRO N° 22: CRONOGRAMA DE INVERSIONES DEL PROYECTO

CONCEPTO	ETAPA PREOPERATIVA						ETAPA OPERATIVA				
	MESES						MESES				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
INVERSION FIJA											
Estudio del Proyecto	2 500,00										
Terreno				2 760,00							
Obras civiles					1400,00	933,33	2 520,00	2 333,3	4 013,33		
Maquinarias y Equipos										121 513,37	
Instrumentos. y enseres de Laboratorio.										10 000,00	
Muebles y enseres											
Organización y gestión											1 500,00
Puesta en marcha											33 782,42
Imprevistos											2 560,00
CAPITAL DE TRABAJO											
Materia Prima y Materiales											112 236,08
Mano de Obra											1 800,00
INVERSION TOTAL (US \$)	2 500,00			2 760,00	1 400,00	933,33	2 520,00	2 333.3	4 013.33	130 913,37	151 878,48

CAPITULO VI: FINANCIAMIENTO

6.1 FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

Para la ejecución del presente proyecto, se analizó las diferentes líneas de crédito de las distintas instituciones financieras.

Para ello se ha elegido la línea de crédito COFIDE (PROPEM-BID-BANCO CONTINENTAL) por la facilidad con que actualmente viene ofreciendo el crédito, forma de pago, periodo de gracia, interés anual bajo.

El crédito solicitado asciende al 90% de la inversión total \$ 269 866,68, considerándose el 10% como aporte propio (\$29 985,19), como se puede apreciar en los cuadros N° 23 y 24.

6.2 CARACTERISTICAS Y CONDICIONES DEL FINANCIAMIENTO

**CUADRO N°23: CARACTERISTICAS DEL FINANCIAMIENTO
PRESTAMO (U. S. \$)**

RUBRO	PROPEM-BID	BANCO CONTINENTAL	APORTE PROPIO	TOTAL FINANCIAMIENTO
Aporte financiero	70%	20 %	10%	100%
MONTO (U.S. \$)	209 896,31	59 970,37	29 985,19	299 851,87
Moneda internacional	Dólares americanos	Dólares Americanos	Dólares americanos	
INTERES ANUAL	12%	12%	45%	
PLAZO	Cinco (05) Años	Cinco (05) Años	Cinco (05) Años	
MODALIDAD DE PAGO	Cuota constante	Cuota Constante		
PERIODO DE GRACIA	Dos trimestres	Dos trimestres	Un trimestre	
Forma de pago	Trimestre vencido	Trimestre vencido	Trimestre vencido	

6.3 ESTRUCTURA DEL FINANCIAMIENTO

Para el financiamiento del proyecto se solicitara el préstamo a COFIDE (PROPEM-BID)-Banco Continental y el aporte propio de los accionistas. La distribución se aprecia en el Cuadro N° 24

CUADRO N° 24: ESTRUCTURA DEL FINANCIAMIENTO (U.S. \$)

	CAPITAL DE TRABAJO		INVERSION FIJA		TOTAL DEL FINANCIAMIENTO	
	MONTO	%	MONTO	%	MONTO	%
Entidad						
Cofide	94 753,19	31,60	115 143,10	38,40	209 896,31	70,00
Banco Continental	10 494,82	3,50	49 475,56	16,50	59 970,37	20,00
Aporte Propio	8788,07	2,93	21197,13	7,07	29 985,19	10,00
TOTAL	114 036,08	38,03	185 815,79	61,97	299 851,87	100,00

CUADRO N° 25: CALCULO DE CUOTAS PARA PAGO DE PRESTAMOS (U.S.\$)

Monto	269 866,68
Cuotas	18
Tasa de Interés (%/ trim)	3
Factor de Recuperación	0,072708696
Cuota	8 096,00

CUADRO N° 26: FORMA DE PAGO DEL FINANCIAMIENTO
(U.S. \$)

PERIODO	SALDO	INTERES	CANT AMORT.	CUOTA
	269 866,68			
1	269 866,68	8 096,00	0,00	8 096,00
2	269 866,68	8 096,00	0,00	8 096,00
3	258 341,03	8 096,00	11 525,65	19 621,65
4	246469,61	7 750,23	11 871,42	19 621,65
5	234,242,04	7 394,09	12 227,57	19 621,65
6	221 647,65	7 027,26	12 594,39	19 621,65
7	208 675,65	6 649,43	12 972,23	19 621,65
8	195 314,03	6 260,26	13 361,39	19 621,65
9	181 551,79	5 859,42	13 762,23	19 621,65
10	167 376,69	5 446,55	14 175,10	19 621,65
11	152 776,34	5 021,30	14 600,35	19 621,65
12	137 737,98	4 583,29	15 038,36	19 621,65
13	122 248,46	4 132,14	15 489,52	19 621,65
14	106 294,26	3 367,45	15954,20	19 621,65
15	89 861,43	3 188,83	16432,83	19 621,65
16	72 935,62	2 695,84	16 925,81	19 621,65
17	55 502,03	2 188,07	17 433,59	19 621,65
18	37 545,44	1 665,06	17956,59	19 621,65
19	19 050,15	1 126,36	18 485,29	19 621,65
20	0,00	571,50	19 050,15	19 621,65
	TOTAL	99 515,10	269 866,08	369 332,48

CUADRO N° 27: RESUMEN DE FINANCIAMIENTO (U.S. \$)

PERIODO	SALDO	INTERES	CANT. AMORT	CUOTA
0	269 866,68			
4	1 044 544,00	32 038,23	23 397,08	55 435,3
8	859 879,13	27 331,04	51 155,58	78 486,62
12	639 442,80	20 910,57	57 576,05	78 486,62
18	391 339,77	13 684,26	64 802,35	78 486,62
20	112 097,63	5 551,00	72 935,62	78 486,62
	TOTAL	99 515,10	269 866,68	369 332,48

CAPITULO VII: PRESUPUESTO DE CAJA

7.1 INGRESOS DEL PROYECTO

7.1.1 PROGRAMA DE PRODUCCION

Para elaborar el programa de producción se tendrá en cuenta que el proyecto pretende cubrir el 35 % de la demanda insatisfecha del mercado internacional para el año 2 008 (13,96 t/año), lo cual representa el 100 % de la capacidad instalada de la planta. En el primer año se producirá el 60 % de la capacidad instalada, con la finalidad de identificar, seleccionar y asegurar los proveedores de materia prima e insumos y establecer los mecanismos de comercialización del producto a los clientes de acuerdo a sus exigencias y requerimientos.

En los años siguientes se incrementara en un 10 % anual la capacidad de producción hasta alcanzar el 100 % de la capacidad instalada, en todos los años se trabajará un turno de 8 h por día y 300 días al año. En el cuadro N° 28 presentamos el programa de producción:

CUADRO N° 28: PROGRAMA DE PRODUCCION (TM/AÑO)

RUBRO	AÑO				
	1	2	3	4	5
Extracto Atomizado Sangre de grado (t)	8,37	9,77	11,16	12,56	13,96

7.1.2 INGRESOS POR VENTA DEL PRODUCTO

Los ingresos del proyecto corresponden a la venta del producto(Sangre de grado Atomizado) al precio de \$138.00 por kg (precio promedio del mercado), para lo cual se utilizará los diferentes canales de comercialización existentes y se cumplirá con los parámetros de calidad exigidos por el mercado internacional. Los montos de acuerdo al programa de producción planteado se muestran en el cuadro N° 29.

CUADRO N° 29: INGRESOS POR VENTAS (US \$)

RUBRO	AÑOS				
	1	2	3	4	5
Ingreso por ventas US \$	1 155,060	1 348,260	1 540,080	1 733,280	1 926,480
Cantidad de Extracto atomizado (kg)	8 370	9 770	11 160	12 560	13 960
Precio de venta US \$/ kg	138	138	138	138	138

7.2 EGRESOS DEL PROYECTO

Los desembolsos se clasificaran en 02 grupos:

Costos de fabricación

Gastos de Periodo

El costo total de producción esta dado por:

**COSTO DE FABRICACIÓN +
GASTOS DEL PERIODO**

COSTO TOTAL DE PRODUCCION

7.2.1 COSTOS DE FABRICACION

Son los recursos reales y financieros destinados a la adquisición de factores y medios de producción para el desarrollo y fabricación del producto pueden ser directos e indirectos. Ver cuadro N°32.

7.2.1.1 COSTOS DIRECTOS

Esta constituido por los montos correspondientes a los materiales directos y mano de obra directa.

7.2.1.2 COSTOS INDIRECTOS

Esta compuesto por los montos correspondientes a:

Materiales indirectos

Mano de obra indirecta

Gastos indirectos.

Ver cuadro N° 31

CUADRO N° 30: COSTOS DIRECTOS (U.S. \$)

	1	2	3	4	5
Materiales Directos	933 412,70	1 088 981,40	1 244 550,20	1 400 118,99	1 555 687,70
Materia prima	930 484,80	1 085 565,60	1 240 646,40	1 395 727,20	1 550 808,00
Insumos	2 927,86	3 415,84	3 903,82	4 391,79	4 879,77
Mano de obra Directa	25 200	25 200	25 200	25 200	25 200
Jefe de planta	8 400,00	8 400,00	8 400,00	8 400,00	8 400,00
Asistente de Producción (1)	5 600,00	5 600,00	5 600,00	5 600,00	5 600,00
Obreros (4)	11 200,00	11 200,00	11 200,00	11 200,00	11 200,00
TOTAL	958 612.7	1 114 181.4	1 269 750.2	1 425 318.99	1 580 887.7

CUADRO N° 31: COSTOS INDIRECTOS (U.S. \$)

	1	2	3	4	5
Materiales Indirectos	11 550	11 550	11 550	11 550	11 550
-Combustibles y lubricantes	9 150	9 150	9 150	9 150	9 150
-Otros materiales	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
Mano de obra indirecta	16 700	16 700	16 700	16 700	16 700
-Gerente de producción	8 400	8 400	8 400	8 400	8 400
-Chóferes	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
-Jefe de Mantenimiento	3 500	3 500	3 500	3 500	3 500
-Guardianía	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
Gastos indirectos	24 729,50	24 729,50	24 729,50	24 729,50	24 729,50
Energía	500	500	500	500	500
- Electricidad	500	500	500	500	500
Comunicaciones	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
-Teléfono	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
Primas de seguros	240	240	240	240	240
- Desastre	240	240	240	240	240
-Depreciaciones y amort. Carga diferida.	21 589,50	21 589,50	21 589,50	21 589,50	21 589,50
TOTAL	52 979,5	52 979,5	52 979,5	52 979,5	52 979,5

CUADRO N° 32: COSTO TOTAL DE FABRICACION (US \$)

	1	2	3	4	5
Costo Total De Fabricación	1 011 592, 2	1 167 160,9	1 322 729, 7	1 478 298, 5	1 633 867,2

7.2.2 GASTOS DEL PERIODO

Se dividen en gastos de operación y gastos financieros.

7.2.2 1 GASTOS DE OPERACIÓN

Son los recursos monetarios que permiten cumplir con la distribución oportuna del producto principal al mercado o al consumidor final y demás gastos generales.

Ver cuadros N ° 33, 34, 35.

CUADRO N° 33: GASTO DE VENTA (US \$)

	1	2	3	4	5
Gastos laborales	11 200,00	11 200,00	11 200,00	11 200,00	11 200,00
Sueldos	11 200,00	11 200,00	11 200,00	11,200,00	11 200,00
Gerente de ventas	7 700,00	7 700,00	7 700,00	7 700,00	7 700,00
Asistente de Ventas	3 500,00	3 500,00	3 500,00	3 500,00	3 500,00
Publicidad	2 400,00	2 400,00	2 400,00	2 400,00	2 400,00
TOTAL	13 600,00	13 600,00	13 600,00	13 600,00	13 600,00

CUADRO N° 34: GASTOS GENERALES DE ADMINISTRACION
(U.S.\$)

	1	2	3	4	5
Gastos laborales	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00
Sueldos	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00
Oficinistas	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00	4 200,00
Materiales y útiles de oficina	1 200,00	1 200,00	1 200,00	1 200,00	1 200,00
TOTAL	5 400,00	5 400,00	5 400,00	5 400,00	5 400,00

CUADRO N° 35: GASTO TOTAL DE OPERACIÓN (US \$)

	1	2	3	4	5
Gasto total de Operación	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00

7.2.2.2 GASTOS FINANCIEROS

Son los recursos monetarios destinados al pago periódico del proyecto por los préstamos obtenidos. Apreciamos en el siguiente (Cuadro N° 36) las amortizaciones del préstamo y servicio de la deuda.

CUADRO N° 36: CALCULO DE CUOTAS PARA PAGO DE PRÉSTAMOS

Monto (U.S.\$)	269 866,68
Cuotas	18
Tasa de Interés (%/trim)	3
Factor de recuperación	0,072708696
Cuota	8 096,00

CUADRO N° 37: FORMA DE PAGO DEL FINANCIAMIENTO (U.S. \$)

PERIODO	SALDO	INTERES	CANT AMORT.	CUOTA
	269 866,68			
1	269 866,68	8 096,00	0,00	8 096,00
2	269 866,68	8 096,00	0,00	8 096,00
3	258 341,03	8 096,00	11 525,65	19 621,65
4	246 469,61	7 750,23	11 871,42	19 621,65
5	234,242,04	7 394,09	12 227,57	19 621,65
6	221 647,65	7 027,26	12 594,39	19 621,65
7	208 675,65	6 649,43	12 972,23	19 621,65
8	195 314,03	6 260,26	13 361,39	19 621,65
9	181 551,79	5 859,42	13 762,23	19 621,65
10	167 376,69	5 446,55	14 175,10	19 621,65
11	152 776,34	5 021,30	14 600,35	19 621,65
12	137 737,98	4 583,29	15 038,36	19 621,65
13	122 248,46	4 132,14	15 489,52	19 621,65
14	106 294,26	367,45	15 954,20	19 621,65
15	89 861,43	3 188,83	16 432,83	19 621,65
16	72 935,62	2 695,84	16 925,81	19 621,65
17	55 502,03	2 188,07	17 433,59	19 621,65
18	37 545,44	1 665,06	17 956,59	19 621,65
19	19 050,15	1 126,36	18 485,29	19 621,65
20	0,00	571,50	19 050,15	19 621,65
	TOTAL	99 515,10	269 866,08	369 381,7

CUADRO N° 38: RESUMEN DE FINANCIAMIENTO (U.S. \$)

PERIODO	SALDO	INTERES	CANT. AMORT	CUOTA
0	269 866,68			
4	1 044 544,00	32 038,23	23 397,08	55 435,3
8	859 879,13	27 331,04	51 155,58	78 486,62
12	639 442,80	20 910,57	57 576,05	78 486,62
18	391 339,77	13 684,26	64 802,35	78 486,62
20	112 097,63	5 551,00	72 935,62	78 486,62
	TOTAL	99 515,10	269 866,68	369 381,7

CUADRO N°39: OTROS GASTOS (U.S.\$)

	1	2	3	4	5
Total otros gastos	648,00	648,00	648,00	648,00	648,00

7.2.3 PRESUPUESTO TOTAL DEL COSTO DE PRODUCCION

El presupuesto total del costo de producción se encuentra resumido en el cuadro N° 40.

7.3 PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio es el nivel de ventas en que el proyecto cubrirá exactamente sus costos de producción. El P.E. es aquel volumen de producción y ventas en el cual los ingresos totales generados son iguales a los costos totales de producción, cuando no hay utilidad ni pérdidas.

Punto de equilibrio cantidad de producción (Pec) = 4 051,16 kg

Punto de equilibrio Ingreso (Pei) = \$ 559 176,3

CUADRO N° 40: PRESUPUESTO TOTAL DEL COSTO DE PRODUCCION (U. S. \$)

	1	2	3	4	5
Costo de Fabricación	1 011 592,2	1 167 160,9	1 322 729,7	1 478 298,5	1 633 867,2
Gastos de Operación	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00
Gastos Financieros	32 038,20	27 311,00	21 910,50	13 684,20	5 551,00
Otros Gastos	648,00	648,00	648,00	648,00	648,00
Total egresos	1 063 278,4	1 214 119,7	1 364 288,26	1 511630,7	1 659 066,2

CUADRO N°41: COSTOS PARA LA CURVA DE EQUILIBRIO (AÑO)

RUBRO	COSTO FIJO	COSTO VARIABLE	COSTO TOTAL
Materiales directos		933 412,66	933 412,70
Jefe de planta	8 400,00		8 400,00
Asistente de producción	5 600,00		5 600,00
Obreros		11 200,00	11 200,00
Materiales indirectos	11 550		11 550
Mano de obra indirecta	16 700		16 700
Energía		500,00	500,00
Comunicaciones	2 400,00		2 400,00
Primas de seguros	240,00		240,00
Depreciación y amortización	21 589,51		21 589,51
Gastos de venta	13 600,00		13 600,00
Gastos generales y de administración	5 400,00		5 400,00
Gastos financieros		32 038,23	32 038,23
Otros gastos	648,00		648,00
COSTO TOTAL (U.S.)	86 127,61	977 150,89	1 063 278,4

CUADRO N° 42: RESUMEN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

AÑOS	1	2	3	4	5
Punto de Equilibrio (%)	48,4	39,09	32,88	27,97	24,35
Cantidad de Equilibrio (kg)	4 051,16	3819,40	3 669,69	3 513,98	3 400,22
Cantidad en (U.S. \$)	559 176,3	527 077,2	506 417,2	484 929,24	469 230,36

7.3.1 PUNTO DE EQUILIBRIO CANTIDAD DE PRODUCCION (Pec)

$$Pec = \frac{CF}{P_{vu} - CV_u} \qquad Cvu = \frac{CV}{P}$$

Donde :

- CT = Costo total
- CF = Costo Fijo
- CV = Costo Variable
- Pv = Precio de Venta Unitario
- CVu = Costo Variable Unitario
- P = Cantidad de producción

$$\text{Costo Variable Unitario} = \frac{\text{Costo Variable}}{\text{Producción anual}}$$

Para los cálculos se tiene lo siguiente:

Donde

- CT = Costo Total
- CF = Costo Fijo
- CV = Costo Variable
- PU = Precio de Venta Unitario
- Cvu = Costo Variable Unitario

P = 8 370,00 kg de producción en el primer año.

$$PV = \$ 138,00$$

$$C_{vu} = \frac{977\,150,89}{8\,370,00} = 116,74 \text{ \$/kg}$$

$$PEC = \frac{86\,127,61}{21,26} = \frac{CF}{138,00 - 116,74} = 4051,16 \text{ kg}$$

$$\% = \frac{4\,051,16}{8\,370,00} = 48,4$$

Punto de Equilibrio del Ingreso (PEI)

$$PEI = \frac{CF}{1 - (CV/V)}$$

Donde V; Ingresos por ventas

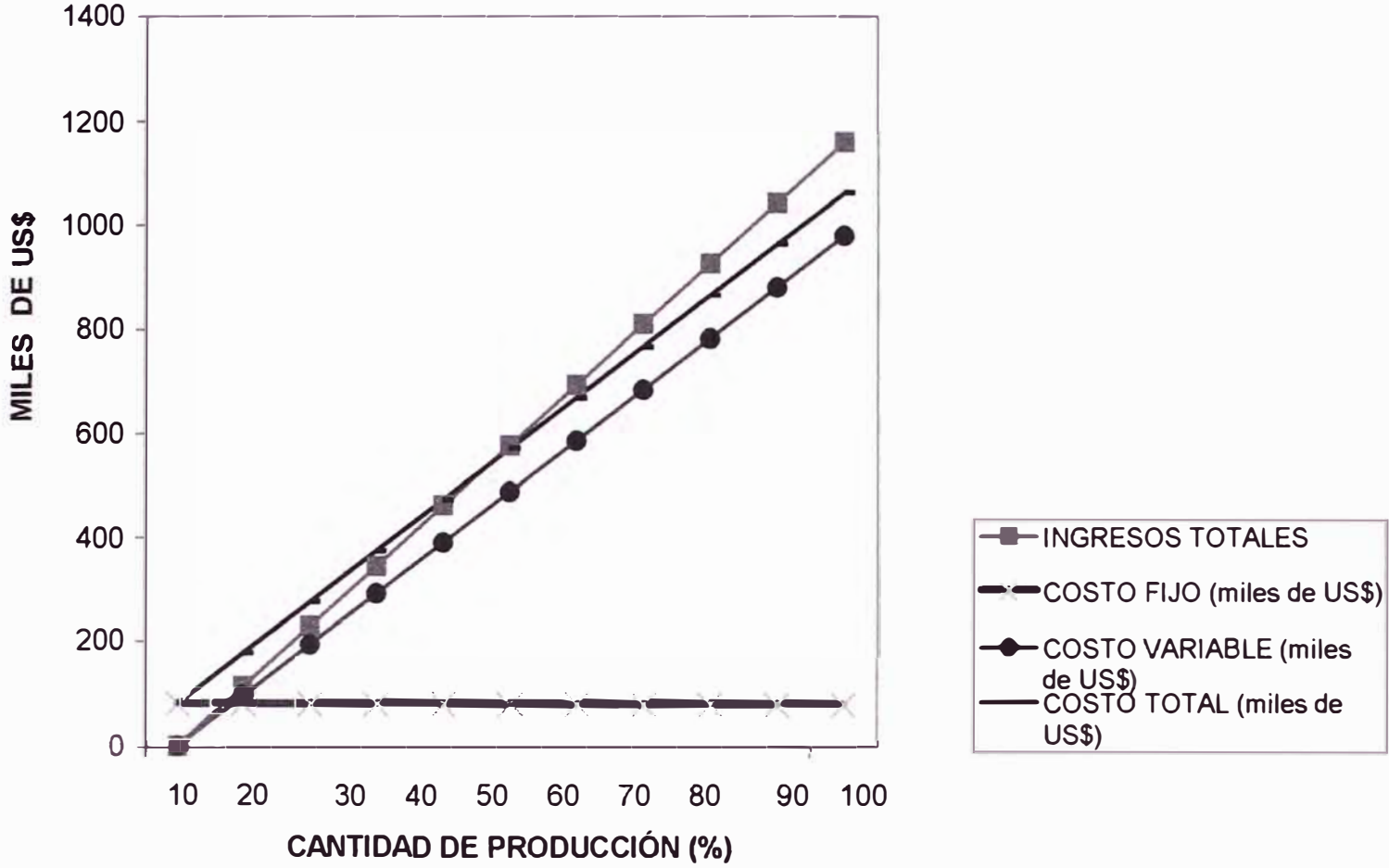
$$Pei = \frac{86\,127,61}{1 - (977\,150,89/1\,550\,60)}$$

$$Pei = \$ 559\,176,30$$

CUADRO N° 43: DATOS DEL PUNTO DE EQUILIBRIO PARA EL AÑO 1

CANTIDAD DE PRODUCCIÓN (Kg)	0	837	1 674	2 511	3 348	4 185	5 022	5 889	6 696	7 533	8 370
CANTIDAD DE PRODUCCIÓN (%)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
INGRESOS TOTALES (miles de US\$)	0	115,50	231,01	346,5	462,0	577,5	693,0	808,5	924,08	1039,5	1155,06
COSTO FIJO (miles de US\$)	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12	86,12
COSTO VARIABLE (miles de US\$)	0	97,71	195,4	293,1	390,8	488,5	586,2	684,00	781,7	879,4	977,15
COSTO TOTAL (miles de US\$)	86,12	183,83	281,5	379,2	476,9	574,6	672,3	770,1	867,8	965,5	1 063,27

GRÁFICO 6.1 : PUNTO DE EQUILIBRIO



CAPITULO VIII: ESTUDIO DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO

8.1 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

CUADRO N° 44: ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS
(U.S.\$)

	1	2	3	4	5
INGRESOS					
Ingresos Por ventas	1 155 060	1 348 260	1 540 080	1 733 280	1 926,480
TOTAL INGRESOS	1 155 060	1 348 260	1 540 080	1 733 280	1 926 480
EGRESOS					
Gastos de Fabricación	1 011 592,2	1 167 160,9	1 320 729,7	1 478 298,5	1 633 867,2
Gastos de Operación	19 000	19 000	19 000	19 000	19 000
Gastos Financieros	32 038,20	27 311,00	21 910,50	13 684,2	5 555,1
Otros gastos	648,00	648,00	648,00	648,00	648,00
TOTAL EGRESOS	1 063 278,40	1 214 119,9	1 364 288,26	1 511 630,7	1 659 066,2
Renta neta (ing-egresos)	91 781,6	134 140,1	175 791,7	221 649,3	267 413,8

8.2 FLUJO DE CAJA PROYECTADO

El capital de trabajo y el valor residual no se extinguen al término de la vida útil del proyecto, generando ingreso en él ultimo año, sumándolo por tal motivo al flujo de caja proyectado:

CUADRO N° 45: FLUJO DE CAJA PROYECTADO

Periodo Rubro	0	1	2	3	4	5	Valor residual
Beneficios		1 155 060	1 348 260	1 540 080	1 733 260	1 926 480	
-Ingresos por ventas	0	1 155,060	1 348 260	1 540 080	1 733 280	1 926 480	
Egresos	185 815,79	1 123 686,8	1 165 219,39	1 320 788,2	1 476 357	1 631 925,7	192 409,46
-Inversión fija(Tangibles)	148 033,37						78 373,38
-Intangibles	37 782,42						
-Capital de Trabajo		114 036,08					114 036,08
-Costos de fabricación menos depreciación	0	990 002,7	1 145 571,4	1 301 140,2	1 456 709	1 612 277,7	
-Gastos de Operación	0	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00	19 000,00	
-Otros gastos	0	648, 00	648, 00	648, 00	648,00	648,00	
Flujo de caja económica	185 815,79	31 373,2	183 040,6	219 291,8	256 903	294 554,3	192 409,46
Total flujo de caja económica	-185 815,79	31 373,2	183 040,6	219 291,8	256 903	486 963,7	

CAPITULO IX: EVALUACION DEL PROYECTO

9.1 INTRODUCCION

El presente capitulo comprende la estimación del valor económico sobre la base de la comparación de los costos y beneficios que genera el proyecto a través de toda su vida útil. El objetivo principal es obtener resultados necesarios para toma de decisiones respecto a la futura ejecución del proyecto.

9.2 COSTO DE CAPITAL

En el estudio del proyecto los recursos necesarios destinados a la inversión provienen de dos fuentes (PROPEM-BID) COFIDE-Banco Continental (12 %), y Aporte Propio (45% COK).

9.3 INDICADORES DE EVALUACION

Al comparar los costos con los beneficios, puede obtenerse diversos coeficientes, cada uno de los cuales indica algún aspecto del valor del proyecto.

9.3.1 VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El valor actual neto es el excedente neto que genera el proyecto de inversión durante su vida productiva, en términos absolutos, luego de haber cubierto sus costos de inversión, operación y de uso de capital, se le calcula por convención en el momento cero, es decir antes del inicio de la etapa operativa. Siendo el VAN el más apropiado para la evaluación económica, actualizar el capital al valor real considerando el tiempo para realizar un ciclo económico, la fórmula a aplicar es:

$$VAN = \sum_{T=0}^{T=N} \frac{FNt}{(1+k^*)^t}$$

Donde:

FN_t = Flujo neto en el año t

K^* = Costo de capital de la empresa.

N = Vida útil del proyecto.

Se considera que:

$VAN > 0$ Proyecto aceptado

$VAN < 0$ Proyecto rechazado

9.3.2 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Es aquella tasa de descuento que permite que el VAN sea igual a cero. Para que el proyecto sea óptimo y aceptable debe tener una TIR mayor que el costo de capital.

Es una tasa de corte, que representa la tasa de rendimiento a la cual el proyecto se hace indiferente. Todo costo financiero por debajo del TIR hace atractivo al proyecto, mientras mayor sea la TIR mejor será el Proyecto, porque está en capacidad de aceptar mayores costos financieros.

$$VAN = \sum_{T=0}^{T=N} \frac{FN_t}{(1+k^*)^t} = 0$$

Donde: FN_t = Flujo neto en el año t

TIR = Tasa interna de retorno

N = Vida útil del proyecto

K^* = Costo de capital

Se considera que: $TIR > K^*$ Proyecto aceptado

$TIR < K^*$ Proyecto rechazado

9.3.3 RELACION BENEFICIO COSTO (B/C)

Es el coeficiente derivado de la relación de los beneficios entre los costos del proyecto.

Representa la cantidad de excedente generado por unidad de inversión, después de haber cubierto los costos de operación y capital

Cuando la relación B/C es mayor que la unidad, el proyecto es conveniente, lo que significa que los beneficios son mayores que los costos.

La formula a utilizar es:

$$B/C = \frac{\text{BENEFICIOS}}{\text{COSTOS}}$$

9.4 VALOR ACTUAL DE FLUJO DE CAJA (VAN)

Tomando los flujos de caja calculados en el cuadro N° 47, se calcula el VAN que en el presente proyecto es mayor que cero e igual a: \$ 506 481,1

CUADRO N° 46: FLUJO DE CAJA ECONOMICO

N	FCE \$
0	-185 815,79
1	31 373,2
2	183 040,6
3	219 291,8
4	256 903
5	486 963,7

CUADRO N°47: CALCULO DEL VANE

	TD 15,30%	N	i	FD
FCE, \$				
-185 815,79	-185 815,79	0	15,30	1,0000
31 373,2	27 210	1	15,30	0,867303
183 040,6	137 685,7	2	15,30	0,752214
219 291,8	143 065,3	3	15,30	0,652397
256 903	145 362,4	4	15,30	0,565826
486 963,7	238 973,5	5	15,30	0,490742
VAN =	506 481,1	Td =	15,30	

Se utiliza la siguiente formula para el factor de descuento:

$$FD_t = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Donde: FD_t = Flujo neto en el año t

i = Tasa de descuento

n = Periodo (horizonte)

9.5 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR) (U.S.\$)

Es la tasa de descuento para el cual el VAN = 0 con la cual se igualan las Inversiones actualizadas con los flujos económicos.

Se calculó una TIR del 71,71%, la cual, es mayor que la tasa de descuento. En este caso el proyecto es positivo, óptimo y aceptable, como se indica en el cuadro N° 48.

CUADRO N° 48: CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICO

	TD			
	73,44%	N	i	FD
FCE				
\$				
-185 815,79	-185 815,79	0	71,71%	1,000000
31 373,2	18 270,8	1	71,71%	0,57656
183 040,6	62 078,2	2	71,71%	0,332426
219 291,8	43 312,3	3	71,71%	0,19166
256 903	29 548,9	4	71,71%	0,11050
486 963,7	32 616,8	5	71,71%	0,063713
VAN =	11,22	Td =	71,71%	

9.6 BENEFICIO /COSTO (B/C)

RELACION BENEFICIO COSTO (B/C)

$$B/C = \frac{VANE + INVERSION}{INVERSION}$$

INVERSION

$$B/C = \frac{506\,481,1 + 299\,851,87}{299\,851,87}$$

299 851,87

$$B/C = 2,69$$

9.7 PERIODO DE RECUPERACION DE LA INVERSION

El periodo de recuperación de la inversión, nos indica el tiempo al final del cual los excedentes económicos generados por el proyecto, se equiparan con los costos de inversión de operación y financieros incurridos hasta ese momento, es decir nos indica el tiempo en que se recuperara la inversión al 100%.

El periodo de recuperación del capital en el proyecto es el siguiente:

$$P.R. = 1 + X$$

$$X = \frac{INVERSION - FLUJO ACUMULADO EN UN AÑO}{FLUJO ACUMULADO EN CINCO AÑOS}$$

FLUJO ACUMULADO EN CINCO AÑOS

$$P.R. = 1 + (299\,851,87 - 27\,210) / 238\,973,5 = 2,14 \text{ años.}$$

RENTABILIDAD

$$R = \frac{\text{UTILIDAD A DISTRIBUIR}}{\text{INVERSION TOTAL}}$$

$$R = (91\,781,6 / 299\,851,87) \times 100 = 30,61 \%$$

CAPITULO X: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

10.1 CONCLUSIONES

1.- El estudio de la oferta y la demanda determina una demanda insatisfecha de 39,8736 t/año y la capacidad instalada es el 35% de la demanda insatisfecha, es decir 13,96 t/año.

2.- El análisis económico nos permite establecer que se puede producir desde el 60 % de la capacidad instalada.

3.- La evaluación económica determina que el proyecto es rentable VAN = \$ 506 481,1

TIR = 71,71%, y B/C = 2,69, un tiempo de retorno de 2,14 años aproximadamente.

10.2 RECOMENDACIONES

1.- Para fines de ejecución del presente proyecto se recomienda realizar el estudio a nivel de factibilidad.

2.- Realizar el estudio de mercado para el producto en otros países diferentes al del mercado objetivo considerado en el presente proyecto.

3.- Realizar el estudio de investigación a nivel de laboratorio para evaluar técnicas de procesamiento de otras formas de presentación del producto.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- 1.- Rengifo S. Elsa 1999. Monografía de Sangre de Grado. IIAP-Iquitos, pág 16.
- 2.- López V. Luis, 1999. Plantas Medicinales. Tecnología Apropriada para la Amazonia IIAP-Iquitos, pág 3
- 3.- Nina, Ch. Ernesto, 1999. Exámenes Fisicoquímicos y Organolépticos, Liofilizado de Látex de Sangre de Grado (Croton lechieri) IMET- Iquitos, pág 25.
- 4.- N. Meza Elsa, 1999. "SANGRE DE GRADO" y el Reto de su Producción Sustentable en el Perú. UNMSM, pág 260.
- 5.- Scheaffer Richard, 1983; Probabilidad y Estadística para Ingeniería. Grupo Editorial: Iberoamericana - México D.F. pág 685.
- 6.- Spiegel Murria, 1975: Estadística, Teoría y Problemas Resueltos Editorial Litográfica Ingramex-México D.F., pág 357.
- 7.- Perry Robert, et-al, 1982: Manual del Ingeniero Químico II, III, IV y V Sexta Edición, editorial Mc graw- hill, 6-6, 6-8, 6-22, 6-23, 6-53, 6-117, 6-118, 6-119, 9-78, 9-79, 9-80, 10-35 a 10-46, 11-47, 11-48, 20-92, 20-93, 20-94, 20-135, 25-21 págs.
- 8.- Amiot Jean, Ciencia y tecnología de la leche Editorial Acribia S.A. Cap V pág 146-158, Cap VI pág 167-193, Cap X pág 320-332, y 418- 422, Cap XVI pág 476-481.
- 9.- Kneule Friedrich "EL SECADO" Técnica de Procesos de las industrias químicas y derivados, tomo I El Secado 242 a 262, 296 a 298, 358, 401, 402 págs.
10. Obregón Lugerio Abner 1996, Obtención de sachá inchi (plukenetia volúbilis) en polvo, secado por atomización. Revista Tropicultura - Investigación para el Trópico, Universidad Nacional Agraria de la Selva- Tingo María, Vol III- N 01-02-1996- págs (110-126).
- 11.- Harriot, Mc Cabe, et-al; 1998: Operaciones Unitarias del Ingeniero Químico. Cuarta Edición, Editorial Mc graw- hill, pág 484-496.

- 12.- Ocón Joaquín, Tojo B. Gabriel, 1980: Problemas de Ingeniería Química. Tercera Edición, Editorial Aguijar, pág 14, 16, 375, 376, 404.
- 13.- Foustt Alonso, Operaciones Unitarias en Ing. Química Cap 18 "El Secado" pág 409 al 447.
14. López Vinatea 1986 "Diseño de un Equipo Experimental de Secado para Laboratorio"
- 15.- Fernández G.1995: Fundamentos de Aire Acondicionado y Refrigeración. Primera Edición, Editorial Linusa Noriega, pág 359-371.
- 16.- Baquero J.Llorente V.1985: Equipos para la Industria Química y Alimentaria. Primera Edición, Editorial Alhambra S.A. pág 133-149.
- 17.- Mataix Plana, Claudio: Mecánica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas Cáp 9, Pág 193-215.
- 18.- www.dewcon.com.
- 19.- www.boticaperu.com.
- 20.- www.google.com

ANEXO 1

METODOS DE DETERMINACION DE LA OFERTA Y DEMANDA FUTURA

ANEXO DEL CAPITULO I

ANEXO N° 01: OFERTA DEL PROYECTO

CUADRO N° A-1: PRODUCCION NACIONAL DEL LATEX DE SANGRE DE GRADO PARA EL MERCADO INTERNACIONAL

AÑO	CANTIDAD (L)
1992	2 930,00
1993	2 461,00
1994	1 670,00
1995	840,00
1996	4 047,00
1997	11 040,00
1998	28 000,00

Fuente: Rengifo (1 999)

OFERTA HISTORICA

Tomando como base que de 01 L de látex se obtiene 0,30 kg de Sangre de Grado seco (Nina, etal, 1999), tenemos:

CUADRO N° A-2: OFERTA NACIONAL DE SANGRE DE GRADO ATOMIZADO (t) PARA EL MERCADO INTERNACIONAL

AÑO	EXTRACTO SECO (t)
1992	0,879
1993	0,738
1994	0,501
1995	0,252
1996	1,214
1997	3,312
1998	8,400

Para los años 1999, 2000, y 2001, se extrapoló datos, y se muestra en el Cuadro N° A-3.

CUADRO N° A-3: OFERTA HISTORICA NACIONAL DE SANGRE DE GRADO ATOMIZADO PARA EL MERCADO INTERNACIONAL

AÑO	EXTRACTO SECO (t)
1992	0,879
1993	0,738
1994	0,501
1995	0,252
1996	1,214
1997	3,312
1998	8,400
1999	13,488
2000	18,576
2001	23,664

LINEALIZACION POR EL METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS

Cálculo de la proyección de la oferta de Sangre de Grado Atomizado 2002-2010 por el método de los Mínimos Cuadrados

TABLA N° A-1: REGRESION A LINEA RECTA

AÑO	X	Y	X²	XY	Y²
1992	1	0,879	1	0,879	0,773
1993	2	0,738	4	1,476	0,545
1994	3	0,501	9	1,503	0,251
1995	4	0,252	16	1,008	0,064
1996	5	1,214	25	6,07	1,474
1997	6	3,312	36	19,872	10,969
1998	7	8,4	49	58,8	70,560
1999	8	13,488	64	107,904	181,926
2000	9	18,576	81	167,184	345,068
2001	10	23,664	100	236,64	559,985
TOTAL	55	71,024	385	601,336	1 171,614

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será, (Ecuación 01)

$$R = \frac{n(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{\sqrt{n(\sum X^2) - (\sum X)^2} \sqrt{n(\sum Y^2) - (\sum Y)^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N°A -1 en la ecuación N° 01, se determina R^2

$$R = \frac{10(601,338) - (55)(71,024)}{\sqrt{10(385) - (55)^2} \sqrt{10(1\,171,614) - (71,024)^2}}$$

$$R = 0,898$$

$$R^2 = 80,66 \%$$

TABLA N° A-2: REGRESION A UNA SEMILOGARITMICA

AÑO	X	Y	Y ²	LOG X	(LOG X) ²	(LOG X)Y
1992	1	0,879	0,773	0	0	0
1993	2	0,738	0,545	0,301	0,091	0,222
1994	3	0,501	0,251	0,477	0,228	0,239
1995	4	0,252	0,064	0,602	0,362	0,152
1996	5	1,214	1,474	0,699	0,489	0,849
1997	6	3,312	10,969	0,778	0,606	2,577
1998	7	8,4	70,560	0,845	0,714	7,099
1999	8	13,488	181,926	0,903	0,816	12,181
2000	9	18,576	345,068	0,954	0,911	17,726
2001	10	23,664	559,985	1,000	1,00	23,664
TOTAL	55	71,024	1 171,614	6,560	1,00	64,708

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será: Según la ecuación 2

$$R = \frac{n(\Sigma Y \text{LOG X}) - (\Sigma \text{LOG X})(\Sigma Y)}{\sqrt{n \Sigma (\text{LOG X})^2 - (\Sigma \text{LOG X})^2} \sqrt{n(\Sigma Y^2) - (\Sigma Y)^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-2, en la ecuación (II).

$$R = \frac{10(64,708) - (6,560)(71,024)}{\sqrt{10(5,215) - (6,560)^2} \sqrt{10(1171,614) - (71,024)^2}}$$

$$R = 0,7345$$

$$R^2 = 53,94\%$$

TABLA N° A-3: REGRESION A UNA LOGARITMICA DOBLE

AÑO	X	Y	LOG X	(LOG X) ²	LOG Y	(LOG Y) ²	LOGY LOGX
1992	1	0,879	0	0	-0,0560	0,003	0
1993	2	0,38	0,301	0,091	-0,1319	0,017	-0,040
1994	3	0,501	0,477	0,228	-0,3002	0,090	-0,143
1995	4	0,252	0,602	0,362	-0,5986	0,358	-0,360
1996	5	1,214	0,699	0,489	0,0842	0,007	0,059
1997	6	3,312	0,778	0,606	0,5201	0,270	0,405
1998	7	8,4	0,845	0,714	0,9243	0,854	0,781
1999	8	13,488	0,903	0,816	1,1299	1,277	1,020
2000	9	18,576	0,954	0,911	1,2690	1,610	1,211
2001	10	23,664	1,000	1,000	1,3741	1,888	1,374
TOTAL	55	71,024	6,560	5,215	4,215	6,76	4,307

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será: según la Ecuación N° 03

$$R = \frac{n \sum(\text{LOGY LOG X}) - (\sum \text{LOG X})(\sum \text{LOG Y})}{\sqrt{n \sum(\text{LOG X})^2 - (\sum \text{LOG X})^2} \sqrt{n \sum(\text{LOG Y})^2 - (\sum \text{LOG Y})^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-3 en al ecuación (III).

$$R = \frac{10(4,307) - (6,560)(4,215)}{\sqrt{10(5,215) - (6,560)^2} \sqrt{10(6,376) - (4,215)^2}}$$

$$R = 0,753$$

$$R^2 = 56,67\%$$

TABLA N° A-4: REGRESION A UNA TRANSFORMADA INVERSA

AÑO	X	Y	(1/X)	(1/X) ²	Y ²	(1/X)Y
1992	1	0,879	1	1	0,773	0,879
1993	2	0,738	0,5	0,25	0,545	0,369
1994	3	0,501	0,333	0,111	0,251	0,167
1995	4	0,252	0,25	0,063	0,064	0,063
1996	5	1,214	0,2	0,04	1,474	0,2428
1997	6	3,312	0,167	0,028	10,969	0,552
1998	7	8,4	0,143	0,020	70,560	1,2
1999	8	13,488	0,125	0,016	181,926	1,686
2000	9	18,576	0,111	0,012	345,068	2,064
2001	10	23,664	0,100	0,01	559,985	2,3664
TOTAL	55	71,024	2,929	1,550	1 171,614	9,589

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será: según la ecuación N° IV

$$R = \frac{n \sum(1/X) Y - (\sum 1/X) (\sum Y)}{\sqrt{n \sum(1/X)^2 - (\sum 1/X)^2} \sqrt{n \sum(Y)^2 - (\sum Y)^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N°4 en la ecuación (IV).

$$R = \frac{10(9,589)-(2,929)(71,024)}{\sqrt{10(1,550)-(2,929)^2} \sqrt{10(1171,614)-(71,02)^2}}$$

$$R = 0,522$$

$$R^2 = 27,24\%$$

CUADRO N°A-4 RESUMEN DE LOS METODOS EMPLEADOS PARA LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE REGRESION EN LA PROYECCION DE LA OFERTA DE SANGRE DE GRADO

METODO	R	(R)²
Línea Recta	0,898	80,66 %
Semilogaritmica	0,7345	53,94%
Logaritmica Doble	0,753	56,67%
Transformada Inversa	-0,522	27,24%

SELECCIÓN DEL MAYOR AJUSTE

De los cálculos de regresión efectuados, se selecciona la regresión a la Línea Recta cuyo R^2 es de 80,66%, que es el mayor ajuste, cuya ecuación es la siguiente:

$$Y = A + BX$$

Donde Log A y B se calculan según:

$$B = \frac{n(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{\sqrt{n\sum X^2 - (\sum X)^2}}$$

$$B = \frac{10(601,336) - (55)(71,024)}{\sqrt{10(385) - (55)^2}}$$

$$A = Y - BX$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-1, en las fórmulas para determinar las constantes B y A, se obtuvo los siguientes resultados:

$$B = 2,554$$

$$A = -6,9445$$

Con estos valores calculados, la ecuación queda determinada:

$$Y = -6,9445 + 2,554X$$

DEMANDA DEL PROYECTO

**CUADRO N° A-5: DEMANDA DE EEUU JAPON Y ESPAÑA DE
LATEX DE SANGRE DE GRADO 1997-1999**

AÑO	CANTIDAD (L)
1997	13 400,00
1998	49 057,50
1999	76 539,80

Tomando como base que de 01 litro de látex se obtiene 0,30 kg. de Sangre de Grado Atomizado (Nina, etal, 1999) y extrapolando para los años 2000 y 2001 tenemos:

Por lo tanto, el año 2000 el Extracto Atomizado de Sangre de Grado tuvo una demanda de 31,20 (t), de igual forma se calcula para el año 2001.

**CUADRO N° A-6: DEMANDA HISTORICA A EEUU. JAPON
ESPAÑA DE EXTRACTO DE SANGRE DE GRADO**

AÑO	EXTRACTO SECO (t)
1997	4,02
1998	14,72
1999	22,96
2000	31,20
2001	39,44

LINEALIZACION POR EL METODO DE LOS MINIMOS CUADRADOS

El análisis de las cifras correspondientes a la demanda del mercado objetivo (EE.UU, Japón y España), se determinó mediante el método de los mínimos cuadrados.

Cálculo de la proyección de la demanda de Sangre de Grado Atomizado 2002-2010, para el mercado objetivo:

TABLA N° A-5: REGRESION A LA LINEA RECTA

AÑO	X	Y	X ²	XY	Y ²
1997	1	4,02	1	4,02	16,16
1998	2	14,72	4	29,44	216,68
1999	3	22,96	9	68,88	527,16
2000	4	31,20	16	124,80	973,44
2001	5	39,44	25	197,20	1 555,51
TOTAL	15	112,34	55	424,34	3 288,95

$$R = \frac{n(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{\sqrt{n(\sum X^2) - (\sum X)^2} \sqrt{n(\sum Y^2) - (\sum Y)^2}} \quad \text{ECUACION (I)}$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-5 en la ecuación (I)

$$R = \frac{5(424,34) - (15)(112,34)}{\sqrt{5(55) - (15)^2} \sqrt{5(3\,288,95) - (112,34)^2}}$$

$$R = 0,9984$$

$$R^2 = 99,68\%$$

TABLA N° A-6: REGRESION A UNA SEMILOGARITMICA

AÑO	X	Y	Y²	LOG X	(LOG X)²	Y LOG X
1997	1	4,02	16,16	0.0	0	0
1998	2	14,72	216,68	0,301	0,091	4,43
1999	3	22,96	527,16	0,477	0,228	10,95
2000	4	31,20	973,44	0,602	0,362	18,78
2001	5	39,44	1,555,51	0,699	0,489	27,57
TOTAL	15	112,34	3 288,95	2,079	1,170	61,73

Por lo tanto el coeficiente de regresión será: ECUACION (II)

$$R = \frac{n (\Sigma Y \text{LOG } X) - (\Sigma \text{LOG } X) (\Sigma Y)}{\sqrt{n \Sigma (\text{LOG } X)^2 - (\Sigma \text{LOG } X)^2} \sqrt{n (\Sigma Y^2) - (\Sigma Y)^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-6 en la ecuación (II)

$$R = \frac{5 (61,73) - (2,079) (112,34)}{\sqrt{5 (1,170) - (2,079)^2} \sqrt{5 (3 288,95) - (112,34)^2}}$$

$$R = 0,982$$

$$R^2 = 96,53\%$$

TABLA N° A-7: REGRESION A UNA LOGARITMICA DOBLE

AÑO	X	Y	LOGX	(LOGX) ²	LOGY	(LOGY) ²	LOGX LOGY
1997	1	4,02	0,0	0	0,604	0,365	0,0
1998	2	14,72	0,301	0,091	1,167	1,362	0,51
1999	3	22,96	0,477	0,228	1,361	1,852	0,65
2000	4	31,20	0,602	0,362	1,494	2,232	0,89
2001	5	39,44	0,699	0,489	1,596	2,547	1,116
TOTAL	15	112,34	2,079	1,170	6,222	8,358	3,015

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será:

ECUACION (III)

$$R = \frac{n \sum(\text{LOG Y LOG X}) - (\sum \text{LOG X})(\sum \text{LOG Y})}{\sqrt{n \sum(\text{LOG X})^2 - (\sum \text{LOG X})^2} \sqrt{n \sum(\text{LOG Y})^2 - (\sum \text{LOG Y})^2}}$$

Reemplazando los valores de la tabla N° A-7 en la ecuación (III)

$$R = \frac{5 (3,015) - (2,079) (6,222)}{\sqrt{5 (1,170) - (2,079)^2} \sqrt{5 (8,358) - (6,222)^2}}$$

$$R = 0,987$$

$$R^2 = 97,32\%$$

TABLA N° A-8: REGRESION A UNA TRANSFORMADA INVERSA

AÑO	X	Y	1/X	(1/X) ²	Y ²	(1/X)Y
1997	1	4,02	1,00	1,00	16,160	4,02
1998	2	14,72	0,50	0,25	216,680	7,36
1999	3	22,96	0,333	0,111	527,16	7,646
2000	4	31,20	0,250	0,0625	973,44	7,800
2001	5	39,44	0,200	0,040	1 555,51	7,888
TOTAL	15	112,34	2,283	1,464	3 288,95	34,714

Por lo tanto, el coeficiente de regresión será: ecuación (IV)

$$R = \frac{n \sum(1/X) Y - (\sum 1/X) (\sum Y)}{\sqrt{n \sum(1/X)^2 - (\sum 1/X)^2} \sqrt{n \sum(Y)^2 - (\sum Y)^2}}$$

Remplazando los valores de la tabla N° A-8, en la ecuación (IV)

$$R = \frac{5 (34,714) - (2,283) (112,34)}{\sqrt{5 (1,464) - (2,283)^2} \sqrt{5(3 28895) - (112,34)^2}}$$

$$R = -0,923$$

$$R^2 = 85,25\%$$

**CUADRO N°A-7 RESUMEN DE LOS METODOS EMPLEADOS PARA
LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE REGRESION EN LA
PROYECCION DE LA DEMANDA DE SANGRE DE GRADO**

METODO	R	(R) ²
Línea Recta	0,9984	99,68%
Semilogaritmica	0,982	96,53%
Logaritmica Doble	0,987	97,32%
Transformada Inversa	-0,923	85,25%

SELECCIÓN DEL MAYOR AJUSTE

De los cálculos de regresión efectuados, se selecciona la regresión a la línea recta cuyo R² es de 99,68% que es el mejor ajuste cuya ecuación es la siguiente:

$$\Sigma XY = a \Sigma X + b \Sigma X^2 \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$\Sigma Y = an + b \Sigma X \quad \dots\dots\dots(2)$$

Reemplazando los valores de la Tabla N° 05 en las ecuaciones:

(1) y (2)

$$424,34 = 15 a + 55b \quad \longrightarrow \quad 424,34 = 15a + 55b$$

$$(.3)(112,34) = 5 a + 15b \quad (-3) \quad \longrightarrow \quad \underline{337,02 = -15a - 45}$$

$$87,32 = 10b$$

Donde $b = 8,732$ $a = -3,728$

Por lo tanto: La ecuación para la demanda proyectada sera:

$$Y = a + BX = -3,728 + 8,732X$$

DEMANDA FUTURA

TABLA N° A-9: DEMANDA PROYECTADA DE SANGRE DE GRADO SECO 2002-2010 (t) PARA EL MERCADO OBJETIVO

AÑO	X	Demanda Proyectada de extracto seco de sangre de grado (t)
1997	1	5,004
1998	2	13,736
1999	3	22,468
2000	4	31,200
2001	5	39,932
2002	6	48,66
2003	7	57,40
2004	8	66,13
2005	9	74,86
2006	10	83,59
2007	11	92,32
2008	12	101,06
2009	13	109,79
2010	14	118,52

TABLA N°A-10: PRECIOS DE MEDICAMENTOS DE SANGRE DE GRADO

COMERCIALIZADORAS	PRESENTACION	CAPSULA TABLETA	PRECIO * (S/.)
Productos Naturales y Ecológicos	Frasco de 100 Cápsulas	150 mg	15.00
Laboratorios Angina S.A.	Frasco de 100 cápsulas	125 mg	15.00
Inkafarma	Frasco de 50 Tabletas	500 mg	13.50












* Año: 2002

SANGRE DE GRADO

Croton lechleri

LOS PRECIOS INCLUYEN TRANSPORTE HASTA SU
DOMICILIO
EN CUALQUIER PARTE DEL MUNDO



	Frasco gotero 17ml/0.63oz	3 Frascos por US\$ 21.51	 ADD TO CART
		6 Frascos por US\$ 29.72 AHORRE	 ADD TO CART
		12 Frascos por US\$ 49.33 AHORRE	 ADD TO CART
	Frasco gotero 32ml/1.1oz	2 Frascos por US\$ 24.59	 ADD TO CART
		5 Frascos por US\$ 41.99 AHORRE	 ADD TO CART
		11 Frascos por US\$ 79.99 AHORRE	 ADD TO CART
Corteza Micropulverizada	Tabletas 100 x 150mg	3 Pomos por US\$ 33.76	 ADD TO CART
		6 Pomos por US\$ 60.77 AHORRE	 ADD TO CART
		12 Pomos por US\$ 100.87 AHORRE	 ADD TO CART
 View Cart			

- Usos en la Medicina Tradicional
 - Ulceras estomacales e intestinales
 - Cicatrizante de heridas
 - Hinchazones reumáticas
 - Afecciones dérmicas
 - Tumores, Cáncer
 - Extracción dental (Antiséptico, Cicatrizante y Antiinflamatorio)
 - Faringitis y amigdalitis (gárgaras)
 - Hemorroides

ANEXO 02

BALANCE DE MATERIA

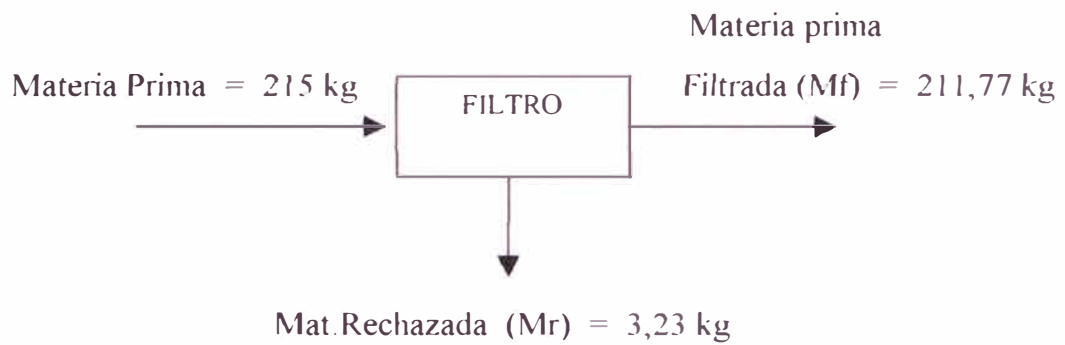
ANEXO DEL CAPITULO III

BALANCE DE MATERIA

El Balance de materia ha sido realizado sobre la base de una producción diaria de 94,7 kg. de extracto Atomizado de sangre de grado que contiene el 50% de pureza y teniendo en cuenta las pérdidas en el filtro (1,5 %) y en el mezclador (3%); es necesario procesar 165,4 L de látex, que equivale a 215,02 kg de materia prima, con un tiempo de operación de 8 horas por turno..

Para realizar el balance de materia se tuvo en cuenta las siguientes consideraciones técnicas:

- Pérdida en el filtro 1,5%.
- _ Humedad inicial de la materia prima 76,9%
- _ Humedad a la salida del evaporador 50%
- Humedad final del Producto 5%
- Pérdida en el Mezclador 3,0%
- _ Densidad inicial de la materia prima 1,3 kg/L
- Pérdida de materia en el separador 2,5%
- Pérdida de materia en el envasado 1,21%
- Humedad de la Mezcla 34,36%

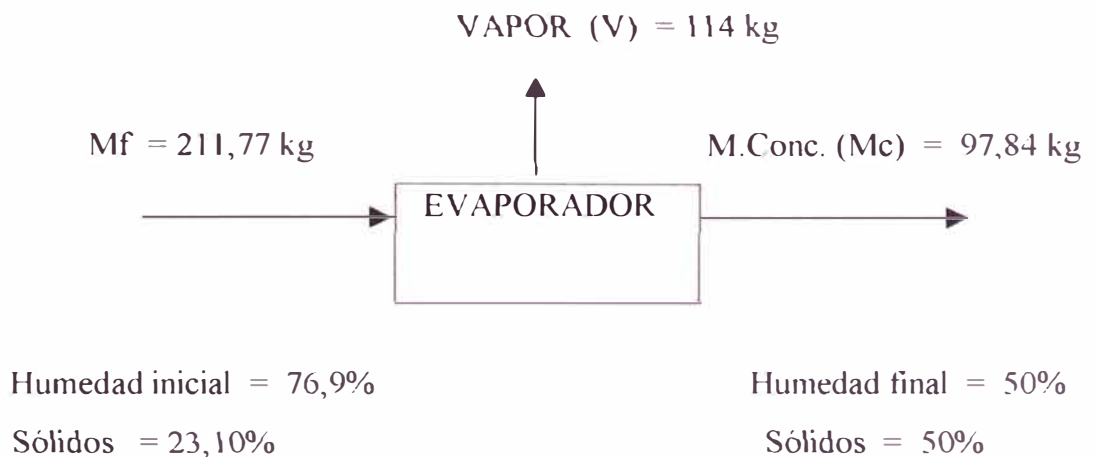
(A) BALANCE EN EL FILTRO**BALANCE GENERAL**

$$M_p = M_f + M_r$$

$$M_f = M_p - M_r$$

$$M_f = 215 - 1,5\%(M_p)$$

$$M_f = 211,77 \text{ kg}$$

(B) BALANCE EN EL EVAPORADOR**BALANCE GENERAL**

$$M_f = M_c + V$$

$$V = M_f - M_c \dots\dots\dots (1)$$

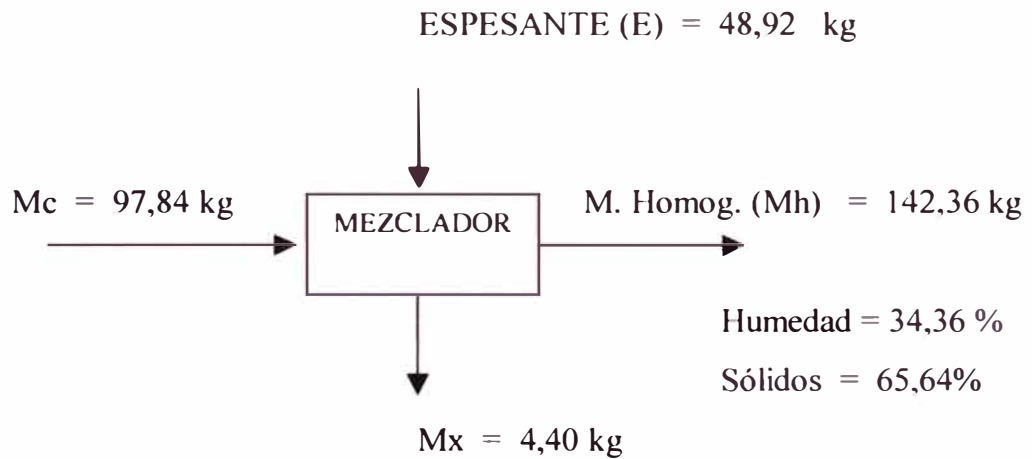
BALANCE DEL SÓLIDO

$$\text{MPG} \times 23,10\% = \text{Mc} \times 50\%$$

$$\text{Mc} = 97,84 \text{ Kg} \dots\dots\dots (2)$$

Reemplazando (2) en (1) se obtiene

$$\text{V} = 113,93 \text{ kg. de agua}$$

(C) BALANCE EN EL MEZCLADOR**BALANCE GENERAL**

$$\text{Mc} + \text{E} = \text{Mh} + \text{Mx} \dots\dots\dots (1)$$

$$\text{E} = \frac{\text{Mc} \times 50\%}{100}$$

$$100$$

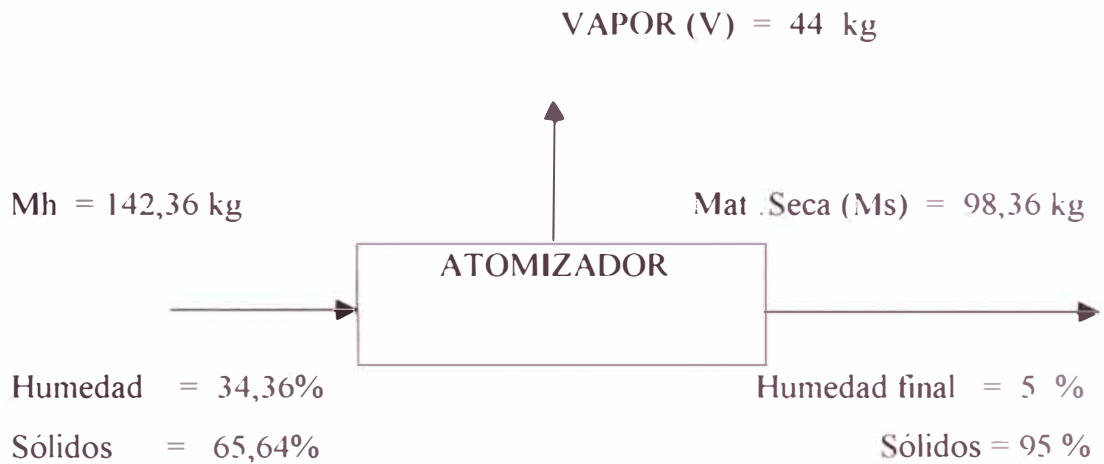
$$\text{E} = 48,92 \text{ kg} \dots\dots\dots (2)$$

donde:

$$\text{Mx} = (97,84 + 48,92) \times 3,0\% = 4,40$$

Reemplazando (2) en (1) se obtiene:

$$\text{Mh} = 142,36 \text{ kg}$$

(D) BALANCE EN EL ATOMIZADOR**BALANCE GENERAL**

$$M_h = M_s + V$$

$$V = M_h - M_s \dots\dots\dots (1)$$

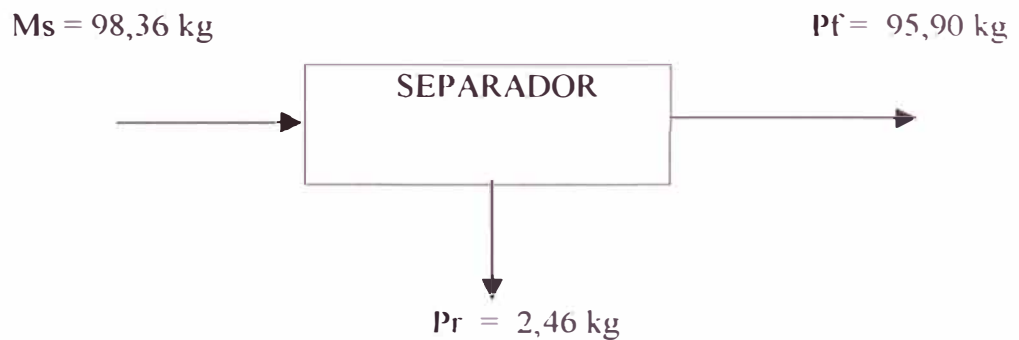
BALANCE DEL SÓLIDO

$$M_h \times 65,64\% = M_s \times 95\%$$

$$M_s = 98,36 \text{ kg} \dots\dots\dots (2)$$

Reemplazando (2) en (1)

$$V = 44 \text{ kg}$$

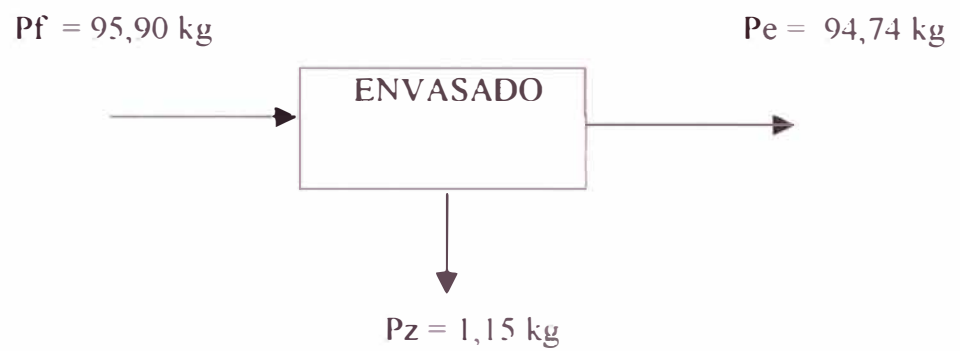
(E) BALANCE EN EL SEPARADOR

BALANCE GENERAL

$$M_s = P_r + P_f$$

$$P_f = M_s - P_r$$

$$P_f = 98,36 - 2,46 = 95,90 \text{ kg}$$

(F) BALANCE EN EL ENVASADO**BALANCE GENERAL**

$$P_e = P_f - P_z$$

$$P_z = 95,90 \times 1,21\%$$

$$P_e = 95,90 - 1,15 = 94,74 \text{ kg}$$

ANEXO 03

CALCULOS DE DISEÑO DE EQUIPOS

ANEXO III

DISEÑO DE EQUIPOS

A) DISEÑO DEL TANQUE RECEPTOR DE LA MATERIA PRIMA

Se considera el 25% más de la materia prima por seguridad de diseño

$$\text{Materia prima} = 215 \times 1,25 = 268,75 \text{ kg}$$

$$\text{Densidad de la sangre de grado} = 1,3 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Vol de materia prima} = \text{Materia prima/Densidad} = 268,75\text{kg}/1,3 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumen de materia prima} = 0,2067 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen de materia prima} = 0,21 \text{ m}^3$$

De acuerdo a la relación altura / diámetro:

$$H/D = 2$$

$$V_t = V_c + V_e$$

$$V_t = (D)^3(1/2\pi + 1/12\pi) = 7/12\pi(D)^3$$

Donde:

V_c = Volumen del cilindro

V_e = Volumen de media esfera

Reemplazando los valores

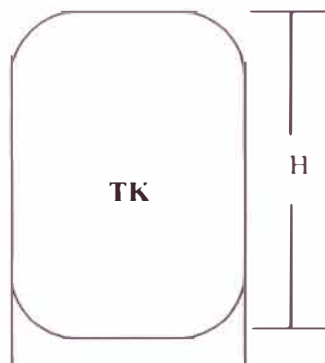
Se tiene :

$$D^3 = (12V)/7\pi$$

$$D^3 = 0,06$$

$$D = 0,4 \text{ m}$$

$$H = 0,8 \text{ m}$$



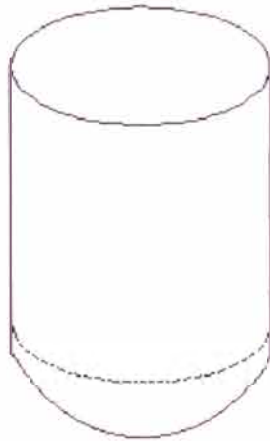
B) DISEÑO DEL FILTRO (Lote 1 hora)

Se considera el 25% más de la materia prima por seguridad de diseño.

$$\text{Materia prima} = 215 \times 1,25 = 268,75 \text{ kg}$$

$$\text{Volumen de materia prima (Mp)} = 0,21 \text{ m}^3$$

De acuerdo a la relación altura/diámetro = 2



$$V_t = V_c + V_e$$

$$V_t = (D)^3 (1/2\pi + 1/12\pi) = 7/12\pi(D)^3$$

Donde:

V_c = Volumen del cilindro

V_e = Volumen de media esfera

Reemplazando los valores se tiene:

$$D^3 = 0,06 \text{ m} \quad D = 0,4 \text{ m}$$

$$H = 0,8 \text{ m}$$

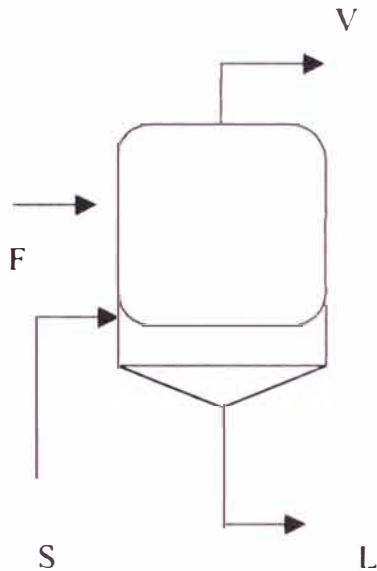
DETERMINACION DEL NUMERO DE MALLA DEL FILTRO

Capacidad unitaria $C_u = \text{masa}/\text{tiempo} \cdot \text{área}$

$$C_u = 0,20 \text{ t/h.ft}^2 \quad \text{Area} = 1,353 \text{ m}^2 \quad \text{tiempo} = 01 \text{ h} \quad \text{masa} = 0,269 \text{ t}$$

Según la fig. 21-15 y Tabla 21-6 (Perry, 1982); la abertura cuadrada es 0,25 pulg, y el número de malla es 03.

C) DISEÑO DEL EVAPORADOR (LOTE 2 HORAS)



Datos de Vapor de agua Entrante (S)

$$\text{Temperatura } (T_s) = 393 \text{ k}$$

$$\text{Presión} = 185,5 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{Calor Latente} = 525,7 \text{ kcal/kg}$$

Datos de Vapor de Agua en el Evaporador (V)

$$\text{Temperatura } (T_v) = 323 \text{ k}$$

$$\text{Presión} = 11,61 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{Calor latente} = 569,05 \text{ kcal /kg}$$

(Ocón, 1980)

Datos del Látex de Sangre de Grado (F)

$$\text{Alimentación } F = 132,5 \text{ kg}$$

$$\text{Concentrado } L = 61,22 \text{ kg}$$

$$\text{Vapor perdido } V = 71,25 \text{ kg}$$

$$\text{Calor específico del agua} = 1,00 \text{ kcal /kg } ^\circ\text{C}$$

Calculo del vapor que requiere el equipo:

$$S = (v \lambda_v + FC_p (T_v - T_F)) / \lambda_s$$

$$S = 82,2 \text{ kg/h}$$

C.1) CALCULO DEL AREA DE CALEFACCION

La expresión utilizada es:

$$A = Q/U (T_s - T_v) = S \lambda_s / U (T_s - T_v)$$

Donde: Coeficiente de Transferencia de calor $U = 1\,952,85 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$

$$\text{Calor Latente } \lambda_s = 525,7 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{Calor necesario } (Q) = 43\,194,8 \text{ kcal}$$

Reemplazando estos valores, calculamos el área de calefacción

$$A = 0,32 \text{ m}^2$$

C.2) CALCULO DE LA LONGITUD DE LA TUBERIA

Se considera las siguientes características (Perry, 1982)

$D = 1/2''$ (I.P.S), catálogo 40, acero inoxidable 304

Diámetro Externo = 0,84 pulg

Diámetro Interno = 0,622 pulg

Área de la superficie externa del tubo de $1/2'' = 0,067 \text{ m}^2/\text{m}$

$L = \text{Área de calefacción en } \text{m}^2 / \text{Area de la superficie externa del tubo de } 1/2 \text{ pulg}$
en (m^2/m)

$$L = 4,7 \text{ m}$$

C.3) CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS

$N_t = \text{Longitud de tubería de calefacción } (L) / \text{Tamaño de cada tubo } (l)$

Tamaño del tubo asumido (l) = 1,5 m

$N_t = 4$ tubos

C.4) DISEÑO DEL TANQUE DEL EVAPORADOR

Datos necesarios: (Látex de Sangre de Grado)

$$\text{Densidad} = 1\,300 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Masa F} = 132,5 \text{ kg}$$

Por lo tanto, el volumen es:

$$V = 0,1019 \text{ m}^3 = 0,10 \text{ m}^3 = 101,9 \text{ L}$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot (R)^2 \cdot H \quad \text{considerando } H = 2D$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot (D/2)^2 \cdot 2D = (\pi \times D^3)/2$$

Cálculo del diámetro del evaporador

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D_{\text{evaporador}} = 0,4 \text{ m} = 15,8 \text{ pulg}$$

$$H = 0,8 \text{ m} = 31,6 \text{ pulg}$$

C.5) CÁLCULO DEL ESPESOR DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION

Datos necesarios (Perry, 1982)

$$\text{Efecto de corrosión} \quad C = 0,049 \text{ pulg}$$

$$\text{Resistencia máxima del material} \quad S = 36\,000 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{Eficiencia} \quad E = 0,85$$

Cálculo de la Presión

Datos:

$$\text{Densidad} = 1\,300 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Gravedad} = 9,8 \text{ m/s}$$

$$H = 2D$$

$$\text{donde } D = \text{Diámetro del evaporador} = 0,4 \text{ m} = 15,8 \text{ pulg}$$

$$P = \rho \cdot g \cdot H$$

$$P = 15 \text{ lb/ pulg}^2$$

$$\text{Por lo tanto: } t = PD / (2SE-1,2P) + C$$

Por efecto de posibles corrosiones se agrega:

$$0,049 \text{ pulg} = 0,0012446 \text{ m}$$

$$t = 0,0013 \text{ m}$$

D) ESPECIFICACIÓN DE LA CALDERA

D-1) CANTIDAD DE COMBUSTIBLE A USAR:

Datos:

Función. Producir vapor para el proceso

Tipo de combustible a usar: Diesel 2

Potencia Calorífica del Combustible 10 135 kcal /kg

Cantidad de combustible a usar

Datos

$$W = Q/ \text{Potencia calorífica del combustible}$$

$$Q = 86\,389,6 \text{ kcal}$$

$$W = 86\,389,6 \text{ kcal}/10135 \text{ kcal/kg}$$

$$W = 8,5238875 \text{ kg}$$

$$W = 8,5 \times 8 \times 30 = 2040 \text{ kg/mes} = 2,3 \text{ m}^3 = 608,9 \text{ gal/mes} = 610 \text{ gal/mes}$$

D-2) CALCULO DE LA CARGA TERMICA

Se requiere que la caldera produzca 82,2 kg /h de vapor saturado, para ser utilizado en el evaporador, empleando agua a 25 C , la carga térmica será calculada así:

$$M = 82,2 \text{ kg /h} = 0,0228 \text{ kg /s}$$

$$T_s = 373 \text{ k} = 120 \text{ °C} = 248 \text{ °F}$$

Luego a esa T_s ; la P_s de tabla sera $P_s = 27,644 \text{ lb / pulg}^2$ que sera la presión de trabajo o de saturación .

T_o = Temperatura inicial del agua

$$C_p = \text{Calor específico del agua} = 4,186 \text{ KJ / kg}$$

$$H_{cal} = \text{Entalpia de calentamiento}$$

$$H_{cal} = C_p \Delta t = 4,186 (T_s - T_o) \text{ kj /kg}$$

$$H_{cal} = 4,186 (120 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) = 397,67 \text{ kj/kg}$$

$$H_{fg} = 2\,233,55 \text{ kj/kg} \quad (\text{de tabla})$$

$$H = 397,67 + 2\,233,55 = 2\,631,22 \text{ kj/kg}$$

$$Q = mH = 0,0228 \times 2\,631,22 = 59,99 \text{ kj/ s} = 59,99 \text{ kw}$$

D-3) CALCULO DE LA POTENCIA DE LA CALDERA

BHP - CABALLO DE CALDERA

Es el calor requerido para evaporar 15,65 kg de agua a 100 °C y 101,3 kp en 1 hora y equivale a 9,81 kw

$$\text{Tambien : } 1 \text{ BHP} = 34,475 \text{ BTU /h}$$

De esto se puede concluir que el HP de caldero es una unidad de calor, por lo que puede ser de diferentes BHP, dependiendo de la presión y de la temperatura del agua de ingreso.

La Potencia de caldero se determina así :

$$\text{BHP} = \frac{\text{CARGA TERMICA (kw)}}{9,81 \text{ (kw/BHP)}}$$

$$\text{BHP} = \frac{59,99 \text{ kw}}{9,81 \text{ (kw/BHP)}}$$

$$\text{BHP} = 6,11$$

Luego Potencia de la Caldera sera : 6,11 BHP

D-4) EFICIENCIA TERMICA DE LA CALDERA

$$\text{EFICIENCIA} = \frac{\text{Hep}-\text{Pc}-\text{Pa}}{\text{Hep}}$$

$$\text{EFICIENCIA} = (1-(\text{Pc}+\text{Pa})/\text{Hep})\times 100$$

Donde :

Hep = calor cedido por el combustible = 10 135 kcal/ kg

Pc = Perdida por la chimenea

Pa = Perdida por el aislamiento

Considerando:

Pc = Pa = 10% de Hep = 1 013,5 kcal /kg

Luego:

$$E = (10\ 135 - 2\ 027) / 10\ 135 = 80 \%$$

Usando la Fig. 1 (Determinación de la eficiencia térmica en calderas) del Manual de Soluciones Prácticas para el ingeniero químico del autor Carl R. Branen se tiene lo siguiente:

considerando un % de aire en exceso = 0 y la temperatura de los gases de la chimenea = 500 °F = 260 °C se obtiene una eficiencia Térmica = 80 %

D-5 CALCULO DEL DIAMETRO DEL ABLANDADOR

Se sabe lo siguiente:

Campana de Expansión	:	30 -70% de la resina
Soporte de Grava	:	0,6 m
Operación del Ablandador	:	2h / d
Ciclo de Trabajo	:	30 d
Densidad del Agua	:	997,07 kg / m ³
Volumen de producción	:	43,4 gal /d
Dureza del Agua	:	30 ppm = 1,75 granos /gal
Dureza diaria	:	43,4 x 1,75 = 75,95 granos /d

Asumimos una resina del tipo de intercambio Catiónico, cuyas características son:

Capacidad de Intercambio	$0,5 \text{ kg/pie}^3 = 1\ 000 \text{ granos /galón}$
Volumen diario de Resina	$(75,59 \text{ granos d}) / (1000 \text{ granos/galón})$ $= 0,076 \text{ gal /d} = 0,01 \text{ pie}^3 / \text{d}$
Volumen de resina por ciclo	$0,01 (\text{pie}^3 / \text{d}) (30 \text{d}) = 0,3 \text{ pie}^3$
Sección del ablandador	1 pie^2
Altura de la resina	$0,3 \text{ pie}^3 / 1 \text{ pie}^2 = 0,3 \text{ pie} = 0,1 \text{ m}$
Altura de la grava	0,6 m
Cámara de expansión	$0,1 \times 0,7 = 0,07 \text{ m}$
Altura del ablandador	$0,6 + 0,10 + 0,07 = 0,8 \text{ m}$
Diámetro del ablandador	$D = (4A/\pi)^{1/2} = 0,34 \text{ m}$

E) DISEÑO DEL MEZCLADOR

E-1 CALCULO DEL VOLUMEN

Datos requeridos:

Se considera el 25% más de 146,76 kg por seguridad de diseño

Masa total = 183,5 kg

Densidad = 1 950 kg /m³

Volumen = 0,1 m³

Reemplazando valores:

$$V_{cl} = 1/2\pi \cdot (D)^3$$

$$V_c = 1/6 \pi \cdot (D)^3$$

$$V = 1/2\pi (D)^3 + 1/6\pi D^3 \quad D = \sqrt[3]{(3V)/(2\pi)}$$

Se considera la tercera parte de la altura total del cono, es decir la altura del cono será 0,27 m.

E-2 CALCULO DE LA POTENCIA DEL AGITADOR

Se sabe que $Da/Dt = 0,3 - 0,5$

Donde: Da = diámetro del impulsor

Dt = diámetro total

Se considera que: $Da/Dt = 0,5$

Datos Necesarios:

$Da = 0,18$ m

Viscosidad = 0,3 kg /m.s

Se considera además hélices de entrada superior, para recipientes de menos de 1,8 m de diámetro.

Suponiendo $N = 15$ r/s (velocidad de rotación del rodete)

Calculamos el Número de Reynolds:

$$Re = (Da^2) \cdot N \cdot \rho m / \mu m$$

$$Re = 3\,081$$

Para un Número de Reynolds mayor que 50 (hay contracorriente) y se usara la siguiente relación:

$$P = N_p \cdot \rho m \cdot N^3 \cdot Da^5 \quad \text{donde } N_p \text{ es el parámetro de Potencia}$$

De acuerdo a la figura 19-13, (Perry 1982) se encuentra aproximadamente:

$N_p = 0,6$ donde en el eje "x" se representa $Re = Da^2 N_p / u$, y en el eje "y" se representa $N_p = P / \rho N^3 Da^5$

Luego: $P = N_p \cdot \rho m \cdot N^3 \cdot da^5$

$$P = 1,0 \text{ HP}$$

E-3 CALCULO DEL ESPESOR DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION

Datos necesarios: (Perry, 1982)

Efecto de corrosión $C = 0,049 \text{ pulg}$

Resistencia máxima del material $S = 36\,000 \text{ lb / pulg}$

Eficiencia $E = 0,85$

Calculo de la Presión requerida:

$$P = d \cdot g \cdot H = 21,7 \text{ lb / plg}^2$$

Por lo tanto:

$$t = PD / (2SE - 1,2P) + C$$

$$t = 0,0012 \text{ m}$$

F) DISEÑO DEL ATOMIZADOR

F-1 DISEÑO DEL SEPARADOR DE CICLÓN

DATOS REQUERIDOS (Perry, 1982)

Diámetro de ciclón asumido: 0,3 m

$L = 2D_c$ Longitud de la cámara

$Z_c = 2D_c$ Longitud del cono

$D_e = D_c/2$ Diámetro del ducho de salida del gas de ciclón

$H_c = D_c/2$ Altura del ducho recto de entrada al ciclón

$J_c = D_c/4$ Diámetro del ducho de salida del polvo

$A_c = B_c H_c$ Area de la entrada del ciclón.

$B_c = D_c /4$ Ancho del ducho recto de entrada del ciclón

Reemplazando los valores se obtiene:

$$L_c = 0,6\text{m}$$

$$Z_c = 0,6\text{m}$$

$$D_e = 0,15\text{ m}$$

$$H_c = 0,15\text{ m}$$

$$J_c = 0,08\text{ m}$$

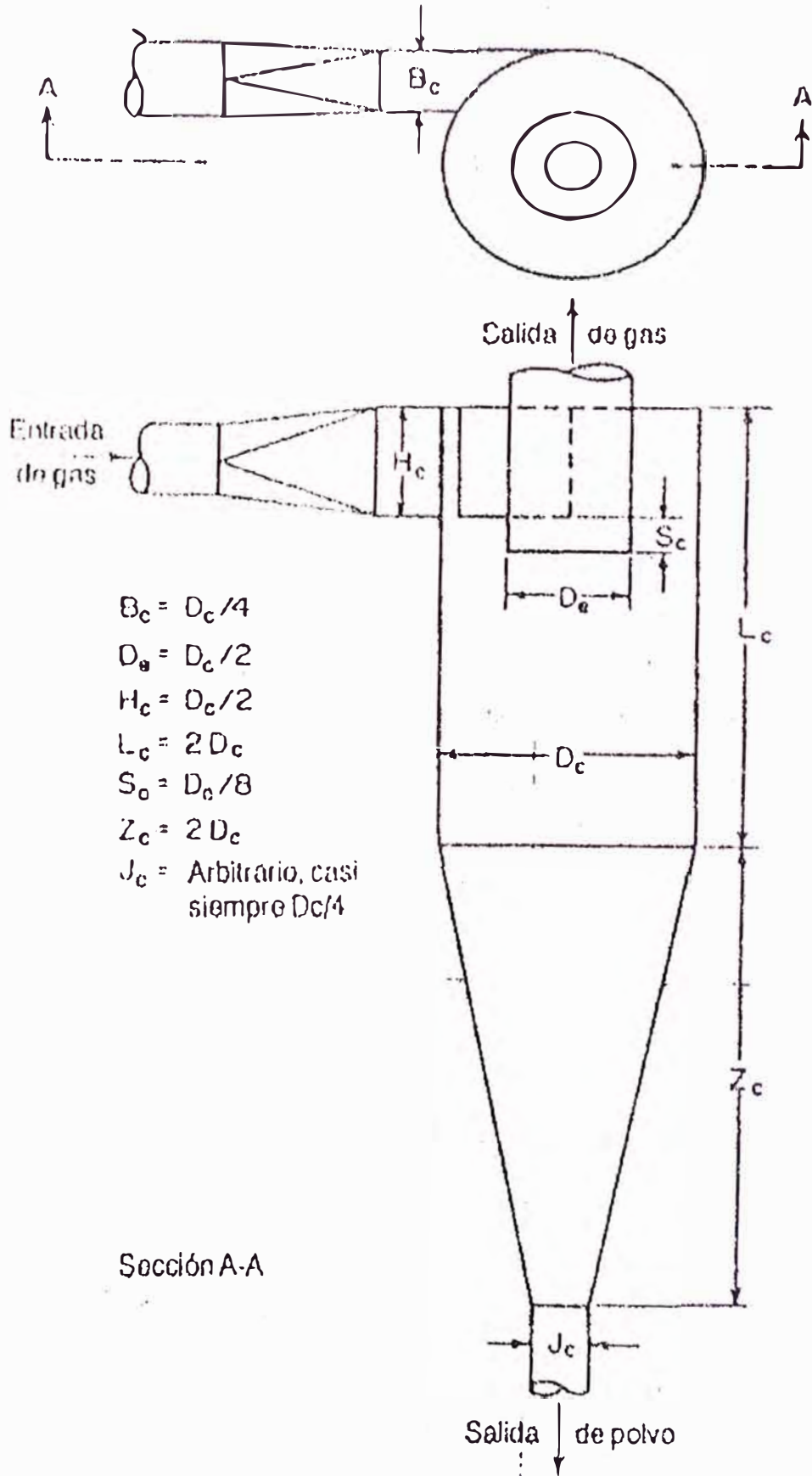
$$B_c = 0,08\text{ m}$$

$$A_c = 0,011\text{m}$$

$$L_t = L_c + Z_c$$

$$\text{Longitud Total} = 1\text{ m}$$

FIGURA A-1 PROPORCIONES DE UN SEPARADOR DE CICLÓN



F-2 DISEÑO DE LA CAMARA DE SECADO (lote 3 horas)

Para la producción se necesita evaporar 14,7 kg / h de agua

Por seguridad se considera el 25% más, luego se evaporará 18,4 kg/h

Datos:

Temperatura de entrada del vapor $T_e = 443 \text{ k}$

Temperatura de salida del vapor $T_s = 368 \text{ k}$

Calor latente de vapor $= 541,99 \text{ kcal /kg}$

Vapor $= 18,4 \text{ kg /h}$

A) Cálculo del calor de aire suministrado

$$Q = V \lambda_v = 9\,972,6 \text{ kcal/h}$$

c) Cálculo del peso de aire necesario

Datos.

Calor específico del oxígeno a 170 °C $= 0,23 \text{ kcal / kg.}^\circ\text{C}$

$T_e - T_s = 348 \text{ k}$

$W = Q / (T_e - T_s) C_p = 578,1 \text{ kg /h}$

$W = 578,1 \text{ kg / h}$

d) Cálculo del Volumen de aire

Datos:

Volumen específico del aire a la entrada $= 1,25 \text{ m}^3 / \text{kg}$

Volumen específico del aire a la salida $= 1,04 \text{ m}^3 / \text{kg}$

Volumen específico medio (v) $= 1,15 \text{ m}^3 / \text{h}$

$V = W \cdot v / 60 = 11,0 \text{ m}^3 / \text{min}$

Para determinar el volumen de la cámara es necesario disponer de alguna cifra sobre el tiempo medio de contacto total. Los tiempos reales de evaporación resultan tan cortos que cualquier volumen calculado sobre esa base es materialmente imposible de aplicar. No hay ninguna relación ni datos publicados sobre el tiempo de contacto, por lo que en base con otros materiales, es el único medio que se dispone para estimar esta cantidad, se tomara en consideración 20".

Se sabe

$$11 \text{ m}^3 \text{-----} 60 \text{ pulg}$$

$$X \text{ m}^3 \text{-----} 20 \text{ pulg}$$

$$X = 3,7 \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

Si el diámetro es igual a la altura ($H = D$)

$$V = \pi (D^3)/4 \quad D = 1,7 \text{ m} \quad H = 1,7 \text{ m}$$

F-3 DISEÑO DEL DISCO DE ASPERSION

Datos:

$$\text{Diámetro} = 0,3 \text{ m}$$

$$\text{Velocidad } N = 4020 \text{ r/ min}$$

Por lo tanto:

$$\text{Potencia} = 25 \times 10^{-8} \times (rN^2) \text{ W}$$

$$\text{Potencia} = 0,9 \text{ HP}$$

F-4 VENTILADOR

Todos los ventiladores funcionan de acuerdo a ciertas reglas y que son validas para todo tipo de ventiladores (Baquero, 1985)

Cálculo de la Potencia:

$$W = Q.P/75$$

$$\text{Teniendo: } Q = 0,18 \text{ m}^3 / \text{s} \quad *P = 185 \text{ kg/m}^2 \quad W = 0,45 \text{ HP} \quad * (\text{Perry, 1982})$$

G) DISEÑO DE TUBERIAS

G-1 DESDE EL FILTRO

PROPIEDADES DEL FLUIDO

$$Q_1 = \text{Flujo volumen} = (0,204 \text{ m}^3 / \text{h}) (1\text{h}/\text{lote}) (1\text{lote}/300 \text{ s})$$

$$Q_1 = 0,00068 \text{ m}^3/\text{s} = 0,68 \text{ L/s} = 40,8 \text{ L/m}$$

$$Q_1 = 0,02401 \text{ pies}^3/\text{s}$$

*Material de construcción. Acero inoxidable AISI 316

Régimen del fluido supuesto: turbulento.

$$\text{*Diámetro óptimo } 2'' = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{** Velocidad de succión } V_s = 0,3 \text{ m/s}$$

$$\text{** Velocidad de descarga } V_d = 1,2 \text{ m/s}$$

$$\text{Viscosidad} = 0,002 \text{ kg /m.s}$$

$$\text{Densidad} = 1300 \text{ kg /m}^3$$

*(Perry, 1980); ** (Smith, 1998)

Calculamos el número de Reynolds

$$Re = Da.p.V_s / \mu m = 9906$$

$$D = (4Q/\pi.V)^{1/2}$$

$$\text{Diámetro nominal de succión } D_s = 0,0537 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro nominal de descarga } D_d = 0,0269 \text{ m}$$

$$D_s = 2 \text{ pulg}$$

$$D_d = 1 \text{ pulg}$$

G.2 DISEÑO DE LAS BOMBAS

Se trabajará con bombas centrífugas para bombear el látex desde el tanque del filtro hasta los evaporadores (cada lote es descargado en 5 min.)

POTENCIA REQUERIDA

$$(V_1)^2/2gc + P_1V_1 + h_1g/gc = (V_2)^2/2gc + P_2V_2 + h_2g/gc + n_w + \sum F$$

$$P_a/r_a + gZ_a/gc + 1/2(u_a)^2/gc + nW_p = P_b/r_b + gZ_b/gc + 1/2(u_b)^2/gc$$

DATOS:

$$Q_1 = 0,02401 \text{ pie}^3/\text{s} = 40,8 \text{ L/m}$$

$$V_1 = \bullet$$

$$\text{Diámetro óptimo } 1'' = 0,08333 \text{ pie} = 0,0254 \text{ m}$$

$$V_2 = 4Q_1/D^2 \times \pi = 4,40 \text{ pie/s} = 1,3 \text{ m/s}$$

**CALCULO DE PERDIDA DE ENERGIA MECANICA DEBIDO
A LA FRICCION**

**CUADRO A-8: CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL PARA LA
SUCCION**

NOMINACION	N	LONGITUD EQUIVALENTE	LONGITUD TOTAL
Tubería 2"			1,3
Codo	1	3,3	3,3
TOTAL			4,6 m

$$Re = Da \cdot Vs \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 10\,237,5$$

Según la figura 1-3 y 1-4 (Ocón, 1980), se encuentra:

$$E/D = 0,0009$$

$$f = 0,022$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Diam. } 2'' = 0,0525 \text{ m}$$

$$gc = (1 \text{ kgm/s}^2)/N$$

$$\text{Viscosidad} = 0,002 \text{ kg/m.s}$$

$$2 gc = 2(1 \text{ kgm/s}^2)/N$$

$$\text{Densidad} = 1\,300 \text{ kg/m}^3$$

$$Vs = 0,3 \text{ m/s}$$

$$hfs = f(Lt/D) (vs^2/2gc)$$

$$hfs = 0,0084 \text{ m}$$

**CUADRO A-9: CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL PARA LA
DESCARGA**

NOMINACION	N	LONGITUD EQUIVALENTE	LONGITUD TOTAL
Tubería 1"			5,8
Tee	1	1,95	1,95
Codo	4	3,3	7,72
Válvula Abierta	2	8,5	17
TOTAL			32,47 m

$$V_d = 1,2 \text{ m/s}$$

$$D_d = 0,0269 \text{ m}$$

$$Re = D_a \cdot V_d \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 20\,826$$

$$E/d = 0,0018$$

$$f = 0,024$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2 \quad g_c = (1 \text{ kgm/s}^2)/N \quad 2g_c = 2(1 \text{ kgm/s}^2)/N$$

$$H_{fd} = f(Lt/D) (v_d^2/2g_c)$$

$$H_{fd} = 2,14 \text{ m}$$

DATOS REQUERIDOS

$$Z_a = 0,3 \text{ m}$$

$$P_b = 1\,257,8 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Eficiencia de la bomba} = 50 \%$$

$$\text{Eficiencia del motor} = 50 \%$$

$$A_{de\ 2''} = 21,6 \text{ cm}^2$$

$$A_{b\ de\ 1''} = 5,6 \text{ cm}^2$$

$$Z_b = 1,8 \text{ m}$$

$$\text{Densidad} = 1,300 \text{ kg/m}^3$$

$$V_2 = 0,2 \text{ m/s}$$

$$V_d = 1,2 \text{ m/s}$$

$$P_b / \text{densidad} = 0,97 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 1'' = 0,0267 \text{ m}$$

CALCULOS

$$M = A V_s \rho = 0,8424 \text{ kg /s}$$

$$\frac{1}{2}(V_2)^2 / g_c = 0,002$$

$$K_c = 0.4 (1 - A_a / A_b) = 0,30$$

$$H_c = K_c (V_d)^2 / 2g_c = 0,02$$

$$H_f = h_{fs} + h_{fd} + H_c = 2,163$$

$$g (Z_b - Z_a) / g_c = 1,5 \text{ m}$$

$$nW_p = P_b / r_b + g (Z_b - Z_a) / g_c + 1 / 2 (u_b)^2 / g_c + D H_f = 4,639 \text{ m}$$

$$W_p = 18,556 \text{ m}$$

CALCULO DE LA POTENCIA :

$$\text{Potencia de la Bomba} = \frac{H \text{ real de la Bomba (m)} \times \text{densidad (kg/m}^3) \times q \text{ (m}^3/\text{s)}}{76}$$

76

$$\text{Potencia real} = 0,2156 \text{ HP} = 0,22 \text{ HP}$$

H) DISEÑO DE TUBERIAS

H-1) DESDE LA SALIDA DEL EVAPORADOR-MEZCLADORA

PROPIEDADES DEL FLUIDO

$$Q_1 = \text{Flujo volumen} = (0,0875 \text{ m}^3 / \text{h}) (1 \text{ h/lote}) (1 \text{ lote} / 300 \text{ s})$$

$$Q_1 = 0,0006 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_1 = 0,0206 \text{ pies}^3/\text{s}$$

*Material de construcción. Acero inoxidable AISI 316

Régimen del fluido supuesto: turbulento.

$$\text{*diámetro óptimo } 1'' = 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{Viscosidad} = 0,0022 \text{ kg /m.s}$$

$$\text{Densidad} = 1\,400 \text{ kg/ m}^3$$

$$V_s = 1,2 \text{ m/s}$$

$$V_d = 2,4 \text{ m/s}$$

*(Perry, 1980); ** (Smith, 1998)

Calculamos el número de Reynolds

$$D_a = 1'' = 0,0254 \text{ m}$$

$$V_s = 1,2 \text{ m/s}$$

$$Re = D_a \cdot \rho \cdot V_s / \mu = 4849$$

$$D = (4Q/\pi \cdot V)^{1/2}$$

$$\text{Diámetro nominal de succión } D_s = 0,02449 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro nominal de descarga } D_d = 0,02449 \text{ m}$$

$$D_s = 1 \text{ pulg}$$

$$D_d = 1 \text{ pulg}$$

H-2) DISEÑO DE LA BOMBAS

Se trabajará con bombas centrífugas, para bombear el látex desde el tanque de evaporación hasta el atomizador (cada lote es descargado en 5 min).

POTENCIA REQUERIDA

Usando la formula empleada en G.2

Datos:

$$Q = 0,0006 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$V1 = 0,0 \text{ pie} / \text{s}$$

$$V2 = 4Q_2 / (D^2) \cdot \pi = 3,78 \text{ pie/s} = 1,151 \text{ m/s}$$

$$\text{Diámetro óptimo } 1" = 0,08333 \text{ pie} = 0,0254 \text{ m}$$

CALCULO DE LA PERDIDA DE ENERGIA MECANICA DEBIDO A LA FRICCION

CUADRO A-10: CALCULO DE LA LONGITUD PARA LA SUCCION

NOMINACION	N	LONG EQUIV	LONG TOTAL
Tubería 1"			3,8
Tee	1	1,95	1,95
Codo	2	1,93	3,86
Válvula	2	8,5	17
TOTAL			26,61 m

$$Re = Da \cdot Vs \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 20389$$

Según la figura 1-3 y 1-4 (Ocón, 1980), se encuentra:

$$E/D = 0,0018$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$gc = (1 \text{ kg m/s}^2)/N$$

$$2gc = 2(1 \text{ kg m/s}^2)/N$$

$$Vs = 0,3 \text{ m/s}$$

$$f = 0,024$$

$$\text{viscosidad} = 0,0022 \text{ kg /m.s}$$

$$\text{Densidad} = 1\,400 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diámetro } 1'' = 0,0267 \text{ m}$$

CALCULO:

$$Hfs = f(Lt/D) ((Vs)^2)/2gc$$

$$Hfs = 1,757 \text{ m}$$

**CUADRO A-11: CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL PARA LA
DESCARGA**

NOMINACION	N	LONGITUD EQUIVALENTE	LONGITUD TOTAL
Tubería de 1"			1,5
Tee	1	1,95	1,95
Codo	4	1,93	7,72
Válvula abierta	2	8,5	17
TOTAL			28,17 m

$$Re = Da \cdot Vd \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 20\,389,1$$

$$Hfd = f(Lt/D) ((Vd^2) 2gc)$$

$$Hfd = 6,645 \text{ m}$$

DATOS REQUERIDOS:

Za	= 1,5m	Zb	= 1,8 m
Pb	= 1 257,8 kg/m ²		
Densidad	= 1 400 kg/m ³	V2	= 0,80 m/s
Eficiencia de la Bomba	= 50 %	Ad	= 1,2 m/s
Eficiencia del motor	= 50 %	Diametro 1"	= 0,0267m
Ab del 1"	= 5,6cm ²		
Ah de 2"	= 5,6 cm ²		

CALCULO

$$M = A.Vs.\rho = 3,63 \text{ kg}$$

$$1/2 (V2)^2/gc = 0,033$$

$$Kc = 0,4(1-Aa/Ab) = 0,41$$

$$Hc = Kc (Vd^2)/ 2gc = 0,02$$

$$g (Zb-Za) gc = 0,3m$$

$$Pb /densidad = 0,898$$

$$DHf = hfs + hfd + Hc = 10,422 \text{ m}$$

$$nwp = Pb/rb + g (Zb-Za)/gc + 1/2(ub)^2/gc + DHf = 10,455 \text{ m}$$

$$Wp = 41,82 \text{ m}$$

$$\text{Potencia de la Bomba} = \frac{H \text{ real de la Bomba (m)} \times \text{densidad (kg/m}^3) \times Q (\text{m}^3/\text{s})}{76}$$

76

$$\text{Potencia real} = 0,46 \text{ HP} = 0,5 \text{ HP}$$

I) DISEÑO DE TUBERIAS

I-1) DESDE LA SALIDA –MEZCLADOR

PROPIEDADES DEL FLUIDO

$Q_3 =$ Volumen de flujo = $(0,136 \text{ m}^3 / \text{h}) (2\text{h}/\text{lote}) (1\text{lote}/300 \text{ s})$

$Q_3 = 0,00136 \text{ m}^3/\text{s}$

$Q_3 = 0,04803 \text{ pie}^3/\text{s}$

*Material de construcción: acero inoxidable AISI 316

Régimen del fluido supuesto: laminar

*diámetro óptimo 2" = 0,0508 m

Viscosidad = 0,33 kg/m.s

**Vs = 1,2 m/s

**Vd = 2,4 m/s

Densidad = 2 500 kg/m³

*(Perry, 1982); ** (Smith, 1998)

Calculamos el número de Reynolds:

$$Re = D \cdot \rho \cdot V_s / \mu$$

$$Re = 461,8$$

$$D = (4Q/\pi v)^{1/2}$$

Diámetro nominal de succión $D_s = 0,0379 \text{ m} = 1,5 \text{ pulg}$

Diámetro nominal de descarga $D_d = 0,0268 \text{ m} = 1 \text{ pulg}$

I-2 DISEÑO DE LAS BOMBAS

Se trabajará con bombas centrifugas para bombear la mezcla hasta el atomizador (lote es descargado en 5 min)

POTENCIA REQUERIDA

Usando la formula empleada en G.2

Datos:

$Q = 0,00136 \text{ m}^3 / \text{s}$

$V_1 = 0,0 \text{ pie} / \text{s}$

$V_2 = 4Q_3 / (D^2) \cdot \pi = 2,20 \text{ pie}/\text{s} = 0,7 \text{ m}/\text{s}$

Diámetro óptimo 2" = 0,1666 pie = 0,0508 m

CALCULO DE LA PERDIDA DE ENERGIA MECANICA
¡DEBIDO A LA FRICCION

CUADRO A-12: CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL PARA LA
SUCCION

NOMINACION	N	LONG EQUIV	LONG TOTAL
Tubería 4"			1,3
Codo	3	7,5	22,5
Válvula Abierta	1	35	35
TOTAL			58,8 m

$$Re = Da \cdot Vs \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 303,2$$

Según la figura 1-3y 1-4 (Ocón, 1980), se encuentra:

$$f = 0,211$$

$$E/D = 0,0006$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Viscosidad} = 0,33 \text{ kg /m.s}$$

$$gc = (1 \text{ kg m/s}^2) / \text{N}$$

$$\text{Densidad} = 2\,200 \text{ kg/m}^3$$

$$2gc = 2(1 \text{ kg m/s}^2) / \text{N}$$

$$\text{Diámetro 2"} = 0,0379 \text{ m}$$

$$Vs = 1,2 \text{ m/s}$$

CALCULO

$$Hfs = f(Lt/D) ((Vs)^2) / 2gc$$

$$Hfs = 24,049 \text{ m}$$

**CUADRO A-13: CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL PARA LA
DESCARGA**

NOMINACION	N	LONGITUD EQUIVALENTE	LONGITUD TOTAL
Tubería 2"			4,6
Codo	4	3,3	13,2
Válvula abierta	2	17	34
TOTAL			51,8 m

$$D_a = 0,0268 \text{ m}$$

$$V_d = 2,4 \text{ m/s}$$

$$Re = D_a \cdot V_d \cdot \rho / \mu$$

$$Re = 487,27$$

$$E/D = 0,0009$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2 \quad g_c = (1 \text{ kgm/s}^2) / N \quad 2g_c = 2 (1 \text{ kg m/s}^2) / N$$

$$f = 0,131$$

$$H_{fd} = f (L_t/D) ((V_d^2) 2g_c)$$

$$H_{fd} = 74,406 \text{ m}$$

DATOS REQUERIDOS:

$$Z_a = 1,1 \text{ m}$$

$$Z_b = 2 \text{ m}$$

$$P_b = 0 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Densidad} = 2\,500 \text{ kg/m}^3$$

$$V_2 = 0,9 \text{ m/s}$$

$$\text{Eficiencia de la Bomba} = 60 \%$$

$$V_d = 0,6 \text{ m/s}$$

$$\text{Eficiencia del motor} = 60 \%$$

$$P_b / \text{densidad} = 0,00$$

$$\text{Diámetro 2"} = 0,0508 \text{ m}$$

$$A_h \text{ de 2"} = 21,6 \text{ cm}^2$$

$$A_b \text{ de 1"} = 5,6 \text{ cm}^2$$

CALCULO

$$M = A \cdot V_s \cdot p = 4,105$$

$$1/2 (V^2)^2 / gc = 0,041$$

$$K_c = 0,4(1 - A_a/A_b) = 0,30$$

$$H_c = K_c (VD)^2 / 2gc = 0,088$$

$$g(Z_b - Z_a) / gc = 0,9 \text{ m}$$

$$H_f = h_{fs} + h_{fd} + H_c = 24,645 \text{ m}$$

$$nwp = P_b/r_b + g(Z_b - Z_a)/gc + 1/2(u_b)^2/gc + DH_f = 98,543 \text{ m}$$

$$W_p = 273,73 \text{ m}$$

$$\text{Potencia real} = 10,67 \text{ HP} = 11 \text{ HP}$$

ANEXO 4

CALCULO DEL ESPACIO FISICO

ANEXO 4

TERRENO Y AREA NECESARIA

Para realizar el análisis del terreno y área necesaria requerida, que permita luego sobre el, desarrollar la disposición adecuada de la planta se aplicará el método QUERCHETT. Este método se basa en el cálculo de la superficie parcial de todos los equipos, maquinarias, oficinas, áreas de desplazamiento, etc. Es decir de todo lo que se va a distribuir.

La expresión utilizada:

$$S = S_s + S_g + S_e$$

Donde.

S = Superficie necesaria

S_s = Superficie Estática

S_g = Superficie Gravitacional

S_e = Superficie de Evolución

SUPERFICIE ESTÁTICA

Corresponde al área del terreno ocupado realmente por el elemento físico (mueble, maquina, instalaciones), se obtiene mediante el cálculo de la superficie plana.

SUPERFICIE GRAVITACIONAL

Corresponde al área requerida por el operario para su movimiento alrededor del puesto ó estación de trabajo y para el cual es empleado durante el proceso. Se calcula como la superficie estática multiplicado por el número de lados del elemento que son utilizados.

Para máquinas circulares, la superficie gravitacional es dos veces la superficie estática

La expresión:

$$S_g = S_s \times N$$

Donde.

N = Numero de lados utilizados.

SUPERFICIE DE EVOLUCIÓN

Corresponde al área reservada para los desplazamientos entre máquinas, equipos, etc. Así como para la salida de los productos terminados.

Se calcula como las superficies estáticas y gravitacionales multiplicado por un factor K, que es el promedio de las alturas que se desplazan dividido entre el promedio de las alturas estáticas.

La expresión es la siguiente :

$$S_e = (S_s + S_g) \times K$$

Para nuestro caso, la altura promedio móvil se considera 1,7 m que es el promedio de estatura del hombre en el medio.

TABLA N° A- 11: RESUMEN DEL ESPACIO FISICO NECESARIO

ELEMENTOS	DIMENSIONES (m)			Ss (m2)	Altura (m)	K	N	Sg (m2)	Se (m2)	N° ELEM	Superficie (m2)
	Largo	Ancho	Radio								
Filtro			0,2	0,13	0,8	1,1	2,0	0,25	0,40	1	0,78
Evaporador			0,2	0,13	0,8	1,1	2,0	0,25	0,40	2	1,56
Mezclador			0,2	0,13	0,8	1,1	2,0	0,25	0,40	1	0,78
Atomizador			0,85	2,27	1,7	0,5	2,0	4,54	3,40	1	10,21
TK materia prima			0,2	0,13	0,8	1,1	2,0	0,25	0,40	1	0,78
TK de agua			1	3,14	2	0,43	2,0	6,28	4,0	1	13,43
Ablandador			0,17	0,09	0,8	1,06	2,0	0,18	0,29	1	0,56
Poza de agua			0,5	0,78	2	0,43	2,0	1,56	1,00	1	3,34
Poza de petróleo			0,5	0,78	2,9	0,29	2,0	1,56	0,68	1	3,02
Tk de petróleo			0,2	0,13	0,57	1,5	2,0	0,26	0,78	1	1,17
Almacén materia	3	3		9							9
Almacén producto final	2	4		8							8
Laboratorio	3	2		6							6
Generador	2	2		4							4
Mantenimiento	4	2		8							8
Caldero	3	2		6,00							6,00
Bombas			0,1	0,314	0,2	1,42	2,0	0,628	1,34	6	8,04
Areas Verdes	4	2		8						1	8
SS.HH Administrativo	5,5	9		16							16
Zona Expansión	3	15		45							45
Guardiania	2	3		6							6
Pasadizos				150							150
TOTAL											361,13

ANEXO 05

TRABAJO EXPERIMENTAL

TRABAJO EXPERIMENTAL

El trabajo experimental se llevó a cabo en el equipo de secado del laboratorio de operaciones unitarias de la facultad de Ingeniería Química de la UNI. El esquema de la operación aparece en la figura A-1.

El secador utilizado es de procedencia sueca, de la firma Niro-Atomizer tipo Minor modelo 53- MO- 2/Q y sus dimensiones son:

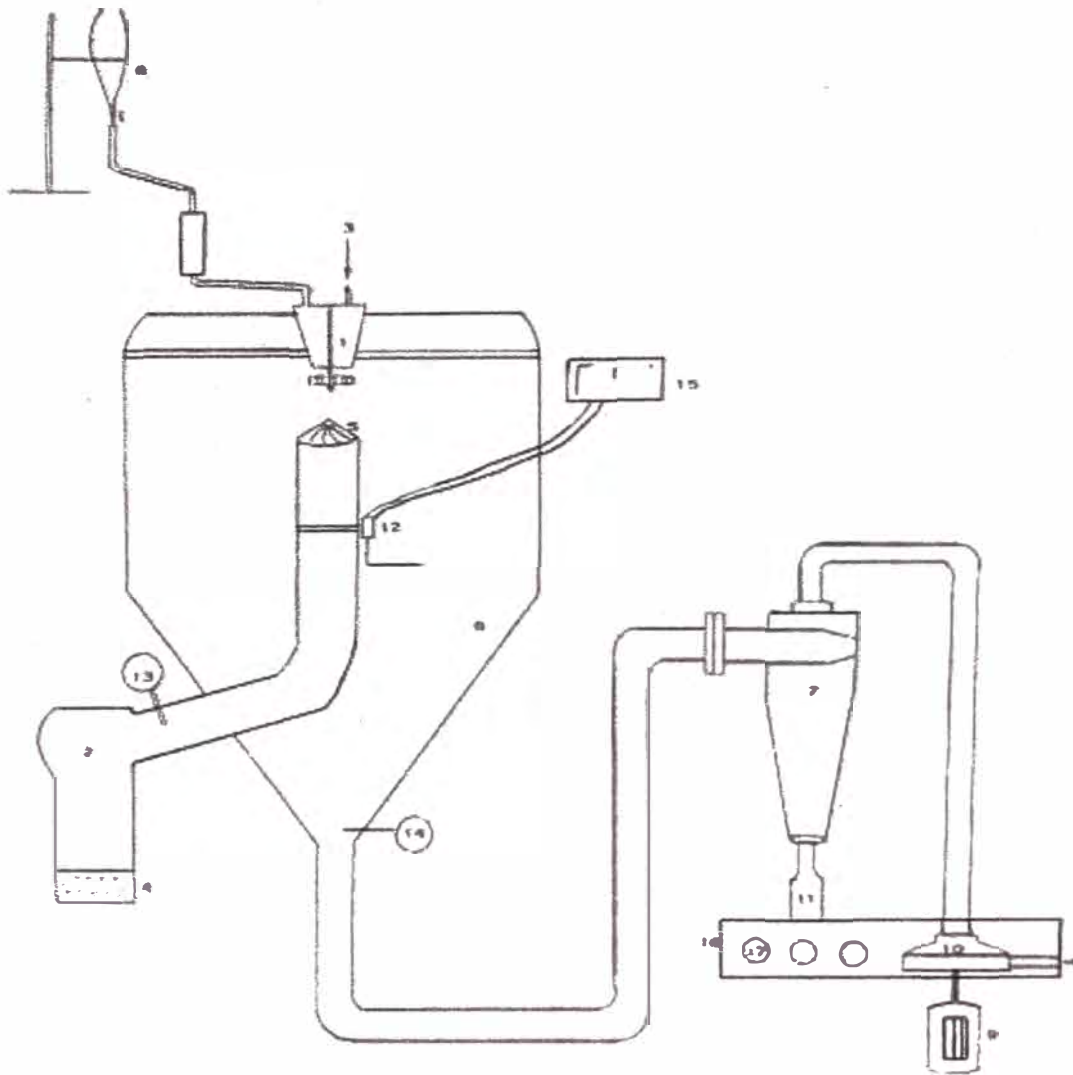
Diámetro de la cámara	2,8 pies
Altura de la parte cónica	2,0 pies
Altura de la parte cilíndrica	2,5 pies

La atomización de la alimentación es producida por un disco de dos pulgadas de diámetro, con 24 ventanas de 0,13 pulgadas de ancho y 0,22 pulgadas de alto. El movimiento del disco es originado por aire comprimido, que incide sobre una turbina que se encuentra en el eje central del atomizador; este aire no ingresa a la cámara, sino más bien es expulsado al medio ambiente.

La presión de ingreso para la regulación de los rpm del disco esta manipulada por una válvula manual, para la alimentación que ingresa al atomizador y va directamente hacia las ventanas del disco se reguló el flujo por medio de un rotámetro hasta un máximo de 0,3152 lb/min y fue inducida exclusivamente por gravedad.

El flujo de aire ingresa a la cámara por medio de un ventilador localizado debajo del tablero de controles, el cual indicó un flujo único de 3,75- SCFM a 77 °F, medido con un rotámetro a la salida de la cámara. Un juego de seis resistencias que trabajan en forma independiente reguló la temperatura del aire de ingreso.

La dirección relativa de las gotas con respecto al flujo de aire de este secador es del tipo cocorriente, pues la rotación del disco y el diseño de los alabes de salida del aire tienen la misma dirección. El patrón del flujo del aire dentro de la cámara es en espiral en cocorriente.



1. Atomizador
2. Calentador del aire
3. Aire de presión
4. Toma de aire del ambiente
5. Aletas dispersoras
6. Alimentación
7. Separador ciclónico
8. Cámara de Secado
9. Motor de Ventilador
10. Ventilador
11. Botella de Recolección
12. Termocupla móvil
13. Termocupla del aire de entrada
14. Termocupla del aire de salida
15. Indicador de Temperatura
16. Panel de Instrumentos
17. Indicador de presión de aire del atomizador.

FIGURA A-1: OPERACIÓN DE SECADO

Los valores de humedad del aire de entrada que ingresa a la cámara, fueron basados en los datos del S. NAHIMI, para el mes de agosto 2003 cuando fueron realizadas las corridas. Los valores de las humedades de salida del aire de la cámara fueron tomadas bajo el procedimiento de bulbo húmedo y bulbo seco, los cuales fueron localizados en la descarga del aire.

Las temperaturas tanto de ingreso como de salida del aire de la cámara, fueron medidas con termocupla con su respectiva escala en grados centígrados localizados en el tablero de control. Para las medidas dentro de la cámara, se acondicionó una termocupla de fierro - constantan, la cual tenía fácil movimiento dentro de ella, esto facilitó la investigación de la distribución de temperatura.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO DE SECADO POR ATOMIZACIÓN

OBJETIVO

- 1.-Conocer el equipo de secado por atomización y su funcionamiento por medio de cuatro corridas de prueba en el equipo.
- 2.-conocer las relaciones existentes entre las condiciones de operación del equipo de secado y las características del producto final.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO PILOTO

El equipo de secado por atomización es de procedencia sueca, de la firma NIRO ATOMIZER, modelo MINOR y tipo 53. este equipo consta de las siguientes principales partes (ver diagrama 1).

- 1.-La cámara de secado
- 2.-El atomizador (ver diagrama 2)
- 3.-Calentador eléctrico del aire
- 4.-Calentador a gas del aire
- 5.-Ciclón
- 6.-Motor y ventilador (aspirador de aire)

DIAGRAMA 1
EQUIPO DE SECADO POR ATOMIZACIÓN

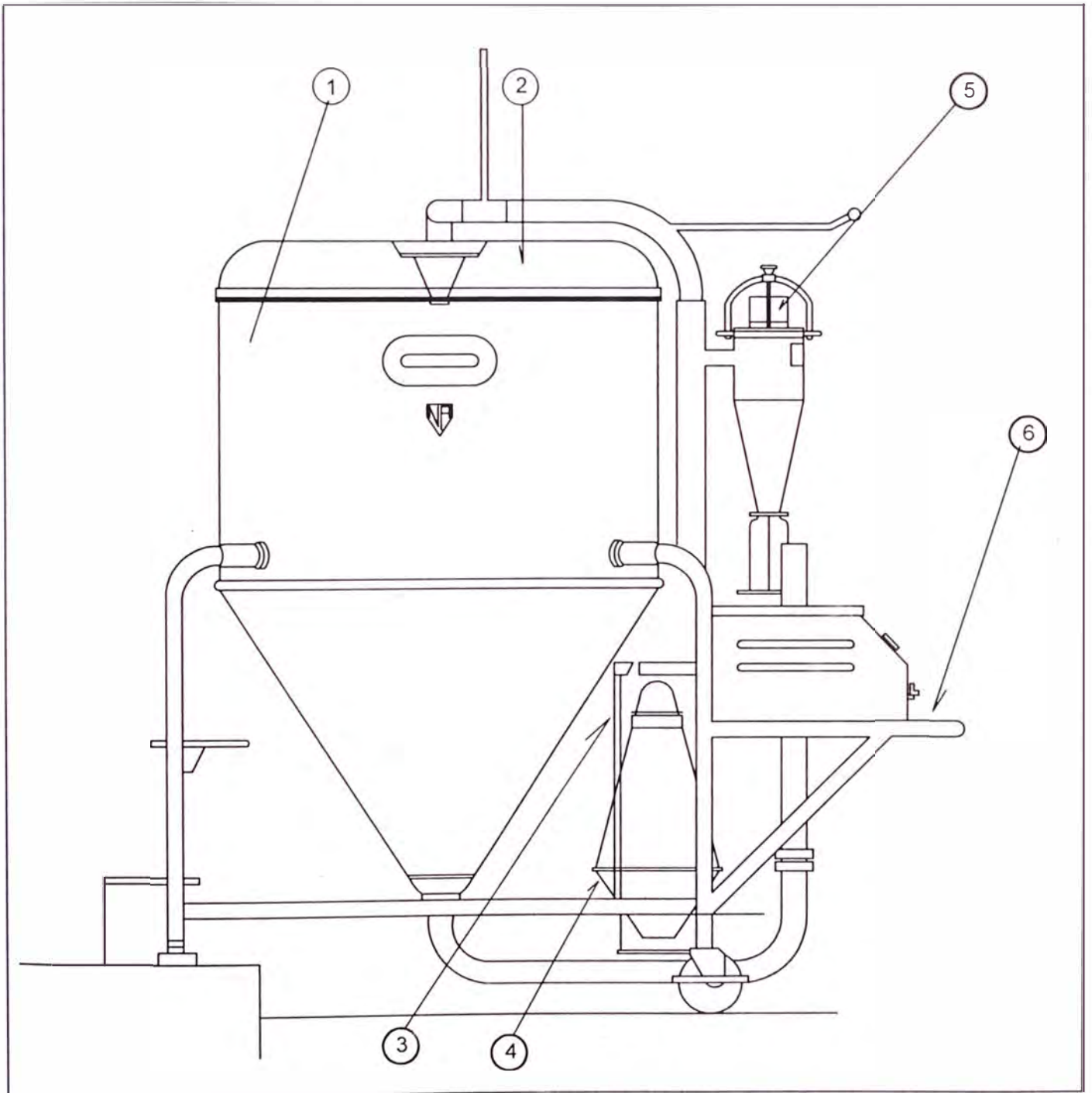
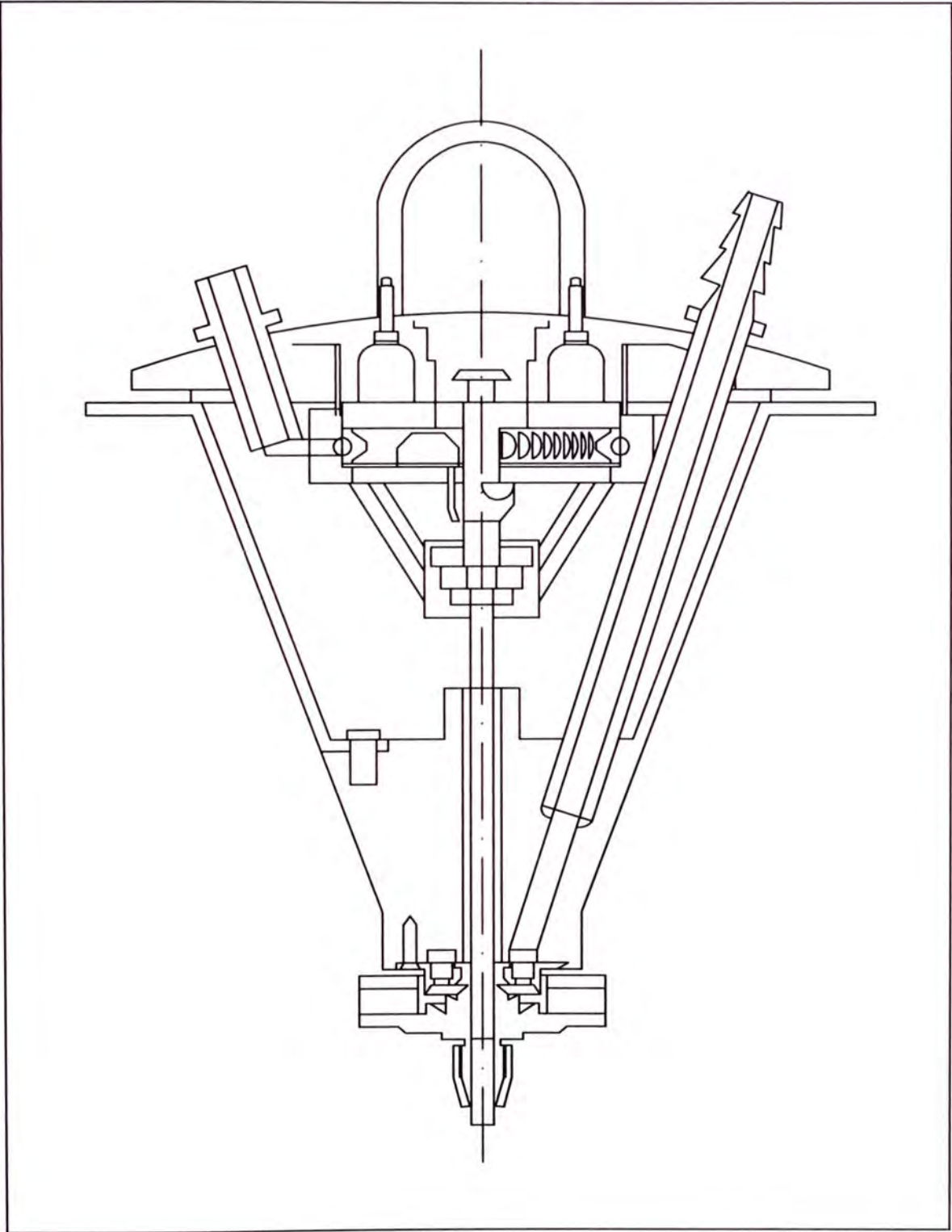


DIAGRAMA 2
ATOMIZADOR DE DISCO CENTRIFUGO



DESCRIPCION DEL RECORRIDO DE LOS FLUJOS EN EL INTERIOR DEL EQUIPO

El aire es tomado del ambiente y pasado por un filtro de polvo y luego por el calentador de resistencia eléctrica, de donde sale a una alta temperatura.

A esta temperatura es ingresada a la cámara de secado. Por otro lado la alimentación (material a secar) es ingresada a la cámara de secado por medio del atomizador de disco centrífugo (situado en una depresión de la parte superior de la cámara), el cual permite que la alimentación salga dispersada en forma de pequeñas gotitas (rocío) al interior de la cámara. Este rocío apenas saliente del atomizador se pone en contacto directo con el aire caliente entrante a la cámara, y es en este instante en que ocurre la evaporación del líquido (transferencia de calor y masa entre gas caliente y gotitas dispersadas).

Luego al aire arrastra las partículas secas, saliendo por el fondo de la cámara de secado y llevándolo hasta el ciclón en donde se separan los sólidos en el frasco. El aire sale por la parte superior del ciclón aspirado por las hélices del ventilador y es impulsado hacia fuera del equipo por un tubo lateral.

PROCEDIMIENTO OPERATIVO

ARRANQUE DE LA OPERACIÓN

- 1.- Conectar el cable principal a la fuente de corriente alterna. Se encenderá una luz verde en el panel de control.
- 2.- Dar vuelta al interruptor situado en la parte central del panel de control pasando por "M" (encendido del motor) y por los números "1", "2", "3", "4", "5" (calentamiento del aire) y dejarlo en esa posición por 15 minutos.
- 3.- Llevando al interruptor entre las posiciones "1" y "6", establecer la temperatura deseada en el dial que marca la temperatura de ingreso a la cámara de secado (T1), y luego esperar que se establezca la temperatura de salida de la cámara de secado (T2) observando el dial correspondiente.
- 4.- Abrir la válvula que controla el ingreso del aire a presión, llevándolo hasta la presión necesaria (observar el dial celeste con unidades en kg/cm^2) para establecer la velocidad de giro deseada en el rodete. El atomizador acelerará

rápidamente con un fuerte sonido que poco a poco disminuirá hasta casi desaparecer al llegar a la velocidad máxima, mantener esta presión durante toda la operación.

5.-Alimentar con agua destilada la unidad hasta conseguir la temperatura deseada del aire de salida, cuando se haya conseguido esta temperatura cierre el agua y comience a alimentar la solución ó suspensión a secar. También se puede alimentar la solución ó suspensión a secar. También se puede alimentar directamente la solución, observando en este caso una caída inicial de la temperatura de salida del aire.

PARADA DE LA OPERACIÓN

- 1.- Cortar la alimentación
- 2.- Devolver el interruptor principal a la posición “N”
- 3.- Parar el giro del atomizador cortando el suministro de aire a presión cerrando la válvula correspondiente.
- 4.- Cuando se ha detenido el rodete en el atomizador, desconectar el tubo de alimentación y la manguera del aire a presión. A continuación sacar el atomizador fuera del asiento de la cámara y haciendo girar el rodete, elimine restos de sustancias que hubiesen quedado.
- 5.- Abrir la tapa de la cámara de secado, por medio del aire comprimido y hacerlo girar. Escobillar hacia abajo cualquier polvo que quedara en la cámara, polvo que será aspirado por el ventilador hacia el ciclón y finalmente al frasco.
- 6.- Dar vuelta al interruptor principal de la posición “M” a “O”.

EQUIPOS INDUSTRIALES

El equipo de secado por atomización en general consta de la cámara de secado cilíndrica grande, casi siempre vertical, en la cual el material que se va a secar se atomiza en forma de pequeñas gotitas y dentro del cual se alimenta un gran volumen de gas caliente que basta para abastecer del calor necesario para completar la evaporación del líquido.

La atomización se logra por cualquiera de los tres métodos:

a).- **Boquillas a alta presión.**- Aquí se efectúa la atomización forzando el líquido bajo una presión elevada y con un alto grado de rotación a través de un pequeño orificio. Las presiones oscilan entre 400 y 10 000 psi y el tamaño de los orificios de las boquillas varía de 0,010 a 0,15 pulg. de diámetro. Estas presiones elevadas y cuando los sólidos están en suspensión en el líquido. El orificio de la boquilla está sujeto a desgaste por erosión, por lo que debe fabricarse con una aleación dura, del tipo de carburo de tungsteno ó estelita.

b).- **Boquillas de dos fluidos.**-Que funcionan a presiones relativamente bajas del orden de cero a 60 psi. En tanto que el fluido atomizante rara vez sobrepasa una presión de 100 psi. El fluido atomizante puede ser vapor ó aire. Generalmente no operan con eficacia a grandes capacidades.

Este tipo de boquillas se han utilizado para la dispersión de pastas espesas y tortas de filtros que no se podían manejar anteriormente en atomizadores ordinarios.

c).- **Discos centrífugos.**-Que atomizan los líquidos, esparciéndolos en hojas delgadas, cuando se descargan a alta velocidad desde la periferia de un disco especialmente diseñado que gira con gran rapidez. El diseño del disco asegura esa alta velocidad y que se obtenga una distribución uniforme de tamaño de gotas en el líquido atomizado. El tamaño de los discos oscila de 2 pulg. en los equipos a nivel de planta piloto hasta 12 ó 14 pulg. Para los secadores comerciales. Las velocidades de disco oscilan entre 3 000 y 50 000 rpm, utilizándose las altas velocidades en los secadores de diámetro pequeño, y velocidades entre 4 000 y 20 000 son los más comunes en los secadores comerciales. Una de sus ventajas es la de trabajar con suspensiones y pastas que erosionan y taponan las boquillas. Las pastas espesas se pueden trabajar si se utilizan bombas de presión positiva para alimentarlas al disco.

Cualquiera de los métodos de atomización permite la obtención de partículas esféricas sólidas (a partir de soluciones o lechadas) y huecas (con el jabón, gelatina, polímeros solubles en agua) cuando se secan.

Las propiedades del producto que despiertan el mayor interés en general son:

- 1).- El tamaño de la partícula
- 2).- La densidad volumétrica y
- 3).- El grado de polvo que contiene

La mayoría de los secadores por atomización de uso comercial utilizan el flujo de gas y sólidos en corrientes paralelas. Los secadores de flujo a contracorriente se emplean primordialmente para secar jabones y detergentes, existen también secadores de flujo mixto con patrones de flujo complejos.

En la siguiente tabla se presentan materiales típicos que se han secado por atomización con buenos resultados, observe las capacidades de los equipos expresados en lb/h de agua evaporada:

TABLA A-12:CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA DIVERSOS MATERIALES SECADOS POR EL METODO DE ATOMIZACION

	Temp. Entrada	Temp. Salida	% de agua en alimentación	Evaporación (lb /hr)
Sulfato de zinc	620	230	55	1320
Lignina	400	195	63	910
Hidróxido de Al	600	130	93	2560
Gel de Silice	600	170	95	2225
Carbonato de Mg	600	120	92	2400
Extracto curtiente	330	150	46	680
Extracto de café	300	180	70	500
Detergente	450	250	50	660
Sulfato de Al	290	170	70	230
Resina ureica	500	180	60	500
Pigmento	470	140	73	1750
Sangre animal	330	160	65	780

- realizado en un equipo de secado por atomización con atomizador de disco centrifugo (cámara de 18 pies de diámetro y 18 pies de alto).

RESULTADOS DE PRUEBAS EXPERIMENTALES

CUADRO A-14: CARACTERISTICAS FISICOQUIMICAS DE SANGRE DE GRADO ANTES DEL ATOMIZADO

Parámetros		
Sólidos totales (g/100ml)	41,2	(1)
Cenizas (%)	0,69	(1)
Humedad (%)	67,83	(1)
Densidad (g/cm³)	1,110	
Alcaloides	Existe	(1)
Saponinas	Existe	(1)
Triterpenos	Existe	(1)
Taninos pirosilicos	Existe	(1)
pH a 30 °C	3,85 +/- 0,02	(2)
pH a 24,09 °C	4,38	
Coefficiente de suspensión a 30 °C	1,0 +0,01	(2)
Solubilidad a 30 °C		
En tetracloruro de carbono	Insoluble	(2)
En acetona	soluble	(2)
En etanol	Muy soluble	(2)
Viscosidad (cp)	330	(3)
(kg /m.s)	0,33	

Fuente:

- (1) Protocolo de estudio IMET-Iquitos
- (2) Exámenes físico químico y sensoriales Área de liofilización IMET-Iquitos
- (3) "Sangre de grado" UNMSM (Elsa N. Meza)

CUADRO A-15: CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION PARA LAS PRUEBAS DE SECADO POR ATOMIZACION

PARAMETROS	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3	PRUEBA 4
Alimentación (g)	258,20	263,00	277,50	303,70
% goma arabica (g/100g extracto concentrado)	0	0	0	0
% pectina (g/100g extracto concentrado)	0	0,5	0	1
Densidad de extracto Concentrado	1,110	1,110	1,110	1,110
Viscosidad (cp)	330	330	330	330

CUADRO A-16: CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL SECADO POR ATOMIZACION

PARAMETROS	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3	PRUEBA 4
Alimentación (g)	258,20	263,00	277,50	303,70
% goma arabica (g/100g extracto concentrado)	0	0	0	1
% Pectina (g/100 g extracto concentrado)	0	0,5	0	1
T ambiente (°C)	18	18	18	18
T bulbo húmedo	17	17	17	17
T aire de ingreso (°C)	155	155	155	155
T aire de salida (°C)	85	85	85	85
Presión del aire Comprimido (kg/cm²)	4	4	4	4
T (min)	15 min	16 min	17 min	27 min 44 s
Flujo de la alimentación (ml/extracto concentrado x h)	930,45	888,50	882,35	592,00

CUADRO A-17: RESULTADO DE PRUEBAS EXPERIMENTALES

Prueba	Vmuestra (ml)	Pectina (g)	Goma (g)	Peso Muestra (g)	Peso Concentrado (g)	Peso Producto (g)
P1	250	0	0	266,00	258,20	45,30
P2	250	1,25	0	265,40	263,00	51,40
P3	300	0	0	302,80	277,50	70,00
P4	300	3	3	301,00	303,70	78,50

CUADRO A-18: % DE RENDIMIENTO Y DE HUMEDAD

PRUEBAS	% Rendimiento (g atomizado/100g extracto concentrado)	g atomizado/ 100g de muestra	% Humedad (g muestra/ 100 g extracto atomizado)
<u>1</u>	17,54	17,03	4,87
<u>2</u>	19,54	19,37	4,19
<u>3</u>	25,22	23,12	3,32
<u>4</u>	25,84	26,08	2,83

CUADRO A-19: PARAMETROS FIJOS DE CONTROL EN LAS PRUEBAS EXPERIMENTALES DE SECADO POR ATOMIZACION

Densidad de la sangre de grado (g/ml)	ρ	1,11	1,11	1,11	1,11
Viscosidad (cp)	μ	330	330	330	330
Tensión superficial (dina/cm)	T	89,46	89,46	89,46	89,46
Diámetro del rodete (cm)	D	5	5	5	5
Numero de ventanas	N	24	24	24	24
Altura de ventana (cm)	H	0,6	0,6	0,6	0,6
Temperatura ambiente (°C)	T0	18	18	18	18
Temperatura de bulbo Húmedo del ambiente (°C)	Th	17	17	17	17
Temperatura del aire de ingreso a la cámara de secado (°C)	T1	155	155	155	155
Temperatura del aire de salida de la cámara de secado (°C)	T2	85	85	85	85
Presión del aire comprimido (kg/cm ²)	P	4	4	4	4
Velocidad de giro del rodete (rpm)	N	30 800	30 800	30 800	30 800

**CUADRO A-20:CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL SECADO POR
ATOMIZACIÓN**

Descripción del parámetro	Parámetro	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Prueba 4
Alimentación (incluye % de sólidos)	A(g)	258,20	263,00	277,50	303,70
Tiempo de secado	θ	15'	16'	17'	27,73'
Vol de la alimentación Va (ml)	Va	232,6	236,9	258,00	273,60

CONCLUSIONES DEL TRABAJO EXPERIMENTAL

1.- Según el cuadro A-17 se concluye que al usar encapsulante para los 2 volúmenes de muestras diferentes se obtiene un peso de concentrado mayor si no se usara encapsulante. En el orden de 1,85% para un volumen de 250 ml y 9,44 para 300 ml. También el peso del producto experimentó un incremento del 13,46% cuando se empleó encapsulante para un volumen de 250 ml, y en el orden de 12,14% cuando se utilizó 300 ml.

2.- Una dificultad que se observó fue la formación de grumos al adicionar el encapsulante Pectina, y en mayor incidencia cuando se usa Pectina mas goma, y sobre todo cuando se enfría la muestra, por lo que se recomienda antes de usar el equipo de secado mantener la muestra mencionada a una temperatura de 70-80 °C, a fin de poder usar el equipo sin obstruir en principio a la Pera de alimentación, y sobre todo al atomizador que se encuentra dentro de la cámara de secado.

3.- En la prueba 4 se observó que el uso de la goma más pectina produce mayor rendimiento si es que no se empleara nada de encapsulante. En el orden del 12,1% en relación a la prueba 3; donde no se empleó pectina, ni goma; y para un volumen de 300 ml de muestra.

4.- La adición del coadyugante evita el contacto directo del extracto líquido con el aire caliente del atomizador; el coadyugante se comporta como recubrimiento o soporte de las gotitas rociadas que se forman en la boquilla del atomizador.

5.- Se concluye que el uso de la goma da como resultado un mayor rendimiento, pero a la vez requiere de un control en la temperatura de operación, a fin de evitar grumos y facilitar el uso del equipo de secado.

6.- Según el cuadro A-18 se observa el incremento del rendimiento en el orden del 2% para un volumen de 250 ml; cuando se emplea encapsulante; y del 0,62 % para un volumen de 300 ml; esto es en relación al extracto concentrado, antes de atomizar.

7.- Tomando como referencia también el cuadro A-18 se observa que existe un incremento en el rendimiento en el orden del 2.34% para un volumen de 250 ml y del 2.96% para un volumen de 300 ml.

8.- Se concluye de igual modo que el porcentaje de humedad se reduce en el orden del 0,68 % para un volumen de 250 ml y 0,49% para un volumen de 300 ml de muestra.

9.- Según el cuadro A-20 se observa que el tiempo de secado se incrementó en el orden del 6,6 % para un volumen de 250 ml y 39,58 % para un volumen de 300 ml; debiéndose esto a la formación de grumos que demoran el paso de la muestra al equipo de secado.

10.- Según la tabla A-13 la eficiencia del secado se incrementa en el orden del 4,89% entre las pruebas 1 y 2; y existe una disminución en la eficiencia de secado en el orden del 8,16% para las pruebas 3 y 4; debido a la formación de grumos, que dificultan el paso de toda la muestra al equipo de secado.

El flujo de aire húmedo utilizado decrece cuando se emplea encapsulante.

En general al emplear las correlaciones con la ecuación de Friedman y la ecuación de Henring y Marshall; los valores D_{vs} , $D_{vs 50\%}$ y $D_{vs max}$ decrecen al usar encapsulante.

Las eficiencias térmicas, E_{gb} , E_{id} y E_{ev} permanecen constantes según las condiciones de operación empleada.

TABLA A-13: FORMATO DE RESULTADOS

Descripción del parámetro	Parámetro	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Prueba 4
Eficiencia de secado (%)	Es	42,55	47,44	70,86	62,7
Porcentaje de humedad en el producto seco (%)	H	4,87	4,19	3,32	2,83
Flujo de aire húmedo Utilizado (kg/h)	Ga	22,173	21,108	21,002	14,167
Correlación 1	Dvs	88	73	85,4	78,59
Ecuación de friedman	Dvs50%	123,20	102,2	119,56	110,03
	Dvsmax	264	219	256,2	235,77
Correlación 2					
Ecuación de Henring y Marshall	Dvs50%	61,588	60,89	60,77	55,22
	Dvs95%	116,65	115,34	115,11	104,61
	Dvs99,9%	159,32	157,34	157,03	142,70
Eficiencias térmicas (%)					
Global	Egb	51,09	51,09	51,09	51,09
Ideal	Eid	81,45	81,45	81,45	81,45
Evaporativa	Eev	62,72	62,72	62,72	62,72

NOTA:

Dvs Diámetro medio de la gota

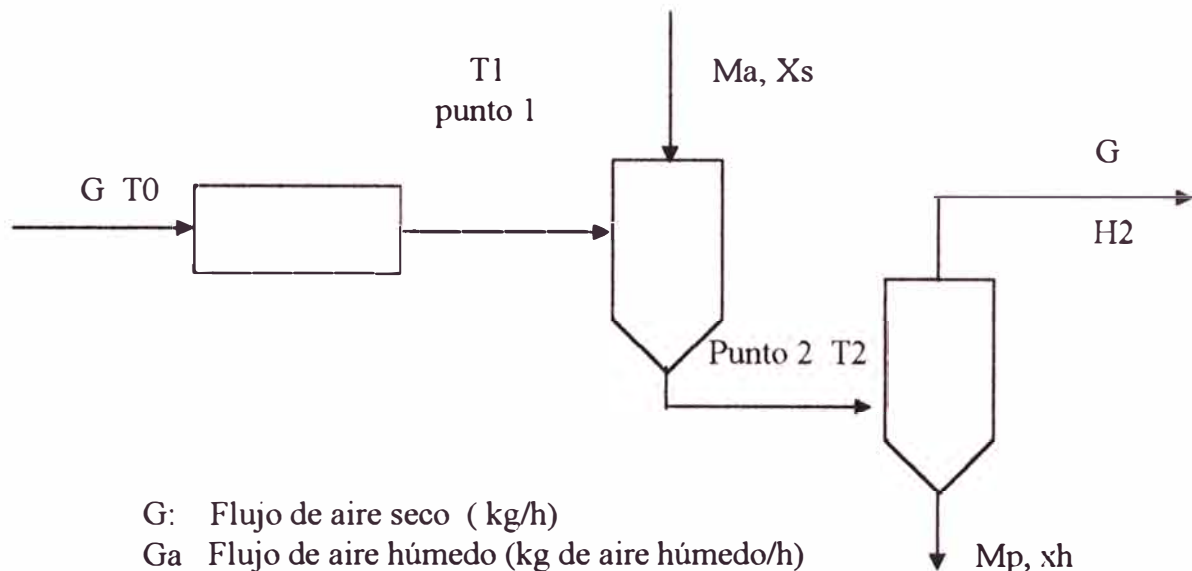
Dvs 50% Diámetro medio de la gota para un % de volumen de partículas menores al 50%

Dvs 95% Diámetro medio de la gota para velocidades periféricas al 95%

Dvs 99,95 Diámetro medio de la gota para velocidades periféricas al 99,95%

Dvs max Diámetro medio máximo de la gota

CALCULO DEL FLUJO DE GAS



G: Flujo de aire seco (kg/h)

Ga Flujo de aire húmedo (kg de aire húmedo/h)

Ma Flujo de alimentación a secar (kg/h)

Mp Flujo del producto secado (kg/h)

Hi Humedad absoluta en i (kg de agua / kg de aire seco)

Xs Fracción en peso de sólidos en Ma (kg de agua/ kg de sólidos secos)

Xh Fracción en peso de agua en Mp (kg de agua /kg de aire seco)

Hi Entalpía específica en i (BTU / lb de solido seco)

T0 Temperatura del ambiente (°F)

Th Temperatura de bulbo húmedo del ambiente (°F)

T1 Temperatura de entrada a la cámara de secado (°F)

T2 Temperatura de salida de la cámara de secado (°F)

Tsbh Temperatura de saturación adiabática (°F)

Tr Temperatura de referencia (°F)

λ_v = Calor latente de vaporización a Tr (kcal/kg)

Calor específico del aire: 0,24 BTU/lb.°F

C agua calor específico: 0,446 BTU/lb.°F (vapor)

C*agua calor específico: 1,00 BTU/lb.°F (liquido)

FUNDAMENTO TEORICO

BALANCE DE HUMEDAD

$$E - S + G = A$$

$$E = S$$

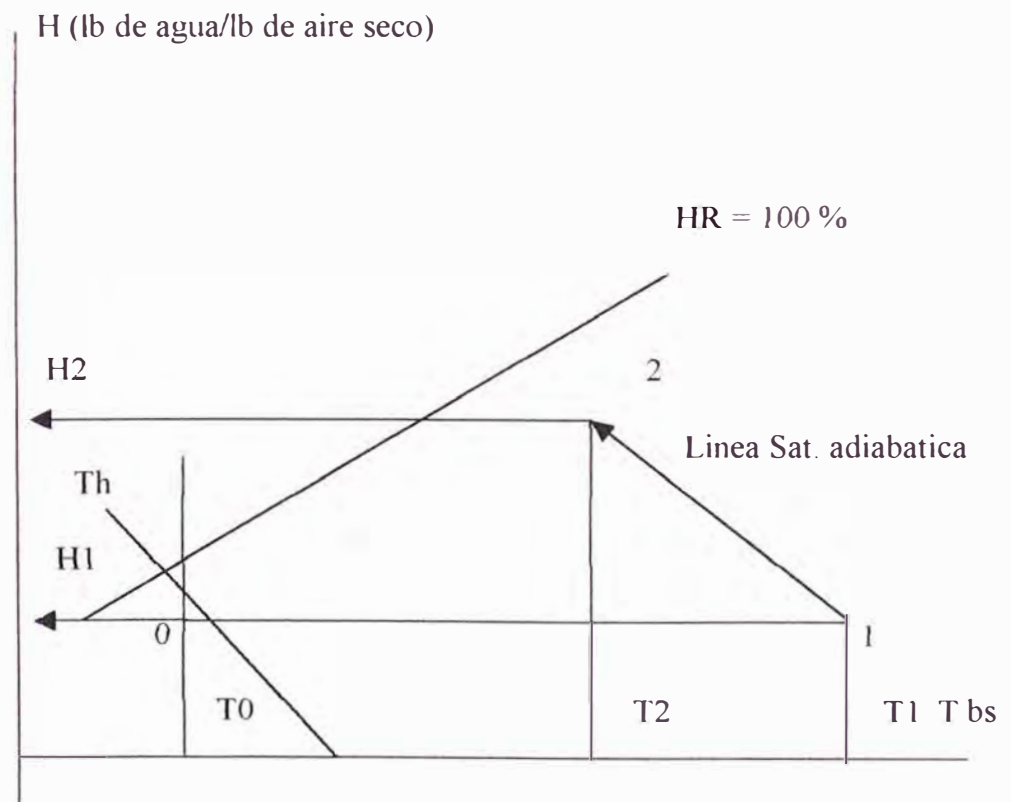
$$GH_1 + Ma(1 - X_s) = GH_2 + M_p X_h$$

$$G(H_2 - H_1) = MA(1 - X_s) - M_p X_h$$

$$\text{Peso } M_p = \frac{Ma X_s}{1 - X_h}$$

$$\text{Entonces } G(H_2 - H_1) = Ma \frac{(1 - X_s - X_h)}{1 - X_h} \dots \dots \dots (\text{Ec.1})$$

Uso de la carta psicrometrica (sólo en caso adiabático)



Paso 1

Conociendo T_o y T_h hallamos H_1 (punto 0)

Paso 2

Conociendo H_1 y T_1 hallamos el punto 1

Paso 3

Conociendo el punto 1 y siguiendo la temperatura de saturación adiabática
Hallamos el punto 2 y por tanto H_2

Finalmente con H_2 en la Ecuación 1 del Balance de humedad hallamos G

Balance de Materia

$$E + G = S + A$$

Balance de Energía

$$E = S + Q_{\text{perdido}}$$

$$G = - Q_{\text{perdido}}$$

$$G_1 H_1 + M_a H_a = G_2 H_2 + M_p H_p + Q_{\text{perdido}} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Las expresiones de cada uno de los términos se dan a continuación:

Temperatura de Referencia: T_r

Estado de referencia Agua: Estado líquido, Sólido: Estado sólido, Aire: Estado Gaseoso

$$G_1 H_1 = G((C_{\text{aire}} + H_1 C_{\text{agua}})(T_1 - T_r) + H_1 \lambda_{\text{agua}} \text{ a } T_r)$$

$$G_2 H_2 = G((C_{\text{aire}} + H_2 C_{\text{agua}})(T_2 - T_r) + H_2 \lambda_{\text{agua}} \text{ a } T_r)$$

$$M_a H_a = M_a X_s C_s (T_a - T_r) + M_a (1 - X_s) C^*_{\text{agua}} (T_a - T_r)$$

$$\text{Si } T_a = T_r$$

$$M_a H_a = 0$$

$$M_p H_p = M_p (1 - X_h) C_s (T_{2bh} - T_r) + M_p X_h C^*_{\text{agua}} (T_{2ph} - T_r)$$

$$M_p H_p = M_p (T_{2bh} - T_r)((1 - X_h) C_s + X_h C^*_{\text{agua}})$$

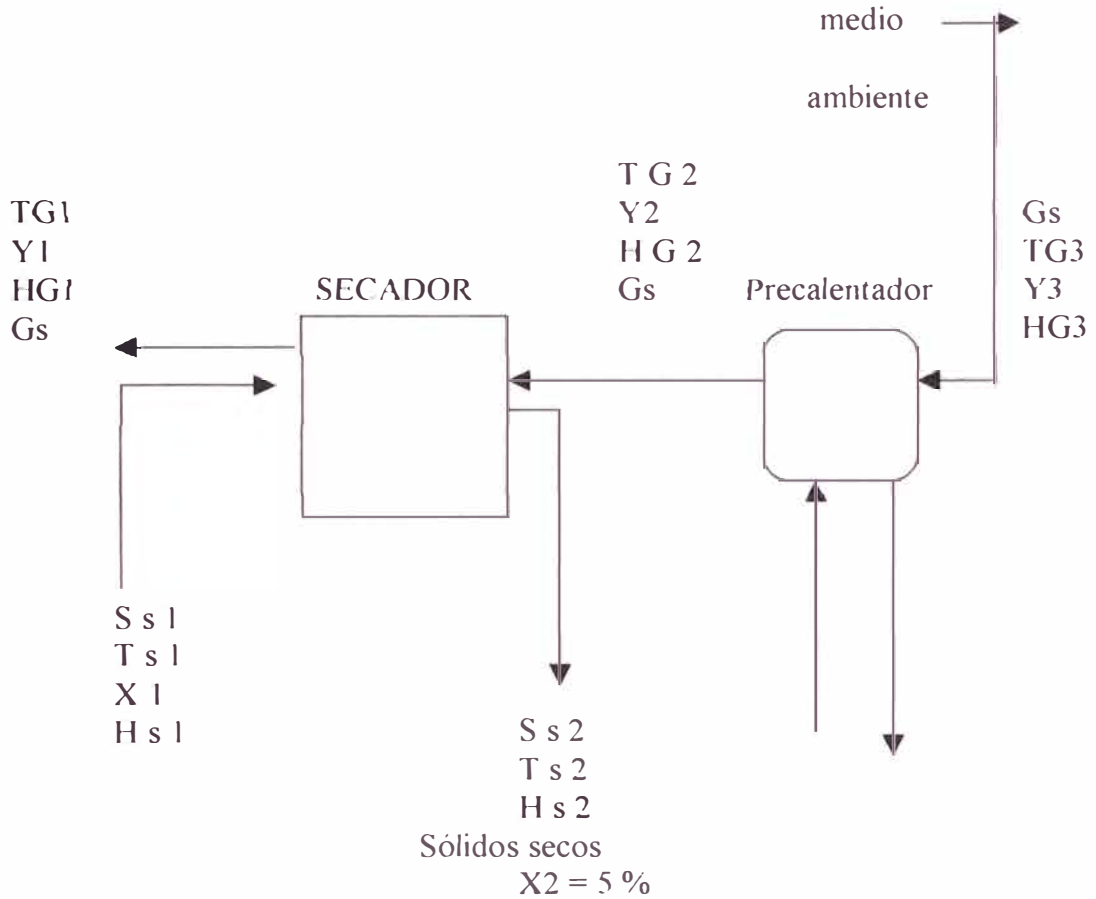
Asumiendo $Q_{\text{perd}} = Z (G_1 H_1 - G_0 H_0)$

$$Q_{\text{perd}} = Z G(T_1 - T_0) (C_{\text{aire}} + H_1 C_{\text{agua}})$$

Finalmente de la (Ec 1) y (Ec 2) hallamos H_2 y G

$$G_a = G (1 + H_1)$$

B. CALCULO DEL FLUJO DE AIRE Y LAS EFICIENCIAS:



Sea:

G_s = Flujo másico de aire (lb de aire seco/h)

S_s = Flujo másico de sólidos (lb de sólidos seco/h)

Y_1, Y_2, Y_3 = Humedad absoluta (lb de agua/lb de aire seco)

X_1, X_2 = Humedad del sólido (lb de agua/lb de sólidos secos)

TG_1, TG_2, TG_3 = Temperatura del aire en °F

HG_1, HG_2, HG_3 = Entalpía del aire

H_{s1}, H_{s2} = Entalpía del flujo de sólidos

Consideraciones:

- Se considera los sólidos obtenidos con una humedad de:

$$X_2 = 5 \%$$

- No hay pérdidas de calor al medio ambiente:

$$Q_{\text{perdido}} = 0 \quad (\text{operación adiabática})$$

En el precalentador:

$$Y_3 = Y_2$$

- $S_{s1} = S_{s2} = SS$: Flujo masico de sólidos que se secan

DATOS:**PUNTO 1:**

TG1 = Temperatura de salida del aire del secador

Ts1 = Temperatura de entrada de los sólidos al secador
(Temperatura del medio ambiente)

DM = densidad de la solución

TOP = Tiempo de operación

$$TG1 = 85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F} = 358 \text{ k}$$

$$Ts1 = 18^\circ\text{C} = 64,4^\circ\text{F} = 291 \text{ k}$$

TABLA A-14: VOLUMEN DE ALIMENTACION PARA LAS PRUEBAS DE SECADO POR ATOMIZACION

Prueba	V(cm.³)
1	232,6
2	236,9
3	250,00
4	273,6

PORCENTAJE DE SÓLIDOS

$$\% \text{ SÓLIDOS} = 41,2 \% \quad (*)$$

(*) FUENTE: Protocolo de estudio IMET-Iquitos

PUNTO 2:

TG2 = Temperatura de entrada del aire al secador, luego del Precaentamiento

Ts2 = Temperatura de salida del solido del secador

$$TG2 = 155 \text{ }^\circ\text{C} = 311 \text{ }^\circ\text{F} = 428 \text{ k}$$

$$Ts2 = 85 \text{ }^\circ\text{C} = 358 \text{ k}$$

PUNTO 3:

TBS = Temperatura del bulto seco

HR = Humedad relativa

TBH = Temperatura del bulto húmedo

Y3 = Humedad absoluta

$$TG3 = TBS = 18 \text{ }^\circ\text{C} = 64,4 \text{ }^\circ\text{F} = 291 \text{ k}$$

$$HR = 90 \%$$

$$TBH = 62,6 \text{ }^\circ\text{F} = 290 \text{ k}$$

$$Y3 = 0,0118 \text{ lbde agua/lb de aire seco} = 0,0118 \text{ kg de agua/kg de aire seco}$$

Datos de propiedades:**Agua:**

$$C_p \text{ a } 18 \text{ }^\circ\text{C} = 0,99978 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ a } 65 \text{ }^\circ\text{C} = 1,00065 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

Cs para la sangre de grado:

$$C_s = 0,4853 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

Temperatura de referencia: $T_o = 32 \text{ }^\circ\text{F} = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ k}$

BALANCE DE MASA GLOBAL DE AGUA EN EL SECADOR:

$$Ss1 X1 + Gs Y2 = Ss2 X2 + Gs Y1$$

De las condiciones:

$$Ss1 = Ss2 = Ss$$

$$X2 = 5 \%$$

Por lo tanto:

$$Ss X1 + Gs Y2 = Gs Y1 + Ss X2 \quad \dots\dots\dots 1$$

BALANCE DE ENTALPIA

$$Ss1 HS1 + Gs HG2 = Ss2 Hs2 + Gs HG1 + Q \text{ perdido}$$

De las condiciones:

$$Ss1 = Ss2 = Ss$$

$$Q \text{ perdido} = 0$$

Por lo tanto:

$$Ss Hs1 + Gs HG2 = Ss Hs2 + Gs HG1 \quad \dots\dots\dots 2$$

ENTALPIA DEL SOLIDO HUMEDO:

$$Hs = Cs (Ts - T_0) + XCA (Ts - T_0) + \Delta HA \quad \dots\dots\dots 3$$

Donde:

- Hs = Entalpía del sólido húmedo en Ts con respecto al sólido y líquido a la temperatura de referencia T₀
- Cs = Capacidad calorífica del sólido seco
- CA = Capacidad calorífica de la humedad como un líquido
- ΔHA = Calor integral de humidificación (calor de dilución)
Se considera despreciable el calor de dilución:
 $\Delta HA = 0$
(generalmente los compuestos orgánicos tienen calor de dilución despreciable).
- X = Contenido de humedad de un sólido

$$HG = (0.24 + 0.45 Y) (TG - T_o) + 1075,8 Y \dots\dots\dots 4$$

Nota: HG = BTU/lb aire (con referencia a aire gaseoso y agua líquida a
 $T_o = 32 \text{ }^\circ\text{F} = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ k}$

Calculo de los flujos de sólidos secos y de agua en la solución:

TABLA A-15: VOLUMEN Y TIEMPO DE OPERACIÓN PARA LAS PRUEBAS DE SECADO POR ATOMIZACIÓN

PRUEBA	Volumen (vs. cm ³)	Tiempo (h)
1	232,6	0,25
2	236,9	0,266
3	250,00	0,283
4	273,6	0,462

$ml^\circ =$ Flujo másico de la solución

$$dm = 1,11 \text{ g /cm}^3$$

Donde:

$$ml^\circ = V \text{ dm} / T_{op} = \frac{(232,6 \text{ m l} \times 1,11 \text{ gr/ml}) (1 \text{ lb} / 454 \text{ gr})}{0,25 \text{ h}}$$

$$ml^\circ = 2,27 \text{ lb de solución/h} = 1,0318 \text{ kg/h}$$

calculando para las pruebas 2,3 y 4 se obtiene:

$$ml^\circ_2 = 2,17 \text{ lb de solución /h} = 0,9852 \text{ kg/h}$$

$$ml^\circ_3 = 2,15 \text{ lb de solución /h} = 0,9761 \text{ kg/h}$$

$$ml^\circ_4 = 1,45 \text{ lb de solución /h} = 0,6590 \text{ kg/h}$$

Se sabe:

$$\% \text{ sólidos} = 41,2 \% \dots\dots\dots (*)$$

(*) FUENTE: Protocolo de Estudio IMET- IQUITOS

Flujo de sólidos:

$$SS = 41,2 \% \times ml^{\circ}$$

$$SS = 0,412 \times 2,27 = 0,935 \text{ lb de sólidos seco /h} = 0,425 \text{ kg/h}$$

Calculando para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$SS2 = 0,894 \text{ lb de sólidos seco/h} = 0,406 \text{ kg/h}$$

$$SS3 = 0,8858 \text{ lb de sólidos seco/h} = 0,4022 \text{ kg/h}$$

$$SS4 = 0,5974 \text{ lb de sólidos seco/h} = 0,2715 \text{ kg/h}$$

Flujo de agua:

$$m^{\circ} \text{ de agua} = (1-41,2\%) \times ml$$

$$m^{\circ} \text{ de agua} = 0,588 \times 2,27$$

$$m^{\circ} \text{ de agua} = 1,335 \text{ lb de agua/h} = 0,6068 \text{ kg/h}$$

Calculando de igual manera para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$ml^{\circ}2 = 1,276 \text{ lb de agua /h} = 0,579 \text{ kg/h}$$

$$ml^{\circ}3 = 1,264 \text{ lb de agua /h} = 0,574 \text{ kg /h}$$

$$ml^{\circ}4 = 0,8526 \text{ lb de agua /h} = 0,3875 \text{ kg/h}$$

Cálculo de X1:

$$X1 = m^{\circ} \text{ agua/Ss} = 1,335/0,935$$

$$X1 = 1,427 \text{ lb de agua/ lb de sólido seco} = 1,427 \text{ kg de agua / kg de aire seco}$$

Calculando para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$X12 = 1,427 \text{ lb de agua /lb de sólido seco} = 1,427 \text{ kg de agua /kg de sólido seco}$$

$$X13 = 1,427 \text{ lb de agua /lb de sólido seco} = 1,427 \text{ kg de agua / kg de sólido seco}$$

$$X14 = 1,427 \text{ lb de agua /lb de sólido seco} = 1,427 \text{ kg de agua /kg de sólido seco}$$

Se sabe que:

$$Y2 = Y3 = 0,0118 \text{ lb de agua/lb de aire seco}$$

Reemplazando en (1):

$$S_s X_1 + G_s Y_2 = G_s Y_1 + S_s X_2$$

$$0,935 \times (1,427 - 0,05) + G_s \times 0,0118 = G_s Y_1$$

$$G_s = 1,287 / (Y_1 - 0,0118) \text{ lb aire seco/h} \quad \dots\dots\dots \text{Ecuación .a1}$$

Calculando para los flujos 2, 3 y 4 se obtiene:

$$G_{s2} = 1,231 / (Y_1 - 0,0118) \text{ lb de aire seco /h} \quad \dots\dots\dots \text{Ecuación .a2}$$

$$G_{s3} = 1,220 / (Y_1 - 0,0118) \text{ lb de aire seco /h} \quad \dots\dots\dots \text{Ecuación .a3}$$

$$G_{s4} = 0,823 / (Y_1 - 0,0118) \text{ lb de aire seco /h} \quad \dots\dots\dots \text{Ecuación .a4}$$

Cálculo de las entalpías:

Para el Sólido:

$$H_{s1} = C_s (T_{s1} - 32) + X_1 C_p \text{ agua } (T_{s1} - 32)$$

Reemplazando datos:

$$H_{s1} = 0,4853(64,4 - 32) + 1,427 \times 0,9998 (64,4 - 32)$$

$$H_{s1} = 61,94 \text{ BTU/lb de sólido seco}$$

Para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$H_{s2} = 61,94 \text{ BTU/ lb de sólido seco}$$

$$H_{s3} = 61,94 \text{ BTU / lb de sólido seco}$$

$$H_{s4} = 61,94 \text{ BTU / lb de sólido seco}$$

$$Hs2 = Cs (Ts2-32) + X2 Cp \text{ agua } (Ts2-32)$$

como: $X2 = 5 \%$

Entonces:

$$Hs2 = Cs (Ts2-32) + X2Cp H_2O(TS2 - 32)$$

Reemplazando datos:

$$Hs2 = 0,4853(185-32) + 0,05 \times 0,998 (185-32)$$

$$Hs2 = 81,898 \text{ BTU/lb de sólido seco}$$

Para el aire:

$$HG1 = (0,24 + 0,45 Y1) (TG1 - 32) + 1 075,8 Y1$$

Reemplazando datos:

$$HG1 = (0,24 + 0,45 Y1) (185-32) + 1 075,8 Y1$$

$$HG1 = 1144,65 Y1 + 36,72$$

$$HG2 = (0,24 + 0,45 Y2) (TG2 - 32) + 1 075,8 Y2$$

Reemplazando:

$$HG2 = (0,24 + 0,45 \times 0,0118) (311-32) + 1 075,8 \times 0,0118$$

$$HG2 = 81,133 \text{ BTU/lb de aire seco}$$

Con las entalpías obtenidas, reemplazando en la ecuación (2).

$$Ss Hs1 + Gs HG2 = Ss Hs2 + Gs HG1$$

$$Gs = \frac{Ss(Hs1-Hs2)}{HG1-HG2}$$

$$0,935(61,94) + Gs(81,133) = 0,935 \times 81,898 + Gs (1144,65Y1 + 36,72)$$

$$Gs1 = \frac{18,66}{(44,413 - 1144,65Y1)} \quad \text{lbaire seco/h..... Ecuación .b1}$$

Calculando para las pruebas 2,3 y 4 se obtiene:

$$GS2 = \frac{17,842}{(44,413 - 1144,65Y1)} \quad \text{lbaire seco/h..... Ecuación b2}$$

$$Gs3 = \frac{16,529}{(44,413 - 1144,65Y1)} \quad \text{lbaire seco/h..... Ecuación b3}$$

$$Gs4 = \frac{11,147}{(44,413 - 1144,65Y1)} \quad \text{lbaire seco/h..... Ecuación b4}$$

Igualando las ecuaciones (a) y (b):

$$Gs = \frac{1,287}{(Y1 - 0,0118)} = \frac{18,66}{(44,413 - 1144,65 Y1)}$$

Resolviendo se obtiene: $Y1 = 0,0499$ lb de agua/lb de aire seco

Para las pruebas 2, 3 y 4 será lo siguiente:

$$Gs = \frac{1,231}{(Y1 - 0,0118)} = \frac{17,842}{(44,413 - 1144,65)}$$

$$Y12 = 0,038462 \text{ lb de agua / lb de aire seco}$$

$$G_s = \frac{1,220}{(Y_1 - 0,0118)} = \frac{16,529}{(44,413 - 1 \ 144,65 \ Y_1)}$$

$$Y_{13} = 0,038484 \text{ lb de agua / lb de aire seco}$$

$$G_s = \frac{0,823}{(Y_1 - 0,0118)} = \frac{11,147}{(44,413 - 1 \ 144,65 \ Y_1)}$$

$$Y_{14} = 0,038484 \text{ lb de de agua / lb de aire seco}$$

Calculando G_s se obtiene:

$$G_s = 48,269 \text{ lb de aire seco/h}$$

Para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$G_{s2} = 46,170 \text{ lb de aire seco /h}$$

$$G_{s3} = 45,720 \text{ lb de aire seco /h}$$

$$G_{s4} = 30,842 \text{ lb de aire seco /h}$$

Cálculo del flujo de aire húmedo utilizado a la entrada del secador :

$$G_3 = G_2 = G_s (1 + Y_2)$$

$$G_2 = 48,269 (1 + 0,0118)$$

$$G_2 = 48,838 \text{ lb de aire húmedo/h} = 22,173 \text{ kg de aire húmedo/h}$$

Para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$G_{22} = 46,715 \text{ lb de aire húmedo /h} = 21,208 \text{ kg de aire húmedo /h}$$

$$G_{23} = 46,259 \text{ lb de aire húmedo /h} = 21,002 \text{ kg de aire húmedo/h}$$

$$G_{24} = 31,206 \text{ lb de aire humedo /h} = 14,167 \text{ kg de aire humedo /h}$$

Calculo del flujo de aire a la salida del secador:

$$G1 = Gs (1 + Y1)$$

$$G1 = 48,269 (1 + 0,038463)$$

$$G1 = 35,885 \text{ lb de aire húmedo/h} = 16,31 \text{ kg de aire húmedo/h}$$

Calculando para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

$$G12 = 47,846 \text{ lb. de aire húmedo /h} = 21,767 \text{ kg de aire húmedo /h}$$

$$G13 = 47,479 \text{ lb de aire húmedo /h} = 21,555 \text{ kg de aire húmedo /h}$$

$$G14 = 32,029 \text{ lb de aire húmedo /h} = 14,541 \text{ kg de aire húmedo /h}$$

TEMPERATURA DE SATURACION DEL AIRE A LA SALIDA DEL SECADOR

Se tiene $TG1 = TBS = 85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F} = 358 \text{ k}$

y además $Y1 = 0,038463$ y para las pruebas 2, 3 y 4 se obtuvo aproximadamente el mismo valor.

De la carta Psicrometrica, para un proceso Adiabático fig.4.1 del ocon tojo pag 228, se obtiene:

la $T_{\text{saturación}} = T_{\text{bh}}$

$T_{\text{sat}} = T_{\text{Saturación de salida del aire}} = 43,4^\circ\text{C} = 110,2^\circ\text{F} = 316,4 \text{ k}$

Además se tiene lo siguiente:

$TG2 = \text{Temperatura de entrada del aire} = 155^\circ\text{C} = 428 \text{ k}$

$TG1 = \text{Temperatura de salida del aire} = 358 \text{ k}$

$T0 = \text{temperatura del medio ambiente} = 18^\circ\text{C} = 291 \text{ k}$

EFICIENCIA EVAPORATIVA (Eev)

$$\text{EFIC EVAP (Eev)} = \frac{\begin{array}{c} T \text{ entrada} - T \text{ salida} \\ \text{del aire} \quad \text{del aire} \end{array}}{\begin{array}{c} T \text{ entrada} - T \text{ saturación} \\ \text{del aire} \quad \text{salida aire} \end{array}} = \frac{TG2 - TG1}{TG2 - T \text{ sat}}$$

$$\text{EFIC. EVAP (Eev)} = 428 - 358 / (428 - 316,4)$$

$$\text{EFIC. EVAP (Eev)} = 62,72 \%$$

EFICIENCIA GLOBAL O TERMICA

$$EFIC. TERM = \frac{T \text{ entrada del aire} - T \text{ salida del aire}}{T \text{ entrada del aire} - T \text{ entrada del aire al precalentador}} = \frac{TG2 - TG1}{TG2 - TG3}$$

$$EFIC. TERM (Egb) = 428 - 358 / (428 - 291)$$

$$EFIC. TERM (Egb) = 51,09 \%$$

EFICIENCIA IDEAL

$$Eid = \frac{T \text{ entrada del aire} - T \text{ saturación del aire}}{T \text{ entrada del aire} - T \text{ entrada del aire al precalentador}}$$

$$Eid = \frac{TG2 - Tsat}{TG2 - TG3}$$

$$Eid = \frac{428 - 316,4}{428 - 291} = 81,45 \%$$

C.-CALCULO DEL DIAMETRO DE LA GOTA

1).- Uso de la Ecuación de Friedman (Spray Drying, Masters)

N	= número de revoluciones por minuto	= 30 800 rpm
dm	= densidad de la muestra	= 1,11 g /cm ³ = 69,28 lb/pie ³
μ	= viscosidad de la muestra	= 330 cp = 2,066 lb/piexmin
V	= volumen de la alimentación	= 232,6 ml
Top	= tiempo de operación	= 0,25 h
T	= tensión superficial	= 710 lb/min ²
n	= numero de ventanas	= 24
r	= radio del rodete	= 0,082 pie
h	= altura de la ventana	= 0,01968 pies
k	= constante del equipo	= 0,37

Calculo del flujo de alimentación:

$$\begin{aligned} \text{ml}^\circ &= \text{vdm} / \text{top} = ((232,6 \text{ ml})(1,11 \text{ g /cm}^3) / (0,25 \text{ h})) (1 \text{ lb} / 454 \text{ g}) (1 \text{ h} / 60 \text{ min}) \\ &= 0,417 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

Procediendo a calcular de igual modo para las pruebas 2,3 y 4 se obtiene:

TABLA A-16: FLUJO DE ALIMENTACION PARA LAS PRUEBAS DE SECADO POR ATOMIZACION

PRUEBAS	TOP (min)	Vdm (g)	ml° (lb/min)
1	15	258,20	0,417
2	16	263,00	0,398
3	17	277,50	0,395
4	27,73	303,70	0,2663

Hallando el flujo del producto seco se obtiene:

$$\text{Mp}^\circ = \text{ml}^\circ / \text{nh} = (0,417 \text{ lb /min}) / (24 \times 0,01968 \text{ pie}) = 0,882 \text{ lb/min} \times \text{pie}$$

Procediendo a calcular de igual modo para las pruebas 2,3 y 4 se obtiene:

TABLA A-17: FLUJO DEL PRODUCTO EN CADA UNA DE LAS PRUEBAS DE SECADO POR ATOMIZACION

PRUEBAS	ml °(lb/min)	Mp° (lb/minxpie)
1	0,417	0,882
2	0,398	0,842
3	0,395	0,836
4	0,2663	0,5616

DETERMINACION DEL DIAMETRO MEDIO SAUTER :

Según la Ecuación de Friedman:

$$D_{vs} = k \cdot r \cdot (\text{mp/dm} \cdot N \cdot r^2)^{0,6} (\mu/\text{mp})^{0,2} (\text{T} \cdot \text{dm} \cdot \text{nh}/\text{mp}^2)^{0,1}$$

Calculo de cada uno de los términos:

$$\begin{aligned} (\text{mp/dm} \cdot N \cdot r^2)^{0,6} &= (0,882/69,28 \times 30\ 800 \times (0,082)^2)^{0,6} \\ &= 0,002885 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\mu/\text{mp})^{0,2} &= (2,066/0,882)^{0,2} \\ &= 1,1855 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\text{T} \cdot \text{dm} \cdot \text{nh}/\text{mp}^2)^{0,1} &= (710 \times 69,28 \times 0,44 / (0,882)^2)^{0,1} \\ &= 2,78251 \end{aligned}$$

Calculando para las pruebas 2,3 y 4 se obtiene:

TABLA A-18: DATOS PARA EL CALCULO DEL DIAMETRO MEDIO SAUTER USANDO LA ECUACION DE FRIEDMAN

PRUEBAS	Mp	(mp/dm.N.r ²) ^{0,6}	(μ/mp) ^{0,2}	(T.dm.nh/mp ²) ^{0,1}
1	0,882	0,002885	1,1855	2,78251
2	0,842	0,002805	1,1965	2,808
3	0,836	0,00279	1,1983	2,81248
4	0,5616	0,00219	1,2975	3,04541

Reemplazando en la ecuación de FRIEDMAN se obtiene para la prueba 1:

$$Dvs = 0,37 \times 0,082 \times 0,002885 \times 1,1855 \times 2,78251 = 0,0002887 \text{ pie} = 88 \text{ micras}$$

Para velocidades periféricas:

$$Dvs (95\%) = 1,4 Dvs = (1,4)(88) = 123,2 \text{ micras}$$

Para el diámetro medio máximo:

$$Dvs \text{ max} = 3 Dvs = 3 (88) = 264 \text{ micras}$$

Realizando los mismos cálculos para las pruebas 2, 3 y 4 se obtiene:

TABLA A-19: CALCULO DEL DIAMETRO MEDIO SAUTER, DVS (95%), DVS MAX

	Dvs	Dvs (95%)	Dvs max
1	88	123,20	264
2	73	102,2	219
3	85,4	119,56	256,2
4	78,59	110,03	235,77

2.- POR LA ECUACION DE HERRNG Y MARSHALL

$$ml^{\circ} = 0,417 \text{ lb/min}$$

$$(ml^{\circ})^{0,24} = 0,8106$$

$$N = 30\ 800$$

$$d = 1,97 \text{ pulg}$$

$$(Nd)^{0,83} = (30\ 800 \times 1,97)^{0,83} = 9\ 330$$

$$n = 24$$

$$(nh)^{0,12} = (24 \times 0,22)^{0,12} = 1,22$$

De la ecuación de Herring y Marshall:

$$X = \frac{D (Nd)^{0,83} \cdot (nh)^{0,12} \times 10^{-4}}{(ml^{\circ})^{0,24}}$$

$$X = \frac{D (9330) \cdot (1,22) \times 10^{-4}}{(ml^{\circ})^{0,24}}$$

$$X = \frac{1,138D}{(ml^{\circ})^{0,24}}$$

Se Obtiene la Ecuación "A"

$$D = 0,878 X \cdot (ml^{\circ})^{0,24}$$

DE LOS DATOS:

$$d = 1,97 \text{ pulg}$$

$$N = 30\ 800 \text{ rpm}$$

$$M_p = \text{carga del liquido en la ventana}$$

$$M_p = ml^{\circ} / nh = (0,417 \text{ lb/min}) / (24 \times 0,11968 \text{ pie}) = 0,882 \text{ lb/minpie}$$

$$V_t = \text{Velocidad tangencial} = wr = 2\pi fr = 265 \text{ pie/s}$$

La tabla 6.12 nos indica que se debe utilizar la curva A de la Fig 6.11

(curva para la distribución del diámetro del spray en el atomizador para planta piloto)

De la fig 6.11:

Se obtiene para un % de volumen acumulado de partículas menores que $D = 50\%$

El valor para $X^{1/2} = 9,3$ luego $X = 86,5$ y reemplazando en la ecuación de HERRNG Y MARSHALL

Se obtiene los calculos indicados en las tabla A-20; de igual manera se hallo para

un % de 95 y 99,9 (tablas A-21, y A-22)

TABLA A-20: CALCULO DEL DIAMETRO DE LA GOTA PARA UN % DE VOLUMEN ACUMULADO DE PARTICULAS MENORES AL 50 %

(ml°)	(ml°) ^{0,24}	Mp = ml° /nh	D = 0,878 X. (ml°) ^{0,24}	X	D 50%
0,417	0,8106	0,882	0,712X	86,5	61,588
0,398	0,8016	0,842	0,704X	86,5	60,89
0,395	0,8002	0,836	0,7026X	86,5	60,77
0,2663	0,7273	0,5616	0,6385X	86,5	55,22

Para un % de volumen del 95% de la fig 6.11 nos da:

$X^{1/2} = 12,8$ luego $X = 163,84$ reemplazando en el cuadro anterior resulta:

TABLA A-21: CALCULO DEL DIAMETRO DE LA GOTA PARA UN % DE VOLUMEN ACUMULADO DE PARTICULAS MENORES AL 95 %

(ml°)	(ml°) ^{0,24}	Mp = ml° /nh	D = 0,878 X. (ml°) ^{0,24}	X	D 95%
0,417	0,8106	0,882	0,712X	163,84	116,65
0,398	0,8016	0,842	0,704X	163,84	115,34
0,395	0,8002	0,836	0,7026X	163,84	115,11
0,2663	0,7273	0,5616	0,6385X	163,84	104,61

Para un % del 99,9 la fig 6.11 nos da:

$X^{1/2} = 14,95$ luego $X = 223,50$ y reemplazando en el cuadro anterior se obtendrá

TABLA A-22: CALCULO DEL DIAMETRO DE LA GOTA PARA UN % DE VOLUMEN ACUMULADO DE PARTICULAS MENORES AL 99,9 %.

(ml°)	(ml°)^{0,24}	Mp = ml° /nh	D = 0,878 X. (ml°)^{0,24}	X	D 99,9%
0,417	0,8106	0,882	0,712X	223,50	159,32
0,398	0,8016	0,842	0,704X	223,50	157,34
0,395	0,8002	0,836	0,7026X	223,50	157,03
0,2663	0,7273	0,5616	0,6385X	223,50	142,70

Donde :

ml° = Flujo de alimentación

Mp = Carga de liquido en la ventana

D = Diámetro de la gota en micras

X = % de volumen acumulado de partículas menores para D = 50 %, 95%, 99,9%

DETERMINACION DE ALCALOIDES TOTALES

- 1.- Pesar 2g de extracto atomizado, disolver en 50 ml de agua destilada acidificada con HCL 1 N, agitar y calentar a una temperatura no mayor de 40 °C.
- 2.-Luego realizar 4 extracciones con 25 ml de diclorometano y descartar la fase orgánica.
- 3.-En seguida alcalinizar con NAOH hasta ph = 11 y hacer extracciones con 25 ml de diclorometano eliminando la fase acuosa.
- 4.-La solución de diclorometano se concentra a sequedades el rotavapor a vacío.
- 5.-Disolver el residuo concentrado con 10 ml de ácido acético glacial, adicionar 3 gotas de indicador cristal violeta al 0,1 %.
- 6.-Titular con HCLO₄, 0,03 % hasta observar el cambio de color de violeta a verde, comparando simultáneamente el color con el blanco.

CALCULOS:

$$(\text{Atm}) = \frac{\text{N.G.M}}{\text{W}} \times 100$$

Donde:

(Atm) = Alcaloides totales expresados en MITRAFILINA

N: Normalidad del HCLO₄

G: Gasto del HCLO₄

M: Peso molecular del alcaloide oxindolico (M mitrafilina = 368)

W = Peso de la muestra (g)