



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**MEJORAMIENTO AL SISTEMA DE MANEJO DE MATERIALES DE LA
LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS DE LA EMPRESA
PROCESADORA NATURALYST S.A**

Tutor Académico:

Prof. Carlos Hernández

Tutor Industrial:

Ing. Yull Rojas

Autores:

Br. José Duran C.I: 17.171.970

Br. Rafael Hedmont C.I: 17.284.353

Noviembre 2008



Valencia, 12 de mayo de 2008

Señores:

Escuela de Ingeniería Química

Por medio de la presente se hace del conocimiento que los bachilleres **Jose Duran**, titular de la cédula de identidad **Nº 17171970** y **Rafael Hedmont**, titular de la cédula de identidad **Nº 17284353**, se encuentran desarrollando su trabajo especial de grado en la empresa **Procesadora Naturalyst S.A**, a partir del día lunes 26/11/07, siendo el tutor académico el profesor **Carlos Hernández**.

Tutor Carlos Hernández



Valencia, 12 de mayo de 2008

Señores:

Escuela de Ingeniería Química

Por medio de la presente se hace del conocimiento que los bachilleres **Jose Duran**, titular de la cédula de identidad **Nº 17171970** y **Rafael Hedmont**, titular de la cédula de identidad **Nº 17284353**, se encuentran desarrollando su trabajo especial de grado en la empresa **Procesadora Naturalyst S.A**, a partir del día lunes 26/11/07, siendo el asesor académico la profesora Maria del Carmen.

Asesor Académico María del Carmen

**MEJORAMIENTO AL SISTEMA DE MANEJO DE MATERIALES DE LA
LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS DE LA EMPRESA
PROCESADORA NATURALYST S.A**

AGRADECIMIENTOS

Primero que todo le agradezco a Dios todo poderoso, a la virgen y a los ángeles, por acompañarme en todo momento y convertir este sueño realidad.

A mis padres, que son intermediario de Dios por darme el don de la vida, una oportunidad que agradezco tanto, en donde me han apoyado y acompañado en todo momento, y sobre todo por garantizarme el estudio, que con sus esfuerzos he podido lograr esta meta.

Mis hermanos que son muy grandes, llenos de valores y sentimientos, personas inteligentes en donde admiro la forma de ser de cada uno y he sacado una parte de ellos para tomarla como ejemplo.

A mis abuelos, tíos, primos y cuñadas, les agradezco toda la felicidad, consejos y apoyo que me han brindado, el simple hecho de pertenecer a esta familia, es el mejor regalo que Dios me ha dado. Los recuerdo con mucho cariño en cada etapa de la vida, tanto a los que están presentes en carne y hueso, como a los que están en el cielo, porque siempre han estado pendientes de las huellas que he dejado en la vida. Estos familiares que están en el cielo, son intermediarios de Dios de los que están en la tierra, gracias por cuidarnos.

A mis amigos, que han compartido momentos agradables, tantos los de la universidad como aquellos que aun conservo en el tiempo, estas personas en las que he pasado momentos tristes y agradables, la amistad no se consigue en la vuelta de la esquina y le doy gracias a Dios por compartir con ustedes.

Al Ing. Yull Rojas por brindarme su apoyo y prestado su colaboración en la elaboración de este trabajo.

A los profesores Carlos Hernández, Víctor Guanipa y Juan Cristóbal, por haberme ayudado a través de este proceso, del cual he aprendido mucho.

A la Universidad de Carabobo, por ser mi segundo hogar durante este tiempo, y darme la oportunidad de desarrollarme como futuro ingeniero de este país.

Rafael Hedmont

AGRADECIMIENTOS

Primero que todo le agradezco a Dios por otorgarme una vida llena de alegrías, de triunfos, de buenas amistades y de una familia inseparable.

A mi madre, que me apoyo en todo momento, que es mi mentor, que por su esfuerzo llegue a este lugar, que con su amor me hizo del hombre que soy. Nunca un hijo podrá agradecerle todo ese amor incondicional que le otorga una madre, esto es un pedacito de los muchos que ella me ha dado, por ti mama es que soy ingeniero, tú deberías ser la que porte este título, tú debes ser a la que llamen ingeniero.

A mi hermano David, mi gran amigo, mi gran compañero. Siempre desee un hermano y Dios me regalo la oportunidad de tenerlo y de que forma, eres grande hermano, te admiro y te respeto, de ti he aprendido muchas cosas a pesar de ser tu el menor. Siempre conté contigo y me ayudaste en todo momento sin reclamar o pedir nada, esos son los pequeños detalles que se hacen grandes en el corazón de una persona.

A mis amigos y mi novia, con los cuales he compartido momentos que nunca olvidaré, por ellos tuve una vida Universitaria llena de felicidades, risas, viajes, de instantes inolvidables y tristes, que hicieron de nuestra amistad un lazo difícil de romper. Gracias por haberme dado la oportunidad de conocerlos y de compartir tantos momentos increíbles.

Al Ing. Yull Rojas por darme su apoyo y colaboración en la elaboración de este trabajo, además de proporcionarme la oportunidad de realizar este trabajo en la empresa Procesadora Naturalyst, S.A.

A los profesores Carlos Hernández, Víctor Guanipa y Juan Cristóbal, por haber colaborado y ayudado en este proceso.

A la Universidad de Carabobo, por ser mi segundo hogar durante este tiempo, y darme la oportunidad de desarrollarme como futuro ingeniero de este país.

José Antonio Duran Rutman

RESUMEN

Este trabajo de investigación tuvo como objetivo principal mejorar el sistema de manejo de materiales en la línea de producción de concentrados de jugos de la empresa Procesadora Naturalyst S.A, a fin de aumentar el rendimiento y satisfacer las altas demandas del mercado. La metodología utilizada es de tipo proyecto factible.

Para el cumplimiento de los objetivos, se procedió a la toma de datos y búsqueda de la información mediante la inspección del área, se buscó identificar los equipos del proceso, los instrumentos de medición, las materias primas como los productos involucrados con sus respectivos medios de transporte; además se observó el recorrido de los flujos y la metodología de trabajo en dicha área. También se mantuvieron conversaciones con todo el personal que labora día a día en la planta, tales como: operadores, supervisores, analistas de calidad, departamento de desarrollo y mantenimiento; esto con el fin de profundizar el conocimiento del proceso, compartir vivencias y experiencias sucedidas en el área, así como también definir las variables involucradas en el proceso, con esta información se desarrollo una tormenta de ideas. De esta manera empleando el método de análisis sistemático del manejo de materiales, con la ayuda de un esquema de causa-efecto (Ishikawa) y diagrama de Pareto, se determinaron sus principales causas, que permitieron el planteamiento de las alternativas adecuadas para las mejoras de las variables más influyentes.

Se plantearon las alternativas adecuadas para cada variable influyente, por medio de la bibliografía especializada y entrevistas con el personal calificado. Con las propuestas planteadas y criterios establecidos, se utilizó una matriz de selección para cada manejo de material, en donde se escogió la opción que más se adapta a los requerimientos de la línea, para luego aplicar los indicadores económicos y poder calcular su rentabilidad.

Se propone la implementación de un sistema de transporte neumático, una envasadora, un mezclador enchaquetado, la reubicación de las bombas presentes en la línea de producción, así como de dos bombas de desplazamiento positivo y dos centrífugas, todo esto con el fin de mejorar la ergonomía de la línea y aumentar la producción. La gran ventaja de la adquisición de estos equipos y distribuyéndolo de la manera como se muestra en el trabajo, se proyecta que la producción pudiera aumentar de 160000 galones a 283752 galones por mes.

Para la aplicación de la propuesta seleccionada, se requiere la adquisición de nuevos equipos y herramientas por parte de la empresa, así como también se recomienda llevar un historial del mantenimiento y parada de planta y tener un archivo con las fichas técnicas de todos lo equipos de la línea, para así facilitar la evaluación de un rediseño en el futuro. Se sugiere la colocación o creación de carteleras y manuales de operación en donde se indiquen las variables a controlar en el proceso, así como los rangos permitidos de dicha variables y modo de operación de los equipos, para que puedan llevar un seguimiento y estar alertas a cualquier variación significativa.

Palabras claves: distribución, equipos, jugos, manejo, materiales, sistema.

INDICE GENERAL

Introducción	
Capítulo I: Planteamiento del problema.....	1
1.1 Descripción del problema.....	1
1.2 Formulación del problema.....	3
1.2.1 Situación actual.....	3
1.2.2 Situación deseada.....	4
1.3 Objetivos.....	4
1.3.1 Objetivo general.....	4
1.3.2 Objetivos específicos.....	4
1.4 Justificación.....	5
1.5 Limitaciones.....	6
Capítulo II: Marco teórico.....	7
2.1 Antecedentes.....	7
2.2 Análisis sistemático de manejo de materiales.....	11
2.2.1 Definición del manejo de materiales.....	11
2.2.2 Elementos claves a considerar en el manejo de materiales.....	14
2.2.3 Análisis del problema de manejo de materiales.....	16
2.3 Planificación sistemática del diseño (SLP).....	32
2.3.1 Diagrama relacional de recorridos y/o actividades.....	33
2.3.2 Determinación de los espacios.....	34
2.3.3 Diagrama relacional de espacio.....	36
2.4 Sistemas de materiales de sólidos.....	36
2.4.1 Sistema de transporte neumático.....	36
2.4.2 Transporte por gravedad.....	42
2.4.3 Transportadores mecánicos.....	42
2.5 Manejo de materiales en almacenes.....	42
2.5.1 Almacenamiento de materiales embalados o empaquetados.....	43
2.5.2 Almacenamiento de materiales a granel.....	45
Capítulo III: Metodología.....	47
3.1 Tipo de investigación.....	47
3.2 Diagnóstico de la línea operación de jugos concentrados.....	48
3.2.1 Descripción de las etapas que integran el proceso de jugos concentrados.....	48
3.2.2 Identificación de las necesidades y requerimientos del proceso.....	50
3.3 Definición de las materias primas que afectan en mayor proporción la fabricación de jugos concentrados.....	55
3.3.1 Elaboración de diagrama de Pareto.....	55

3.3.2 Selección de las variables que más afectan la producción de jugos concentrados.....	57
3.4 Selección de la alternativa más adecuada en el manejo de los materiales, permitiendo así generar un producto de mejor calidad.....	58
3.4.1 Revisión del proceso general de producción de jugos concentrados.	58
3.4.2 Elaboración de la tormenta de ideas.....	58
3.4.3 Planteamiento de las posibles alternativas que representen soluciones a la problemática existente en el proceso.....	58
3.4.4 Comparación de las alternativas para el almacenamiento, transporte y envasado.....	59
3.5 Diseño del sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados.....	61
3.6 Evaluación de la factibilidad económica del diseño planteado.....	64
3.6.1 Determinación de los factores para la inversión inicial.....	64
3.6.2 Costos operacionales.....	67
3.6.3 Ingresos brutos.....	69
3.6.4 Impuesto sobre la renta.....	70
3.6.5 Flujo del año 0.....	73
3.6.6 Flujos años (1 a 4).....	73
3.6.7 Flujos año (5).....	74
3.6.8 Indicadores de rentabilidad.....	74
Capítulo IV: Desempeño actual del proceso.....	77
4.1 Diagnóstico de la línea de jugos de concentrados.....	77
4.1.1 Descripción del proceso.....	77
4.1.2 Establecimiento de las variables que influyen en el proceso de producción de jugos concentrados.....	82
Capítulo V. Diseño de planta y evaluación económica del diseño planteado.....	98
5.1 Selección de las alternativas tecnológicas más adecuadas para el proceso de producción de jugos concentrados.....	98
5.1.1 Selección de las alternativas tecnológicas más adecuada para el mezclado de jugos concentrados.....	99
5.1.2 Selección de la alternativa tecnológica más adecuada para mejorar el manejo del estabilizante A en el proceso de jugos concentrados.....	109
5.1.3 Selección de la alternativa más adecuada para el manejo de Azúcar.....	137
5.1.4 Selección de la alternativa más adecuada para el envasado del producto.....	155
5.2 Diseño de planta.....	155

5.2.1 Establecimiento de la capacidad de la planta.....	156
5.2.2 Diagrama relacional de actividades y recorridos.....	166
5.2.3 Selección de la distribución de planta más adecuada para el proceso.....	173
5.3 Evaluación económica.....	179
5.3.1 Estimación de los flujos monetarios para el proceso propuesto.....	179
5.3.2 Determinación de los indicadores económicos de rentabilidad.....	184
Conclusiones.....	187
Recomendaciones.....	189
Bibliografía.....	190
Apéndice A.....	193
A.1: Determinación de la capacidad de la planta.....	193
A.2: Diseño del sistema de mezclado.....	196
A.3: Diseño del sistema de bombeo de agua a 30 °C al proceso.....	204
A.4: Diseño del sistema de bombeo de agua a 80 °C.....	212
A.6: Diseño del sistema de bombeo del jugo concentrado a los tanques de almacenamiento.....	220
A.7: Diseño del recipiente de almacenamiento de pulpa de fruta.....	220
A.8 Diseño del sistema del transporte neumático.....	220
A.9 Determinación de los factores para la inversión inicial.....	226
A.10 Indicadores de rentabilidad.....	235
Apéndice B.....	237
Apéndice C.....	249
Apéndice D.....	256
Apéndice E.....	275
Anexos.....	281

ÍNDICE DE TABLAS

Capítulo III:

Tabla 3.1: Tabla de recolección de datos utilizada para especificar el volumen de los equipos involucrados en el proceso.....	50
Tabla 3.2: Matriz de causa-efecto para identificar las causas más significativas en el proceso.....	55
Tabla 3.3: Modelo de matriz de selección de tecnologías o equipos.....	60
Tabla 3.4: Modelo de Matriz de selección para la nueva distribución de planta.....	63
Tabla 3.5: Porcentaje de impuesto sobre la renta en función de los ingresos netos gravables en unidades tributaria.....	70

Capítulo IV:

Tabla 4.1: Matriz de causa-efecto para identificar las causas de primer nivel más significativas en el proceso.....	91
Tabla 4.2: Matriz de causa-efecto para identificar las causas de segundo nivel más significativas en el proceso.....	95

Capítulo V:

Tabla 5.1: Características de los mezcladores y descripción de sus clases.....	101
Tabla 5.2: Matriz de selección para evaluar los posibles equipos para el mezclado más adecuado de los jugos concentrados.....	106
Tabla 5.3: Matriz de selección para evaluar los posibles sistemas para mejorar el transporte del agua de proceso al mezclador.....	117
Tabla 5.4: Matriz de selección para evaluar los posibles sistemas para mejorar el manejo de estabilizante A.....	128
Tabla 5.5: Ventajas y desventajas de las clases de bombas de tipo rotatorias.....	131
Tabla 5.6: Matriz de selección para evaluar los posibles tanques de almacenamiento.....	134
Tabla 5.7: Características de los tanques de almacenamiento y descripción de sus clases.....	135
Tabla 5.8: Matriz de selección para evaluar los posibles sistemas para mejorar el manejo de azúcar a las marmitas.....	143
Tabla 5.9: Alternativas para el traslado de las paletas que contienen los barriles.....	145
Tabla 5.10: Características de los tipos de traslados de sólidos y descripción de sus clases.....	147

Tabla 5.11: Matriz de selección para evaluar los posibles sistemas de transporte de azúcar.....	149
Tabla 5.12: Matriz de selección para evaluar las posibles clases de sistemas de transporte mecánicos.....	151
Tabla 5.13: Matriz de selección para evaluar los posibles tipos de sistemas neumáticos de clase I.....	153
Tabla 5.14: Tiempo de descuentos por operaciones no productivas.....	156
Tabla 5.15: Fuerza laboral requerida en la línea de jugos concentrados.	157
Tabla 5.16: Cantidad y composición de las principales materias primas en la producción de jugos concentrados.....	160
Tabla 5.17: Tiempo de carga para producir un Batch.....	161
Tabla 5.18: Histograma del tomando en cuenta la jornada completa y las mejoras de la línea de producción.....	162
Tabla 5.19: Matriz de selección para evaluar los posibles Layout para mejorar la distribución de la planta en la línea de producción.....	176
Tabla 5.20: Costo de adquisición de tecnología.....	180
Tabla 5.21: Costos operacionales anuales a lo largo de los 5 años.....	182
Tabla 5.22: Flujos monetarios durante el período de vida del proyecto.....	183
Apéndice A:	
Tabla A.1: Valores de coeficientes de pérdidas y longitudes equivalentes.....	210
Tabla A.2: Valores de coeficientes de pérdidas y longitudes equivalentes para flujos laminares.....	217
Tabla A.3: Costos de los equipos que requiere la línea de producción.....	228
Tabla A.4: Cantidad y costos de tuberías a adquirir.....	228
Tabla A.5: Cantidad y tipo de accesorios a adquirir por cada área de producción.....	228
Tabla A.6: Cantidad y costos de los accesorios a adquirir.....	228
Tabla A.7: Cantidad y costos de los accesorios a adquirir (Continuación).....	229
Tabla A.8: Costo, valor residual y depreciación de los equipos adquiridos.....	232
Tabla A.9: Flujos monetarios del período de vida del proyecto o propuesta.....	234
Tabla A.10: Valores de producto de factores de actualización para una tasa de interés del 15%, para la determinación del valor actual.....	235
Apéndice B:	
Tabla B.1: Descripción de los componentes que conforman el proceso.....	237
Tabla B.2: Descripción de los componentes que conforman el proceso.....	238

Tabla B.3: Descripción de los componentes que conforman el proceso.....	239
Tabla B.4: Especificaciones de capacidad de los equipos.....	240
Tabla B.5: Condiciones de operación de los equipos que conforman el proceso.....	241
Tabla B.6: Reconocimiento de las fallas en la línea de producción de jugos concentrados.....	242
Tabla B.7: Reconocimiento de las fallas en la línea de producción de jugos concentrados.....	243
Tabla B.8: Reconocimiento de las fallas en la línea de producción de jugos concentrados.....	244
Tabla B.9: Matriz causa-efecto para identificar las causas más significativas en el proceso. (Personal evaluado: Operador de la marmita 1).....	245
Tabla B.10: Matriz causa-efecto para identificar las causas más significativas en el proceso. (Personal evaluado: Supervisor de desarrollo).....	246
Tabla B.11: Matriz causa-efecto para identificar las causas más significativas en el proceso. (Personal evaluado: Supervisor de producción).....	247
Tabla B.12: Propiedades de las materias primas en estudio.....	248
Apéndice C:	
Apéndice C.1: Hojas de especificaciones de las bombas centrífugas.....	249
Apéndice C.2: Hojas de especificaciones del mezclador enchaquetado.....	250
Apéndice C.3: Hojas de especificaciones de las bombas rotatorias.....	251
Apéndice C.4: Hojas de especificaciones del tanque almacenador.....	252
Apéndice C.5: Hojas de especificaciones del sistema de transporte neumático.....	253
Apéndice C.6: Tabla de producción de jugos concentrados a lo largo del proyecto.....	254
Apéndice C.7: Parámetros de caudales, presiones y pérdidas de energías para los distintos tramos de tubería con agua a 30°C como fluido de trabajo.....	254
Apéndice C.8: Parámetros de operación de la bomba para agua a 30°C.....	254
Apéndice C.9: Parámetros de operación de la bomba para agua a 80°C.....	255
Apéndice C.10: Parámetros de operación de la bomba para trasladar estabilizante “A” al proceso.....	255

Apéndice C.11: Parámetros de operación de la bomba para trasladar jugo concentrado.....	255
---	-----

ÍNDICE DE FIGURAS

Capítulo I:	
Figura 1.1: Diagrama de bloques para la producción de jugos concentrados en la Procesadora Naturalyst, S.A.....	2
Capítulo II:	
Figura 2.1: Análisis sistemático de manejo de materiales.....	17
Figura 2.2: Procedimiento de preparación de un planteamiento o diseño de planta.....	33
Capítulo III:	
Figura 3.1: Modelo de entrevista utilizada para identificar los componentes del proceso.....	49
Figura 3.2: Modelo de entrevista utilizada para reconocer las fallas en la línea.....	52
Figura 3.3: Esquema de causa-efecto correspondiente al método 6 M's.....	53
Figura 3.4: Diagrama de Pareto para seleccionar las variables que más afecta la producción de jugos concentrados.....	57
Capítulo IV:	
Figura 4.1: Distribución de planta visto desde arriba del proceso de producción de jugos concentrados en la empresa Procesadora Naturalyst S.A.....	80
Figura 4.2: Diagrama causa-efecto general del déficit de producción de jugos concentrados.....	84
Figura 4.3: Diagrama causa-efecto de las variables más influyentes en el proceso de jugos concentrados.....	92
Figura 4.4: Diagrama de Pareto para causas de primer nivel que influyen en el proceso de producción de jugos.....	94
Figura 4.5: Diagrama de Pareto para causas de segundo nivel que influyen en el proceso de producción de jugos concentrados.....	97
Capítulo V	
Figura 5.1: Patrones de flujo que se pueden generar en un recipiente con o sin deflectores.....	108
Figura 5.2: Diagrama de bloque para la producción de licuado de estabilizante A.....	109
Figura 5.3: Volumen de control uno de la etapa de transporte del agua precalentada a la producción de licuado de estabilizante A.....	110
Figura 5.4: Diagrama de flujo de agua de proceso al mezclador a través de un sistema de bombeo.....	111
Figura 5.5: Diagrama de flujo de agua de proceso al mezclador a través de un cabezal de altura.....	112

Figura 5.6: Diagrama de flujo del agua de proceso con calentamiento directo con vapor en el mezclador.....	113
Figura 5.7: Clasificación de los tipos de Bombas.....	120
Figura 5.8: Volumen de control dos en la etapa de transporte del licuado a la producción de jugos concentrados.....	121
Figura 5.9: Traslado de estabilizante A al proceso mediante la alternativa A.	123
Figura 5.10: Traslado de estabilizante A al proceso mediante la alternativa B.....	125
Figura 5.11: Traslado de estabilizante A al proceso empleando la alternativa C.....	126
Figura 5.12: Diagrama de flujo de la alternativa 1 para el manejo de azúcar en el proceso.....	137
Figura 5.13: Diagrama de flujo de la alternativa 2 para el manejo de azúcar en el proceso.....	139
Figura 5.14: Diagrama de flujo de la alternativa para el manejo de azúcar en el proceso.....	141
Figura 5.15: Simbología empleada para el Diagrama Relacional de Recorridos y/o Actividades.....	168
Figura 5.16: Diagrama relacional de las actividades que deben estar absolutamente próximas unas de otras.....	169
Figura 5.17: Diagrama relacional de las actividades en que su proximidad debe ser muy importante.....	170
Figura 5.18: Diagrama relacional de los servicios con las etapas de proceso.	171
Figura 5.19: Diagrama relacional completo de las etapas de producción de jugos concentrados.....	172
Figura 5.20: Distribución de planta con recorrido de los materiales en forma de U.....	173
Figura 5.21: Distribución de planta con recorrido de flujo en forma de L.....	175
Apéndice D:	
Apéndice D.1: Valores de esfuerzos máximos permisibles en tensión para aceros de alta aleación.....	256
Apéndice D.2: Eficiencias máximas permisibles de juntas para juntas soldadas con gas y arco.....	257
Apéndice D.3: Tabla de corrosión de materiales de construcción.....	258
Apéndice D.4: Gráfico de correlación de potencia para distintos impulsores del agitador.....	259
Apéndice D.5: Densidad del agua a distintas temperaturas.....	260
Apéndice D.6: Dimensiones y capacidades y pesos de tuberías normalizadas de acero.....	261

Apéndice D.7: Valores de longitudes equivalentes representativos en diámetro de tubería de varios accesorios.....	262
Apéndice D.8: Valores de coeficientes de resistencias de varios accesorios.....	263
Apéndice D.9: Coordenadas para cada fluido y que son utilizadas en la gráfica que representa en el Apéndice 10.....	264
Apéndice D.10: Nomograma para viscosidades de líquidos a 1 atmosfera.....	265
Apéndice D.11: Aspereza relativa como una función del diámetro para tubería de varios materiales.....	266
Apéndice D.12: Factor de fricción como una función del número de Reynolds con asperezas relativas como parámetro.....	267
Apéndice D.13: Presiones de vapor de agua a diferentes temperaturas.....	268
Apéndice D.14: Graficas de conversión de viscosidades.....	269
Apéndice D.15: Equivalencias entre viscosidades cinemáticas y saybolt second universal.....	270
Apéndice D.16: Factores para multiplicar las longitudes equivalentes de los accesorios dependiendo de la viscosidad del fluido.....	271
Apéndice D.17: Factor de Fluidez del material.....	271
Apéndice D.18: Propiedades físicas de algunas sustancias.....	272
Apéndice D.19: Ecuaciones de velocidades en tuberías y mangueras para distintos trazados en las líneas de flujo.....	273
Apéndice D.20: Estandarización dl diámetro de la tubería del sistema de transporte neumático y coeficiente de UNWIN.....	273
Apéndice D21: Factor de ajuste de capacidad para distintos equipos.....	274
Apéndice D22: Costos aproximados de los transportadores neumático de año 1980.....	274
Apéndice D23: Factores de interés al 15% correspondiente a periodos compuestos.....	275
Apéndice E:	
Figura E.1: Diagrama isométrico del agua a 30 °C.....	276
Figura E.2: Diagrama isométrico del agua a 80°C.....	277
Figura E.3: Diagrama isométrico del traslado de Pulpa de Fruta a los mezcladores.....	278
Figura E4: Diagrama isométrico del concentrado a 30°C.....	279
Figura E.5: Diagrama isométrico del sistema de transporte neumático para el azúcar.....	280
Anexos.....	281

INTRODUCCIÓN

La presente investigación tuvo como objetivo principal el Mejorar el sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados de la empresa Procesadora Naturalyst S.A, a fin de aumentar el rendimiento y satisfacer las altas demandas del mercado.

El mejoramiento al sistema de manejo de materiales como almacenamiento, transporte y envasado de la línea de producción de jugos concentrados, permite un incremento en la eficiencia del proceso, la cual se lograría con un diseño de nuevos equipos y distribución de los mismos que representen una adecuada manipulación de las materias primas, mejores condiciones de seguridad, higiene y en la ergonomía en el área del proceso. Este aumento en el rendimiento de producción disminuye sus costos y se obtienen mejores beneficios económicos.

Mediante la inspección del área, se buscó identificar los equipos del proceso, los instrumentos de medición, las materias primas como los productos involucrados, con sus respectivos medios de transporte; además se observó el recorrido de los flujos y la metodología de trabajo en dicha área. Se logro determinar las variables que más influyen en el proceso, con el fin de plantear posibles alternativas tecnológicas que puedan ayudar a mejorar el sistema de manejo de materiales. Por último, se realizará un estudio de los indicadores económicos, a objeto de determinar la rentabilidad de la propuesta seleccionada.

Este trabajo especial de grado está estructurado por capítulos, los cuales están conformados de la siguiente manera: El capítulo I se refiere al planteamiento del problema, los objetivos de la investigación, situación actual y deseada, las justificaciones y limitaciones de la investigación. El capítulo II contiene el marco teórico, donde se encuentran los antecedentes de la investigación así como los fundamentos teóricos. Luego se presenta el capítulo III, el cuál comprende el marco metodológico de la investigación. En el capítulo IV, se presenta el diagnóstico del proceso y el análisis de las variables que más influyen en el manejo de materiales de la línea de producción. El

capítulo V, muestra la propuesta del proyecto que pudiera tener mayor factibilidad desde el punto tecnológico y económico para la empresa sujeta al presente estudio. En los apéndices se encuentran las tablas y gráficos bibliográficos empleados, así como también los cálculos típicos necesarios para el dimensionamiento de los equipos seleccionados. En los anexos se ubican las cotizaciones de los proveedores.

La importancia de la realización de este trabajo es plantear una propuesta factible que ayude a mejorar las condiciones del manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados de la Procesadora de Frutas Naturalyst, S.A, aumentando de esta manera su nivel de producción; tomando en cuenta ante todo, la ergonomía, higiene y seguridad de los trabajadores sin alterar la calidad del producto. También contribuye a la continuación de la interrelación Empresa-Universidad de Carabobo, además otorgará a esta importante casa de estudio, información referente al diseño de un sistema de manejo de materiales de una línea de producción, lo cual representa un buen aporte que puede ser utilizado en investigaciones futuras.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En esta sección se describe y se formula el problema en estudio, especificando la situación actual y deseada, estableciéndose así el objetivo general y los específicos para llevar a cabo la investigación. Seguidamente también se presentan las razones que justifican y limitan para el desarrollo de la misma.

1.1 Descripción del problema

Procesadora Naturalyst S.A, es una organización comercial que nace a principio del año 1995 en el estado Carabobo, Venezuela. Esta institución mercantil comienza colocando en funcionamiento una planta procesadora de frutas, con el fin de proporcionar al mercado pulpas, luego fue creciendo y en estos momentos producen jugos concentrados y derivados de frutas que hoy en día se comercializan a nivel nacional e internacional.

Actualmente la Procesadora Naturalyst es reconocida por la variedad y calidad de sus productos, además del buen servicio que ha brindado a través de estos años a todos sus clientes tanto nacionales como internacionales, situación que genera la búsqueda continua de diversificar su producción para satisfacer y superar las expectativas que el consumidor espera, garantizando así el crecimiento integral y sostenido de la empresa, adaptándose a los cambios y nuevas tendencias del mercado siguiendo las normas de calidad.

Una de las líneas más productivas de esta industria es la de jugos concentrados debido a la gran demanda que presenta en el mercado alimenticio. Dicho producto viscoso es el resultado de una combinación de pulpa de frutas, azúcar, estabilizantes, agua, acidulantes y conservantes. Estos ingredientes son agregados al proceso conforme a las cantidades estipuladas, con el fin de cumplir con los parámetros que exige la empresa.

La producción de jugos concentrados comienza en la preparación de un estabilizante B el cual se somete a una cocción de 90 °C (ver figura 1.1). Seguidamente se agrega la pulpa de frutas y se realiza un mezclado entre 60 y 70 °C; posteriormente se le añade azúcar al proceso conjuntamente con un licuado de estabilizante A. Una vez realizada esta etapa se añade los acidulantes y al cabo de un tiempo que está estipulado por la empresa se toma una muestra para comprobar que el producto esté en los parámetros de pH y viscosidad. Una vez determinados los parámetros anteriores se procede al pasteurizado a una temperatura entre 75 y 90 °C. Después de la operación anterior se vierte en caliente en botellas plásticas (envasado).

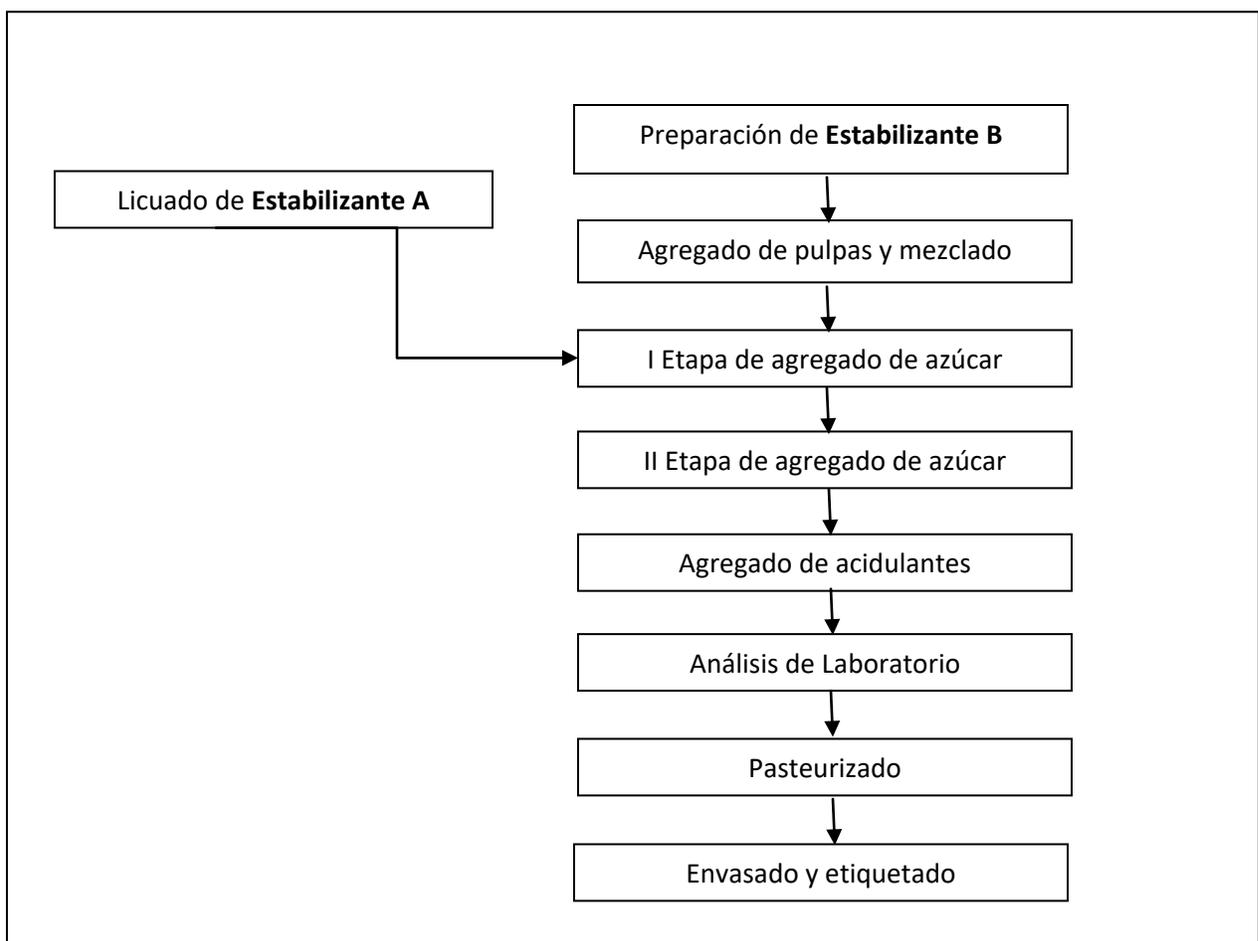


Figura. 1.1 Diagrama de bloques para la producción de jugos concentrados en la Procesadora Naturalyst, S.A.

Aún cuando esta línea es considerada por la empresa como una de las más importantes a nivel de beneficio económico, actualmente su capacidad de producción es de 160000 galones/mes y se encuentra por debajo de los estándares aspirados por la empresa los cuales son de 200000 galones/mes, lo que convierte esto en una necesidad factible de ser objeto de investigación.

En tal sentido y en busca de ofrecer un producto competitivo, esta investigación se centrará en el mejorar el sistema de manejo de materiales para la producción de jugos concentrados, a fin de aumentar la capacidad productiva, mejorar el ambiente de trabajo y lograr con ello un efecto positivo en las necesidades de un mercado dinámico.

1.2. Formulación del problema

La Procesadora Naturalyst en el área de producción de jugos concentrado presenta limitaciones en suplir de productos a diversos clientes nacionales y por ende presenta menores ganancias netas del producto. Cabe destacar el tiempo y condiciones de trabajo, por cuanto este proceso actualmente exhibe baja eficiencia y rendimiento por las condiciones de funcionamiento del mismo.

Planteada la situación anterior, se propone la opción de rediseñar la línea de operación de concentrados con el objeto de ofrecer una mayor oferta para satisfacer la demanda del mercado.

1.2.1 Situación actual

El proceso de producción de jugos concentrados en la empresa Procesadora Naturalyst S.A actualmente se opera manualmente y trae como consecuencia agotamiento físico de la mano de obra, un tiempo de operación irregular para cada lote de producción, desperdicio de materiales y riesgos laborales, afectando negativamente la ergonomía de dicho proceso.

Se debe tomar en cuenta que se encuentran equipos instalados con alta capacidad de producción que no son aprovechados actualmente que constituyen pérdidas de ganancias, mano de obra calificada y competitividad en el mercado.

1.2.2 Situación deseada

Se requiere un mejoramiento para el manejo de materiales en la línea de producción de jugos concentrados de la empresa Procesadora Naturalyst S.A, que permita disminuir en gran medida la operación manual del proceso, logrando con esto un mejor servicio para los clientes, el cumplimiento de los lineamientos de calidad para la producción de los jugos concentrados y una mejora en la seguridad y condiciones laborales, con llevando al fortalecimiento de la empresa y establecerse como uno de los líderes en el mercado de jugos concentrados.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo general

Mejorar el sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados de la empresa Procesadora Naturalyst S.A, a fin de aumentar el rendimiento y satisfacer las altas demandas del mercado.

1.3.2 Objetivos específicos

- Diagnosticar la línea de operación de jugos concentrados de la Procesadora Naturalyst S.A, con el fin de identificar necesidades y requerimientos.
- Definir que materias primas afectan en mayor proporción la fabricación de jugos, a fin de establecer cuales requieren ser manipuladas con mayor eficiencia.
- Seleccionar la alternativa tecnológica más adecuada en el manejo de los materiales, permitiendo así generar un producto de mejor calidad.

- Diseñar el sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados, con el propósito de mejorar el nivel productivo de dicha línea.
- Evaluar la factibilidad económica del diseño planteado, a fin de verificar que la propuesta es rentable.

1.4 Justificación

En estos últimos años en Venezuela la producción de jugos concentrados ha ido en crecimiento, estableciendo una gran competitividad en dicha área ya que actualmente coexisten un número considerado de pequeñas, medianas y grandes empresas que buscan abastecer la necesidad que se representa el amplio mercado de los jugos concentrados.

Para la empresa Procesadora Naturalyst S.A, resulta de gran importancia la búsqueda de mejoras en sus líneas de producción debido a que garantizará la calidad de sus productos a si como la satisfacción de los clientes, logrando así el propósito de consolidarse como una de las mejores en el mercado nacional.

El mejoramiento al sistema de manejo de materiales como almacenamiento, transporte y envasado de la línea de producción de jugos concentrados, permite un incremento en la eficiencia del proceso, la cual se lograría con un diseño de nuevos equipos y distribución de los mismos que representen una adecuada manipulación de las materias primas, mejores condiciones de seguridad, higiene y en la ergonomía en el área del proceso. Este aumento en el rendimiento de producción disminuye sus costos y se obtienen mejores beneficios económicos.

En cuanto al aporte metodológico esta investigación establecerá una estrategia para el diseño del sistema de manejos de materiales y distribución de los equipos de la línea de producción.

Este trabajo especial de grado es importante debido a que contribuye a la continuación de la interrelación Empresa-Universidad de Carabobo, además otorgará a esta importante casa de estudio, información referente al diseño de un sistema de manejo de materiales de una línea de producción, lo cual representa un buen aporte que puede ser utilizado en investigaciones futuras y una asignación atractiva y desafiante para un ingeniero químico.

1.5 Limitaciones

En el presente trabajo de investigación se puede encontrar como limitación principal la recolección de datos, ya que en la línea de producción de jugos concentrados no existe un sistema eficiente para la toma de las condiciones de operación de dicha línea.

2. MARCO TEÓRICO

En esta sección se describen los trabajos de investigación que servirán de base para desarrollar el presente trabajo. Seguidamente se hará referencia a formulaciones o teorías de varios autores que abordan temas relacionados al trabajo de investigación y que complementará y respaldará la presente investigación.

2.1 Antecedentes

A continuación se hace referencia a los trabajo de investigación que servirán de base para desarrollar la tesis de grado.

2.1.1 García, Alí (2006). **Evaluación del sistema de almacenamiento de ingredientes, aditivos y materiales de empaque de una industria molinera.** Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo general consistió en evaluar el sistema de almacenamiento de ingredientes, aditivos y materiales de empaque a fin de evitar pérdidas de estos y cumplir con los requerimientos de calidad.

El alcance de dicha investigación permitió mejorar las condiciones de almacenamiento, adecuándolas a los materiales y promoviendo así una reducción de las pérdidas de ingredientes, aditivos y materiales de empaques.

Este antecedente presentó similitud con la investigación que se llevó a cabo en la metodología empleada para alcanzar los objetivos propuestos como son el diagnóstico, la definición de materias primas y selección de alternativas tecnológicas, además representó una guía para el fortalecimiento de los conocimientos en el área de almacenamiento de materiales.

La diferencia básica es que en esta investigación solamente se evaluó el sistema de almacenamiento mientras que en nuestro caso se mejoró el sistema de manejo de materiales como son transporte, almacenamiento y envasado.

2.1.2 Molina, Karla, y Castillo, Lilian (2002). **Evaluación y mecanización de un proceso alimenticio a partir del maíz (Zea mays)**. Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo general fue proponer un diseño mecanizado del proceso productivo de mezcla para elaborar “cachapas”, que cumpliera con condiciones de calidad e higiene establecidas por la ley así como las exigencias de demanda del mercado, realizando un diagnóstico de la situación actual de la empresa Cachilandia C.A.

El alcance de la investigación fue contribuir con el crecimiento de la empresa mencionada, determinándose sus características del producto, así como del ambiente interno y externo de su desenvolvimiento, lo cual permitió proponer acciones y un diseño semi-industrial que se requerían para el mejoramiento de las operaciones involucradas.

Esta investigación presentó similitud con el trabajo de investigación en la metodología para la realización de los distintos objetivos, como la del análisis del proceso actual, el cual se reconocieron sus fallas y carencias del mismo, mediante un diagrama de causa-efecto por cada una de las etapas del proceso productivo.

También se propuso un nuevo diseño del proceso productivo, integrando maquinarias y equipos que facilitó el manejo de materiales. La diferencia más relevante fue el desarrollo experimental, el cual consistió de análisis fisicoquímicos y microbiológicos de los granos de maíz, enteros y reducidos, utilizados en la empresa.

2.1.3 Rojas, Yull (2002). **Diseño y Simulación de una planta procesadora de coco en la Procesadora Naturalyst S.A.** Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo general fue diseñar y simular una planta procesadora de coco, con el fin de considerar la implantación y determinar sus condiciones más adecuadas de funcionamiento.

Este antecedente presentó una similitud con la investigación que se llevó a cabo en la metodología a utilizar para lograr los objetivos establecidos como por ejemplo la selección de la alternativa tecnológica más eficiente, el diseño al sistema de manejo de materiales, la evaluación económica. La diferencia básica fue que en este trabajo no se simuló.

2.1.4 Orduz, Eliana. (2002). **Mejoramiento del proceso de llenado en la cervecería Polar del Centro C.A.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

La presente investigación tuvo como objetivo general mejorar el proceso de llenado en la Cervecería Polar del Centro C.A con el propósito de reducir los rechazos por volumen de llenado, contenido de oxígeno y contenido de dióxido de carbono. El alcance de esta investigación fue determinar las condiciones apropiadas para la realización de una automatización del proceso por lo cual los resultados obtenidos constituyeron un gran aporte para la empresa, permitiéndole garantizar cada día un producto de mejor calidad.

La similitud de este antecedente con la investigación que se llevó a cabo fue la metodología que se utilizó para alcanzar los objetivos planteados, como la definición de las materias primas para mejorar su manipulación y el seleccionar la alternativa de diseño de envasado que más se adapte a la línea de producción. La diferencia es que

solamente trabajaron con envasado y realizaron ensayos experimentales, en cambio en esta investigación no se realizó ensayos experimentales y se propuso el mejoramiento al almacenamiento, transporte y envasado en la línea de jugos concentrados.

2.1.5 Sánchez Font, Francesc. (2007). **Estudio y diseño de una planta de producción de membranas cerámicas de costo reducido**. Universidad Politécnica de Catalunya. Escuela técnica superior Industrial de Barcelona.

El objeto del proyecto fue diseñar una planta industrial que permitiera la fabricación de dichas membranas a un costo más asequible. Se confió que de esta forma se extendiera el campo de aplicación de las membranas cerámicas al tratamiento de otros fluidos de menor valor añadido, como era el caso de las aguas residuales. El proyecto describió los diferentes materiales que se utilizaron como base en la fabricación de membranas cerámicas, así como su procesado, junto con la maquinaria implicada y su distribución en la planta. También se elaboró un estudio de mercado del producto y se analizó el impacto ambiental asociado a su fabricación.

Este trabajo presentó similitud en buscar una solución en donde se optimizara el espacio y se lograra la máxima fluidez de entrada de materia prima y salida de producto. También se selecciono la tecnología más adecuada en el manejo de materiales y finalmente se evaluó la factibilidad económica del diseño planteado.

2.1.6 Parras González, Roman. (2003). **Estudio de la factibilidad económica de una empresa industrial procesadora y comercializadora de frutas en el municipio de San José de Cúcuta**. Universidad Francisco de Paula Santander. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Industrial.

Esta investigación tuvo como objetivo general la realización de un estudio para determinar la factibilidad técnica económica y financiera que puede tener el montaje de una empresa procesadora de frutas en el Municipio de San José de Cúcuta, mediante

el desarrollo de estudios de mercado, tecnológicos, de localización, administrativo y financiero. El alcance de esta investigación fue determinar las ventajas y desventajas de carácter técnico y financiero, para la puesta en marcha de un proyecto de inversión, en este caso la creación de la Empresa Industrial Procesadora y Comercializadora de Frutas en el Municipio de San José de Cúcuta, de manera que se pudieran reducir al mínimo las probabilidades de fracaso en la toma de decisiones y del desarrollo del proyecto.

La similitud de este antecedente con la investigación que se llevó a cabo fue la metodología que se utilizó para la definición de las materias primas a mejorar su manipulación, la selección de las alternativas tecnológicas para el manejo de los materiales y la evaluación económica. La diferencia es que la investigación estuvo dirigida al diseño de una planta procesadora de frutas, en cambio nuestro proyecto se enfocó en el mejoramiento del almacenamiento, transporte y envasado en la línea de jugos concentrados.

2.2 Análisis sistemático de manejo de materiales

2.2.1 Definición del manejo de materiales

Muther y Haganäs (1969), definen el manejo de materiales como la:

Parte esencial de todo proceso de manufactura que ocurre cada vez que un material, parte o producto terminado se mueve o es transportado de un lugar a otro. Comprende todas las operaciones a la que se somete la materia prima y el producto. La máxima economía en la manutención solamente se consigue estudiando la marcha del producto desde su primer movimiento como materia prima hasta su punto de consumo final.

Agregan además que estos movimientos implican algo y/o físicamente a alguien para hacer realizarlos: equipos, contenedores, un sistema de trabajo que implique la

participación de los trabajadores, procedimientos e instalaciones físicas de diseño. Señalan que el equipo, los contenedores, y el sistema de trabajo se llaman “métodos de manipulación”.

Los mismos autores definen que la base de cualquier manipulación de materiales debe depender de los materiales, los movimientos y los métodos a aplicar, que se debe entender que estos sistemas consisten en analizar:

1. La estructura o sistema de las fases del proceso.
2. El modelo o diseño del proceso
3. Conjunto de convenciones.

Para Muther y Haganäs (1969), la manipulación de cada proyecto sigue su curso desde el objetivo inicial hasta instalar la realidad física. Los autores antes mencionados proponen cuatro fases para lograr este recorrido:

- Fase I: Integración externa

En esta fase se debe evaluar todos los movimientos desde y hacia la superficie total, o zona(s) en estudio. En primer lugar, corresponde examinar el movimiento del material fuera del área problema, de esta manera se correlaciona el problema específico de manipulación con las situaciones fuera del área, ya que los autores plantean la posible existencia de no tener control sobre esas situaciones.

- Fase II: Plan general de manejo

Aquí se debe establecer el o los métodos de traslado o manipulación del material entre las principales áreas. Generalmente los mismos autores definen que es necesario tomar decisiones para el sistema básico, el tipo de equipos y unidades de transporte o contenedores que se utilizarán.

- Fase III: Detallar plan de manejo de materiales

Esta fase se refiere a los movimientos de materiales entre diversos puntos dentro de cada área importante o en estudio. En este punto se tiene que decidir sobre los detalles y métodos de manipulación de materiales, como el régimen específico, equipos y contenedores para ser utilizado entre los distintos lugares de trabajo.

“Mientras que la fase II se refiere a movimientos entre departamentos o edificios en un sitio, la fase III siempre se refiere a movimientos de un determinado lugar de trabajo o pieza de un equipo a otro”, Muther y Haganäs (1969).

- Fase IV: Instalación

Estos mismos autores en esta fase dan referencia a que “el diseño no se completará hasta que se aplique la instalación”. En este sentido, para ejecutar el plan, es necesario adquirir los equipos, completar la formación del personal, programar los días de operación y ejecutar la instalación física de las instalaciones de manipulación.

Después de esto, los autores determinan que las fases ya han completado la realización de los métodos de manipulación, la verificación de los procedimientos operativos y la vigilancia de la instalación terminada para asegurarse de que funciona correctamente.

La fase I y IV por lo general no son consideradas como parte de los problemas específicos con los cuales los ingenieros deben lidiar en la manipulación de materiales indican los autores.

Consideran además que las fases II y III aportan los planes de manejo detallado que son de relevancia para el análisis sistemático de manejo de materiales.

2.2.2 Elementos claves a considerar en el manejo de materiales

Cuando se hace un estudio de manejo de materiales Rachadell y Gómez (2002) señalan que se deben considerar los elementos claves que afectan el problema como son el producto, la cantidad, la ruta o recorrido, el tiempo y los servicios.

A continuación se hace referencia sobre estos elementos que estos autores plantean:

2.2.2.1 El producto (P)

Ellos señalan que la naturaleza de los materiales y productos a manejar determinan en gran medida las características de los equipos a emplearse. El análisis por lo tanto exige examinar con detalle cada una de las propiedades de los materiales, especialmente aquellas que afectan su manejabilidad.

De acuerdo a su presentación los materiales se clasifican en materiales a granel que son aquellos que se encuentran sueltos, en polvo, granos o trozos que no estén contenidos en envases para su manipulación; como también en materiales embalados, donde los materiales se presentan envasados o contenidos en dispositivos tales como: cajas, cartones, barriles, recipientes plásticos, sacos de fibra o papel, etc. En el caso de los materiales embalados Rachadell y Gómez (2002), apuntan que el problema se reduce a conocer la forma y el peso de la carga y la propiedad de los envases, mientras que para los materiales a granel se deben conocer las principales características del material como: peso específico, tamaño, forma, ángulo de reposo, ángulo de deslizamiento, cohesión o fluidez del material, temperatura, abrasividad, otras propiedades del material.

2.2.2.2 La cantidad (Q)

Estos mismos autores dictaminan que la cantidad o cuanto se moverá de material por

unidad de tiempo que requiere ser transportado, es un factor de vital importancia en la selección del sistema de manejo, tipo y cantidad de equipo necesario.

El sistema de manejo seleccionado en cada caso “debe satisfacer los requerimientos de la empresa al más bajo costo posible. Si las cantidades son relativamente pequeñas, bastaría usar un sistema manual o sistema no motorizado, en cambio para grandes cantidades, sería más adecuado usar equipos mecanizados o automatizados” Rachadell y Gómez (2002).

2.2.2.3 La ruta (R)

Este criterio se refiere a dónde y en qué dirección se mueve el material. Se debe entender que siempre el movimiento vertical va a tener un mayor consumo de energía y es por lo general movimientos intermitentes plantean los autores anteriormente mencionado; es por ello que se debe evitar siempre que sea posible. Cuando se tiene movimientos combinados (vertical-horizontal) se pueden utilizar planos inclinados con equipos de movimientos horizontales donde se suprime la necesidad de tener equipos elevadores. Cabe destacar que la distancia a recorrer también influirá en la selección del equipo.

2.2.2.4 Los servicios (S)

Para llevar a cabo operaciones productivas y de manejo deberán existir un determinado número de servicios que hagan que el proceso funcione correcto.

Los procedimientos de recepción y despacho, el mantenimiento, los sistemas de electricidad, gas, agua, vapor, combustible y las facilidades de almacenamiento son servicios esenciales y junto con las edificaciones son el entorno físico en que se debe operar.

2.2.2.5 El tiempo (T)

Se refiere a cuando se realizarán los movimientos. Los factores más importantes que se consideran son: la regularidad con la cual se deben realizar los movimientos y duración de estos.

Para Rachadell y Gómez (2002), además de lo planteado anteriormente, el punto de vista económico es de vital importancia en este tema ya que, el costo asociado al manejo de materiales está a menudo oculto, es desconocido o no se conoce en toda su magnitud, por lo que cuantificar este monto es importante debido a que si no se tiene clara esta situación, no se pueden tomar correctivos al respecto. De igual manera señalan que dependiendo de la naturaleza de la industria, el costo al manejo de materiales puede representar desde un 5% hasta un 90% del costo total de producción.

En virtud de lo anterior, cuanto mayor esfuerzo se dedique a la reducción del manejo de materiales, más competitivo será el producto; sin embargo como las posibilidades de eliminarlo son remotas, las acciones deben estar orientadas a su mejoramiento continuo.

2.2.3 Análisis de problemas de manejo de materiales(SHA)

El primer paso para resolver problemas que involucren manejo de materiales es la identificación apropiada de éstos, luego se debe proceder a implementar las soluciones necesarias.

Para la solución de estos problemas, se aplica un procedimiento sencillo sugerido por Muther y Haganäs (1969) denominado Análisis Sistemático de Manejo de Materiales (Método SHA) (Ver Figura 2.1).

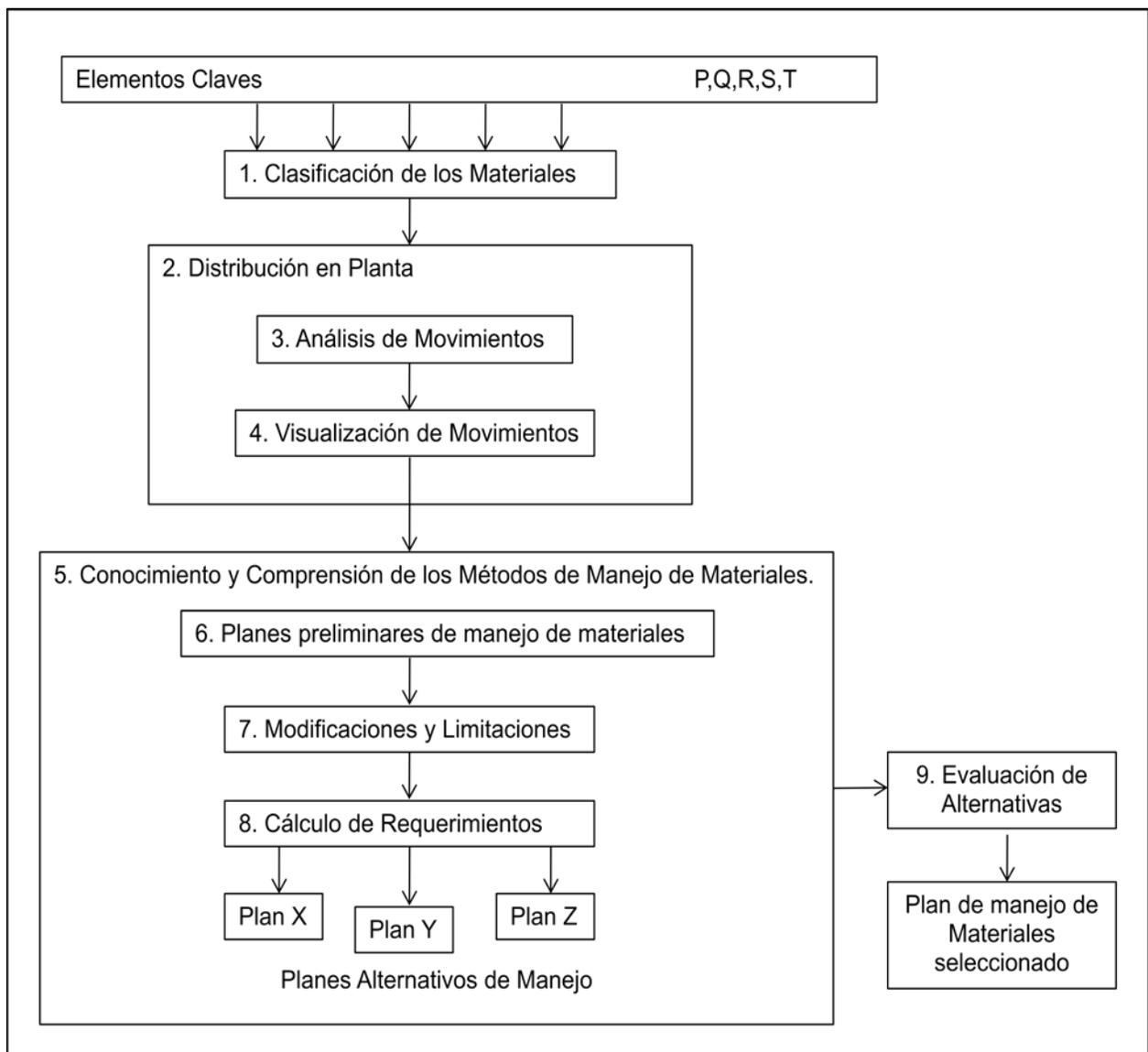


Figura 2.1. Análisis sistemático de manejo de materiales. Fuente: Muther y Haganäs, (1969)

2.2.3.1 Clasificación de los materiales

Los autores indican que la parte analítica de hacer un plan de manejo se inicia con el estudio de los materiales. Esto implica la clasificación de los materiales sobre la base de sus características físicas y en sus cantidades, fechas, o requerimientos especiales de control. Esto se denomina la clasificación de los materiales.

Añaden a este aspecto que la elección de métodos de manejo, los materiales que van hacer movidos generalmente tienen el mayor impacto. En cualquier problema de manipulación de materiales la primera cuestión a preguntarse es: ¿qué se moverá?

Si se tiene un solo material, lo único que se necesita hacer es, reconocer la característica de la materia. Sin embargo, se debe reconocer que una sola materia puede dar lugar a diversas condiciones del mismo material, donde esas condiciones pueden cambiar el producto final.

Por otro lado, si se tiene un gran número de diferentes materias primas, el método SHA sugiere que se deben agrupar en material de clases. Cada clase de material debería estar compuesto de materias que son similares en una característica dominante o en combinación de varias características. Básicamente, queremos que cada clase de material susceptible debe ser tratada de la misma manera; es decir, por los mismos métodos de manipulación.

Las formas básicas de describir o dividir un material son:

- Sólido, Líquido, Gaseoso.
- Pieza individual, Materiales embalados o empaquetados o granel.

La clasificación de los materiales, el método SHA lo hace por cada clase basándose en las características que afectan a su transportabilidad y en las demás características que podrían afectar su capacidad de ser manipulados por los mismos métodos.

Las principales características que se utilizan para clasificar los materiales según el método planteado por Muther y Haganäs (1969) son las siguientes:

A) Características físicas: Suelen ser las características más importantes que influyen en la elección de la clase de material. Es decir, la clase en que cualquier material se le

asigna normalmente es determinada por su naturaleza física.

B) Cantidad: La cantidad es también especialmente importante. Muchos materiales son de gran volumen pero de poca variedad, de gran variedad de artículos pero de flujo moderado y los que representan una gran variedad de artículos y de poco flujo. En adición, la mezcla de productos o materiales es importante, desde el punto de vista de ambos métodos de tratamiento y la técnica de análisis. Esto permite identificar los materiales problemas y establecer el enfoque sobre las acciones a tomar en cada caso.

C) Tiempo: El tiempo es la regularidad con que el movimiento tiene que ser realizado. La urgencia y la sincronización afectan también a gastos de manipulación. Las interrupciones en el flujo causan otros problemas distintos a cuando el flujo es constante. Los cambios estacionales, también, puede influir en la clase de material.

2.2.3.2 Distribución de planta

Antes de que se pueda analizar plenamente o visualizar los movimientos, se necesita un plan de distribución de planta en donde los métodos de manipulación de materiales deben trabajar. En tal sentido Muther y Haganäs (1969) consideran que, el diseño del plan real o en papel, existente o proyectado se convierte en el segundo paso del modelo de SHA.

Cualquier análisis completo de los movimientos de los materiales está inseparablemente relacionado con el diseño. Más concretamente, la disposición establece la distancia entre origen y destino, y esto es un factor importante en la selección de cualquier método de manipulación.

Cuando el desarrollo de los planes de manejo ya tenga un formato planteado las distancias ya están establecidas. Se puede cambiar la disposición si se logra justificar un ahorro suficiente. Es frecuente en el análisis participen tanto la manipulación como el

diseño. Cuando el proyecto implique un nuevo diseño como parte de la planificación en la mejora de los métodos de manipulación, entonces se deben integrar los dos.

Del mismo modo los autores consideran que la manipulación se basa en el análisis de los tres aspectos fundamentales como son los materiales, movimientos y métodos, la planificación del diseño conlleva también tres aspectos fundamentales. Estos son las relaciones, el espacio y el ajuste. Otro hecho de que el de diseño y la manipulación estén relacionados es que ambos se desarrollan a partir de los mismos elementos claves de entrada. Para Muther y Haganäs (1969), los tipos de diseño que se pueden encontrar o desarrollar son:

- Diseño de posición fija: Esta es una distribución donde todo el material o componentes principales permanecen en un lugar fijo y todas las herramientas, hombres y resto de material se llevan hasta el. Es usada para grandes productos que dificulten su traslado o haga poco práctico su movimiento a lo largo del proceso.
- Diseño de proceso: Todas las operaciones del mismo tipo se realizan en la misma zona, al igual que las máquinas o similares operaciones de montaje se agrupan. Es decir, mover el material mediante el proceso de departamentos o áreas.
- Diseño de producto (línea de producción): Máquinas de montaje o estaciones de trabajo dispuestas en la secuencia de operación, las sucesivas operaciones que se realizan inmediatamente adyacentes el uno al otro. Es decir, mover el material de una operación directamente a la siguiente.

Estos autores indican que existen patrones de flujo básicos que comúnmente ocurren en los diseños industriales: El patrón de flujo recto permite el diseño más limpio y el más simple de manipulación. No obstante, la L y U se encuentran con mayor frecuencia en la industria. Por lo general, esto debido a las instalaciones de manipulación externa y las economías en el manejo de métodos, la utilización del espacio, y los gastos

generales de funcionamiento. En realidad, la mayoría de los diseños se utilizan una combinación de estos tres patrones de flujo.

Básicamente hay cuatro puntos que se quieren obtener de la disposición del diseño, los cuales se requieren para el análisis de manipulación de materiales. En este sentido los autores indican:

1. ¿Dónde están ubicados físicamente los orígenes y destinos de cada movimiento del material?
2. ¿Qué rutas y métodos conocidos de manejo de materiales están ya establecidos o en general decididos en la fase anterior de planificación?
3. ¿Qué tipo de espacio está implicado en cada actividad, las cuales serían: a partir de la cual, a través del cual, y cuál es el material que se transporte?
4. ¿Qué está pasando y / o arreglo o esbozo del diseño existe (o está previsto en general) dentro de cada área de actividad a partir de la cual y cuál es el material que se transporte?

✓ Análisis de Movimientos

El Análisis de Movimientos está incluido en la distribución de planta y vendría siendo el “tercer paso” del análisis sistemático de manipulación (Ver figura 2.1). Cuando se analizan los movimientos, se necesita conocer cierta información. Esta contiene:

1. El material (producto o materias primas)
 - A) Características Físicas.
 - B) Otras Características.
2. La ruta (origen y destino o partes del movimiento)
 - A) La distancia del movimiento.
 - B) La situación física de la ruta.

3. El flujo o movimientos

A) La intensidad del flujo (Cantidad de materiales por período en movimiento en una ruta).

B) Las condiciones del flujo (o movimiento).

Para estos autores cuando se hace referencia a la ruta, se está identificando el origen y destino del proceso de manufactura y sus complicaciones existentes en sus movimientos en dicha ruta. La distancia del movimiento sería esa longitud que existe entre el origen y destino. La situación física se refiere a la condición en que se encuentra la ruta del proceso. Aquí se analiza si existen movimientos horizontales, inclinados, curvos; si en ese camino se presentan congestiones en su traslado; se evalúa el clima que presenta la línea de producción y su entorno.

Al hablar sobre el flujo, el análisis sistemático de manipulación reconoce que para cada movimiento hay una intensidad de corriente y determinadas condiciones que afectan o influyen en el flujo (o movimiento).

Además de la intensidad, por lo general se tiene que saber algo acerca de las condiciones de la corriente. Estas son: Condiciones de la cantidad del material, las condiciones de servicio, las condiciones de tiempo. Una vez que se tiene la información necesaria se procede al análisis del movimiento y esto se puede hacer de dos maneras diferentes.

La primera que plantea el método SHA es cuando podemos reunir la información en busca de un producto o materia prima en un momento y después de ese producto todo el proceso, todo el camino de crudo de almacenamiento de los materiales para acabados de productos de almacenamiento, si es necesario. A esto se le llama proceso de análisis o proceso de la cartografía.

La segunda forma es generalmente llamada origen-destino o el análisis de la cartografía. En realidad, hay dos maneras alternativas de esta forma. La primera alternativa consiste en reunir la información mirando el origen y el destino de cada movimiento. De esta manera analizar una vía a la vez y reunir información sobre todas las diferentes clases de materiales o productos diferentes que se desplazan en la ruta. Como segunda alternativa, se puede ver un área y reunir información sobre todo lo que proviene o sale de esa zona.

Cuando se tiene uno o varios productos o materias primas, se usa el proceso de análisis; cuando se tiene un gran número de diferentes productos o materias primas se usa la forma llamada origen-destino.

✓ Visualización de Movimientos:

Analizado los movimientos y haber obtenido un formato específico de la distribución de la zona de que se trate, los autores plantean el vincular los dos juntos. El método SHA hace esto visualmente.

La visualización del flujo se puede hacer de varias maneras según los autores mencionados con anterioridad:

- ✓ Esquemas de proceso de diagramas de flujo.
- ✓ Diagramas de flujo vinculados con el diseño.

2.2.3.3 Comprensión de los métodos de manipulación de materiales

Dentro del mismo planteamiento teórico de los autores Muther y Haganäs (1969), en un espacio dedicado casi en su totalidad a "cómo" resolver los problemas de manipulación", no es posible proporcionar información detallada sobre los distintos métodos de manejo de materiales. Por lo tanto, es conveniente concentrarse en

factores básicos y asumir que se tiene un poco de conocimiento y experiencia en este ámbito. Existen varias formas de aumentar el conocimiento y comprensión en este ámbito:

- ✓ Visitar plantas de otras compañías.
- ✓ Asistencia a equipos de muestra.
- ✓ Cursos en Universidades y Tecnológicos.
- ✓ Lectura de libros y revistas.
- ✓ Consulta con los proveedores de equipos.
- ✓ Reunión con profesionales calificados.

Ya definido que los métodos de manipulación de materiales incluyen sistemas, equipos y unidad de transporte, se comienza a estudiar estos términos.

1. Sistema de movimiento: El sistema de trabajo tiene muchos significados. Uno adecuado es el que plantea los autores anteriores que definen el sistema como “la manera o modalidad en que los distintos movimientos están atados juntos desde el punto de vista geográfico y físico de vista” Muther y Haganäs (1969).

Hay dos principios de costos en el manejo de materiales señalados por estos autores, los cuales se deben recordar cuando se discuta que sistemas. Estos son

- a. El principio de la distancia: La corta distancia, el traslado más barato.
- b. El principio de la cantidad: Cuanto mayor es la cantidad, menor debe ser el costo por unidad que se traslade.

Cuando los diferentes materiales se pueden mover por separado y directamente desde el origen hasta el destino, a esto se le llama sistema directo.

Cuando los movimientos se integran y los materiales se desplazan desde y hacia diferentes zonas y se mueven juntos en el mismo camino real y con el mismo equipo, esto es llamado sistema indirecto.

Un movimiento con una corta distancia y alta cantidad toma ventaja de los dos Principios anteriores. Desde un punto de vista de manipulación de materiales, eso es bueno. Una medida de este tipo puede estar de pie por sus propios pies y puede llevarse a cabo por separado, esto es la situación típica de un sistema directo.

Si, por otra parte, el movimiento tiene una larga distancia y una pequeña cantidad, de acuerdo con los dos principios, el movimiento va a ser muy caro por unidad de traslado. No se puede hacer nada acerca de la distancia, sino por la integración o la combinación de varios de estos movimientos, logrando obtener una mayor cantidad. Esta es la típica situación de los sistemas indirectos.

2. Equipos de manejo de materiales: El análisis sistemático de manejo de materiales según lo planteado por Muther y Haganäs (1969), tiene diferentes maneras de clasificar los equipos de manipulación de materiales, los cuales los divide por datos de costos. Los costos pueden dividirse en dos formas diferentes. En primer lugar se puede ver la forma en que el costo varía con la distancia. De esta manera, el costo total se divide en terminales y los gastos de viaje. En segundo lugar se observa en cómo el costo varía con la intensidad del flujo. En este caso, el costo total se divide en costos fijos y variables.

Teniendo claro lo anterior el SHA se encarga de agrupar los equipos de manejo de materiales en cuatro generales grupos los cuales son:

✓ Equipo simple de manipulación: Equipos asequibles con alta variable de gastos. Se usa para distancias cortas y flujos bajos.

- ✓ Equipo complejo de manipulación: Equipos costosos con baja variable de gastos. Se usa para distancias cortas y flujos altos.

- ✓ Equipo simple de viaje: Equipos asequibles con alta variable de gastos. Se usa para distancias largas y flujos bajos.

- ✓ Equipo complejo de viaje: Equipos costosos con baja variable de gastos. Se usan para distancias largas y flujos altos.

3. Unidades de transporte: El término “Unidad de Transporte” los autores anteriormente mencionados lo definen como “el estado de los materiales cuando estos se mueven”; es decir, la forma en que el material ha de ser movido está contenido, apoyado o limitado. Normalmente se tiene una opción de tres condiciones básicas para mover el material, a granel, como piezas individuales, en algún tipo de contenedor.

La manipulación a granel es la manera más simple y más barata en mover los materiales, pero el material debe por supuesto ser de una naturaleza tal que, la mayor parte de su manipulación no destruya o dañe el material o cause algún peligro para su entorno. Además, la manipulación a granel, por lo general son en grandes cantidades.

Cuando se mueven piezas individuales con frecuencia son que los materiales que presentan gran tamaño, forma torpe, que está sujeto a los daños, y de dificultad para el agarre o de forma apoyada.

Los elementos individuales pueden ser combinados, o agrupados por lotes para formar una unidad como son los tambores, cajas, cajones, etc.

Esta nueva unidad se convierte, por supuesto, más grande y más pesada, lo que significa que, a menudo, tiene que ser trasladado por algún método que tenga mayor capacidad.

2.2.3.4 Planes preliminares de manipulación

Una vez clasificados los materiales, analizados y visualizados los movimientos en un diseño propuesto y obtenido un conocimiento y comprensión de métodos de manipulación tal como se utiliza en SHA, ahora los autores Muther y Haganäs (1969) sugieren que ya se está listo para llegar a decisiones preliminares acerca de métodos específicos de manipulación y / o planes. El desarrollo de los métodos preliminares es un número limitado de planes alternativos de manipulación de materiales.

Como se señaló anteriormente, se tiene un método determinado de sistemas, equipos y unidad de transporte. Cada método mueve un material determinado a lo largo de un camino. Los mismos métodos pueden ser utilizados por varias rutas o por varios materiales o diferentes métodos que pueden ser justificados. En cualquier caso, una combinación de métodos se llama un plan.

El método SHA planteado por estos autores llama a esta determinación de métodos de manipulación "enlace sistemático de ingeniería". Es "sistemático", dado que sigue un sistema organizado y lógico. Es "ingeniería", ya que determina la solución de análisis fundamentales de los hechos y es "enlace" porque el método que requieren los materiales y los movimientos, están vinculados en los distintos métodos con los demás.

2.2.3.5 Modificaciones y limitaciones

Por ahora se tiene una serie de planes preliminares. Todos ellos pueden ser válidos desde un punto de vista estrictamente de manipulación de materiales. Pero siempre hay una serie de consideraciones, modificaciones y limitaciones prácticas que también han de ser tenidas en cuenta. En muchos planes de manipulación de materiales ciertas modificaciones o limitaciones son siempre de interés. Estas los autores Muther y Haganäs (1969) lo indican a continuación:

1. La integración con los métodos de manipulación externa ya establecidos en una fase anterior.
2. Los requerimientos de producción de hoy y los planes de largo alcance de expansión y o cambio.
3. La integración con el proceso de producción o equipos de proceso.
4. Las empresas de servicios públicos y servicios auxiliares que están disponibles o que pueden proporcionar apoyo a los planes de manejo.
5. El diseño provisional o plan trazado propuesto y de sus limitaciones de espacio (cantidad, tipo y configuración).
6. Los edificios y su estructura física.
7. Restringido o limitado capital de fondos de inversión.
8. El proyecto en el calendario y el plazo otorgado o requerido para la planificación, negociación, aprobación, adquisición, entrega e instalación.
9. La cantidad idoneidad, o valor de los actuales equipos de manipulación y contenedores.
10. El equipo y las unidades de transporte que ya están diseñados y disponibles comercialmente, o que pueden ser desarrollados, diseñado y construido en el tiempo para el proyecto de instalación.

Si se cambia el diseño de la planta o la distribución de la planta, esto se convierte en una muy importante modificación. En primer lugar, un cambio de diseño no es una parte del análisis de manipulación de materiales.

Modificar el diseño hace volver a un modelo de procedimientos y volver a seguir los pasos que involucra la distribución de planta (análisis de movimientos y visualización de movimientos).

Si se quiere cambiar la disposición, por lo general tendrá nuevas distancias, nuevas intensidades y puede ser una nueva clases de material en nuestra líneas de flujo. Esto significa que se tiene que volver atrás y hacer un nuevo análisis de los movimientos de material y hacer una nueva visualización de movimientos basados en el nuevo diseño de plan o diseño alternativo propuesto.

2.2.3.6 Cálculos de requerimientos

En este apartado se considera relevante lo que plantean los autores citados anteriormente, los cuales señalan que generalmente se desea tener de dos a cinco planes alternativos y para cada uno de estos se tiene que:

1. Especificar los métodos para cada material en cada ruta:

Con el fin de estar seguros de entender los métodos que se proponen, probablemente se necesite más información específica acerca de la elección del método.

2. Explicar otros cambios:

Paralelamente a las especificaciones, está la necesidad de reconocer y registrar otros cambios. Esto incluye cambios que no son parte de la instalación a fin de que el plan de manejo pueda funcionar correctamente.

3. Cálculo del equipo y la mano de obra:

Al calcular el equipo, se deben adoptar las medidas oportunas para la máxima capacidad, peores condiciones estacionales y las condiciones o las horas punta. Dependiendo de la naturaleza del problema, a veces hacer dos series de cálculos para cada plan de manejo de materiales, uno para la media y una condición para la máxima requerimientos.

4. Cálculo de las inversiones y costos operacionales:

La base para la mayoría de las decisiones de gestión es el costo. Por lo tanto, cada plan de manejo tiene que ser evaluado desde un punto de vista de costes. Esto significa que para cada uno de los planes alternativos, tenemos que averiguar:

- ✓ Las necesidades de inversión: El total de los gastos necesarios para adquirir e instalar el plan. Esto incluye gastos de capital, gastos y cualquier aumento de capital de trabajo.
- ✓ Gastos de funcionamiento: El coste de explotación consisten en los costos fijos (costo de capital, otros costos fijos) y los costes variables (coste variable equipos, mano de obra).

2.2.3.7 Evaluación de alternativas

Para la evaluación de las alternativas, Muther y Haganäs (1969) señalan que generalmente se encuentra involucrado dos tópicos diferentes de análisis:

1. Comparación de costos:

Ellos indican que para la comparación de costos, se necesitan los requerimientos de inversión y gastos de funcionamiento. En la práctica, se tiene una selección de diferentes métodos de comparación de costos.

Sobre la selección de los métodos no se ha llegado a un acuerdo uniforme, incluso entre las autoridades que dominan este tema no han encontrado que método es mejor aplicar en cuanto a la comparación en función de los costos.

2. Factores Intangibles:

Estos autores señalan que además de cifras de costos, todos los proyectos de manejo de análisis implican también factores intangibles o consideraciones. De hecho, “es un poco sorprendente para algunos analistas que la selección final se basa en consideraciones intangibles tan a menudo como en la comparación de costos” Muther y Haganäs (1969). Los factores directamente cuantificables y que son los más comúnmente involucrados son los siguientes:

- Integración y con capacidad para servir al proceso de operaciones. Versatilidad y la adaptabilidad de los métodos de manipulación para el día a día las fluctuaciones en los productos, las cantidades y los plazos de entrega.
 - Flexibilidad (facilidad de cambiar o reparar los métodos instalado).
 - Facilidad de expansión futura de los métodos de manipulación.
 - Las limitaciones impuestas por los métodos de manipulación de la flexibilidad y la facilidad de expansión de la disposición y / o edificios.
 - La utilización del espacio.
 - Seguridad y limpieza.
 - Las condiciones de trabajo y la satisfacción de los empleados.
 - Facilidad de supervisión y control.
 - Frecuencia y gravedad de las posibles averías.
 - La facilidad de mantenimiento y la rapidez de las reparaciones.
 - Interrupción o perturbación de la producción y las formas conexas de confusión durante el período de instalación.
 - Calidad del producto y el riesgo de daños a los materiales.
 - Efecto sobre el tiempo de proceso.
 - Problemas personales de mano de obra, habilidades, capacidad de formación, la disposición de los trabajadores despedidos, cambios de descripción de puestos de trabajo, contratos de unión o prácticas de trabajo.
 - Disponibilidad de equipo necesario.
 - Amarre con la programación, control de inventario, documento de trabajo.
 - Efecto de las condiciones naturales de la tierra, el clima, el sol, la temperatura.
 - Compatibilidad con la manipulación de materiales que operan organizados.
 - Potencial de los retrasos, sincronización y las horas punta.
 - Servicios de apoyo necesarios.
 - Integración con instalaciones de almacenamiento.
 - Amarre el exterior en el transporte.
 - Tiempo para entrar en funcionamiento de la instalación, capacitación y depuración.
-

- La disponibilidad de capital o inversiones de dinero.
- De promoción o de relaciones públicas de valor.

Se puede decir que el método de Análisis Sistemático de Manejo de Materiales sugerido por Muther y Haganäs (1969), constituye un buen aporte teórico para la finalidad de este trabajo el cual es mejorar el sistema de manejo de materiales.

2.3 Planificación sistemática del diseño (SLP)

Dentro del recorrido teórico realizado hasta este momento el elemento planificación surge como un aspecto de relevancia para este trabajo. En tal sentido se pasará a revisar lo planteado por Muther (1968) y su propuesta denominada “Planificación y Proyección de la empresa industrial. Método SLP”. Conviene señalar que las siglas antes mencionadas se identificarán a lo largo de la presente sección.

Para realizar una planificación estructurada del diseño de planta o distribución de planta, se aplica un procedimiento sencillo representado en la figura 2.2 y que fue sugerido por el autor citado anteriormente.

Ya se indicó en el punto 2.2 (Análisis Sistemático del Manejo de Materiales) la importancia de efectuarse el análisis previo de los elementos claves como los son producto, cantidad, servicio, ruta y tiempo.

Para la aplicación de este procedimiento es fundamental el análisis del recorrido de los productos, es decir, las zonas operacionales o productivas. Además se realizan análisis a los servicios anexos que están comprendidos en el área. Estos dos puntos fueron establecidos en el punto 2.2.3.2 (distribución de Planta) donde se detallo la marea en que se debe realizar el diagnóstico al área planteada.

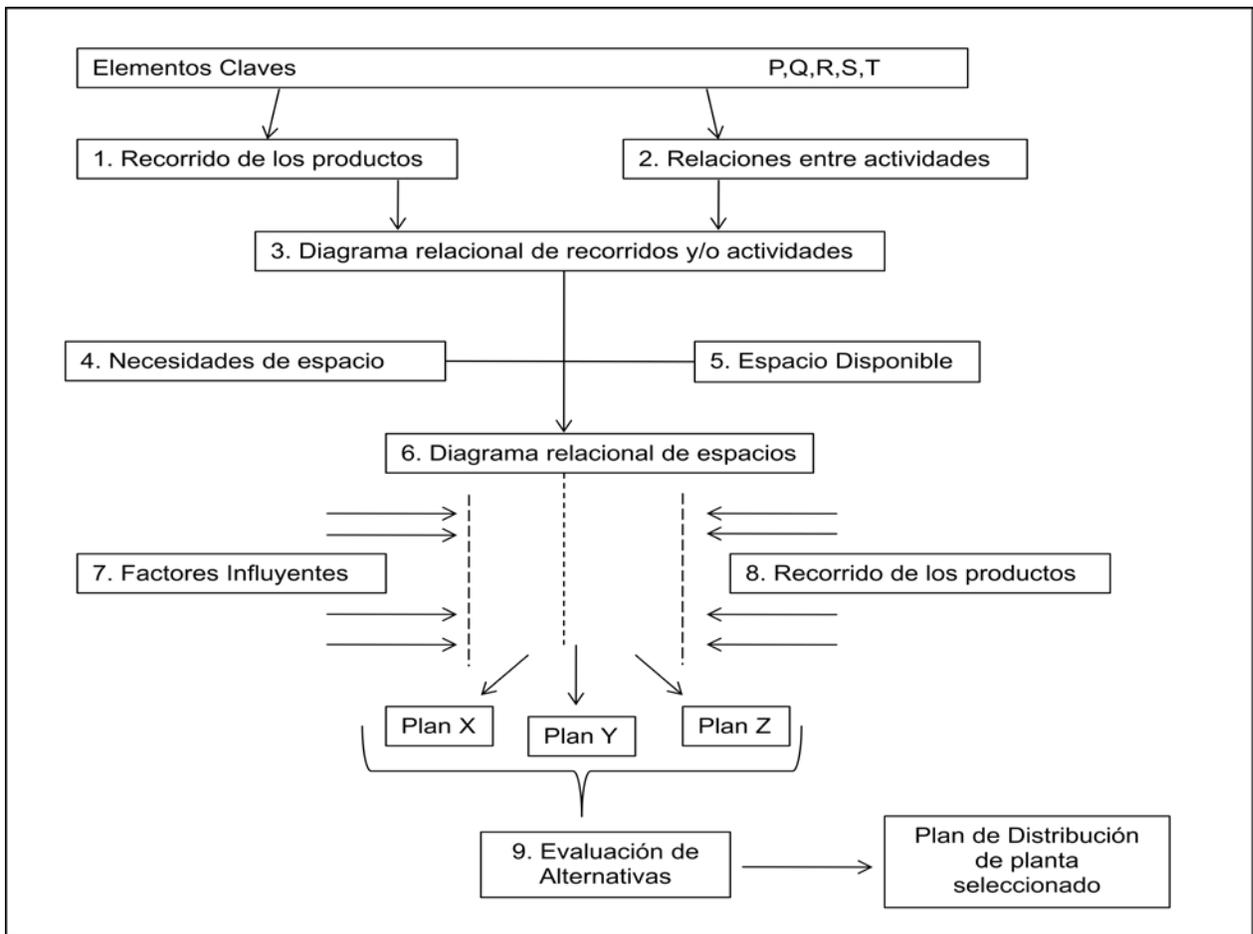


Figura 2.2 Procedimiento de preparación de un planteamiento o diseño de planta.

Fuente: Muther, (1968).

Visto lo anterior ya se ha superado hasta estos momentos los dos primeros puntos del procedimiento; ahora se establecerán los demás puntos.

2.3.1 Diagrama relacional de recorridos y/o actividades

En este paso se combinan los análisis del recorrido del producto y de los servicios anexos, con el fin de orientar geográficamente las actividades, servicios y zonas los unos respecto a los otros sin tener en cuenta el espacio que cada uno realmente requiere. En esencia los diagramas de recorridos y actividades son gráficos de cartografía.

Las normas utilizadas por el método SLP comprenden:

- Un símbolo por cada actividad.
- Una cifra convencional para cada actividad.
- Un número de trazos para la intensidad del recorrido o el valor de la aproximación.
- Un color convencional, igualmente para la misma intensidad o valor de aproximación.

Su empleo es facultativo.

Para proceder a realizar el trazado el autor sugiere que en primer lugar se empiecen a unir con su número de trazados correspondientes, las actividades que deban tener una proximidad absolutamente necesaria entre ellas, colocando el símbolo de cada actividad y la cifra correspondiente a la actividad. Esto se llevará a cabo sucesivamente en un orden decreciente respecto a la importancia.

Hay casos especiales a la hora del trazado, los cuales hay que tenerlos en cuenta según lo indica el autor Muther (1968):

- Cuando se dibuja el diagrama, hay oportunidades donde existen cantidades de actividades que pueden sobrecargar o embrollar el dibujo, en estos casos se dejan de indicar alguna actividad aunque este prevista.
- Cuando una actividad debe hallarse cerca de otras muchas, puede indicarse dentro de otro símbolo esa actividad, lo cual permitiría una mejor visión de las uniones del gráfico.
- Cuando una actividad se halla unida a un gran número de actividades, generalmente es un indicio para que la dividamos o la descentalicemos.

2.3.2 Determinación de los espacios

Hasta ahora se ha ignorado el espacio, de aquí en adelante se va a intervenir para cada actividad, en cuanto se tenga a punto las disposiciones de las distintas actividades.

El hecho de no haber tomado en cuenta los espacios hasta ahora, no quiere decir que el cálculo de ellos debe esperar que las actividades ya figuren en el diagrama. En realidad se puede ejecutar este cálculo en cualquier momento con tal de que hayan sido establecidas las actividades principales y anexas. Por lo general es necesario esperar por lo menos a que este hecho el análisis de producto vs cantidad y preferentemente que hayan sido preparados, recorrido de los productos y el diagrama relacional de actividades.

Hay cinco maneras fundamentales planteadas por el autor para determinar las necesidades de espacio, estas formas son:

- Determinación de los espacios por los cálculos.
- Determinación de los espacios por la conversión.
- Determinación de los espacios por las normas de espacio.
- Por planteamiento aproximado.
- Determinación del espacio por la tendencia de los ratios.

Los métodos por lo general más preciso son por la conversión o por el cálculo. El método basado en el cálculo implica el fraccionamiento del sector o actividad en subsectores y elementos de la superficie total. Mientras que el método de conversión consiste en determinar los espacios ocupados actualmente y transformar luego las cifras para el proyecto planteado; es decir, es necesario pasar el espacio existente a aquel que necesitamos desde ahora y efectuar después una conversión para cada zona elemental.

El método de conversión es sumamente práctico y aplicable sobre todo:

- a) Cuando debe hacerse el proyecto con rapidez.
- b) Cuando queremos determinar las necesidades de espacio solamente para las fases de integración externa.

- c) Cuando la naturaleza del trabajo en todas las zonas están variado y complejo que los cálculos detallados no son seguros.

2.3.3 Diagrama relacional de espacio

En una adaptación como esta se tiene tres distintas alternativas que se pueden plantear una de ellas sería combinar el espacio y el diagrama recorrido, otra es combinar el espacio con el diagrama relacional de actividades, o simplemente combinar el espacio con un diagrama combinado de recorrido y actividades. El método que se elegirá dependerá de la importancia relativa del recorrido de los productos y las relaciones con los servicios auxiliares, como de los factores influyentes o limitaciones existentes en el área.

2.4. Sistemas de transporte de materiales sólidos

Esta sección surge como un aspecto relevante en este trabajo debido a que ofrece la base teórica sobre de los distintos equipos o sistemas que se encuentran en función de manipular, mover o trasladar materiales sólidos ya sea a granel o embalados.

2.4.1 Sistema de transporte neumático

De acuerdo a Rachadell y Gómez (2002) los sistemas de transporte neumático se utilizan ampliamente en la industria para transportar materiales secos, finos y a granel porque son extremadamente versátiles, adecuados y económicos para muchos procesos. El transporte neumático de sólidos se ha practicado por más de un siglo en el mundo y hoy se puede encontrar sistemas de este tipo en las más variadas industrias: la minería, industria del cemento y construcción, química y farmacéutica, plásticos, de alimentos, papel, vidrio, energía, etc.

Por ejemplo, el transporte y descarga neumática de cemento, cal, azúcar, pellets plásticos en camiones a granel presurizados; sistemas de transporte e inyección neumática de concentrado de cobre seco a convertidores teniente, y sistemas similares para carbón pulverizado que alimentan calderas y hornos; sistemas de transporte neumático de fertilizantes, yeso, coke, cenizas, sal, alimentos, granos, aserrín, etc. en plantas de procesos; sistemas de captación y transporte neumático de polvo; etc.

Considera el autor que el objetivo principal de un sistema de transporte neumático es transportar materiales sólidos a granel desde un punto a otro por medio de un flujo de gas a presión, ya sea positiva o negativa, y a través de una cañería. Materiales particulados finos en el rango de los micrones hasta partículas de 20 mm se pueden transportar en forma horizontal y/o vertical, desde algunos metros hasta máximo dos kilómetros de distancia, y con capacidades de hasta 1000 t/h a través de cañerías de hasta 500 mm de diámetro.

Además señala que la principal ventaja del transporte neumático de sólidos a granel es que los sistemas son cerrados, y por lo tanto, no-contaminantes. El material transportado se “encierra” totalmente dentro de la cañería, lo cual protege al producto del medio ambiente y viceversa (al medio ambiente del producto en caso de transportar materiales peligrosos, explosivos, tóxicos, biológicos, etc.). Además, son sistemas muy limpios, adecuados para muchos y variados procesos, flexibles para cambiar de dirección, requieren de un reducido espacio y son fáciles de automatizar.

Indica así mismo que dentro de las desventajas es importante destacar que no todos los materiales particulados se pueden transportar neumáticamente a través de cañerías, sino sólo aquellos materiales secos, no cohesivos, de fácil escurrimiento libre por gravedad, y relativamente finos. Materiales frágiles pueden sufrir de excesiva atrición y materiales abrasivos pueden causar desgaste prematuro en las cañerías y codos.

Otras limitaciones del transporte neumático son el tamaño máximo de partícula, la capacidad máxima de transporte, la distancia a transportar y el mayor consumo de energía.

De acuerdo a la fuente citada (Rachadell y Gómez, 2002) las ventajas del transporte neumático, frente a otros tipos de transporte de materiales pulverulentos, son los siguientes:

- Facilidad para el trazado de las líneas de transporte, pudiendo salvar obstáculos de forma sencilla, colocando curvas y utilizando trazos en vertical o horizontal según convenga.
- Posibilidad de transportar una amplia gama de productos.
- Facilidad para la recolección de productos desde distintos puntos y de distribución a varios destinos utilizando una misma línea común.
- Bajo mantenimiento.
- Montaje sencillo y económico, es posible cubrir largas distancias con bajo coste por metro lineal de transporte.
- Limpieza y seguridad de fuga en el transporte, sobre todo cuando éste se realiza en depresión.
- Baja cantidad de residuo una vez realizado el transporte, lo que lo hace idóneo para productos donde se debe garantizar su transvase total una vez han sido dosificados.

Además la obra puntualiza que existen una serie de desventajas que conviene tener presente antes de decidirse por la implantación de un sistema de transporte neumático, éstas serían las siguientes:

- El transporte neumático puede resultar técnicamente complejo debido a los fenómenos físicos de flujo que aparecen en las líneas de transporte por lo que se requiere cierta pericia para su diseño.
 - Energía consumida superior a la de otros sistemas.
-

- Desgastes por abrasión en los equipos y en las tuberías cuando hay cambio de dirección.
- Disgregación en productos compuestos y posible ruptura de partículas para productos frágiles.

Para Rachadell y Gómez (2002) los elementos que constituyen un sistema de transporte neumático son cuatro, los cuales se presentan a continuación:

1. Elemento generador de presión: es el encargado de suministrar la suficiente energía mecánica al gas, para que éste, pueda arrastrar al sólido, entre los elementos generadores posibles están los ventiladores, las soplantes y los compresores.

2. Aportador de sólido: es un elemento importante y que requiere una atención especial, su diseño depende del tipo de sólido, del caudal, de la producción y de la presión requerida. Entre los elementos posibles se encuentran las rotoválvulas, los depósitos presurizables, los venturis y los tornillos sinfín. Estos elementos son los encargados de “inyectar” el sólido a la línea de transporte.

3. Línea de transporte: se trata del conjunto de tuberías, curvas, bifurcaciones, válvulas, etc. que se requieren para conducir el producto desde el punto de carga hasta su destino. Las dimensiones y características de estos elementos dependerán del tipo de producto, del caudal de sólido y gas, de la disposición de los puntos de origen y destino y de la presión de transporte.

4. Elemento separador: del sólido-gas, es el encargado de eliminar las partículas sólidas que el gas arrastra en suspensión. Los elementos que se utilizan para ello, pueden ser ciclones y filtros en todas sus modalidades. En buena parte de las instalaciones es aconsejable, utilizar una combinación de ambos con el fin de aprovechar la separación y a veces como clasificación granulométrica, evitando con ello un sobredimensionamiento del filtro.

Se proponen en esta obra varios criterios por los cuales uno puede clasificar los distintos tipos de transporte.

Atendiendo a la relación entre el peso del producto transportado y el peso del gas transportador, se pueden distinguir 2 tipos de sistemas:

- Transporte en fase diluida.
- Transporte en fase densa.

En fase diluida, se requieren grandes volúmenes de aire a alta velocidad, el gas arrastra al sólido manteniéndolo en suspensión, en este tipo de transporte los desgastes pueden ser importantes (dependiendo de la abrasividad del producto) y el gasto energético es elevado, dada la necesidad de vehicular gran cantidad de gas para arrastrar al sólido.

En fase densa, el volumen de aire es bastante menor, el sólido se transporta por empuje haciendo paquetes, se requiere por tanto una mayor presión y un volumen significativamente inferior de gas. El consumo energético, es más bajo, por el mayor aprovechamiento de la energía transmitida al gas. La velocidad de transporte es más baja y por tanto los desgastes menores, es el modo más aconsejado cuando el sólido es abrasivo. Atendiendo a la presión empleada en el transporte, se puede hacer una clasificación algo más amplia, de manera que se podrían disponer los sistemas en:

- Baja presión hasta 400 mm.c.a (Ventiladores).
- Media presión hasta 1 bar (Soplantes).
- Alta presión hasta 2.5 bar (Compresores de baja).
- Muy alta presión hasta 7.5 bar (Compresores).

Se propone además en la obra una tercera forma de clasificarlos es por el modo en el que se realiza el transporte:

- Transporte abierto en presión positiva, son los más utilizados, en ellos, el sólido se aporta a la línea una vez el gas ha sido presurizado aguas arriba, el gas, por lo general aire, se

toma del exterior y una vez realizado el transporte se expulsa al mismo.

- Transporte abierto en presión negativa, es el típico transporte en aspiración, en este caso el generador de presión está posicionado al final de la línea de transporte, el aire se toma del exterior cerca del punto de aportación del sólido y lejos del depresor, soltándose al exterior justo a la salida de éste.
- Sistema mixto, combina los dos casos anteriores.
- Sistema cerrado, en este caso el gas es reutilizado, se utiliza cuando se trata de sólidos tóxicos, radiactivos o se requieren unas condiciones especiales en el gas de transporte que pueden ser costosas de conseguir para su posterior desecho.

El autor en referencia considera que la selección del tipo de transporte, se realiza sobre todo, en función de la naturaleza del producto a transportar o de la exigencia particular de algunos de ellos, como pueden ser la granulometría, la no disgregación o el no recalentamiento del producto.

Para obtener una correcta elección del tipo de propulsor, del diámetro de la tubería para el transporte, de los consumos de gas y las presiones de trabajo, así como del diseño de la instalación, es necesario estudiar cada caso en función de unos parámetros que serían los siguientes:

- Caudal del sólido a transportar.
- Características del producto:
- Peso específico aparente.
- Granulometría.
- Humedad.
- Sensibilidad térmica.
- Fragilidad.
- Oxidación.
- Inflamabilidad.
- Grado de deslizamiento.
- Distancia, desnivel y distribución de los puntos de carga y de destino.

- Presencia de línea de gas (aire, nitrógeno) y presión disponible en la red.

2.4.2 Transporte por gravedad

Rachadell y Gómez (2002) en este aspecto indican que los equipos o aparatos incluidos dentro de esta clasificación se caracterizan por ofrecer un medio bastante económico para el transporte de materiales. El hecho de usar la fuerza de gravedad como fuerza motriz y al estar conformado por ninguna o pocas partes móviles hace que el desgaste de sus componentes sean mínimos y los costos de mantenimiento son prácticamente despreciables.

Por su naturaleza su uso está restringido al traslado de materiales en trayectorias inclinadas descendentes, aunque en algunos casos pueden utilizarse para movimientos en el plano horizontal.

2.4.3 Transportadores mecánicos

Los autores citados anteriormente también señalan que estos equipos se caracterizan por disponer por un sistema de impulsión que provee la energía necesaria para el movimiento de materiales. El uso de estos es bastante extendido en el medio industrial por la variedad de aparatos existentes que puede satisfacer una amplia gama de necesidades en lo relativo a capacidad trayectoria, naturaleza de los materiales, etc.

2.5 Manejo de materiales en almacenes

En este aspecto Rachadell y Gómez (2002) indican que la actividad de almacenamiento es necesaria para garantizar el resguardo de los mismos y su disponibilidad, ante la incertidumbre de las cantidades demandadas y los suministros necesaria.

Estos autores señalan que el diseño de las necesidades físicas destinadas a almacenes depende del material o los materiales a almacenar, del manejo de estos, de la cantidad máxima en inventario, de la forma de almacenarlos y donde almacenarlos.

La selección del tipo de almacén a utilizar debe basarse en las características de los materiales, sus empaques o recipientes que los contengan. Estos pueden ser de tres tipos: a) Almacenes completamente cubiertos y se utilizan cuando el material deba resguardarse contra las variaciones del clima, temperatura, lluvias o cuando requiera resguardarse bajo condiciones específicas de temperatura y humedad; b) Almacenes parcialmente cubiertos y c) Almacenes totalmente descubiertos. Estos dos últimos se utilizan cuando los materiales, empaques o recipientes, soportan las inclemencias del tiempo.

Por el tipo de material se presentan dos situaciones de almacenaje, tenemos los almacenes dedicados a materiales embalados y otros dedicados a almacenar materiales a granel.

2.5.1 Almacenamiento de materiales embalados o empaquetados

Para almacenar los materiales embalados los autores Rachadell y Gómez (2002) sugieren que se deben tener consideraciones generales para su diseño:

a) Lotes de mercancías: se refiere a la agrupación de un mismo material en sus diversas formas de presentación. El tamaño de estos es función del inventario y la frecuencia del movimiento de los materiales. La colocación de los materiales en lotes permite un mejor manejo y control de los mismos.

b) Pasillos: son los espacios del almacén destinados al tráfico de equipos y personas. Se consideran un espacio necesario pero improductivo, por lo tanto sus dimensiones deben ser las mínimas requeridas.

c) Capa: consiste en el arreglo de las unidades de producto sobre la plataforma o paleta horizontalmente, de manera uniforme y al mismo nivel.

d) Ruma: es un arreglo de varias unidades de cargas agrupadas en forma vertical, una encima de otra. La altura de la misma depende del equipo de manejo utilizado y la estabilidad de la carga.

e) Altura de los lotes: no puede ser ilimitada, estando restringida por los siguientes factores:

- Resistencia mecánica de las paletas o las estanterías.
- Resistencia de los envases que contienen el producto.
- La altura de elevación de los equipos de manejo utilizados.
- La estabilidad de la carga.
- La seguridad de la carga y las personas.
- La altura del almacén disponible.

f) Equipos de manejo: la escogencia previa del tipo de almacenamiento, conducirá a la selección de los equipos apropiados para el manejo de las cargas.

g) Paletas: una paleta es una plataforma diseñada para manejar materiales embalados, colocados convenientemente sobre ella, haciendo el arreglo por agrupación de las unidades de producto, de tal forma que se comporte como una carga unitaria para su manejo y almacenamiento. Estas se clasifican en:

- Paletas permanentes: son aquellas que se diseñan para ser usadas muchas veces antes de ser desechadas.
- Paletas desechables: son construidas con materiales livianos y económicos, ya que se usarán una sola vez.

- Paletas de una sola cara: este modelo consiste en una plataforma compuesta de varias tablas apoyadas sobre dos o tres listones Transversales. Solo se pueden usar con la plataforma hacia arriba y su empleo se limita al manejo de rums pequeñas.
- Paletas de dos caras: son dos plataformas separadas por unos listones llamados distanciadores. Cuando las dos caras son de idéntico material son reversibles. Cuando no son de idéntico material una será la cara de la carga y la otra la cara de apoyo.
- Paletas de dos vías: consiste en que los brazos del montacarga pueden introducirse en dos direcciones.
- Paletas de cuatro vías: consiste en que los brazos del montacarga pueden introducirse en cuatro direcciones.

Una vez revisado las consideraciones, los factores a considerar por estos autores en el desarrollo de los modelos de cargas serían:

1. Tamaño de los materiales.
2. Peso de los materiales.
3. Altura de la carga unitaria.
4. Pérdidas de espacio.
5. Falta de compactación.
6. Método de aseguramiento de las unidades de carga en los modelos.

2.5.2 Almacenamiento de materiales a granel

Rachadell y Gómez (2002) señalan que en una gran variedad de industrias, especialmente de procesos químicos, las materias primas, los productos terminados o ambos deben ser almacenados a granel por razones prácticas y económicas. Ya sea que se trate de partículas finas o grandes trozos, los principios fundamentales son los mismos, pero el tratamiento particular “dependerá de la naturaleza de los materiales, del uso que se les dará y de las cantidades a almacenar”.

En algunas situaciones deben protegerse los materiales de los agentes atmosféricos o necesitan mantenerse bajo condiciones de temperatura y humedad, por lo cual se hace necesaria la aplicación de contenedores o recipientes; en otras, las cantidades de materiales hacen prohibitivo el uso de estos dispositivos, resultando más ventajoso el empleo de montones o parques a la intemperie.

3. METODOLOGÍA

A continuación se presenta el tipo de investigación a desarrollar según los objetivos y la estrategia o diseño de la misma. De igual manera se planteará las herramientas y actividades necesarias para su elaboración.

3.1 Tipo de investigación

Según los objetivos planteados, la investigación a nivel de profundidad es de tipo proyecto factible debido a que durante el desarrollo de la misma, se pretende proponer un mejoramiento al sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados, ofreciéndose así una alternativa para mejorar la eficiencia del proceso. Para lograr afirmar que nuestra investigación es un proyecto factible nos apoyamos en el libro titulado “Como se elabora el proyecto de investigación” Balestrini (2001), donde se hace referencia en que “La investigación proyectiva consiste en diseñar o crear propuestas, dirigidas a dar soluciones específicas a un problema.” (pp.12)

Según la estrategia o diseño de la investigación es de tipo: diagnóstica, debido a que se intenta captar y reconocer sobre el terreno los componentes y las relaciones que se establecen en la situación estudiada, esto a fin de poder determinar o proponer los cambios que se dieran lugar en el proceso. Para llegar a la afirmación anterior nos apoyamos de igual manera en el libro anteriormente mencionado.

Para el desarrollo sistemático de la investigación (DSI) se plantea lo siguiente:

- Diagnóstico de la línea de operación de jugos concentrados.
- Definición de las materias primas que afectan en mayor proporción la fabricación de jugos.
- Selección de la alternativa tecnológica más adecuada en el manejo de los materiales.

- Diseño del sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados.
- Evaluación de la factibilidad económica del diseño planteado.

3.2 Diagnóstico de la línea operación de jugos concentrados

Mediante una serie de herramientas (entrevistas, tormentas de ideas y matrices de evaluación) y actividades programadas, se pretende reconocer, comprender y visualizar las necesidades y requerimientos que se presentan en la línea de operación de jugos concentrados. A continuación se plantean los medios o etapas a desarrollar para lograr el cumplimiento de este objetivo.

3.2.1 Descripción de las etapas que integran el proceso de jugos concentrados

Con el fin de reconocer y comprender las etapas que integran el proceso, se procedió a realizar un análisis cualitativo de la línea a través de visitas e inspecciones de dicha área, así como entrevistas con el personal involucrado en el proceso; esto fue efectuado por medio de una serie de herramientas que se presentan a continuación:

3.2.1.1 Reconocimiento de la línea de producción de jugos concentrados

Mediante la inspección del área, se buscó identificar los equipos del proceso, los instrumentos de medición, las materias primas como los productos involucrados con sus respectivos medios de transporte; además se observó el recorrido de los flujos y la metodología de trabajo en dicha área.

3.2.1.2 Comprensión detallada del proceso

En esta fase se mantuvieron conversaciones con todo el personal que labora día a día en la planta tales como: operadores, analistas de calidad, departamento de desarrollo y

mantenimiento; esto con el fin de profundizar el conocimiento del proceso, compartir vivencias y experiencias sucedidas en el área, así como también definir las variables involucradas en el proceso y el diagrama de planta del mismo. En la figura 3.1, se muestra el modelo de entrevista para conocer los componentes que conforman el proceso de jugos concentrados.

<p>UNIVERSIDAD DE CARABOBO FACULTAD DE INGENIERÍA EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A ENTREVISTA N º1 DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES QUE CONFORMAN EL PROCESO</p>
1. Materia prima utilizada para el proceso:

2. Equipos involucrados en el proceso y su función:

3. Cantidad de operadores:

4. Medidores instalados:

5. Variables a controlar:

Figura 3.1 Modelo de entrevista utilizada para identificar los componentes del proceso

En la tabla 3.1 se presentará la tabla en la cual se dan las especificaciones de los equipos

TABLA 3.1
ESPECIFICACIONES DE CAPACIDAD DE LOS EQUIPOS REPORTADOS EN LAS FICHAS TÉCNICAS DE LA EMPRESA

Equipo	Altura h (cm)	Largo L (cm)	Ancho A (cm)	Diámetro D (cm)	Observación

3.2.1.3 Elaboración de la distribución de planta de la línea de jugos concentrados

Una vez conocido cada uno de los componentes que conforman el sistema y las etapas que conforman el proceso mostrado en la figura 1.1, se procedió al diseño de un diagrama de distribución de planta actual, con él que se pretende explicar de una forma clara el recorrido de los flujos del sistema, equipos principales del mismo y metodología de trabajo.

3.2.2 Identificación de las necesidades y requerimientos del proceso

Esta fase consiste en dar respuesta a las causas que afectan el funcionamiento adecuado del proceso y que ejercen efectos negativos en la producción de jugos concentrados.

3.2.2.1 Elaboración de la tormenta de ideas

La Tormenta de Ideas es una generación de ideas en un ambiente de grupo, el cual se

encuentra bajo el principio de la suspensión del juicio o crítica. Un proceso como este funciona mejor con un grupo de personas cuando se siguen las siguientes reglas:

1. Tenga el problema claro y bien definido.
2. Se asigne a alguien que se encargue de escribir todas las ideas a medida que se produzcan.
3. Se conforme un grupo con el número requerido de personas.
4. Se asigne a alguien que se encargue de hacer respetar las siguientes reglas:
 - Suspenda el juicio o crítica.
 - Toda idea es aceptada y registrada.
 - Anime a las personas a construir sobre las ideas de los demás.
 - Anime a que se expresen las ideas "locas" o "fuera de foco".

Una vez dicho lo anterior, se debe efectuar como primer paso una tormenta de ideas, ya que permite reconocer una extensa gama de factores que inciden de manera negativa en la producción de jugos concentrados y facilita la estructuración más adelante de las causas que generan el mayor problema.

Para lograr construir la tormenta de idea es necesario en primer lugar, conocer las condiciones de operación que requiere cada uno de los equipos que conforman el proceso, para así conocer las posibles fallas dentro del funcionamiento de cada uno de ellos, así como del sistema global. Para ello se recopilan datos de operación de los equipos como temperatura, presión, tiempo de producción, tiempo muerto, como también observaciones de acontecimiento que se generen en estos equipos en el transitar del día.

Una vez establecida las condiciones de los equipos se procedió a realizar entrevistas a los operadores, supervisores, analistas de calidad y departamento de mantenimiento, donde se evidenciará las fallas existentes en dicha línea (Tormenta de Ideas). La herramienta utilizada para dicha encuesta se muestra en la figura 3.2:

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A
ENTREVISTA N ° 2
RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE
JUGOS CONCENTRADOS

1. Fallas a nivel de Maquinarias y/o Equipos:

2. Fallas a nivel de Operadores:

3. Fallas a nivel de Metodología, Seguridad y Medio Ambiente:

4. Fallas a nivel de Mediciones:

5. Fallas en los Materiales (Cantidad, propiedades físicas y químicas, calidad, otras):

Figura 3.2 Modelo de entrevista utilizada para reconocer las fallas en la línea

3.2.2.2 Elaboración de un diagrama causa – efecto

Para Pande, Neuman y Cavanagh, 2002, el Diagrama Causa-Efecto es llamado usualmente Diagrama de "Ishikawa" porque fue creado por Kaoru Ishikawa, es un método gráfico donde se organizan y representan las diferentes propuestas sobre las causas de un problema. En la actualidad existen tres tipo de diagramas de Ishikawa: método de las 6M' s, método flujo del proceso y método de estratificación o enumeración de causas, para estudio del trabajo de investigación se escogió el método de las 6 M' s debido a que se adapta a procesos que no se conocen con detalle. Este método consiste en agrupar las causas potenciales del problema en seis ramas principales correspondientes: mano de obra, métodos, máquinas, materiales, medición y medio ambiente. Estas causas potenciales pueden tener causas asociadas o sub-causas que derivan a la rama correspondiente, y así sucesivamente que conlleve a las causas reales o más influyentes. En la figura 3.3 se ilustra el esquema antes mencionado

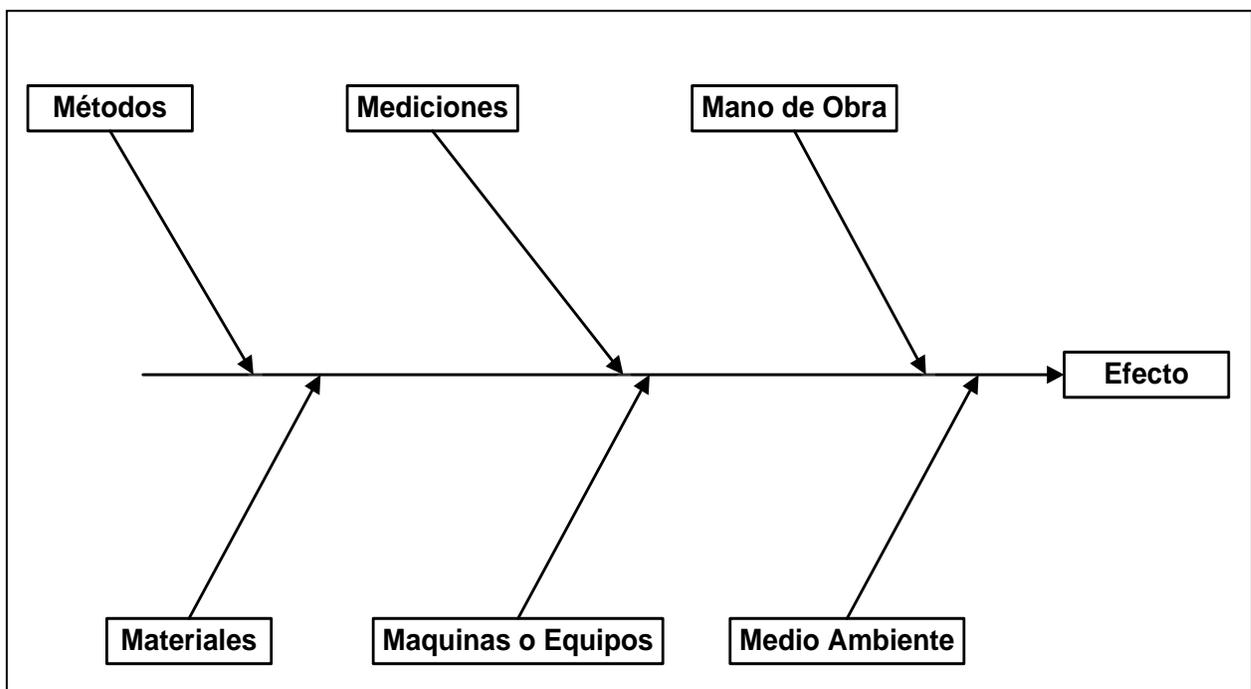


Figura 3.3 Esquema de Causa – Efecto correspondiente al método 6 M's. Fuente: Pande y Cols., 2002

La manera para elaborar un diagrama causa-efecto se muestra a continuación:

- Especificar el problema a analizar.
- Seleccionar el tipo de diagrama Ishikawa que se va a emplear.
- Realizar una tormenta de ideas para buscar todas las causas probables.
- Trazar un segmento horizontal cuyo extremo derecho se dibuja un recuadro, donde se escribe el efecto del problema y ubicar las causas principales en forma ramificada a la línea horizontal.
- Ubicar las sub-causas de acuerdo a su relación con las causas principales.

3.2.2.3 Elaboración de la matriz causa-efecto

Para Pande y Cols., 2002, la matriz es una herramienta de complemento del diagrama causa-efecto. Su objetivo es proporcionar un análisis cuantitativo de las causas obtenidos en dicho diagrama. Está matriz se elabora a partir del diagrama Ishikawa simplificado; es decir, en base a aquel donde se hayan descartados aquellas causas con menor probabilidad de ejercer un efecto sobre el problema. A continuación se describe los pasos a seguir para elaborar dicha matriz:

- Escribir y enumerar las causas para ser ponderadas en la tabla.
- Definir los efectos no deseados sobre el problema estudiado, para lo cual se tiene lo siguiente:
 - E1= Funcionamiento inadecuado del sistema.
 - E2=Incumplimiento de los parámetros de calidad en el producto.
 - E3= Riesgos laborales y ergonómico en el sistema de producción.
- Establecer una escala de valoración que exprese el grado de impacto sobre los efectos no deseados. La escala para el análisis cuantitativa:
 - 1: Impacto mínimo.
 - 2: Impacto leve.
 - 3: Impacto moderado.

4: Impacto elevado.

5: Impacto máximo.

- Determinar la ponderación de cada causa en base al total de la sumatoria de la valoración de los efectos.

Es de señalar que esta valoración a través de consultas con el personal técnico de plantas y asesoría de personas con experiencia en materia del problema, estaríamos identificando los requerimientos y necesidades de dicha línea. A continuación se muestra la herramienta utilizada para dicha matriz:

TABLA 3.2
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS MÁS SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Número	Causas	E1	E2	E3	Sumatoria

3.3 Definición de las materias primas que afectan en mayor proporción la fabricación de jugos concentrados

Haciendo uso de las herramientas anteriores y planteando diagramas de Pareto, se lograría establecer o definir las materias primas que causan el 80% de los problemas.

3.3.1 Elaboración del diagrama de Pareto

El Diagrama de Pareto es una gráfica en donde se organizan diversas clasificaciones de datos por orden descendente, de izquierda a derecha por medio de barras sencillas después de haber reunido los datos para calificar las causas. De modo que se pueda asignar un orden de prioridades.

Pande y Cols., 2002, indica que:

El nombre de Pareto fue dado por el Dr. Joseph Juran en honor del economista italiano Vilfredo Pareto (1848-1923) quien realizó un estudio sobre la distribución de la riqueza, en el cual descubrió que la minoría de la población poseía la mayor parte de la riqueza y la mayoría de la población poseía la menor parte de la riqueza.

Según este concepto, si se tiene un problema con muchas causas, podemos decir que el 20% de las causas resuelven el 80% del problema y el 80% de las causas solo resuelven el 20% del problema.

Por lo tanto, el Análisis de Pareto es una técnica que separa los "pocos vitales" de los "muchos triviales". Una gráfica de Pareto es utilizada para separar gráficamente los aspectos significativos de un problema desde los triviales de manera que un equipo sepa dónde dirigir sus esfuerzos para mejorar. Reducir los problemas más significativos (las barras más largas en una Gráfica Pareto) servirá más para una mejora general que reducir los más pequeños. Con frecuencia, un aspecto tendrá el 80% de los problemas.

En el resto de los casos, entre 2 y 3 aspectos serán responsables por el 80% de los problemas. La manera de utilizar el Pareto sería la siguiente:

1. Seleccionar categorías lógicas para el tópico de análisis identificado (incluir el periodo de tiempo).
2. Reunir datos. La utilización de una lista de chequeo puede ser de mucha ayuda en este paso.
3. Ordenar los datos de la mayor categoría a la menor.
4. Totalizar los datos para todas las categorías.
5. Calcular el porcentaje del total que cada categoría representa.
6. Trazar los ejes horizontales (**x**) y verticales (**y** primario - **y** secundario).
7. Trazar la escala del eje vertical izquierdo para frecuencia (de 0 al total, según se calculó anteriormente), de izquierda a derecha trazar las barras para cada categoría en

orden descendente. Si existe una categoría "otros", debe ser colocada al final, sin importar su valor. Es decir, que no debe tenerse en cuenta al momento de ordenar de mayor a menor la frecuencia de las categorías.

8. Trazar la escala del eje vertical derecho para el porcentaje acumulativo, comenzando por el 0 y hasta el 100%

9. Trazar el gráfico lineal para el porcentaje acumulado, comenzando en la parte superior de la barra de la primera categoría (la más alta)

10. Dar un título al gráfico, agregar las fechas de cuando los datos fueron reunidos y citar la fuente de los datos.

11. Analizar la gráfica para determinar los "pocos vitales"

3.3.2 Selección de las variables que más afectan la producción de jugos concentrados

Se seleccionan aquellas variables que causan el 80 % de los problemas de manejo de materiales. De esta forma se establece el orden de prioridad que deben abordarse para mejorar las condiciones del proceso.

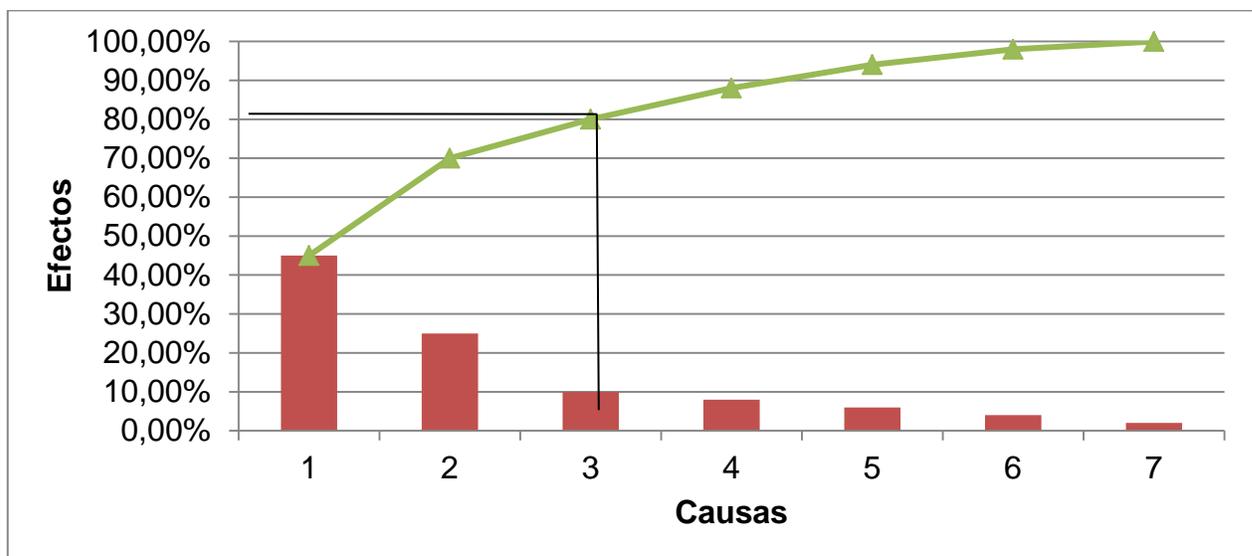


Figura 3.4 Diagrama de Pareto para seleccionar las variables que más afectan la producción de jugos concentrados. Fuente: Pande y Cols., 2002.

3.4 Selección de la alternativa tecnológica más adecuada en el manejo de los materiales, permitiendo así generar un producto de mejor calidad

El objetivo de esta etapa consistió en seleccionar la propuesta que proporcione mejoras en el sistema de manejo de materiales de la línea de producción de concentrados de jugos.

3.4.1 Revisión del proceso general de producción de jugos concentrados

Luego de definir las materias primas que afectan en mayor proporción la fabricación de jugo, recopilar información referente al proceso, antecedentes relacionados a los problemas tecnológicos en el manejo de materiales, entrevista con el personal, etc., se utilizó una tormenta de ideas para generar alternativas que requieren el proceso actual.

3.4.2. Elaboración de la tormenta de ideas

Se procedió a arrojar posibles soluciones al sistema a través de una tormenta de ideas, discutiendo tanto con el personal que labora en la empresa y conoce a exactitud el sistema, como también con personas que tengan dominio en el área de manejo de materiales que ayuden a implementar posibles mejoras, arrojando de esta manera alternativas para las etapas afectadas del proceso.

3.4.3 Planteamiento de las posibles alternativas que representen soluciones a la problemática existente en el proceso

Partiendo de la tormenta de ideas, se realizó una investigación de las nuevas tecnologías en el campo de sistema de manejo de materiales, mediante investigaciones o cotizaciones de algunas compañías, catálogos, libros y páginas Web. Se analizaron las ventajas y desventajas de cada alternativa generada en la tormenta de ideas como en la investigación y a través de los requerimientos del proceso y las variables

involucradas, se plantearon las alternativas que más se adaptan a la línea de producción de concentrados de jugos.

3.4.4 Comparación de las alternativas para el almacenamiento, transporte y envasado

Esto se realizó comparando cada una de las propuestas y haciendo uso de una matriz de ponderación. Los pasos para lograr el establecimiento de la alternativa más adecuada fueron los siguientes:

- La ponderación de las alternativas planteadas.
- La aplicación de la matriz de selección.
- La selección de la estrategia más adecuada.

Para la escogencia se utilizó una matriz de selección en el cuál se define los parámetros de discriminación y ponderación. Su construcción se llevara a cabo mediante los siguientes pasos:

1. Definir las alternativas que van a ser jerarquizadas.
2. Definir los criterios de evaluación.
3. Definir el peso de cada uno de los criterios:
 - Cada criterio tendrá un peso en la ponderación dependiendo de su importancia e influencia en el proceso. Estos serán evaluados en una escala del 1 al 100%.
4. Construir la matriz.
5. Definir la escala de cada criterio:
 - Para el caso en que vamos a definir la escala en el cual se van a evaluar cada uno de los criterios, estos se valoraran entre (1-5) siendo:

1. Muy malo
2. Malo
3. Regular
4. Bueno
5. Muy bueno

➤ Cada valor de la escala va a representar un porcentaje del peso que se asigna a cada uno de los criterios; es decir, si el valor es 1, el peso va hacer multiplicado por un 20%, visualizando que, este porcentaje de la escala representa el múltiplo de la matriz. A continuación se presenta el valor del porcentaje por cada escala:

- a) Si la escala fijada es 1, esto representa un 20 % del peso asignado
- b) Si la escala fijada es 2, esto representa un 40 % del peso asignado
- c) Si la escala fijada es 3, esto representa un 60 % del peso asignado
- d) Si la escala fijada es 4, esto representa un 80 % del peso asignado
- e) Si la escala fijada es 5, esto representa un 100 % del peso asignado

6. Valorar cada alternativa con cada criterio (usando las escalas y pesos definidos anteriormente).
7. Multiplicar el valor del peso, por el porcentaje de cada escala (Múltiplo).
8. Sumar todas las casillas de la alternativa y anotar el resultado en la casilla Total.

TABLA 3.3
MODELO DE MATRIZ DE SELECCIÓN DE EQUIPOS O TECNOLOGÍA

Factores	Peso (%)	Alternativas					
		Alternativa 1		Alternativa 2		Alternativa 3	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Sumatoria							

3.5 Diseño del sistema de manejo de materiales de la línea de producción de jugos concentrados

Para darle cumplimiento a este objetivo, como primer paso se determinará el área disponible de planta, la cantidad de materia prima a procesar y la cantidad de producto. Para obtener la cantidad de producto y la capacidad que se debe instalar en la planta, se debe establecer como primer paso la capacidad del sistema para ello se utilizan las siguientes ecuaciones: (Perry, Green y Maloney, 2000)

- Cálculo de la cantidad de flujo que se va a incrementar en la producción de jugos concentrados:

$$\dot{Q}_a = x_{producto} * \dot{Q}_q \quad 3.1$$

Donde:

$x_{producto}$: Es el porcentaje de aumento en la producción de jugos concentrados, (adim)

\dot{M}_a : Flujo de jugo concentrado que se desea aumentar, (gal/mes)

\dot{M}_q : Flujo de concentrado que se produce actualmente, (gal/mes)

Este flujo por exigencia de la empresa, va hacer el incremento que se debe hacer en la producción por los tres primeros años del proyecto. A partir de este año se mantendrá constante la producción. Este valor será la capacidad de real del proyecto. Este valor se calculo como sigue: (Perry y Cols., 2000)

$$\dot{Q}_{aproducir(i)} = \dot{Q}_{producido(i-1)} + \dot{Q}_a \quad 3.2$$

Donde:

$\dot{Q}_{aproducir(i)}$: Flujo de jugo concentrado a producir en el año i, (gal/año)

$\dot{Q}_{producido(i-1)}$: Flujo de jugo concentrado producido en el año i-1, (gal/año)

i : Intervalo de año que dura el proyecto entre 0 a 5 años, (adim)

- Cálculo de la capacidad instalada:

La capacidad que se debe instalar en la planta se va a calcular de la siguiente manera: (Perry y Cols., 2000)

$$C_I = \frac{C_a}{\frac{D_l}{D_t}} \quad 3.3$$

Donde:

C_I : Capacidad instalada, (gal/año)

D_t : Total días del año, (días)

D_l : Total días laborales, (días)

- Cálculo de la capacidad del sistema:

La capacidad del sistema se va a obtener, utilizando la siguiente ecuación: (Perry y Cols., 2000)

$$\dot{Q}_{sistema} = \frac{\dot{Q}_{aproducir(i)}}{D_{laborales}} \quad 3.4$$

Donde:

$\dot{Q}_{sistema}$: Flujo del sistema por día de trabajo, (gal/día)

$D_{laborales}$: Días laborales en el año, (días)

- Cálculo del tiempo productivo: (Perry y Cols., 2000)

$$T_{productivo} = T_{día} - T_{descontado} \quad 3.5$$

Donde:

$T_{productivo}$: Tiempo de producción por jornada laboral, (minutos/jornada)

$T_{día}$: Tiempo total por jornada laboral, (minutos/jornada)

$T_{descontado}$: Tiempo descontados en una jornada de trabajo, (minutos/jornada)

- Cálculo del número de lotes a producir por día:

$$\#Lotes = \frac{\dot{Q}_{sistema}}{V_{producción}} \quad 3.6$$

Donde:

$V_{producción}$: Volumen de jugo concentrado que produce un mezclador, (L)

$\#Lotes$: Cantidad de lotes que se van a producir por jornada laboral, (lotes/día)

Una vez seleccionada las alternativas más adecuadas, determinado el espacio que se dispone y los flujos a manejar, se procede al dimensionamiento de los equipos propuestos, a través de modelos matemáticos y/o especificaciones de los proveedores.

Luego de dimensionar los equipos se procede a la aplicación del método SLP planteado en el capítulo anterior, donde se generaran 2 alternativas de distribución de planta y se seleccionara mediante una matriz de selección (como la mencionada anteriormente) la propuesta que más se adapte a los requerimientos y necesidades de la empresa.

TABLA 3.4

MODELO DE MATRIZ DE SELECCIÓN DE NUEVA DISTRIBUCIÓN DE PLANTA

Factores	Peso (%)	Alternativas			
		Alternativa 1		Alternativa 2	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Sumatoria					

3.6 Evaluación de la factibilidad económica del diseño planteado

3.6.1 Determinación de los factores para la inversión inicial

La inversión inicial del sistema viene dada por todos los equipos, tuberías y accesorios nuevos a implementar en la línea de producción, así como también un fondo de reserva en donde se puedan iniciar las operaciones, la inversión inicial consta de la sumatoria del Capital Fijo y el Capital de Trabajo.

El Capital de trabajo comprende aquella porción inicial destinada a la compra de los activos fijos tangibles e intangibles. Mientras que el Capital Fijo es la cantidad de dinero necesario para cubrir los requerimientos mínimos de activos circulantes, es decir los fondos necesarios para cubrir los gastos antes de que se produzcan los primeros ingresos.

a) Costo de los equipos a usar: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\begin{aligned} \text{Costos de los equipo} = & \text{Cant. Equipo}_1 * \text{Costo}_1 + \text{Cant. Equipo}_2 * \text{costo}_2 + \dots & 3.7 \\ & \dots + \text{Cant. Equipo}_{(i)} * \text{Costo}_{(i)} \end{aligned}$$

Donde:

Costosequipo: Costos producidos por los equipos, (\$)

Cant. Equipo_(i): Cantidad de equipos empleados de un mismo tipo. (Adim).

Costo_(i): costo unitario del equipo, (\$).

i: Tipo de equipo, (adim)

b) Costo de instalación de los equipos

Se emplea la relación donde es el 30% del costo de los equipos principales, para obtener el valor de la instalación de los mismos: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Equi.Instalados} = 0.30 * \text{Costo de los equipos} \quad 3.8$$

Donde:

Equi. Instalados: Costo de instalación de los equipos, (\$).

c) Determinación de los factores para la inversión inicial. Factor de Actualización del costo del equipo

El ajuste del costo del equipo se realiza: (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$\text{Costo}_{deseado} = \text{Costo}_{referencia} \times \text{Ajuste}_{capacidad} \times \text{Ajuste}_{tiempo} \quad 3.9$$

Donde:

Costo_{deseado}: Costo del equipo que se desea estimar, (\$).

Costo_{referencia}: Costo del equipo que se le hace referencia para calcular el costo deseado, (\$).

Ajuste_{capacidad}: Ajuste en función de la capacidad del equipo.

Ajuste_{tiempo}: Ajuste de precio en función del tiempo.

- Ajuste por capacidad, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$\text{Ajuste}_{capacidad} = \left[\frac{(\text{Capacidad}_{requerida})}{(\text{Capacidad}_{conocida})} \right]^n \quad 3.10$$

Donde:

Capacidad_{requerida}: Capacidad del equipo que se requiere, (adim).

Capacidad_{conocida}: Capacidad del equipo de referencia, (adim).

n: Factor que depende del equipo, (adim)

- Ajuste por tiempo, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$Ajuste_{tiempo} = \frac{\text{Índice}_{actual}}{\text{Índice}_{referencia}} \quad 3.11$$

Donde:

Índice_{actual}: Índice económico para la actualidad (adim).

Índice_{referencia}: Índice económico para el año de referencia (adim).

Para el sistema neumático que se desea emplear en la empresa se va a tomar el valor de n como el promedio de un ventilador con motor incorporado, el rango esta entre 0,16-0,96 y el promedio es 0,56. Los valores de n se muestran en los apéndices

d) Inversión inicial

Es la cantidad de dinero que la empresa va a invertir en el proyecto; consta de dos partes: el capital fijo CF y el capital de trabajo CT. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$I = CF + CT \quad 3.12$$

Donde:

CF: Representa el capital fijo, (\$).

CT: Capital de trabajo (15% del CF).

- Capital Fijo: Viene dado por el costo de los equipos, además del costo de instalación así como el costo de entrenamiento de los operadores y los imprevistos que puedan suceder durante la instalación, tanto el entrenamiento como los imprevistos representan el 5% del costo de los equipos adquiridos. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$CF = AFT + AFI \quad 3.13$$

Donde:

AFI: Activo fijo intangible, (\$).

AFT: Activo fijo tangible, (\$).

Finalmente el capital fijo viene dado por: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\begin{aligned} \text{CF} = & \text{adquisición de maquinaria + instalación + imprevistos +....} & 3.14 \\ & \text{....+ entrenamiento de operarios} \end{aligned}$$

Donde:

Adquisición de maquinaria: Costo de los equipos, (\$).

Instalación: Costo de instalación de los equipos principales, (\$).

Imprevistos: (5% del costo de los equipos), (\$).

Entrenamiento de los operarios: (5% del costo de los equipos), (\$).

El capital de trabajo representa el 15 % del capital fijo.

$$\text{CT} = 0,15 * \text{CF} \quad 3.15$$

3.6.2 Costos operacionales

Son los desembolsos que se requieren para que el proyecto una vez puesto en marcha continúe operando normalmente y vienen dados por los siguientes factores:

- Materia prima y otros materiales.
- Personal (Sueldos y salarios).
- Mantenimiento y repuestos.
- Combustible y energía.
- Distribución y ventas.
- Promoción y publicidad.
- Administración.

- Otros.

Para criterio de la tesis se va a tomar los costos operacionales como 15 BsF por galón producido de jugo de concentrados, se va a tomar en cuenta aparte los sueldos del personal de la línea. Viene dado por la siguiente ecuación, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$C_{op} = MP + S + Mant. \quad 3.16$$

Donde:

MP: costo de la materia prima empleada anualmente, (\$).

S: salarios de los operarios que operan en el proceso. (Sueldo mínimo), (\$).

Mant: 2% del capital fijo, (\$).

a) Costos de Materia Prima: Costo asociados a la compra de materia prima: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$MP = \sum (Cant. MP * CostoMP) \quad 3.17$$

Donde:

Cant. MP: cantidad en Kg de materia prima empleada, (kg).

Costo MP: Costo de la materia prima, (\$/kg).

b) Salario de los operarios: Costo asociado a los salarios de los operarios: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$S = \sum S_{op} \quad 3.18$$

Donde:

S_{op}: Salario anual de los operarios, (\$).

c) Mantenimiento de los equipos: Costo asociado al mantenimiento de los equipos adquiridos. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Mant} = 0,02 * \text{CF} \quad 3.19$$

Una vez determinado los costos de los equipos, instalación y mantenimientos de los mismos, así como también el consumo de energía, entre otros, se realiza el estudio económico que contempla lo siguiente:

3.6.3 Ingresos brutos

Representa el producto de la venta de los concentrados de jugos producidos. Es necesario conocer el precio de venta y el volumen de los mismos vendidos cada año. A continuación se muestra la manera de calcular los ingresos brutos:

a) Ingresos a obtener: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$VJC = \text{Cant. Jugo} * \text{Precio} \quad 3.20$$

Donde:

Cant. Jugo: Galones de jugos vendidos por mes.

Precio: Precio del galón de jugo, (\$).

b) Ingresos anuales: A partir de la cantidad de jugos vendidos al mes, se determinan los ingresos anuales por la venta del concentrado de jugo de la siguiente manera, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$I_{VJC} = VJC * 12 \quad 3.21$$

Donde:

I_{VJC} : Ingresos anuales de la venta de los jugos concentrados.

3.6.4 Impuesto sobre la renta

Es el impuesto que se le debe pagar al SENIAT por la obtención de beneficios. Es la remuneración que deriva de la obligación que tienen las personas naturales y jurídicas de retribuirle un porcentaje de las ganancias al estado. Este impuesto viene dado por las Unidades Tributarias, dependiendo de la cantidad el porcentaje de interés varía como se muestra en la siguiente Tabla, referida al artículo 52 de la Ley de Impuestos Sobre La Renta:

TABLA 3.5
PORCENTAJE DEL IMPUESTO SOBRE LA RENTA EN FUNCIÓN DE
LOS INGRESOS NETOS GRAVABLES EN UNIDADES TRIBUTARIA

Tarifa (U.T)	
Por la fracción comprendida hasta 2000.....	15%
Por la fracción comprendida hasta 3000.....	22%
Por la fracción comprendida a partir de 3000.....	34%

Fuente: Ley de Impuesto Sobre La Renta (2006). Gaceta Oficial N° 38.529. Art.52

Estos ING se calculan restando los costos operaciones, la depreciación de los equipos y la amortización intangibles a los ingresos brutos.

Para calcular el ISR, se debe conocer lo siguiente:

a) Depreciación de los equipos: Representa el valor de pérdida de costo de los equipos adquiridos, a consecuencia del período de uso, (Alvarado y Bentacourt, 2005).

$$D_{(t)} = \frac{(CF_i - V_R)}{n} \quad 3.22$$

Donde:

CF_i: Costo del equipo, (\$).

V_r : Valor residual (10% del valor del equipo), (\$).

N : Vida útil del equipo, años.

b) Valor en libro: El valor en libros de un activo viene dado como la diferencia entre su valor original y la depreciación acumulada hasta el año que culmina el proyecto.

Para calcular el valor del libro de un equipo se debe saber el tiempo de vida y el costo para poder obtener la depreciación que tiene cada año, con estos datos se puede saber el valor estimado del equipo en la culminación del proyecto, (Alvarado y Bentacourt, 2005).

$$VL_{C/E} = \text{Costo del equipo} - t_p * \text{Depreciacion} \quad 3.23$$

Donde:

$V_{L_{C/E}}$: Valor en libro de cada equipo, (\$).

T_p : tiempo de duración del proyecto, años.

c) Valor en libro de todos los equipos:(Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$VL = \sum VL_{C/E(1-n)} \quad 3.24$$

VL : Valor en libro de todos los equipos (\$).

d) Amortización de intangibles A_i

Es el valor de los imprevistos dividido entre la cantidad de años de vigencia de la empresa, que en este caso será entre 5 años, dando un valor constante para los años de vigencia del proyecto.

El valor de los imprevistos representa el 5% del costo de los equipos, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$A_i = \frac{Imp}{TP} \quad 3.25$$

Donde:

A_i : Amortización de intangibles, (\$/año)

e) ING (\$) ingreso neto gravable

Es la ganancia neta que obtiene la empresa, después de restarle los costos operacionales, la depreciación de los equipos, la amortización de intangibles, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$ING = I_{VJC} - C_{OP} - D_{(t)} - A_i \quad 3.26$$

Donde:

ING (\$): Ingreso neto gravable (\$).

d) Ingreso neto gravable por unidades tributarias ING (UT)

Es la representación de los ingresos netos gravables por las unidades tributarias, sabiendo que 1UT: 46,10Bs.F, Este valor se obtiene a través de la siguiente ecuación, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$ING (UT) = ING (BsF)/1UT \quad 3.27$$

Donde:

ING (UT): Ingresos netos gravables, ((\$)/UT).

Finalmente para el cálculo del impuesto sobre la renta ISR se calculó con la siguiente ecuación, (Ley de Impuesto Sobre La Renta. Gaceta Oficial N° 38.529 del año 2006):

$$\text{ISR} = (\text{De } 0 \text{ hasta } 2000 \text{ U.T.}) * 0,15 + (\text{De } 2001 \text{ a } 3001 \text{ U.T.}) * 0,22 + \dots \quad 3.28$$

$$\dots + (\text{De } 3001 \text{ U.T. en adelante}) * 0,34$$

Donde:

ISR: Impuesto sobre la renta, (\$).

3.6.5 Flujo del año 0

Representa los ingresos o egresos del año inicial del proyecto, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$F_0 = -CF - CT \quad 3.29$$

Donde:

F_0 : Flujo de ingresos para el año inicial del proyecto, (\$/año)

3.6.6 Flujo años (1 a 5)

Representa los ingresos o egresos de los años siguientes a la implantación de la propuesta, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$F_{(t)} = (I_{VJC}) - C_{OP} - D_{(t)} - \text{ISR} \quad 3.30$$

Donde:

$F_{(t)}$: flujos monetarios de los años 1 al 5, (\$).

I_{VJC} : Ingresos por la venta de los concentrados de jugos, (\$).

ISR: Impuesto sobre la renta.

3.6.7 Flujo del año 5

Representa los Ingresos o egresos en el año de culminación de la implantación de la propuesta, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$F_3 = I_{VJC} + CT - Cop_{(t)} + VL - D_{(t)} - ISR \quad 3.31$$

Donde:

F_3 : Flujo monetario para el año 3, (\$)

3.6.8 Indicadores de rentabilidad

Para determinar la factibilidad del proyecto, los indicadores de rentabilidad deben cumplir con lo siguiente: el valor actual sea mayor a cero y que la tasa interna de retorno sea superior a la tasa de interés empleada en la determinación del valor actual, y si la cantidad de años para recuperar la inversión inicial (TP) es menor al tiempo de vida de proyecto (TPC), este se considera factible.

3.6.8.1 Valor actual

El método del valor actual se emplea porque transforma todos los ingresos y egresos futuros en dinero en la actualidad, si este valor es positivo, entonces los ingresos son mayores que los egresos.

El valor actual representara la actualización de los flujos monetarios netos, si el valor es superior a cero indica que se obtiene un beneficio, por lo tanto para que el proyecto sea rentable, los ingresos generados por las alternativas a implementar debe ser mayor a los costos, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$VA(i) = -F_0 + F_1 * (P/S_{i,1}) + F_2 * (P/S_{i,2}) + F_3 * (P/S_{i,3}) + \dots + F_n * (P/S_{i,n}) \quad 3.32$$

Donde:

VA (i): Valor actual, (\$).

(P/S_{i,n}): Factor de actualización, (adim).

F_i: Flujos monetarios de cada año, (\$).

3.6.8.2 Equivalente anual

Representa el beneficio o la pérdida equivalente en forma de una serie anual uniforme, un proyecto es rentable si los ingresos son lo suficientemente grandes para cubrir todos los costos y la tasa mínima de rendimiento, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$EA (10\%)=VA*[R/P_{i,n}] \quad 3.33$$

Donde:

EA: equivalente anual, (\$).

[R/P_{i,n}]: Factor de recuperación de capital, (adim).

3.6.8.3 Tasa interna de retorno

Expresa el beneficio neto anual que se obtiene en la relación con la inversión para recuperar el comienzo de cada año. Si el valor obtenido es mayor al factor de interés (i) empleado, esto indica que se obtiene un beneficio anual para recuperar la inversión realizada al finalizar la vida del proyecto, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$0 = -F_0 + \frac{F_1}{(1+i)^1} + \frac{F_2}{(1+i)^2} + \frac{F_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad 3.34$$

Donde:

i: Tasa interna de retorno, (%).

3.6.8.4 Tiempo de pago

Esto representa el tiempo en años requeridos para que los flujos monetarios netos recuperen la inversión inicial a una tasa mínima de rendimiento igual a 0, (Alvarado y Bentacourt, 2005):

$$-II + \sum_{t=1}^r F_t = 0 \quad 3.35$$

4. DESEMPEÑO ACTUAL DEL PROCESO

En este capítulo se presenta un análisis descriptivo de los resultados obtenidos a través de un diagnóstico a las etapas de producción de la línea de jugos concentrados, esto con la finalidad de poder identificar las necesidades y requerimientos de dicha producción y determinar que materiales van a ser transportados de manera más eficaz.

4.1 Diagnóstico de la línea de producción de jugos concentrados

El diagnóstico se efectúa con la finalidad de contar con valores reales que sirvan como punto de partida para el estudio detallado del proceso, permitiendo así identificar las variables críticas en el, las condiciones de operación, sus necesidades y requerimientos.

4.1.1 Descripción del proceso

Mediante observación sistemática del proceso, entrevistas con el supervisor y gerente de producción, se reconoció la línea de jugos concentrados, donde se identificó que en dicha área existen cuatro marmitas para la operación de mezclado y donde una de ellas está dañada por problemas de diseño, tuberías de vapor y de agua, conexiones eléctricas, dos tanques de almacenamiento de producto terminado, tres mesas para el envasado del producto, un tanque de almacenamiento de agua para el proceso de jugos concentrados, un tanque de agua para el proceso de producción del estabilizante y un mezclador para producción del estabilizante. Se observó que el traslado de las materias primas al proceso es de forma manual, de la misma manera es el traslado del producto y su envasado.

Una vez reconocido el área, se procedió a comprender con más detalles la línea de producción, para ello se conversó con el personal que labora día a día en dicha área

como lo son los operadores, supervisores y analistas de calidad. Para describir con más detalle los componentes que conforman el proceso se utilizó la figura 3.1.

Al evaluar las entrevistas realizadas (Ver tablas B.1, B.2 y B.3 del Apéndice B) se identificaron algunos puntos relevantes, uno de ellos son las cantidades de operadores por cada marmita. Es de esperarse que por ser un proceso en el cual se manipule la mayoría de las materias prima, se tenga una cantidad que se encuentra entre 14 a 16 operadores por producción, siendo esta situación delicada ya que, mientras más manipulación de materiales se tengan que hacer de forma manual, más expuesto se estará a accidentes laborales y/o pérdidas en la producción, llegando entonces a la premisa de que el mejor manejo que se puede hacer de un material es no hacerlo; sin embargo este es un ideal que nunca será logrado, ya que siempre el material se va a recibir, clasificar, contarse, moverse, almacenarse, procesarse y despacharse, generando esta situación la más mínima posibilidad de eliminar totalmente la manipulación de materiales, pero a su vez también plantea que si se toman las acciones necesaria para reducir el manejo de materiales, más competitivo será el producto.

Otro punto relevante que se identificó fue la materia prima, ya que al observar las entrevistas, se plantean una cantidad considerable de ellas para la producción de jugos concentrados, las cuales deben ser manipuladas de forma eficaz porque simplemente para que el proceso de producción sea exitoso, dependerá del estado físico y químico de dichas materias primas.

Por último, como punto relevante que se identificó, fueron los equipos instalados en el área, que a pesar de tener una capacidad instalada (Ver tabla B.4 del Apéndice B) para producir la demanda que requiere la empresa la cual es de 200000 galones/mes, la falta de automatización del proceso genera el déficit en la producción.

Al tener claros los componentes que conforman el proceso, se plasmó en la figura 4.1 la

cual se muestra a continuación, la distribución de la planta cuando están en las condiciones más apremiantes; es decir, cuando están en operación las 3 marmitas y se está envasando los primeros lotes de cada una. A continuación se describirá de manera más explícita lo que se está representando en la figura 4.1:

- Se encuentran apiladas 96 canastas plásticas, que se utilizan para guardar el producto terminado, antes de ser embalado y almacenado en otra área. Dichas canastas abarcan un área importante en la línea de producción y se encuentra indicada con el número 16.
- En la esquina inferior del lado derecho se encuentra un tanque de agua, esta indicado con el número 6. También abarca un área en donde se puede utilizar para otras funciones, aparte de eso se rebosa varias veces al día, por no tener un sistema automático que cierre el suministro de agua, desperdiciando de esta manera varios galones de agua que pueden ser muy útiles para el proceso.
- Las escaleras que se encuentran en esa área son de diferentes tamaños, no hay un patrón que sirva de orientación con la dimensión requerida para el sistema para las condiciones laborales de los operadores, de hecho la más pequeña tiene una medida de 1,48 m de largo y 0,43 m de ancho. Estas estructuras metálicas no son fijas al piso, por lo que es un riesgo laboral alto en el momento del traslado de la materia prima hasta la marmita.
- Las marmitas son de diferentes dimensiones, con la excepción de la 2 y la 3 que poseen el mismo volumen. La marmita 4 está dañada, por un mal diseño que se realizó, el material no resistió la presión de 30 psi y se deformó por dentro. Este equipo se encuentra desperdiciando espacio físico. En la tabla B.4 se encuentran las dimensiones de los equipos.
- En el sistema están ubicadas unas mesas de acero inoxidable (10, 11,12), se utilizan para envasar manualmente el producto. Generalmente se encuentran 3 operadores, uno envasa, el otro limpia el recipiente envasado y el tercero chequea las características del estándar de calidad. Las distancias entre las mesas 11 y 12 es muy reducido para los operadores.

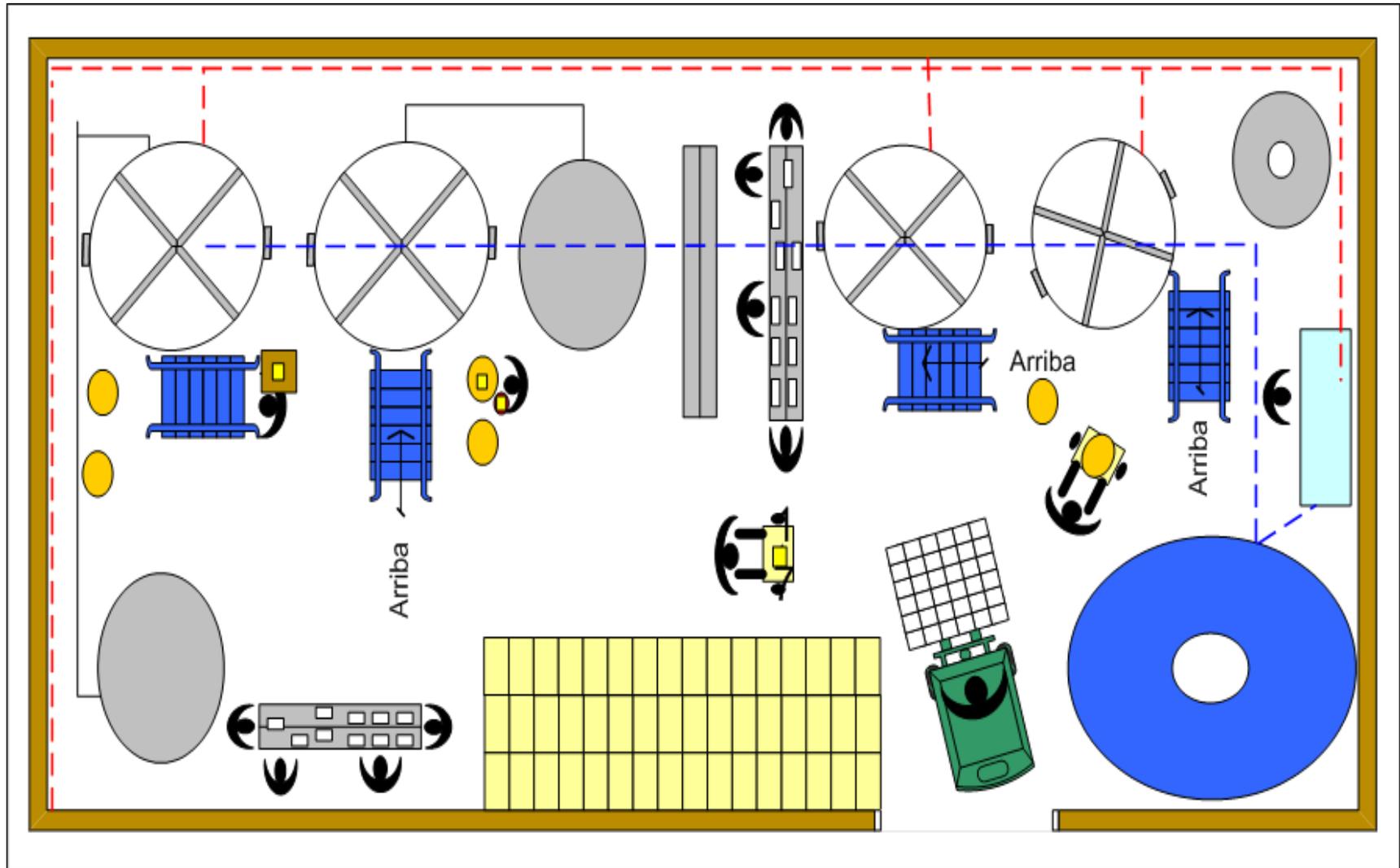


Figura 4.1 Distribución de planta visto desde arriba del proceso de producción de jugos concentrados en la Empresa Procesadora Naturalyst S.A.

- El 9 indica un tanque de agua caliente, se utiliza para alimentar el mezclador (5) y preparar el estabilizante A. Este tanque se encuentra abierto al ambiente y es calentado directamente con una manguera que suministra vapor. El espacio entre el mezclador y el tanque es muy limitado para el operador.
- En el pasillo se encuentra un montacarga, el suministra las paletas (16) que contienen los envases plásticos. Su permanencia es poca en el proceso, pero el espacio no es adecuado para que transite este vehículo (19).
- Los operadores con la ayuda de una carrucha trasladan las canastas plásticas con el producto envasado a su destino de embalaje (17).
- Los barriles de pulpa (20) los trasladan manualmente a la línea de producción. Con la ayuda de una carrucha al sistema y de ahí a las marmitas con un balde (21).

Luego de describir cada estructura del esquema, se puede visualizar de mejor manera el proceso en este punto. Ese en un momento en donde se esta descargando el producto de la marmita 1, los operadores se encuentran envasando a una temperatura no menor de 75°C, para mantener la temperatura de pasteurización, se mantiene en todo momento calentando y agitando el producto, parte de él salpica hacia el área de envasado que se encuentra a menos de 50 cm. Esta situación es un alto riesgo para que ocurran quemaduras en el proceso. Hay un constante movimiento de materiales, como el producto envasado que sale con la ayuda de una carrucha y la entrada del montacargas en pleno proceso que traslada las paletas de los envases plásticos.

En las marmitas 2 y 3 se encuentran en plena formulación, añadiendo la materia prima, el azúcar es llevado desde una paleta que contiene varios sacos (se encuentra a la salida de la figura 4.1, a una distancia de 2 m del Layout), el recorrido comprende también la subida por una escalera en donde se descarga en la parte superior del pasteurizador 3. En la 2 se muestra un operador añadiendo la pulpa balde por balde hasta completar la cantidad requerida, es un esfuerzo por el constante movimiento y levantamiento de la misma, desde el nivel que se encuentra en el barril hasta extender los brazos para alcanzar la marmita.

En el mezclador se realiza el estabilizante A, este se almacena en un barril, para luego ser trasladado a las marmitas. Siempre hay un constante movimiento, no se un pasillo definido a lo largo de la línea de producción, no hay un control de seguridad en donde se respete el espacio que requiere un operador en el momento que ocurra un accidente laboral.

Este diseño de planta no cumplió con el procedimiento SLP, el cual plantea un diseño estructurado, donde se maximiza una mejor utilización de los espacios para la interacción humano-maquina. Se analizo que en el proceso se encuentran movimientos horizontales, inclinados, curvos; en donde se presentan caminos con congestiones en el traslado y dificultad para manipular los materiales.

Este diseño de planta no cumplió con el procedimiento SLP, el cual plantea un diseño estructurado, donde se maximiza una mejor utilización de los espacios para la interacción humano-maquina.

4.1.2 Establecimiento de las variables que influyen en el proceso de producción de jugos concentrados

En esta etapa se realiza la selección de las variables determinantes en el comportamiento actual del proceso, en base al conocimiento adquirido durante las actividades y toma de datos en la línea de producción de jugos concentrados.

Como primer paso se evaluaron las condiciones operacionales de los equipos (Ver tabla B.5 del Apéndice B), esto se realizó debido a que una vez reconocido y comprendido el proceso, estas condiciones nos brindan una mejor perspectiva del medio ambiente del área de trabajo y genera a su vez las posibles fallas que pueden ocurrir en la línea.

Como se ha dicho con anterioridad se cuenta con una buena capacidad instalada, pero no se logra producir la demanda requerida mensual, por lo cual este déficit en la producción de jugos concentrados es el efecto que se debía analizar; para ello se determinaron y analizaron a fondo los principales factores que influyen directa o indirectamente sobre dicho efecto.

Estos factores fueron evaluados a través de visitas a la empresa y de realizar entrevistas (Ver tablas B.6, B.7 y B.8 del Apéndice B) a los operadores, supervisor de mantenimiento y supervisor de desarrollo; con esto estamos generando una tormenta de ideas de las posibles causas que producen dicho efecto.

Los principales factores que influyen en el proceso y que fueron evaluados en las entrevistas, se han agrupado en seis categorías importantes:

- Mano de obra.
- Maquinaria.
- Materiales.
- Método.
- Medición.
- Medio ambiente.

Estos factores fueron ordenados y estructurados en un diagrama causa-efecto general, el cual permite plantear todas las causas reales y potenciales del problema o efecto, generando además el poder descartar los factores que ejercen poca influencia en el proceso.

A continuación se muestra una explicación de cada una de las variables que fueron identificadas en la figura 4.2, la cual representa un diagrama causa-efecto general:

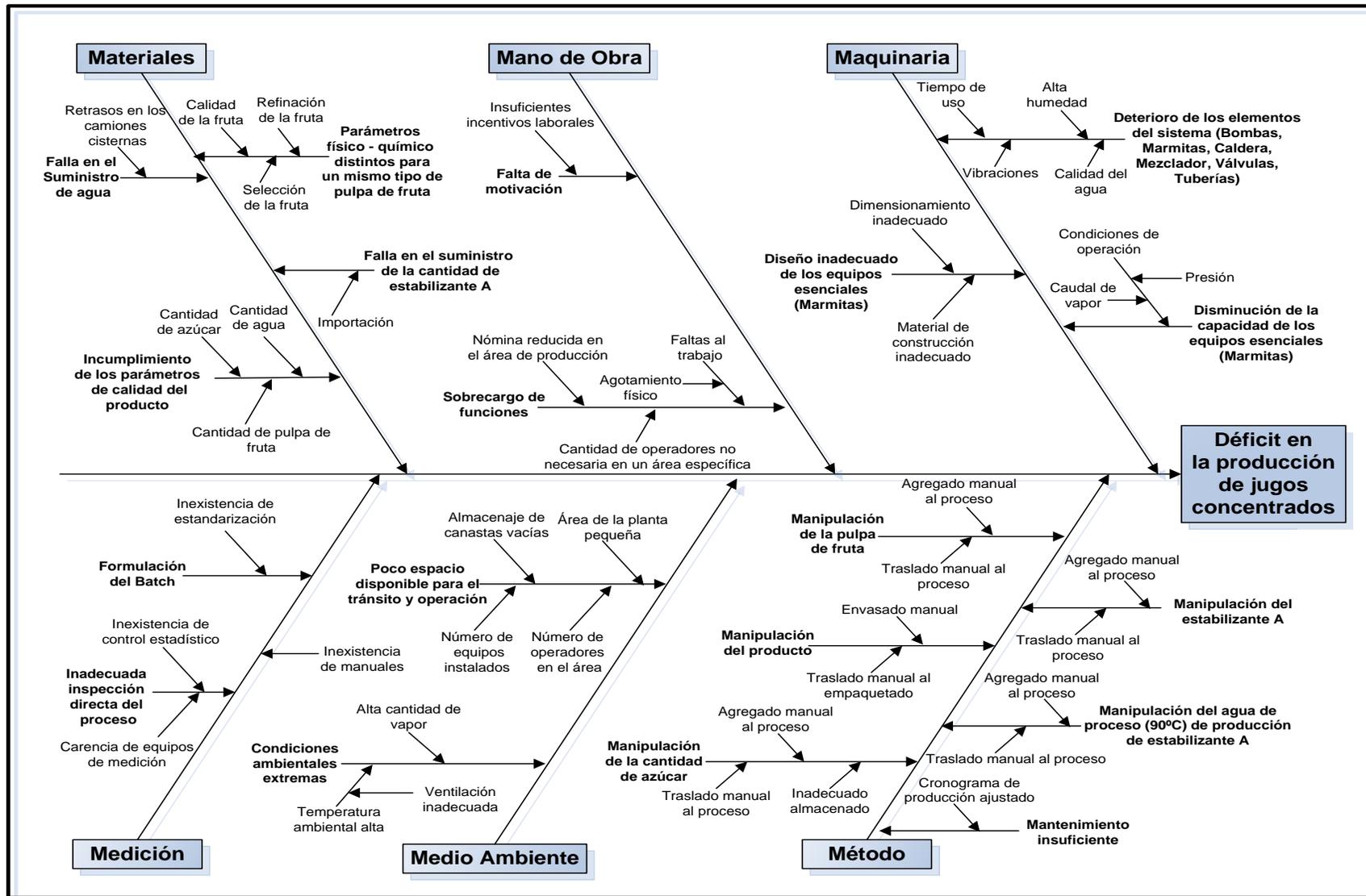


Figura 4.2 Diagrama causa – efecto general del déficit de producción de jugos concentrados.

- **Mano de obra**

Comprende a todas las personas que forman parte del proceso de producción de jugos concentrados como fueron señalados en las tablas B.1, B.2 y B.3 del apéndice B.

Para comenzar, el operario encargado de desarrollar los diferentes tipos de concentrados bajo los parámetros indicados por el departamento de calidad y de producción, deberá velar y lograr que la producción se lleve a cabo satisfactoriamente; sin embargo, este posee diversidad de ocupación, lo que causa fatiga en el trajinar del día, retardando el proceso general y saliéndose de las especificaciones o parámetros planteados por la empresa; además esta variedad de ocupación es sin recibir alguna remuneración extra, causando esto faltas al trabajo.

Para la preparación de jugos concentrados un operario se encarga de agregar las pulpas de frutas, como de los estabilizantes y acidulantes, además de controlar la marmita y el proceso de mezclado. En algunos casos debe agregar el azúcar, etapa que le corresponde a otro operario, pero se presentan situaciones donde las tres marmitas necesitan el agregado al mismo tiempo y un solo operario encargado de agregar el azúcar no puede abarcar las 3 marmitas, por lo que el operario autorizado de controlar el proceso pierde motivación y exhibe agotamiento físico y mental, razón por la cual se observa en la tablas B.6, B.7 y B.8 del apéndice B que el rango de tiempo de operación de las marmitas es alto cuando debería estar en un tiempo no más de 30 minutos estipulado por la empresa.

Para cada marmita son 4 los operarios encargados de envasar el producto, pero solamente existen 2 grupos conformados; es decir, si se presenta como sucedió, que las tres marmitas terminan al mismo tiempo, una de ellas queda con él producto en espera para ser envasado, como además un grupo tendrá que al terminar de envasar, comenzar inmediatamente con la marmita que está en espera, trayendo esta situación cansancio en los trabajadores, siendo esta la causa por la cual existe en algunos casos

un tiempo de retención del producto en los tanques de almacenamientos alto (Ver tabla B.5 Apéndice B); es decir, un tiempo de envasado del producto lento y poco eficiente.

Se requiere la presencia del supervisor de calidad para que verifique las condiciones de los productos y del proceso, así como del resultado. En este caso el supervisor está al tanto de todo y el tiempo que requiere para el análisis del producto le es suficiente, no mostrando fallas en esta etapa.

Analizando lo anteriormente dicho se considera que la mano de obra influye de forma directa en la determinación y medición de las variables del proceso; ya que ellos, están encargados de poner en práctica los métodos, motivos por el cual deben estar entrenados eficientemente y tener la experiencia necesaria para el buen funcionamiento de la línea; sin embargo no se tomó en cuenta este factor o categoría debido a que representa una variable poco controlable dentro del proceso.

- **Maquinaria**

En esta categoría se incluyen todos los equipos y materiales utilizados en el proceso, el cual está constituidos por cuatro marmitas enchaquetadas, un mezclador para la preparación del estabilizante A, tobos para el agregado de las pulpas y estabilizantes, tuberías para vapor y agua, un tanque para agua a altas temperaturas, una caldera para la producción de vapor, válvulas y bombas que permiten las salida del producto de la marmita.

Estos equipos deben estar en un adecuado estado; es decir, no deben presentar un estado físico de deterioro o una inadecuada manipulación, ya que pueden influir directamente en los resultados, por ende amerita de un buen mantenimiento de los mismos al igual que el de tuberías, válvulas y bombas deben estar en buen estado para evitar obstrucciones de las mismas.

Las marmitas deben poseer un enchaquetado completo para poder transferir el suficiente calor a la mezcla y lograr la pasteurización, evitando así la falla de no alcanzar las propiedades de los productos y su conservación.

Una vez hablado lo anterior, se observó que hay un deterioro de los elementos del sistema principalmente en las bombas a causa del tiempo de uso, las vibraciones que se generan y dañan los sellos de las mismas y la alta humedad que afecta a la maquinaria presente. También se encuentra una marmita dañada por error de diseño y otra en la cual su enchaquetado no es completo, presentando insuficiencia en la transferencia de calor.

A pesar de ser la maquinaria uno de los procesos poco manejable en el proceso, debido al diseño de algunos equipos existentes y su funcionalidad, representa un factor para ser tomado en cuenta para el desarrollo del trabajo.

- **Materiales**

Aquí se involucran a todos los materiales que se utilizan para llevar a cabo el proceso de producción de concentrados, así como también el producto. Ellos son considerados relevantes, ya que la efectividad del proceso depende de su estado y calidad.

Se precisa a través de las entrevistas que uno de los factores que alteran el buen funcionamiento del proceso son los parámetros físicos-químicos de las pulpas de frutas producidas por la otra planta ubicada en yagua. Esto es debido a que las cantidades necesarias de agregado de las otras materias primas al proceso, dependen de estos valores y se ha presentado que un mismo tipo de pulpa tiene distintos parámetros; siendo esto, producto ya sea de la calidad de la fruta, la selección de la misma o el refinado de dicha fruta. Se observó también a través de las entrevistas que ha suscitado situaciones donde falla el suministro de agua al proceso, ya que la ubicación de la planta no cuenta con suministro de agua directo de la calle y necesitan comprar a

camino cisternas, los cuales en algunos casos se han retrasado en la entrega, trayendo consigo retardos en la producción por ser esta materia esencial en la producción de jugos concentrados. También se ha presentado retrasos en el suministro de estabilizantes por problemas de importación. Se han observado incumplimientos en los parámetros de calidad del producto, debido a que no hubo el suficiente flujo de vapor para producir la cantidad de calor necesaria, como también por haber añadido una cantidad mayor o menor de la requerida de azúcar, pulpa, agua o estabilizantes al proceso. (Ver entrevistas B.6, B.7 y B.8 del apéndice B).

Este factor no fue tomado en cuenta; ya que, aunque represente un punto relevante, las causas presentadas son pocas manejables debido a que dependen de agentes externos a la empresa.

- **Medio ambiente**

Este caso se refiere a las condiciones físicas del ambiente en donde se desarrolla todo el proceso. Este punto es un factor influyente en la efectividad del mismo, debido a que se lleva a cabo en un espacio cerrado y reducido (ver figura 4.1), haciendo la actividad en dicha área complicada y desordenada, donde el calor debido a la cantidad de vapor que transfiere la marmita es alto e influye negativamente en el comportamiento y rendimiento del operador (Ver Tabla B.6, B.7 y B.8 en el Apéndice B).

Este factor fue tomado en cuenta, ya que el espacio físico disponible no tenía un buen diseño para el traslado de materia, producto, operarios y mantenimiento, como también no tenía buena aireación, haciendo que la ergonomía de dicha línea no fuese la deseada.

Para el caso de la conservación del medio ambiente, se considera que la influencia de las altas temperaturas debido al vapor y la cantidad de aire perturba significativamente el entorno de trabajo.

Es importante mencionar que dicha área tiene colocado en distintas posiciones, extractores de calor, los cuales no mejoraban en un buen rendimiento la alta temperatura existente en el entorno.

- **Método**

En esta categoría se analiza es el procedimiento o método que se utiliza para el traslado, almacenado, agregado y envasado de los materiales del proceso; siendo este factor relevante y controlable, ya que el suministro de los materiales necesarios en el tiempo preciso, así como la maximización del espacio y la minimización de pasos de manejo de materiales, realizando estrictamente los adecuados, pueden generar mejoras en las operaciones de producción, lo cual traería consigo reducción de costos, reducción de mano de obra, mayor seguridad, incremento en la producción, reducción de desperdicios, mejora en los servicios a los clientes y mayor productividad.

- **Medición**

Es todo lo relacionado a la toma de datos e inspección de los equipos empleados para el logro de la producción. Es de gran relevancia ya que si se controlan todos los factores influyentes, como temperatura, presión, cantidad de materia, viscosidad, se podría garantizar una máxima efectividad del proceso, cumpliendo con las exigencias o requerimientos de la empresa.

Aunque es de importancia el factor de la medición no fue tomado en cuenta, ya que representa una pequeña etapa del proceso, que no requiere de un arreglo inmediato, debido a que existen métodos no tan técnicos de análisis de esos factores en dicha empresa.

Luego de haber realizado el análisis a cada una de las categorías o factores del diagrama causa-efecto general, eliminamos los aspectos que no representan influencia

o no se puedan manipular, siendo estas categorías las de materiales y mano de obra.

Se descartó materiales, ya que como se dijo anteriormente, no es posible ejercer alguna acción correctiva debido a que la producción de pulpa de fruta depende de un agente externo del área de producción o mejor dicho de la planta como tal, estando fuera del dominio del trabajo de investigación. Lo mismo sucede con el suministro de agua y estabilizantes. Por otra parte la mano de obra se encuentra fuera de estudio ya que esta depende de las políticas implantadas por la empresa y es ella la que dictamina la metodología de trabajo.

Al observar la figura 4.3, el diagrama causa-efecto simplificado, nos refleja que las causas potenciales que contribuyen en mayor medida a la manifestación del efecto no deseado son las categorías de método, medio ambiente y maquinaria.

La categoría del método es de gran importancia ya que es uno de los factores más influyentes en el proceso, como es la carga de las materias primas, el envasado del producto y el almacenamiento de los mismos, de estos puntos dependerá la eficiencia del proceso como la ergonomía de la línea, motivos por el cual se evitarían la falla de no producir lo esperado.

Por otro lado el medio y la maquinaria también revisten de gran importancia en el proceso, debido a que influyen directamente en la efectividad del mismo, esto es porque la línea debería presentar un diseño que permita el fácil tránsito de materia y operarios como también un área que presente una temperatura de ambiente menos difícil de soportar, que genere menos fatiga en sus trabajadores y un proceso más rápido y efectivo.

Cabe señalar que las causas planteadas en el diagrama de causa-efecto simplificado no ejercen un efecto de igual magnitud sobre el proceso de producción de jugos concentrados; por lo cual se realizó un análisis cuantitativo a través de una matriz

causa-efecto, la cual se levanto a través de visitas diarias a la empresas y entrevistas al personal de planta (tablas B.9, B.10 y B.11 del apéndice B) donde ponderaban el peso que ejerce cada causa de primer nivel sobre los efectos planteados no deseados. Estos efectos son el funcionamiento inadecuado del sistema de producción (E1), incumplimiento de los parámetros de calidad del producto (E2) y los riesgos laborales y ergonómicos en el sistema de producción (E3). En la tabla 4.1 se exhibe el resultado obtenido del análisis de esos valores, ordenados de forma decreciente.

TABLA 4.1
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS DE PRIMER NIVEL MÁS SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Número	Causas	E1	E2	E3	Σ	%
1	Manipulación de la cantidad de azúcar	10	10	10	30	17,8
2	Manipulación de la pulpa de fruta	10	10	8	28	16,5
3	Manipulación del producto	10	8	8	26	15,4
4	Manipulación del agua de proceso (T= 90°C) de producción de estabilizante A	10	5	7	22	13,0
5	Poco espacio disponible para el tránsito y operación	7	3	8	18	10,6
6	Diseño inadecuado de los equipos esenciales (Marmitas)	8	7	1	16	9,5
7	Manipulación del estabilizante A	2	1	2	10	5,9
8	Condiciones ambientales extremas	1	1	5	7	4,1
9	Deterioro de los elementos del sistema (Bombas, Marmitas, Caldera, Mezclador, Válvulas, Tuberías)	3	1	1	5	3,0
10	Disminución de la capacidad de los equipos esenciales (Marmitas)	1	2	1	4	2,4
11	Mantenimiento insuficiente	1	1	1	3	1,8
Total					169	100

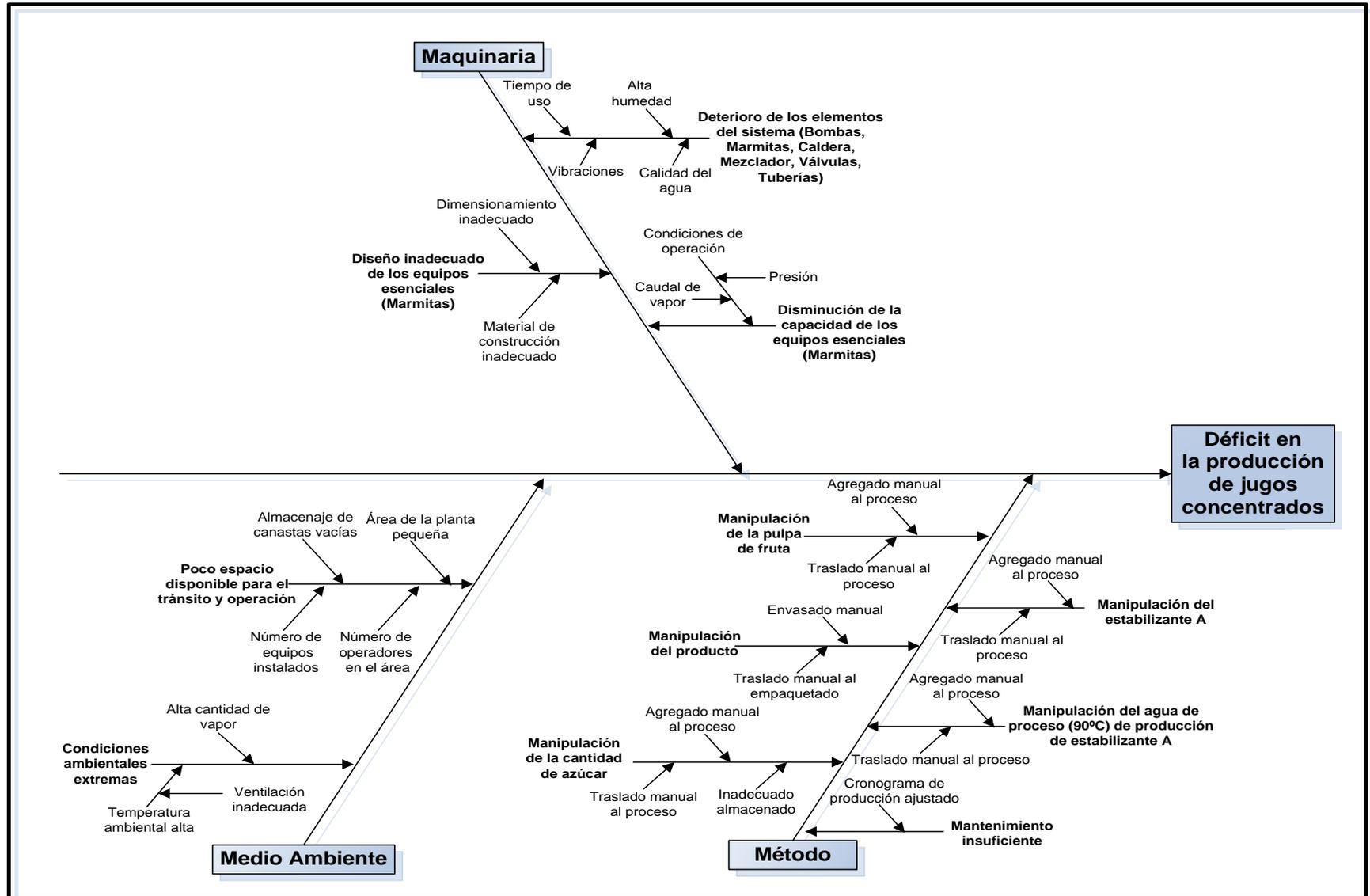


Figura 4.3 Diagrama causa – efecto de las variables más influyentes en el proceso de jugos concentrados

El establecimiento de las ponderaciones obedecen al grado de influencia, desde 1 que es el impacto mínimo hasta 10 que es un impacto máximo.

De acuerdo a los resultados que se pueden observar de la tabla 4.1 se puede inferir como una primera aproximación en la comprensión del problema, que los valores críticos que más afectan son la manipulación de la cantidad de azúcar, de pulpa y producto.

Ahora bien, este análisis requiere de nuevos elementos que lleven a una precisión más detallada de las causas que pudieran estar incidiendo de manera directa en el problema objeto de estudio. En tal sentido se utilizó un diagrama de Pareto, el cual nos define que un problema con muchas causas, solo el 20% de ellas resuelven el 80% del problema y el 80% de las causas solo resuelven el 20% del problema. Para el levantamiento de dicho diagrama se utilizó el porcentaje y la sumatoria obtenidos en la tabla 4.1.

Al observar la figura 4.4 que representa el diagrama de Pareto, este nos ayudó a identificar y establecer las causas de primer nivel de alta prioridad que debían abordarse para solventar la mayor parte del problema en estudio. Estas causas fueron el poco espacio disponible para el tránsito y operación, el diseño inadecuado de los equipos esenciales, la manipulación de la cantidad de azúcar, pulpa de fruta, producto y agua de proceso de producción de estabilizantes.

Tomando en cuenta la definición de Pareto antes mencionada, el número de causas que deben abordarse, las cuales representan un 54% de las existentes en el problema, no concuerda con lo establecido con la definición que habla solo del 20%, más esta situación no representa ningún error, debido a que estos tipos de análisis son cualitativos, por lo cual no existe una precisión o exactitud en los resultados. Estas son herramientas que nos ayudan a ir desglosando los puntos más importantes de un problema.

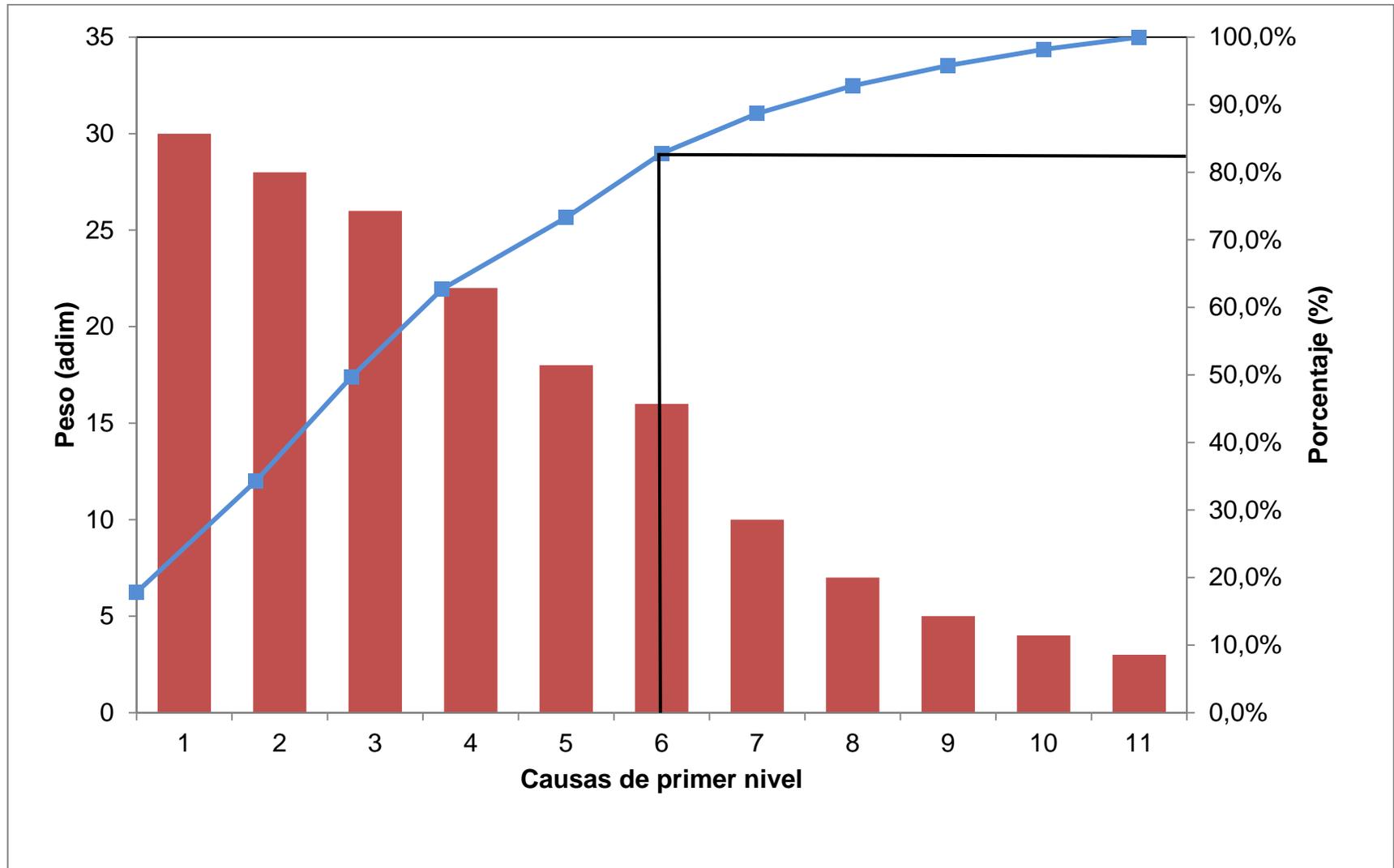


Figura 4.4 Diagrama de Pareto para causas de primer nivel que influyen en el proceso de producción de jugos concentrados.

Se realizó una segunda matriz de causa-efecto, presentada en la tabla 4.2, esto con el fin de ponderar el peso de las causas potenciales de segundo nivel que derivan de los factores seleccionados en el diagrama de Pareto.

TABLA 4.2
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS DE SEGUNDO NIVEL MÁS SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Número	Causas	E1	E2	E3	Σ	%
1	Traslado manual de azúcar al proceso	10	10	10	30	12,2
2	Agregado manual de azúcar al proceso	10	8	10	28	11,4
3	Envasado manual del producto	10	6	10	26	10,6
4	Inadecuado almacenado de azúcar	8	6	10	24	9,8
5	Agregado manual de pulpa de fruta al proceso	8	8	6	22	8,9
6	Área de la planta pequeña	6	4	10	20	8,1
7	Traslado manual del agua (T= 90°C) al proceso de producción de estabilizante A	7	2	10	19	7,7
8	Traslado manual de pulpa de fruta al proceso	6	2	10	18	7,3
9	Material de construcción de los equipos inadecuados para el proceso	10	4	2	16	6,5
10	Traslado manual del producto al área de empaquetado	3	1	6	10	4,1
11	Agregado manual del agua (T= 90°C) al proceso de producción de estabilizante A	1	1	7	9	3,7
12	Almacenaje de canastas vacías.	1	1	6	8	3,3
13	Dimensionamiento inadecuado de los equipos	5	1	1	7	2,8
14	Número de equipos instalados	3	1	1	5	2,0
15	Número de operadores en el área	2	1	1	4	1,6
Total					246	100

Este resultado arroja una aproximación del resultado que se desea, necesitando una mayor precisión, por lo cual se recurre nuevamente a un diagrama de Pareto para las causas de segundo nivel (Ver figura 4.5), el cual es levantado con los datos de la tabla 4.2. Este diagrama nos discriminará aún más las causas, llegando a las raíces del problema y que son las que aportan un gran impacto en el efecto no deseado del evento en estudio y que ameritan de la mayor atención.

Al observar la tabla de resultados 4.2, se dificulta tener aunque sea una aproximación de las causas que predominan en los efectos indeseados en el proceso de producción, Por lo tanto se levantó un diagrama de Pareto (Ver figura 4.5).

De las causas potenciales que fueron resaltadas en el diagrama de Pareto, se observa que para resolver el 80 % del problema se necesita corregir los parámetros de agregado de pulpa de fruta y azúcar, el traslado y almacenaje del azúcar, el envasado del producto, el traslado de la pulpa de fruta al proceso, dimensionar una nueva marmita con un adecuado material, el traslado del agua a 90°C al proceso de producción del estabilizante A y el área de trabajo.

Dicho lo anterior, se analiza que para resolver estos problemas se plantea la automatización del proceso, donde a través de la utilización de la metodología de resolución de problemas de manejo de materiales (SHA), lograremos la mejor selección de alternativa tecnológica para el proceso. Además se planteará una nueva distribución de planta en un sector distinto de la planta, ya que esta empresa posee en dicho lugar un área más grande y acorde para instalar la línea de jugos concentrado. Esta nueva distribución se hará siguiendo los parámetros establecidos por la metodología de planificación sistemática de diseño (SLP). Este proceso se explicará en el próximo capítulo.

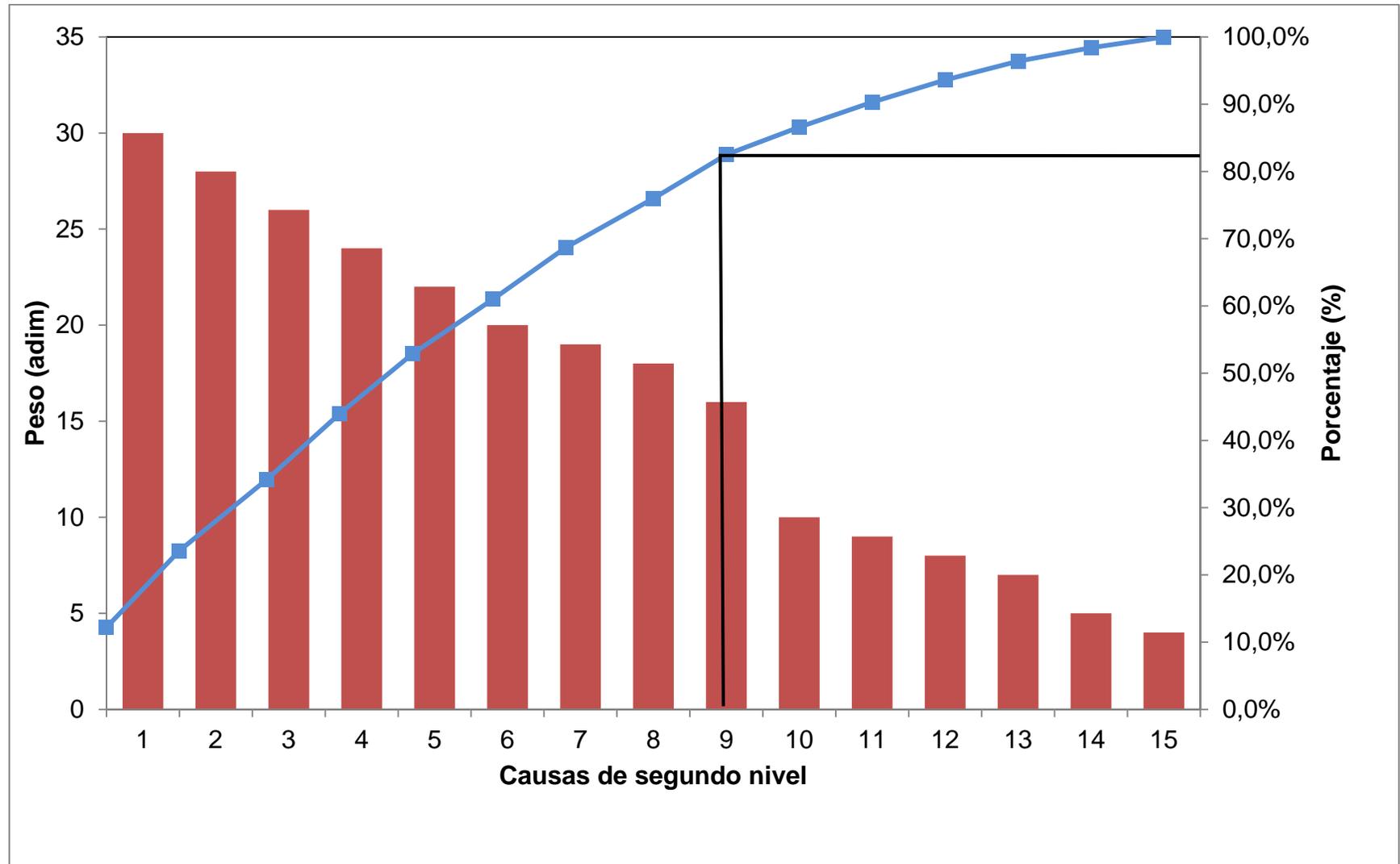


Figura 4.5 Diagrama de Pareto para causas de segundo nivel que influyen en el proceso de producción de jugos concentrados.

5. DISEÑO DE PLANTA Y EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL DISEÑO PLANTEADO

En esta sección se plantean y seleccionan las tecnologías más adecuadas para el proceso, especificando su funcionamiento. Seguidamente se diseña cada equipo seleccionado, para luego con las dimensiones establecidas, proponer y seleccionar la mejor distribución de planta. Por último se realiza una evaluación económica al diseño planteado.

5.1 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS MÁS ADECUADAS PARA EL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS

Para el mejor aprovechamiento de la producción de jugos concentrados, se hace necesaria la automatización de dicho proceso, debido a que, por lo evaluado en el capítulo anterior, el déficit que se presenta en la producción de jugos concentrados, es principalmente por el manejo manual de los materiales, haciendo que, el proceso no sea continuo. Cabe señalar, que como primer paso que se debe dar para cambiar un proceso manual, es el de semi-automatizar las etapas más críticas del proceso, para luego de un tiempo que estipule la empresa automatizar por completo la línea de producción.

La principal causa por la cual se debe pensar primero en semi-automatizar una línea de producción, es la inversión que va a realizar la empresa, ya que, si se desea a corto plazo una reducción de los costos operacionales y un incremento en la producción, donde se gaste lo menos posible en la búsqueda de lograr estos dos requerimientos, lo mejor sería invertir en mejoras que sean necesarias en ese momento para solventar las etapas más críticas del proceso, siendo entonces, la semi-automatización del proceso una muy buena herramienta para traer mayores ganancias a la empresa, menores costos de inversión y además deja abierto el camino para las mejoras de aquellas

etapas que pueden ser tratadas a un largo plazo. Dicho lo anterior, la selección, será basada en las etapas críticas planteadas en el capítulo anterior.

5.1.1 Selección de la alternativa tecnológica más adecuada para el mezclado de jugos concentrados

Los procesos de mezclado son una etapa inevitable en los procesos de elaboración de jugos concentrados. Este proceso consiste en la dispersión de unos componentes entre otros, con la finalidad de obtener productos uniformes. Dichos procesos se pueden clasificar según el estado físico de los componentes a mezclar; mezclado de líquidos con líquidos, sólidos con líquidos y de sólidos con sólidos.

La producción de jugos concentrados se encuentra principalmente conformada por ingredientes sólidos que son suspendidos en un líquido con mediana o baja viscosidad y en función de esto es que existe una diversidad de equipos significativos de agitadores y recipientes de mezclado, que utilizados de la forma más adecuada, se logra los requerimientos planteados por la empresa.

Para diseñar un sistema eficaz de mezclado hay que tener en cuenta no solo el elemento mezclador sino también la forma del recipiente. Un elemento mezclador muy bueno puede resultar inútil en un recipiente inadecuado; además, no debe perderse de vista el resultado exacto que se quiere alcanzar, de modo que pueda obtenerse una mezcla ampliamente suficiente para conseguir dicho resultado con un coeficiente de seguridad bastante grande.

El tipo de producto a manejar y las condiciones de procesamiento son factores de importancia para la selección del equipo de mezclado. Por consiguiente fue necesario conocer previamente las características y condiciones del sistema a manipular, en el capítulo anterior. En función de las características del producto y su materia se procede a clasificar los sistemas de mezclado. El número de dispositivos utilizados para mezclar

materiales es muy grande, y muchos de ellos no se distinguen por su perfección. Los mezcladores se pueden agrupar en cinco clasificaciones primarias: 1) mezcladores de flujos o corrientes; 2) de paletas o brazos; 3) de hélices o helicoidales; 4) de turbinas o de impulsos centrífugos, 5) varios tipos diversos. Se presentará en la tabla 5.1 los diferentes tipos de mezcladores, con sus características y descripción de sus clases.

Una vez visto los tipos de mezcladores, se debe seleccionar cual es el más adecuado para nuestro sistema. Los equipos de la tabla 5.1 más adecuados por sus características para el mezclado de sólidos suspendidos en líquidos serían: los de paletas o brazos; los de hélices o helicoidales; y los de turbinas o impulsor centrífugo. Para seleccionar cuál de estos equipos son los más adecuados, cabe citar a Perry y Col (2000), quien considera que los factores principales que influyen en la elección de los equipos son:

- ❖ Requerimientos del proceso
- ❖ Propiedades de los fluidos del proceso
- ❖ Costos de los equipos
- ❖ Material de construcción que requiere
- ❖ Costos operacionales

“De modo ideal, el equipo escogido debe ser el de costo total (costos operacionales + costos de los equipos), más bajo que satisfaga los requerimientos del proceso”. Perry y Cols., 2000.

Antes de describir, se debe pensar en cómo asignar el peso. Para asignar el peso a los criterios, nos apoyamos en la definición de Pareto y esto es debido a que como se está realizando un análisis cualitativo de los factores, esta definición nos ofrece un análisis cuantitativo. En este caso la definición sería que el 20% de los criterios resuelven el 80% del problema, siendo este, la selección de la alternativa más adecuada.

TABLA 5.1
CARACTERÍSTICA DE LOS TIPOS DE MEZCLADORES Y DESCRIPCIÓN DE SUS CLASES

Tipos de mezcladores	Características	Clases de mezcladores	Descripción
Mezclador de corriente	Este tipo de mezclador, se introducen los materiales casi siempre por medio de una bomba y la mezcla se produce por interferencia de sus flujos corrientes. Solo se emplean en los sistemas continuos o circulantes para la mezcla completa de fluidos miscibles.	De chorros	Este tipo se emplea a veces para líquidos, pero su mayor aplicación es para mezclas de combustibles gaseosos antes de inflamarlos
		De columnas	Se basan en la transformación de la energía de presión en energía de velocidad y se aplica en mezclas de fluidos de viscosidades pequeñas.
		De circulación mixta	Se emplean para producir una renovación lenta del contenido de grandes depósitos líquidos. No resultan útiles para una mezcla rápido y completa.
		Bomba centrífuga	A veces se emplean éstas sin recirculación para mezclar líquidos previamente medidos y a menudo resultan útiles cuando solo se desea obtener una mixtura
		Torres rellenas	Se usan por lo general para la absorción de un gas puro con un líquido o para la eliminación de una parte de una mezcla de gases, pero cada día más se emplea para eliminar un constituyente de una mezcla líquida por medio de un líquido inmisible de densidad superior o inferior. Las torres rellenas no son convenientes cuando existe alguna tendencia a formarse un precipitado, pues en esos casos suele presentar dificultades el problema de la limpieza.
Mezclador de paletas o brazos	Consiste en esencia en una o varias paletas horizontales, verticales o inclinadas unidas a un eje horizontal, vertical o inclinado que gira axialmente dentro del recipiente. Se emplean más que los de ningún otro tipo, porque son los más antiguos, los más conocidos y los primeros en que se piensa; son a menudo de construcción casera; el costo inicial es por lo general muy bajo; y, sobre todo, muy buen resultado en muchas clases de trabajos.	De paletas en forma de remo	Este es el modelo más corriente de mezclador, y puede ser horizontal o vertical. Las paletas pueden ser planas o dobladas, a fin de producir un empuje ascendente o descendente en el líquido
		De rastrillo	Este tipo se usa también para mezclar líquidos densos, pastas y amasados, como pinturas, pastas de almidón y colas, y en este caso las paletas fijas facilitan el estirado, el corte y el doblado de los materiales, y por consiguiente, su mezcla.
		De herradura	Este tipo se utiliza por lo general en mezcla de grasas, las fusiones de cáusticos, el amasado de pastas espesas, etc. es que el agitador se amolda siempre a las paredes del recipiente, barriendo o incluso rascando el material pastoso apelmazado sobre ellas. Este tipo se usa muchísimo en las marmitas con enchaquetado (transferencia de calor) en los que el contenido es espeso.
		Paletas corredizas	Este mecanismo se utiliza para cargas muy grandes de pastas aguadas de sedimentación lenta, como la lechada de cemento y la pulpa de papel.
		Paletas de Doble movimiento	Este tipo se utiliza mucho para los materiales pastosos y también para la confección de helados. Dos grupos de paletas giran en direcciones opuestas. Esto conduce a una mejor transmisión del calor y hace posible calentar o enfriar cargas en la cuarta parte del tiempo necesario en recipientes no provistos de agitadores con rascadores.
Mezclador de turbina o de impulsor centrífugo	Son útiles para mezclar líquidos viscosos, lodos espesos, suspender sólidos pesados, efectuar disoluciones rápidas, buenas dispersiones y mezclas en recipientes de formas irregulares. El mezclador de turbinas se estudia mejor como una o varias bombas centrífugas trabajando en un recipiente sin contrapresión.	Ventilador centrífugo	Este tipo sirve para mezclar gases muy íntimamente cuando se les hace llegar a él en forma continua y en las proporciones deseadas.
		Sencillo de turbina	Es particularmente conveniente para mezclar líquidos de viscosidad media o baja, en especial cuando se lo coloca excéntrico en el recipiente.
		De turbina con paletas directrices	Es más adecuado para materiales de viscosidad baja o media, puesto que con líquidos de altas viscosidad las corrientes de circulación son muy amortiguadas por la corriente directriz.
		Turbodispersador	Su alto esfuerzo cortante, su acción de extrusión y la intensa circulación, contribuyen a la realización de dispersiones y disolución de materiales que serían difíciles en mezcladores más sencillos.
		Absorbador turbogas	Se usa para estimular el contacto entre gases y líquidos. Las hidrogenaciones, las oxidaciones, las cloraciones, las purificaciones, etc.

Fuente: Perry y Col, 2000

TABLA 5.1

CARACTERISTICA DE LOS TIPOS DE MEZCLADORES Y DESCRIPCIÓN DE SUS CLASES (CONTINUACIÓN)

Tipos de mezcladores	Características	Clases de mezcladores	Descripción
Mezclador de Hélices o helicoidales	Los mezcladores de hélices proporcionan un medio poco costoso, sencillo y compacto. Su acción mezcladora se deriva de sus aletas helicoidales. Puesto que la hélice hace que un cilindro de material se mueva en línea recta, es evidente que la forma del recipiente decidirá la disposición subsiguiente de esta corriente. Por esta razón, es particularmente importante en este caso la forma del recipiente. Las hélices son eficaces con los líquidos cuya viscosidad aparente no sea superior a 2000 centipoises, con la presencia de sólidos ligeros o sin ella, aunque pueden utilizarse con viscosidades hasta de 4000 centipoises.	Hélices con dispositivos para mezclar gases	A veces se emplea una hélice, un disco o un ventilador dentro de una cámara mezcladora, con objeto de activar la circulación de los gases y mezclarlos. Se usa también para mezclar gases en circulación continua.
		Hélices con ejes verticales	Estos mezcladores se usan en combinaciones de una, dos o más hélices sobre un mismo eje. El empuje de las hélices puede ser totalmente ascendente, descendente o bien de doble efecto.
		Hélice descentrada y con eje inclinado penetrando por arriba	Este tipo de hélice se monta en el costado del recipiente o cerca de él con su eje inclinado con respecto a la vertical. Para viscosidades hasta 300 centipoises, se emplea un motor eléctrico directamente conectado al eje de la hélice que funcione a su plena velocidad, pero, para viscosidades mayores, deberá usarse una máquina con transmisión por engranajes.
		Hélice al costado del recipiente	El eje de este tipo de hélice no se coloca de ordinario radialmente. El remolino producido hace que la hélice influya gradualmente en todo el contenido del recipiente. Este movimiento es particularmente útil cuando se mezclan grandes cargas de líquido ligero, como gasolina o soluciones acuosas, sin que sea necesaria una mezcla muy rápida.
		Hélices en un tubo de aspiración	Una o varias hélices están rodeadas por un tubo. El tubo sirve para guiar el fluido a través de la hélice, venciendo apreciablemente el deslizamiento lateral de las corrientes. Si la forma del recipiente está bien diseñada, tiene lugar una circulación muy completa de gran intensidad con la consiguiente uniformidad de la acción mezcladora. Este tipo es probablemente el que proporciona una circulación axial más eficaz de los mezcladores de hélice.
Mezclador de Tambor	El Mezclador de tambor o de volteo: es sencillo pero útil. Consiste en un recipiente cilíndrico montado sobre un eje horizontal y que gira con él. Haciendo girar el cilindro o tambor se mezcla el contenido. Se usa mucho para mezclar polvos y hormigón o concreto. No tiene igual para los trabajos que implican dos o tres fases.	De doble cono	Se le usa solamente para efectuar una mezcla rápida de sólidos. Consiste en un anillo cilíndrico horizontal cuyas bases están unidos dos conos, girando el conjunto lentamente sobre cojinetes laterales.
Mezclador de tipos diversos		Molino coloidal	Se usa cuando es necesario producir dispersiones sumamente finas
		Homogenizador	Se usa para dividir las grasas en las mezclas destinadas a la fabricación de helados, en la leche evaporada y otros productos alimenticios, y también para la fabricación de emulsiones.
		Votator	Este tipo se emplea hoy mucho cuando se necesita una rápida transmisión de calor, además de un producto acabado suave, corrientemente de alta consistencia, como en la parafina, manteca de cerdo, helados.
		Conos giratorios	Este tipo es más útil para agitar materiales de alta viscosidad o consistencia aparente.

Fuente: Perry y Col, 2000

Hay que recordar que por ser un análisis cualitativo, no se puede esperar una exactitud en los resultados, ya que son hipótesis, por lo que el resultado puede ser distinto a la definición de Pareto; es decir, que puede darse que no sea el 20% de los criterios el que decida, si no un porcentaje mayor de causas. Ahora bien planteado la manera de cómo se va a ponderar el peso, procedemos a describir los criterios a evaluar en la matriz y a su vez asignar su peso:

➤ **Costos operacionales**

Este factor representa aquellos desembolsos que se requieren para que el sistema al colocarlo en marcha continúe operando normalmente. Estos costos incluyen, materia prima, mano de obra, energía o combustible, servicios, mantenimiento, otros. Este criterio es uno de los de mayor peso, ya que un buen diseño del mezclador traerá menores costos de manufactura a la empresa y logra cumplir con los requerimientos del proceso. El peso que se le asigna a este criterio es igual al 35 %, representando casi la mitad de ese 80% que plantea Pareto. No obstante no representa la mitad ya que, no es el que dictamina en un 50% la elección de la alternativa, pero tampoco es el que menos decide en ese 80%, por lo que se le asigna un peso medianamente alto que a la hora de evaluar la matriz, tenga una proporción considerable. Una vez asignado el peso, se establece la puntuación de la escala de evaluación, en donde su valor es el más bajo si representa un alto costo de operación y más alto si es lo contrario.

➤ **Inversión requerida**

Este criterio se refiere al costo que deba tener la empresa para proceder a instalar la alternativa que se seleccione. A este factor se le pondera un peso de 25%, ya que junto con el costo de operación, representan más de la mitad de ese 80% que habla Pareto. Para establecer la escala se evalúa de la misma manera que el costo de operación, debido a que tanto la inversión como el costo van de la mano.

➤ Requerimientos del proceso

Este criterio se refiere a las condiciones de mezclado que requiere el procesamiento de jugos concentrados. Estas condiciones serían el tiempo de operación de mezclado, temperatura, presión, flujo que se debe generar dentro del recipiente, etc. Por consiguiente, es de suma importancia que el mezclador a seleccionar cumpla con estas condiciones, por lo que se fija un peso igual a 20%, asignando este valor, debido a que junto con los costos operacionales y de equipos representa el 80% que habla Pareto y este valor era lo que faltaba para lograr ese porcentaje. Para establecer la escala se evalúa la adaptabilidad que pueden tener los agitadores o mezcladores que se estén ponderando, entendiendo que al tener una baja adaptabilidad con el procesamiento menor es su valor en la escala.

➤ Propiedades de los fluidos del proceso

Para el diseño eficaz de un sistema de mezclado deben tomarse en cuenta ciertas variables. Ya se ha definido tres de ellas, ahora este factor se refiere a las características de los componentes de la mezcla que influyen en la homogeneidad de esos sólidos suspendidos en la mezcla (densidad del fluido, viscosidad del fluido, tamaño y forma de los sólidos suspendidos, la concentración de los sólidos suspendidos, densidad de las partículas sólidas); por consiguiente se debe seleccionar aquel equipo que mejor se adapte a las propiedades y de el mejor mezclado para la homogeneidad de la mixtura. La ponderación de este criterio será del 15%. Por lo expuesto anteriormente se evalúa que al establecer la escala se debe pensar en la calidad de mezclado que pueda dar el agitador que se va a ponderar; por consiguiente a menor calidad de mezclado que ofrezca menor será su puntuación en la escala o lo contrario a mayor calidad de mezclado, mayor será la puntuación en la escala de la matriz de dicho criterio planteado.

➤ **Material de construcción que requiere**

Este factor se refiere a los materiales con los cuales debe ser construido el mezclador. Mientras se necesite de menos material, menos costoso será el mezclador. No hay que olvidar también que el material de construcción debe ser compatible con la mezcla, donde esta no lo corra, no contamine la mezcla. Es importante este punto pero comparado con los otros criterios es el de menor peso, ya que él depende de los demás, por consiguiente se ponderó con un 5%, dando entonces, el 100% necesario para evaluar la matriz. Para plantear la escala de este criterio, lo que se debe evaluar es la compatibilidad del material que requiere el mezclador, como también la cantidad de material que necesita para su construcción; es decir, si se tiene un agitador construido de un material con baja compatibilidad con la mezcla y de poca cantidad de material para su construcción, su escala es la menor ya que, puede ocasionar serios daños a la mezcla; mientras que si su material presenta una alta compatibilidad con la mixtura pero una alta cantidad de material para su construcción, su escala puede ser evaluada con un valor medio, visualizando entonces que para evaluar este criterio la compatibilidad de su material de construcción va a predominar en la ponderación.

Se presenta en la tabla 5.2 la evaluación de la matriz para seleccionar el mezclador más adecuado.

Al observar la tabla 5.2, esta arroja que el mezclador más adecuado es el de hélices o helicoidal. Ahora bien, la matriz se ponderó analizando en primer lugar el costo operacional, en el cual se asignó la máxima escala para la alternativa A y B respectivamente, por lo mostrado en la tabla 5.1, la cual en las características describe estas dos alternativas como de bajo costo operacional. La alternativa C fue la de menor valor debido a poseer como se describe en la tabla 5.1 un sistema o series de bombas para lograra el mezclado.

TABLA 5.2
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES EQUIPOS PARA EL
MEZCLADO MÁS ADECUADO DE LOS JUGOS CONCENTRADOS

Factores	Peso (%)	Alternativas					
		A		B		C	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Costo operacional	35	5	100	5	100	1	25
Inversión requerida	25	5	100	5	100	1	25
Requerimientos del proceso	20	5	100	5	100	3	75
Propiedades de los fluidos	15	5	100	3	75	5	100
Materiales de construcción que requiere	05	3	75	3	75	1	25
Sumatoria	100	9725		9500		4625	

- ❖ Alternativa A: Mezclador de hélices o helicoidales.
- ❖ Alternativa B: Mezclador de paletas o brazos.
- ❖ Alternativa C: Mezclador de turbina o impulsor centrífugo.

En segundo lugar se analizó la inversión requerida, donde la alternativa A y B nuevamente fueron ponderadas con la mejor escala, debido a que en la tabla 5.1 describe a estos dos equipos como de bajos costos para una inversión inicial. La alternativa C se ponderó como la más crítica, ya que la utilización de varias bombas ocasiona una alta inversión.

Se analizó el requerimiento de proceso, donde se asignó la máxima puntuación en la escala a las alternativas A y B, debido a que en esos equipos se pueden lograr los requerimientos pautados por el proceso. La alternativa C fue evaluada con una puntuación de tres por el hecho de incumplir con uno de los requerimientos como es el tiempo de operación.

Al evaluar las propiedades de los fluidos se ponderó con una ponderación máxima a la alternativa A, ya que este equipo es apto para mezclas de bajas viscosidades como los

jugos, néctares, etc. La alternativa B se ponderó con tres porque, aun cuando puede ser utilizado para mezclas de baja viscosidad son más útiles para mezclas de viscosidades altas. La alternativa C se evaluó con una puntuación máxima por ser un equipo ideal para mezclas de baja o mediana viscosidad.

Por último al analizar los materiales que requieren para su construcción, se ponderó con una puntuación de tres a las alternativa A y B, por ser equipos de construcción casera. La alternativa C se ponderó con un valor igual a uno, ya que este equipo utiliza una serie de bombas que lo hacen utilizar más cantidades de material para su construcción.

Una vez que se estableció como equipo de mezclado el tipo de hélice, cabe señalar que para su diseño, la posición dentro del recipiente y su ángulo de inclinación de su eje es importante. Generalmente la forma del recipiente es cilíndrica y su fondo es cónico para facilitar la descarga del producto y el ángulo del eje en unos 45° para asegurar una mayor turbulencia en el mezclado con un menor requerimiento de potencia.

Para la utilización de estos mezcladores con este tipo de recipiente, hay que tener en cuenta que se debe evitar la formación de flujos regulares, ya que con ello no se obtiene un mezclado eficiente, como también hay que tener atención en la formación de aglomerados o sedimentos, productos de los vórtices que se generan durante el mezclado.

Para romper estos vórtices se añaden deflectores a lo largo de la pared del tanque radialmente, esto evitaría grandes esfuerzos del agitador en mezclados de suspensiones bajas o media viscosidad que operan a medias o altas velocidades. La figura 5.1 muestra los patrones de flujo que se generan cuando se tiene deflectores y cuando no se tienen.

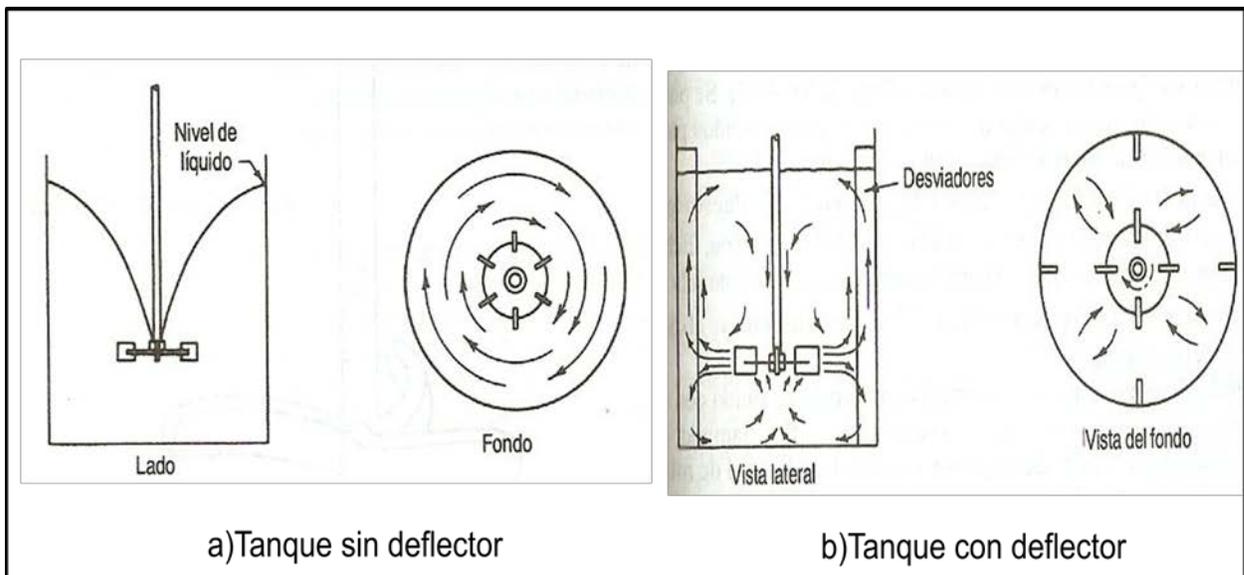


Figura 5.1 Patrones de flujo que se pueden generar en un recipiente con o sin deflectores. Fuente: Perry y Col, 2000

En la práctica generalmente se utilizan deflectores para generar ese flujo céntrico, evitando aglomeraciones. Ya visto el recipiente, el mezclador, si debe tener deflector o no, hay que pensar si necesita de un equipo de transmisión de calor o no.

Para la elaboración de jugos, néctares, concentrados y otros tipos de alimentos, los equipos más empleados son los denominados recipientes con camisas de calefacción. Se llaman así por el hecho de poseer enchaquetamiento alrededor de recipiente, donde por lo general el fluido a mezclar está dentro del recipiente y el vapor condensa en la chaqueta. Son lo de uso más frecuente, debido a que, en primer lugar el encamisado se utiliza con frecuencia para recipientes que necesitan limpieza habitualmente, siendo la producción de jugos concentrados un proceso en el cual se necesita de esa limpieza. En segundo lugar la camisa elimina la necesidad de serpentín y da un mejor coeficiente general que los serpentines externos; sin embargo, solo se dispone de un área limitada de transferencia de calor, es por ello que se instalan desviadores para servicios con líquidos, ya que mejoran la transferencia de calor y evitan el acanalamiento. En la práctica general los desviadores que se emplean son de $1/9$ a $1/12$ del diámetro del tanque, los cuales dependerá principalmente de las características del fluido de trabajo.

Dicho lo anterior, se puede establecer entonces que el equipo a dimensionar para producir jugo concentrado será del recipiente fijo con eje fijo e inclinado tipo hélice de flujo axial, con deflectores en el interior y camisa de transferencia de calor con desviadores.

5.1.2 Selección de la alternativa tecnológica más adecuada para mejorar el manejo del estabilizante A en el proceso de jugos concentrados

Para seleccionar la tecnología más adecuada, se debe primero conocer con detalle el proceso de manipulación del estabilizante A en la producción de jugos concentrados. Este estabilizante es producido en dicha área, a través de una licuadora o mezclador que se encuentra abierto al ambiente. Aquí se mezcla el agua que es precalentada a una temperatura igual a 80 °C con vapor en un tanque de acero inoxidable (Ver tabla B.4 apéndice B) y es agregada a la licuadora de forma manual con tobos de plástico. El estabilizante A que viene en paquetes de 6,0 kg, es un polvo blanco y es agregado a dicha licuadora. Esta mezcla de agua y material se realiza en un tiempo de 20 min produciendo un líquido viscoso de temperatura igual a 40 °C y viscosidad igual a 3000 cp, el cual es agregado en barriles de 200 L, los cuales son trasladados de forma manual a las marmitas; luego el líquido es agregado de forma manual a través de tobos plásticos al mezclador enchaquetado. Se presenta en la figura 5.2 un diagrama de bloque de la pre-operación del estabilizante A hasta la manufactura del concentrado:

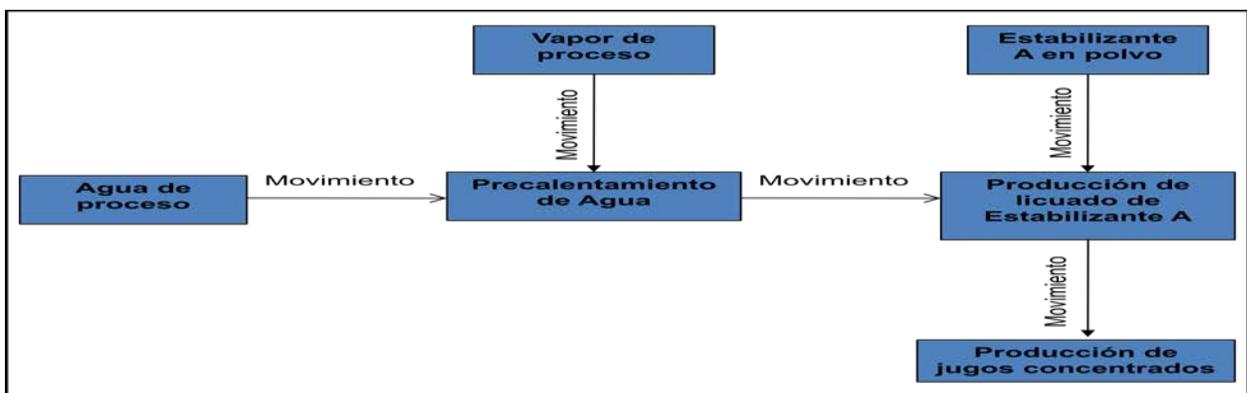


Figura 5.2 Diagrama de bloque para la producción de licuado de estabilizante A

Una vez visto el diagrama anterior y el resultado que arrojó el diagrama de Pareto para causas de segundo nivel mostrado en la figura 4.4, los planteamientos para buscar las mejoras en la manipulación del estabilizante A van hacer los movimientos entre las operaciones de precalentamiento del agua de proceso y la producción de licuado de estabilizante A y de esta etapa a la de producción de jugos concentrados.

Ahora bien, establecidas las etapas que se van a evaluar y que se dará una propuesta para solucionar el problema, se comienza por la etapa entre el precalentamiento y la producción del licuado, representado por el volumen de control I (V.C.1) mostrado en la figura 5.3:

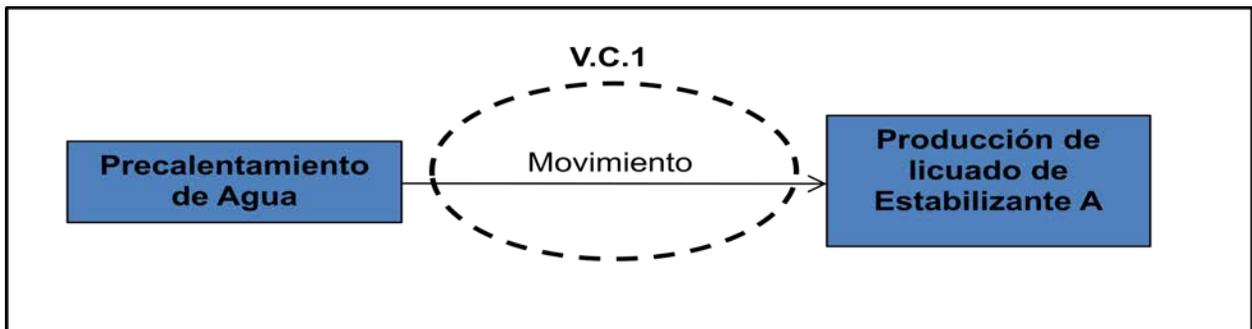


Figura 5.3 Volumen de control uno de la etapa de transporte del agua precalentada a la producción de licuado de estabilizante A.

En este proceso nos encontramos con que el material que se transporta de una etapa a otra es agua caliente a una temperatura de 80 °C, siendo entonces, el análisis dirigido a los sistemas de transporte de fluidos, en este caso de un fluido newtoniano.

Para mejorar esta etapa debemos pensar en primer lugar que sistema de traslado se puede aplicar. Al hablar de sistema, nos referimos al proceso operativo que se llevará a cabo para trasladar el agua de precalentamiento de una etapa a otra. No existe un sistema planteado como tal, ya que es un proceso muy específico, el cual depende de equipos y mano de obra, los cuales pueden ser utilizados de la manera que más se adecue a las necesidades que el personal de proyecto y la empresa requieran.

No obstante para lograr el sistema más adecuado a los requerimientos, se debe primero plantear distintos sistemas que puedan solucionar el problema de traslado de agua de precalentamiento, para luego a través de una matriz de selección, la cual consiste en realizar una comparación entre las alternativas en base a una serie de criterios seleccionados y analizados con detenimiento, se selecciona la mejor alternativa.

5.1.2.1 Selección del sistema más adecuado para el transporte de agua de proceso al mezclador de licuado

Como primer paso se deben plantear los distintos sistemas a evaluar. A continuación se plantearán distintos tipos de sistemas, con su descripción:

a) Sistema de traslado de agua de proceso al mezclador a través de un sistema de bombas

Este sistema consistiría a través de una primera bomba (Pump – 01), existente ya en la línea de producción de jugos concentrados, bombear el agua a temperatura y presión ambiente del tanque de almacenamiento de agua de proceso al tanque de precalentamiento.

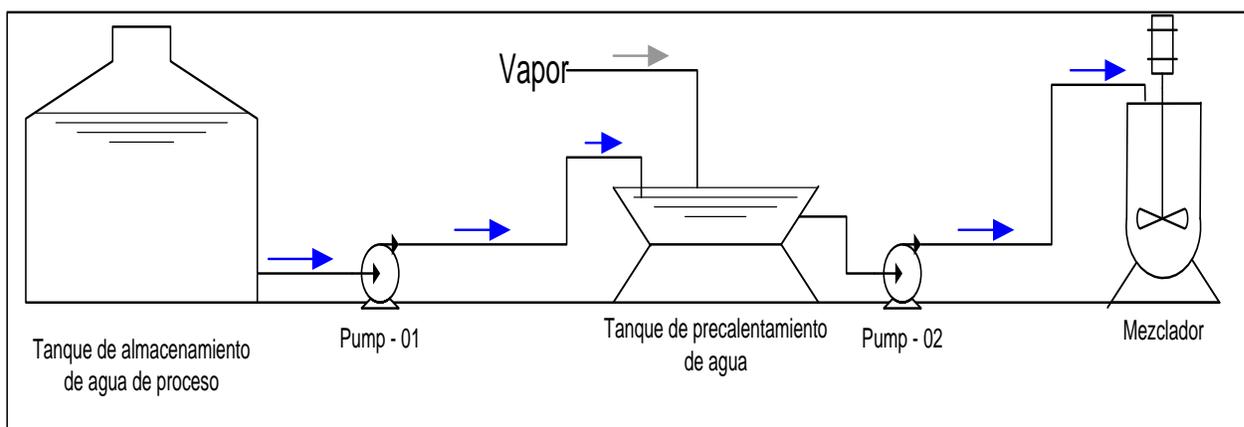


Figura 5.4 Diagrama de flujo de agua de proceso al mezclador a través de un sistema de bombeo.

Una vez calentada el agua, a través del flujo de vapor proveniente de la caldera, se transportará a través de una segunda bomba (Pump - 02), el caudal de agua precalentada necesaria para producir el licuado de estabilizante A. Este sistema evita cualquier contacto del operario con el traslado del agua precalentada al mezclador del licuado. Se supone que este sistema trae mayor gasto energético, pero menor costo en mano de obra.

b) Sistema de traslado de agua de proceso al mezclador por el cabezal de altura (ΔZ)

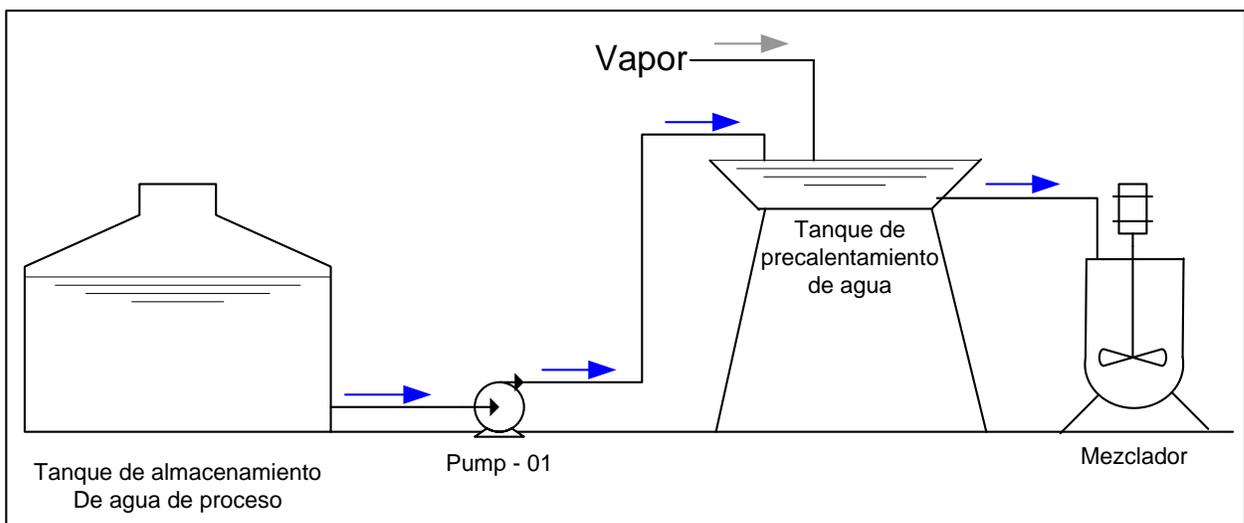


Figura 5.5 Diagrama de flujo del agua de proceso al mezclador a través de un cabezal de altura.

Este sistema consiste en transportar el agua del tanque de almacenamiento que está al ambiente, a una altura establecida del tanque de precalentamiento, esto lo realizamos a través de la bomba que ya se encuentra instalada por la empresa la cual es la que se observa en la figura 5.5 (Pump – 01). El agua se calienta en ese tanque con el vapor de la caldera y luego se transporta al mezclador, por el cabezal de altura y de presión que se generan. En este proceso se evita la manipulación del operario al agua de precalentamiento y además hay ahorro de energía y de espacio en el área de trabajo.

Por último se muestra el sistema planteado para transporta agua al proceso con calentamiento directo con vapor en el mezclador.

c) Sistema de transporte del agua de proceso con calentamiento directo con vapor en el mezclador

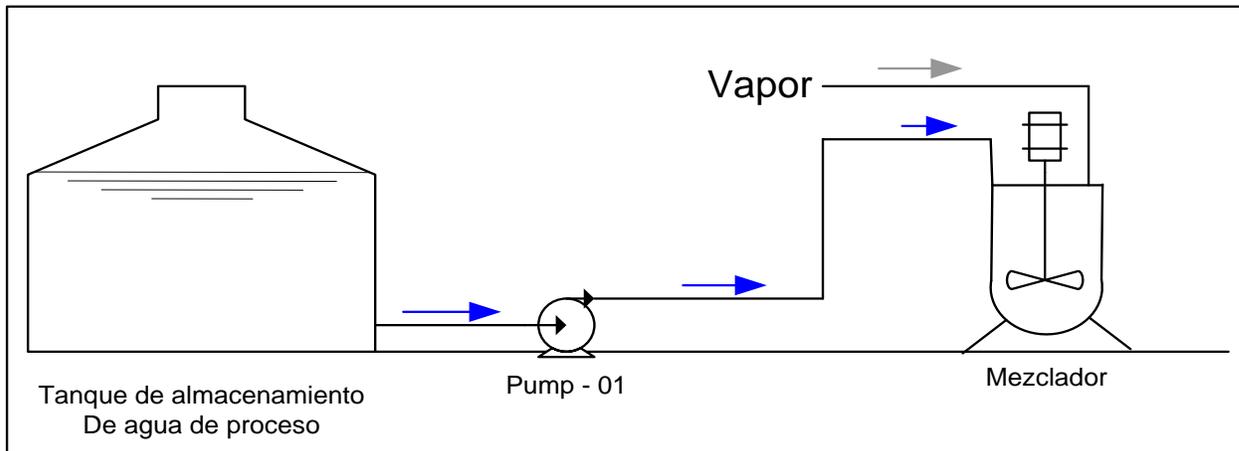


Figura 5.6 Diagrama de flujo del agua de proceso con calentamiento directo con vapor en el mezclador.

El diagrama plantea, un espacio requerido menor para la operación de traslado de agua de proceso al mezclador, además menos equipos involucrados en el proceso. La desventaja que se puede encontrar es que el material del mezclador no sea apto para choques de temperatura, como también el flujo de vapor y el tiempo de mezclado sea tal que el estabilizante se active en dicho equipo, incrustándose en las paredes y orificios del mismo ocasionando pérdidas de materia prima, de tiempo y de equipo.

Ya planteado los posibles sistemas que se pueden aplicar, se debe seleccionar uno de ellos. Para esto debemos tener una serie de criterios, los cuales serían: requerimientos de espacio en planta, tiempo de operación requerido para la operación, madurez tecnológica (unidades en operación), costos operacionales, requerimiento de servicios industriales, complejidad tecnológica, inversión requerida, seguridad, grado de automatización y costos de mantenimiento.

En base a estos criterios se hace un análisis con detenimiento, seleccionando aquellos necesarios para la base del éxito en la elección de una buena propuesta. Los criterios que se establecieron fueron:

- Tiempo requerido para la operación
- Requerimiento de espacio en planta
- Costos operacionales
- Inversión requerida
- Grado de automatización

El tiempo requerido y el grado de automatización son los criterios más preponderantes, ya que la empresa requiere de una solución rápida a la ejecución de la operación, donde esta se haga de forma continua y con la menos manipulación de la materia prima por parte del operador. A continuación se describen de manera más detallada, los criterios seleccionados para evaluar las diferentes alternativas de sistemas y se describe una pequeña explicación del peso asignado, el peso se asignó siguiendo el mismo planteamiento que se utilizó para evaluar la matriz de la tabla 5.2.

➤ **Tiempo requerido**

Este criterio es uno de los requerimientos más preponderantes que exige la empresa, teniendo en cuenta que, al seleccionar la alternativa más adecuada, estaríamos generando un lapso de menor tiempo posible para la producción de estabilizante A, lo que trae consigo mayor producción de este material y un más rápido agregado a la producción de jugos concentrados.

El factor de peso que se le debe asignar a este criterio es de 30%, siendo este valor debido a que, el representa uno de los criterios que nos ofrece una de las mayores información acerca de que alternativa seleccionar, por ende su valor en la matriz debe ser el más alto ya que al evaluar este porcentaje este puede dictaminar que alternativa

es la más adecuada. Una vez asignado el peso, se establece la puntuación de la escala de evaluación, donde su valor será pequeño si la alternativa que se está ponderando necesita de mucho tiempo de operación y será el de mayor valor si la tecnología ofrece un menor tiempo de ejecución.

➤ **Grado de automatización**

Este factor se refiere al grado de automatización que se vaya a dar en la misma, el cual logrará reducir la mano de obra, simplificar el trabajo, mejorar las operaciones de los equipos; obteniendo un proceso más rápido y eficiente. Al darse una mayor eficiencia, lograra que la empresa aumente la calidad en los productos, una mayor producción en el área de estabilizante y el posible cumplimiento a la demanda requerida de jugos concentrados. Según la importancia de la automatización esta puede generar en el proceso una optimización de un equipo al mejorar el sistema de alimentación, como también la posibilidad que un operario trabaje con más de un equipo, procesos totalmente continuos, coordinar y controlar una serie de operaciones y serie de magnitudes simultáneas. Descrito el criterio, se procede a asignarle el peso, el cual se establece en 20%.

La escala de puntuación para cada alternativa, se va a establecer evaluando la compatibilidad que tenga la alternativa del sistema con todo el proceso de producción de jugos concentrados.

➤ **Requerimientos de espacio en planta**

El espacio físico juega un papel importante a la hora de realizar la selección, ya que, el mismo está siendo desarrollado en un área operativa ya construida dentro de la empresa, por lo cual se debe limitar la utilización de grandes extensiones de terreno para la implementación del sistema a seleccionar, donde el sistema debe proporcionar una buena calidad en la seguridad e higiene y en la ergonomía. Este factor por ser un

punto importante, dentro de esta base de criterios su peso será igual a 20%. En cuanto a la escala de valores se puede evaluar que mientras más espacio ocupe el sistema en el área de producción menor será su ponderación en la matriz.

➤ **Inversión requerida**

Este criterio se refiere al costo que la empresa va a tener para proceder a la instalación de la alternativa que se seleccione. Por esta razón el sistema que mejor se adapte a la mejora de la operación a un menor costo de inversión será la alternativa que más se va ajustar a las necesidades de la empresa.

A este factor se le pondera un peso de 15% ya que, aún cuando representa un factor importante, el problema de mejorar la manipulación del material se base en el tiempo, el grado de automatización y el espacio que requiere. En cuanto a la escala para cada una de las alternativas, estas se pueden evaluar siguiendo el mismo patrón que se ha venido ejecutando; es decir, si es muy costoso su ponderación será la menor.

➤ **Costos operacionales**

El peso que debe llevar este criterio debe ser igual al que se asigno a la inversión inicial debido a que estos dos factores está relacionados; es decir, que puede ganar la empresa en invertir menos, si los costos operacionales van hacer altos; siendo entonces el peso igual a 15%. Atendiendo al peso que se fijo, la ponderación de la escala en la matriz se evaluará de la misma manera que para la inversión inicial.

Ya descrito los criterios que van hacer evaluados en la matriz, se procede a la asignación del puntaje para cada una de las alternativas en estudio y luego se multiplica este puntaje por el peso de estos valores, luego se suman y al final resulta seleccionada la que posea el valor más alto en dicha sumatoria. Esta matriz se representa en la tabla 5.3.

Al observar la tabla 5.3, esta arroja que el mejor sistema para el traslado de agua de proceso al mezclador, es a través de un sistema de bombeo.

TABLA 5.3
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES SISTEMAS PARA
MEJORAR EL TRANSPORTE DEL AGUA DE PROCESO AL MEZCLADOR

Factores	Peso (%)	Alternativas					
		A		B		C	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Tiempo Requerido	30	5	100	3	60	5	100
Grado de automatización	20	5	100	3	60	1	20
Requerimientos de espacio en planta	20	3	60	5	100	5	100
Inversión Requerida	15	3	60	5	100	5	100
Costos operacionales	15	3	60	3	60	1	20
Sumatoria	100	8000		7400		7200	

- ❖ Alternativa A: Sistema de traslado de agua de proceso al mezclador a través de un sistema de bomba.
- ❖ Alternativa B: Sistema de traslado de agua de proceso a través de un cabezal de altura (ΔZ)
- ❖ Alternativa C: Sistema de transporte del agua de proceso con calentamiento directo con vapor en el mezclador.

Ahora bien, la matriz se ponderó analizando en primer lugar el tiempo requerido, en el cual se asignó la máxima escala para la alternativa A y C respectivamente. La alternativa A por el hecho de usar sistemas de bombeos que pueden manejar una gran cantidad de flujo en un menor tiempo requerido y a la alternativa C por tener un menor recorrido de fluido y transportarlo a través de una sola bomba que genera el movimiento de una cantidad de flujo en un menor tiempo. Se asigno un mismo valor debido a que el flujo que van a manejar estos sistema son los mismo, ya que el mezclador puede

manejar una cierta cantidad de flujo debido a su diseño; siendo entonces, la distancia de recorrido del flujo de agua una diferencia entre estas dos alternativas, pero la cual no representa un factor preponderante ya que en los tres diseños planteados, la longitud entre la etapa de agua de proceso y el mezclador son despreciables. Se le ponderó con una escala de tres a la alternativa B, debido a que un sistema trabajando con la fuerza de gravedad, el traslado del fluido va a realizarse de manera más lenta por las pérdidas de energía que se generan en el recorrido.

En segundo lugar se analizó el grado de automatización, donde la alternativa A fue la mejor ponderada, debido a que el sistema genera una mejor utilización de los equipos instalados actualmente, además de hacer el proceso más rápido y eficiente. La alternativa B, se evaluó con una puntuación de tres, porque se presenta un sistema que aunque no se propone una instalación de un equipo adicional, se aprovechan al máximo los equipos que se tienen para realizar un proceso eficaz. La alternativa C, se ponderó como la más crítica, ya que la adición del flujo de vapor directamente al mezclador puede producir serios daños al equipo.

Se analizó el criterio de inversión requerida, donde se asignó la máxima puntuación en la escala a las alternativas B y C, debido a que en ellas no se proponen alguna instalación de equipo, sino con los que se tiene se trabaje. La alternativa A fue evaluada con la menor puntuación por el hecho de instalar una bomba más en el proceso.

Al evaluar los costos de operación se ponderó con una ponderación de tres a la alternativa B, ya que este sistema puede ser controlado por un operario, su mantenimiento es costoso por el hecho de tener una bomba instalada y un tanque elevado que debe ser lavado todos los días por el mismo operador; además, el costo energético es alto porque la bomba requiere de una mayor energía para dar el impulso al fluido a vencer la altura en que se encuentra el tanque. La alternativa A fue ponderada igual que la anterior ya que a pesar de no tener un tanque elevado y disminuye la dificultad de mantenimiento al tanque, se tiene que instalar otra bomba y

genera mayor gasto energético. La alternativa C fue evaluada con la menor escala ya que, aunque su sistema requiere de menor energía, necesita mayor atención sobre el equipo por lo cual se necesitaría un operario más; además los costos que generaría el mantenimiento del mezclador para la subsistencia del mismo serían altos.

Por último al analizar los requerimientos de espacio en planta, se ponderó como máxima escala la alternativa C, porque además de no instalar ningún equipo se elimina el tanque de precalentado. La alternativa B se ponderó con un valor igual a 5, ya que en este sistema no se instaló ningún equipo adicional. La alternativa A de igual manera se ponderó con tres, porque a pesar de instalar una bomba, esta no ocupa un espacio tan grande, por lo que el sistema ocupa el espacio disponible, ni más ni menos.

Ahora bien, si observamos la figura 5.7, evaluamos que el tipo de bomba que más se adecua al sistema es la centrífuga, ya que estamos trabajando con un fluido newtoniano; sin embargo hay que tener sumo cuidado en este caso ya que el agua va a estar a 80 °C y debe llegar al licuado aproximadamente a esa temperatura, por lo cual esta centrífuga debe ser de un diseño especial, en el cual no pierda calor, primero para que se cumpla el requerimiento del sistema y segundo por el mantenimiento y funcionamiento de la bomba ya que este tipo de equipo su capacidad y diseño se basan en la viscosidad del agua y son muy sensibles a aumentos de dicha propiedad.

Dicho esto las bombas tipo centrífuga que mejor se adaptan son aquellas que tengan una carcasa especial, por ello se busco en proveedores una que se adaptara a los requerimientos del nuevo diseño planteado (Ver tabla C.2 del apéndice C). Esta bomba se muestra en la cotización (Ver Anexo).

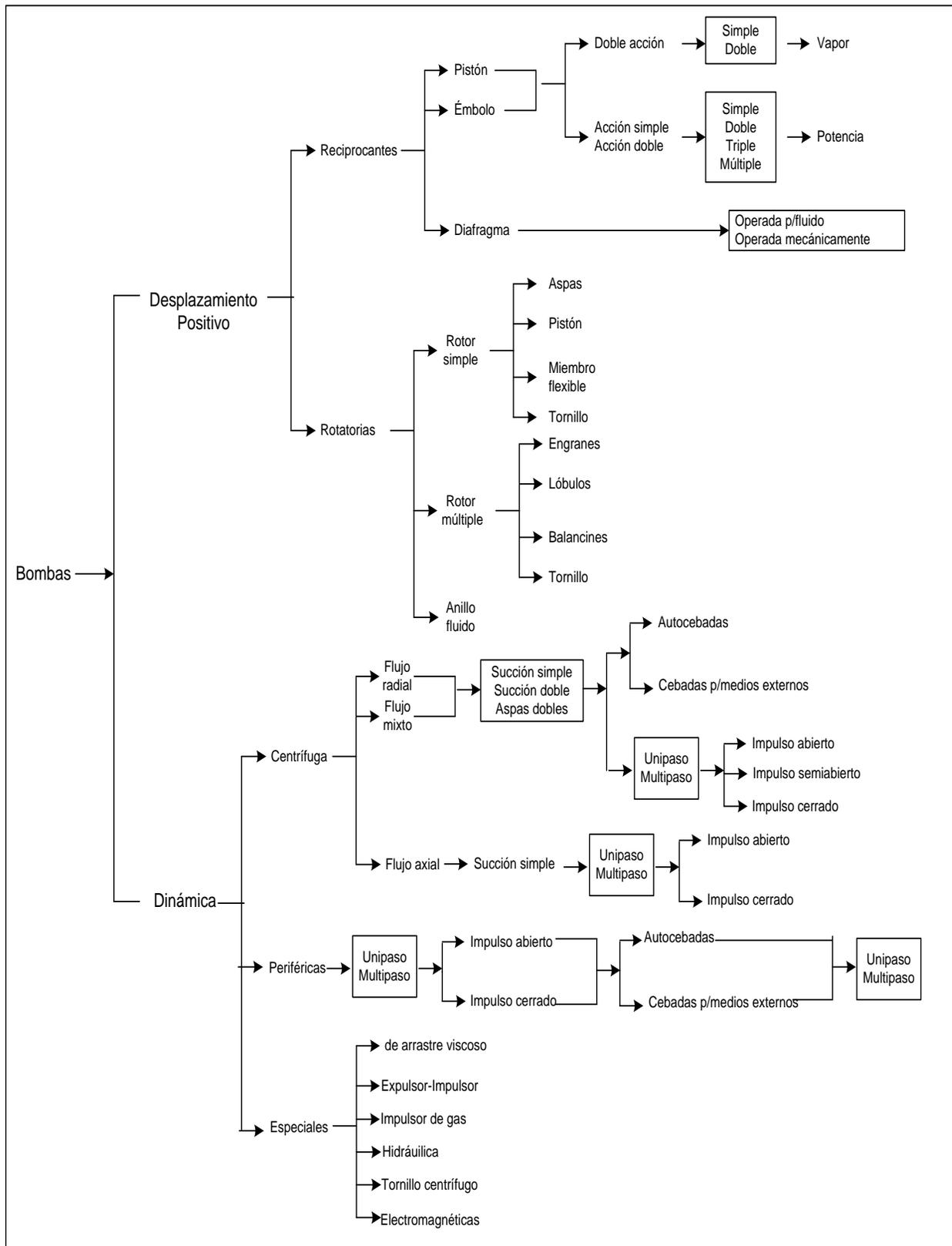


Figura 5.7 Clasificación de los tipos de Bombas. Fuente: Perry y Cols., 2000

5.1.2.2 Selección del sistema más adecuado para el transporte del estabilizante A al mezclador de jugos concentrados

Para el transporte del estabilizante A de jugos concentrados se plantea otro volumen de control, como se muestra en la figura 5.8, entre el proceso de licuado y el área de producción de jugos concentrados.

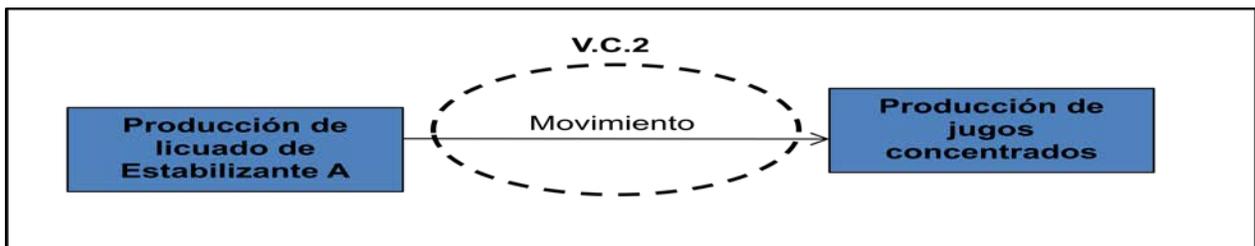


Figura 5.8 Volumen de control dos en la etapa de transporte del licuado a la producción de jugos concentrados.

Como primer paso se deben plantear los distintos sistemas a evaluar. Para realizar esto antes se debe conocer que existen seis medios o métodos por los que se puede hacer que los fluidos se desplacen por un canal o ducto. Estos métodos son:

- Uno de ellos es a través de la fuerza centrífuga, que no es más que producir energía cinética mediante la acción de una fuerza centrífuga y a continuación convertir parcialmente esta energía en presión, mediante la reducción eficiente de su velocidad.
- Otro medio sería por desplazamiento, donde su principio de funcionamiento es la descarga de un fluido de un recipiente mediante el desplazamiento parcial o completo de su volumen interno con un segundo fluido o por medios mecánicos. Entre los equipos que podemos mencionar entrarían las máquinas de diafragma y de pistón de movimiento relativo.
- Se encuentra el traslado de un fluido por medio de impulsos mecánicos. Por lo general este medio se combina con uno de los otros medios de aplicación de movimientos.

- La transferencia de cantidad de movimiento sería otro medio por el cual se trasladaría un fluido. Este método se basa en la aceleración que puede tener un fluido para transferir su cantidad de movimiento a otro; se emplean en lugares inaccesibles o para servicios severos.
- Uno de los métodos es por transferencia electromagnética, esto se puede realizar cuando un fluido es buen conductor eléctrico y es posible aplicar un campo electromagnético en torno al ducto del fluido, de tal modo que se genere una fuerza impulsora que provocará el flujo.
- Por último tendríamos el método por gravedad, que usando la fuerza que ejerce la tierra respecto al fluido, este se moverá venciendo algunas resistencias en el camino.

Ya hablado sobre los diferentes métodos, se plantearán diferentes sistemas para transportar el licuado del estabilizante A al proceso o mezcladores de jugos concentrados. Si analizamos los seis métodos, los mejores medios para mover este fluido sería aplicar o generar fuerzas centrífugas, fuerzas de gravedad o una combinación de ambas.

A continuación se plantearan distintos sistemas, para al final seleccionar uno de ellos a través de una matriz de selección.

Se debe señalar que por exigencia de la empresa, se van a preparar por día un tipo de jugo concentrado, lo que nos hace evaluar y establecer que tanto el traslado y agregado de la pulpa de fruta, puede ser de la misma manera que el estabilizante A, esto es debido a que, si se recuerda el capítulo anterior tanto la pulpa de fruta como el estabilizante A se almacenan en bolsas de polietileno e introducidas en barriles de 200L. Si al comparar la viscosidad del estabilizante A con la pulpa de fruta, esta presenta un menor valor que dicho estabilizante (Ver tabla B.12, Apéndice B), por lo cual el sistema que será planteado va a estar en función de la condición más crítica la cual es la del estabilizante.

Para el traslado de dichas materias primas se busca una opción viable y económica en donde el producto final siga cumpliendo el mismo estándar de calidad, mejorando las condiciones higiénicas del proceso y ergonómicas de los operadores en la línea de producción. Por ser un proceso de mezclas sin reacción y por día tener una misma materia, los equipos del sistema a plantear pueden ser utilizados tanto para la pulpa de fruta como para el estabilizante.

A continuación se presentan 3 alternativas, cada una expresada en un diagrama de flujo, las flechas indican el traslado de la dirección de la pulpa en el proceso.

a) Sistema de traslado de estabilizante A implementando bomba sumergible

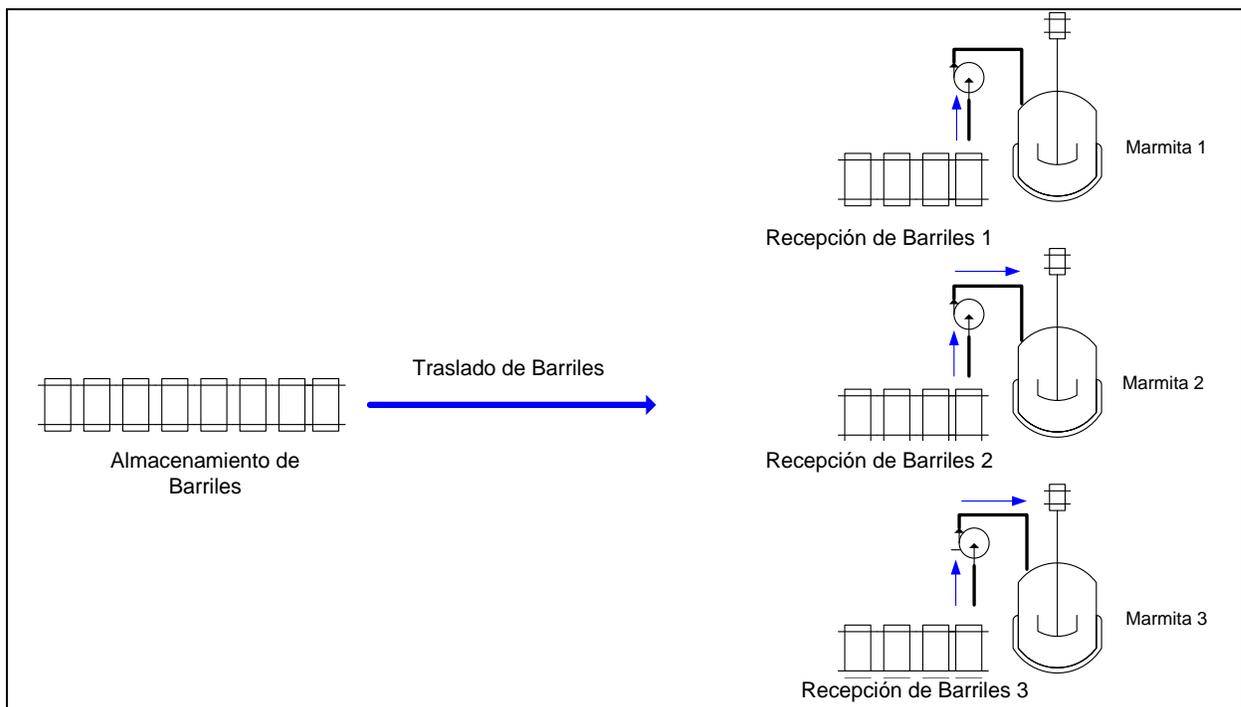


Figura 5.9 Traslado de estabilizante A al proceso mediante la alternativa A.

Inicialmente el estabilizante se encuentra almacenado en barriles, el esquema de esta propuesta muestra un almacenamiento de estabilizante conectado individualmente por tres recepciones del mismo. El propósito es trasladar por separado la materia prima a las adyacencias de cada marmita sin alterar el proceso; para obtener este resultado se pretende trasladar 3 barriles por medio una paleta, la cuál va a ser llevada con la ayuda

de un montacargas o algún medio de transporte parecido, en la recepción se destapa cada barril y se procede a agregar por medio una bomba sumergible está materia prima al proceso, como se muestra en la figura 5.9.

Con este sistema de bombeo no se requiere de tuberías para el proceso, esté equipo es práctico y sencillo, en donde el operador sumerge la bomba y en la parte superior descarga el material hacia la marmita.

Es un sistema independiente, ergonómico y limpio para la línea de producción.

Ventajas:

- Sistema continuo y lineal.
- Limpio y ergonómico.
- Disminuye el tiempo de batch.
- Ocupa poco espacio.

Desventajas:

- Se necesita de una bomba sumergible por cada marmita.

b) Sistema de traslado de estabilizante A utilizando volteadores de barriles:

La alternativa B (figura 5.10) es muy parecida a la A, la diferencia es la manera como se agrega el estabilizante a cada marmita. Empleando un volteador de barriles, se levanta el barril hasta una altura en que se pueda voltear y agregar el estabilizante sin que se derrame y se desperdicie material. Este es un sistema hidráulico en el que hay que tener precisión para llevar a cabo esta operación, cuando se termine un barril, se pone en su posición inicial para luego pasar a un segundo y repetir de esta manera este proceso hasta completar la cantidad necesaria que requiere el batch.

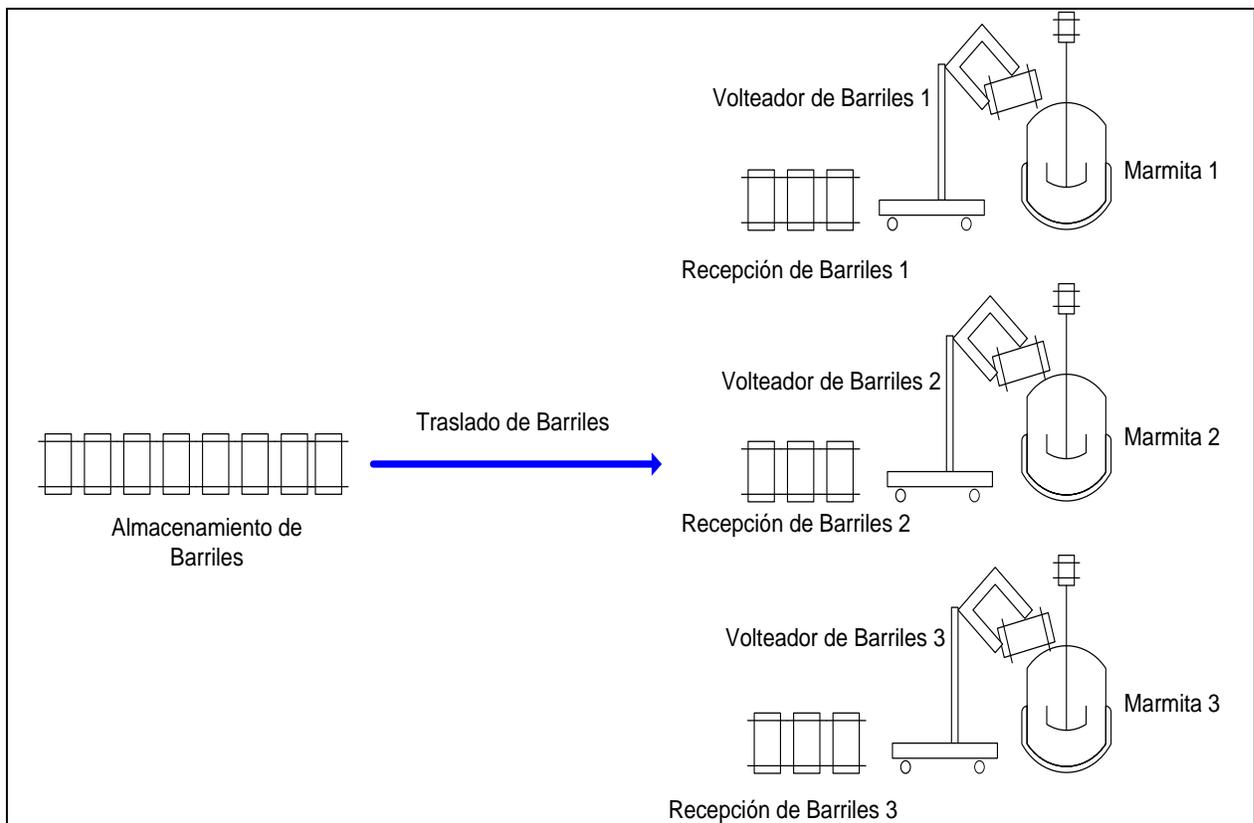


Figura 5.10 Traslado de estabilizante A al proceso mediante la alternativa B.

Es un sistema ergonómico, limpio e independiente, pero mucho más lento que emplear una bomba sumergible, se corre el riesgo en que en un mismo momento se necesite agregar el estabilizante a las tres marmitas y conlleve a un atraso de la producción.

Ventajas:

- Sistema de transporte lineal.
- Limpio y ergonómico.
- Ocupa poco espacio.
- Costo de operación económico.

Desventajas:

- Se necesita de un volteador de barriles en cada marmita, de esta manera se garantiza que cada equipo trabaje independientemente.

- El tiempo de agregado de estabilizante A es mayor que las otras alternativas.
- Mayor tiempo de batch.
- Precisión al agregar el estabilizante a la marmita.

c) Sistema de almacenamiento y traslado de estabilizante empleando un sistema de bombeo:

Inicialmente se traslada los barriles a la recepción de estabilizante de la misma forma como se realizó en las alternativas anteriores, luego se almacena en un tanque de almacenamiento con una capacidad de 500 kg, para esto se utiliza un volteador de barriles, luego dicho tanque es descargado completamente cada vez que una marmita requiera esta materia prima.

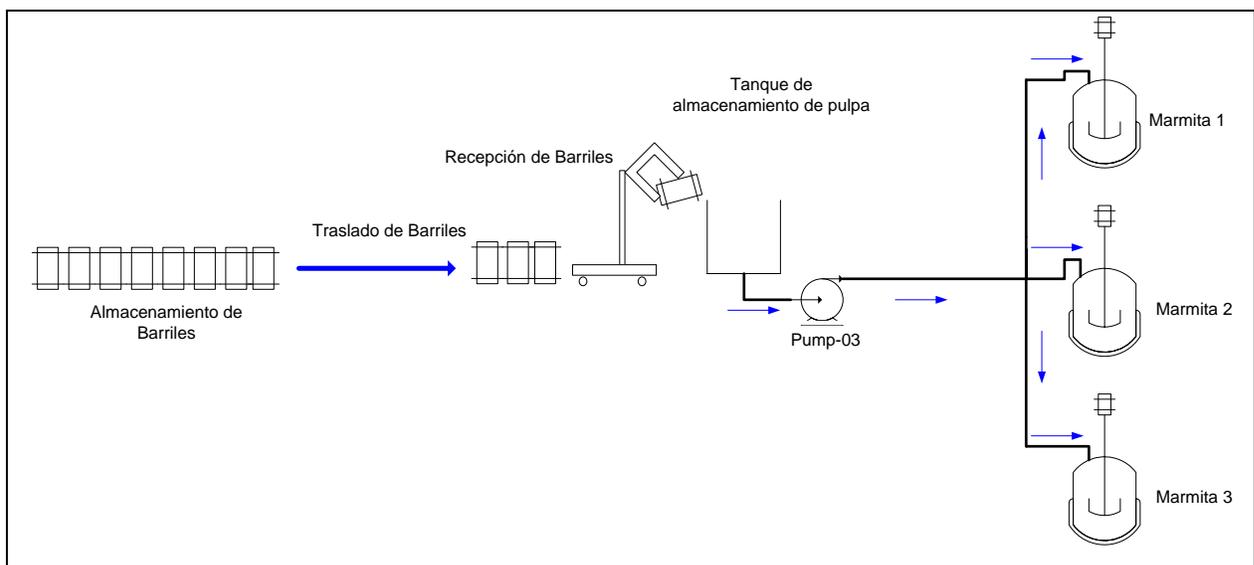


Figura 5.11 Traslado de estabilizante A al proceso empleando la alternativa C.

Como este sistema (figura 5.11), se va a utilizar también para la pulpa se debe tener cuidado ya que está va a estar por lo que se plantea en este sistema a temperatura ambiente y en contacto con el aire, presentado la situación de una posible fermentación, pero una de las grandes ventajas es que el tiempo de residencia en el tanque es bajo, por lo que el proceso no tendría inconvenientes de ésta índole.

El vaciado del estabilizante empleando un volteador de barriles es un proceso que no requiere de esfuerzo físico por parte de los operadores, por lo que es ergonómico y seguro para la producción, además se requieren de aproximadamente dos barriles para tener esta materia prima que requiere el batch; si se asume un tiempo de producción de una hora para cada marmita, se estimaría entonces que el tiempo máximo de residencia es de 20 min en dicho tanque.

Ventajas:

- Sistema de transporte lineal y continuo.
- Es ergonómico.
- No requiere de un operador por cada marmita para manejar esta materia prima.
- Es la alternativa más automatizada.

Desventajas:

- Mayor costo de inversión.
- Ocupa mayor espacio.
- Se requiere de un tanque de almacenamiento, un volteador de barriles y un sistema de bombeo.

Al observar la matriz de selección en la tabla 5.4 el sistema que más se adapta a los requerimientos de la línea es la alternativa C.

A continuación se muestra la comparación empleando cada criterio:

- Grado de automatización. Sin lugar a duda la opción más automatizada es la C, es la que se adapta a los requerimientos de la planta, es un sistema continuo en donde el proceso no se ve influenciado directamente por los operarios. Mientras que la A la carga del estabilizante es con una bomba sumergible, tiene que haber un operador vaciando cada Barril en una marmita, el sistema B de menor puntuación es parecido a

la A, con la diferencia de que el agregado de materia prima es más lento y tedioso por la implementación de un volteador de barriles.

TABLA 5.4
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES SISTEMAS PARA
MEJORAR EL MANEJO DE ESTABILIZANTE A

Factores	Peso (%)	Alternativas					
		A		B		C	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	3	60	2	40	5	100
Requerimientos de espacio en planta	25	3	60	3	60	4	80
Tiempo Requerido	20	4	80	2	40	5	100
Inversión Requerida	15	3	60	5	100	4	80
Costos operacionales	15	2	40	5	100	3	60
Sumatoria	100	6100		6300		8600	

- ❖ Alternativa A: Sistema de traslado de estabilizante implementando bomba sumergible.
 - ❖ Alternativa B: Sistema de traslado de estabilizante utilizando volteador de barriles.
 - ❖ Alternativa C: Sistema de almacenamiento y traslado de estabilizante empleando un sistema de bombeo.
- Requerimiento de espacio en planta. La opción A requiere de menos que la B, debido a que la bomba sumergible es de menor volumen que un volteador de barriles, pero la opción C se adapta más al área disponible porque solo se dispone de una recepción de estabilizante, un tanque pequeño de almacenamiento y un sistema de bombeo. La gran desventaja de la opción C es que se necesita de un sistema de bombeo para trasladar el estabilizante que tiene una alta viscosidad de 3000 cp, por lo que diseñar el sistema de tubería y bombeo se dificulta ya que el flujo debe ser laminar para no generar

demasiadas pérdidas de energía y los datos bibliográficos sobre este tema en tuberías y accesorios son escasos. Hoy en día las bombas sumergibles que se emplean en la planta para transportar pulpa acarrear problemas, porque no son las más apropiadas para este tipo de fluido.

- Tiempo requerido. Implementando el sistema C como se presenta en la tabla 5.4, origina el mejor tiempo de agregado de estabilizante de las alternativas, con la ayuda de un sistema de bombeo puede añadir la materia prima en el tiempo que se requiere, sin tener que optar por un operador en cada equipo. El sistema B es el más lento, por el manejo y vaciado del barril en el proceso. Mientras que la A con una bomba sumergible sin necesidad de elevar el barril a una altura aproximada de 2 metros, puede bombear la materia prima a una rapidez mucho mayor que la B.
- Inversión requerida. La alternativa B es la más económica, hay que destacar que se necesita emplear una bomba sumergible por cada marmita en las opción A y en la B de un volteador de barriles, para que el proceso sea independiente en las cuatro marmitas, pero los costos por emplear un tanque de almacenamiento y sistema de bombeo (alternativa C), superan la inversión de la propuesta B, no obstante dicha opción es más económica que la A por los números y características de los equipos a utilizar.
- Costos operacionales. La alternativa B es el medio más económico, no requiere limpieza, mantenimiento, energía, al menos que se ensucie el volteador de barriles, la única desventaja económica es el número de operadores que se incrementa al incluir este sistema al proceso. El sistema C, también es económico, pero el costo se incrementa con respecto a la B, por el manejo del sistema de bombeo. Obviamente la alternativa A es la más costosa por el mantenimiento y servicio que necesita cada bomba sumergible.

Ahora bien como fue seleccionada la alternativa C, que contiene un sistema de bombeo, tanque de almacenamiento y traslado de barriles, se debe seleccionar cual equipo es el más adecuado.

Como se muestra en la figura 5.7, existen diferentes tipos de bombas en el mercado. Al observar la figura, el tipo de bomba que más se adecua al traslado del licuado es la de desplazamiento positivo tipo rotatoria. Esta afirmación es debido a que si analizamos, el licuado es un fluido muy viscoso, lo que trae que, en las bombas dinámicas la más adecuada sería la centrífuga, pero esta a su vez no es apta para fluidos muy viscosos debido a que su capacidad y diseño se basan en la viscosidad del agua y son muy sensibles a aumentos de dicha propiedad. Por otro lado las de desplazamiento positivo tipo reciprocantes son las menos adecuadas ya que éstas no ofrecen la holgura que pueden dar las de tipo centrífuga en dar paso a los fluidos que lleven en suspensión partículas sólidas o sean viscosos.

Dicho lo anterior, se procede a seleccionar la clase de bomba rotatoria. Para ello es necesario solamente con saber las ventajas y desventajas de cada una, y los cálculos de operación de la misma. En la tabla 5.5 se presentan las ventajas y desventajas de dichos tipos de bombas.

Una vez visto las distintas clases, se puede realizar una primera aproximación de selección de la bomba que más se adecua para nuestro proceso, con el fin de tener una mejor idea de que bomba elegir.

El tipo de bomba que se aproxima a nuestras necesidades son las de tipo de engranaje. Estas bombas son de dos tipos que más adelante se detallarán.

TABLA 5.5
VENTAJAS Y DEVENTAJAS DE LAS CLASES DE BOMBAS DE TIPO ROTATORIAS

Clase de Bombas	Descripción	Ventajas	Desventajas
De Pistón	Consisten de un excéntrico con un brazo ranurado en la parte superior. La rotación hace que el excéntrico atrape el líquido contra la caja. Conforme continúa la rotación, el líquido se fuerza de la caja a través de la ranura a la salida de la bomba.	<ul style="list-style-type: none"> • La alimentación puede ser perpendicular o paralelo al eje. • Las de cilindradas muy grandes pueden trasladar mucho volumen (50.000-70.000 kg/h) a pocas revoluciones (30-100 rpm). Pueden trabajar en vacío y no son caras. 	<ul style="list-style-type: none"> • El muelle acaba sin tensión y pierde eficacia, la punta que se desliza del muelle se desgasta y el muelle se dobla y funciona mal. • Mala estanqueidad. Sólo para pasta y descubar (mojada). • No sirve para grandes alturas.
De Aspas	Tienen una serie de aspas articuladas que se balancean conforme gira el motor, atrapando al líquido y forzándolo en el tubo de descarga de la bomba. Las bombas de aspas deslizantes usan aspas que se presionan contra la carcasa por la fuerza centrífuga cuando gira el motor.	<ul style="list-style-type: none"> • Mejor calidad que la anterior. • No hay compresión, empuja, arrastra. • Muy buena para uva entera. • Bombas de cilindradas fuertes, va a pocas revoluciones (40-60 rpm). 	<ul style="list-style-type: none"> • Muy cara. • Problemas de estanqueidad, no transporta líquidos. • Trabaja mejor a favor de gravedad, no admite mucha altura y distancias largas.
De Tornillo	Estas bombas tienen de uno a tres tornillos roscados convenientemente que giran en una caja fija. Las bombas de un solo tornillo tienen un motor en forma de espiral que gira excéntricamente en un estator de hélice interna o cubierta. Las bombas de dos y tres tornillos tienen uno o dos engranajes, respectivamente, el flujo se establece entre las roscas de los tornillos, y a lo largo del eje de los mismos.	<ul style="list-style-type: none"> • El sinfín hace que avance el líquido y la excentricidad le comunica presión. El fluido va uniforme sin impulsos. • Puede trabajar a altas presiones. La presión depende del diseño • El caudal que proporciona depende del nº de revoluciones. Va poco revolucionada (entre 60-70 hasta 300 rpm) • Es importante el tamaño de la cámara, a mayor tamaño menor maltrato de la pasta por un menor rozamiento. • Son bombas de muy poco mantenimiento. 	<ul style="list-style-type: none"> • Producen más fangos que las de pistón y rotativas. • No trabaja a grandes volúmenes (10.000-30.000 l/h). • Es cara. • Ocupan más espacio que las de rodete. • No pueden funcionar en vacío. (Se calienta y se deteriora el estator) Las hay con un sensor de temperatura.

Fuente: Perry y Cols., 2002.

TABLA 5.5

VENTAJAS Y DEVENTAJAS DE LAS CLASES DE BOMBAS DE TIPO ROTATORIAS (CONTINUACIÓN)

Clase de Bombas	Descripción	Ventajas	Desventajas
Miembro Flexible	Desplazan el líquido por medio de un material flexible y resistente. La mayoría de ellas tienen un motor de corriente continua con escobillas que también deben cambiarse periódicamente.	<ul style="list-style-type: none"> • No hay ningún contacto de ninguna parte móvil con lo transportado. • Mantenimiento muy fácil y económico. • El líquido se somete a movimiento lineal. • Al no haber aireación, no hay oxidación ni emulsiones. • Permite el transporte de líquido medianamente viscoso. 	<ul style="list-style-type: none"> • Costos elevados. • Caudales modestos (10.000-30.000 kg/h). • Para alimentar la pasta necesitaríamos un tornillo sinfín por lo que se perderían las ventajas que da la bomba. • Está influenciada por las condiciones de la instalación, distancia y altura. • Va muy revolucionada (800-900) rpm
De Engranaje	Estas son el tipo más simple. Conforme los dientes de los engranajes se separan en el lado de succión de la bomba, el líquido llena el espacio entre ellos. Este se conduce hacia fuera y es exprimido al engranar los dientes.	<ul style="list-style-type: none"> • Solo dos piezas se mueven. • Descarga continua. • Ideal para líquidos de alta viscosidad. • Operación en cualquier dirección • Descarga a cualquier variación de presión • Simples de operar • Poco desgaste y fácil mantenimiento. • Requiere de bajo NPSH. 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere de velocidades moderadas. • Limitada a presiones medias. • Cojinete en contacto con el líquido bombeado.
De Lóbulos	Éstas se asemejan a las bombas de engranajes en su forma de acción, tienen dos o más motores cortados con tres, cuatro, o más lóbulos en cada motor. El líquido se descarga en un número más reducido, el flujo no es tan constante como en la bomba de engranajes.	<ul style="list-style-type: none"> • Ocupan poco espacio. • Da mucha calidad. • Pueden dar caudales y presiones muy altas. El caudal es muy constante, depende del giro. • Pueden trabajar en vacío • Poco desgaste y poco mantenimiento 	<ul style="list-style-type: none"> • No son bombas auto-aspirantes (hay que cebarlas) • Muy cara, 40% más que las de pistón.

Fuente: Perry y Cols., 2002

Las bombas de engranajes externos producen caudal al transportar el fluido entre los dientes de dos engranajes acoplados. Uno de ellos es accionado por el eje de la bomba (motriz), y éste hace girar al otro (libre). En este tipo de bombas se pueden nombrar dos especies:

- Bombas de engranajes externos de baja presión: Lo que sucede es el origen de un vacío en la aspiración cuando se separan los dientes, por el aumento del volumen en la cámara de aspiración. En el mismo momento los dientes se van alejando, llevándose el fluido en la cámara de aspiración. La impulsión se origina en el extremo opuesto de la bomba por la disminución de volumen que tiene lugar al engranar los dientes separados.
- Bombas de engranajes externos de alta presión: El tipo de bomba más utilizado son las de engranajes rectos, además de las helicoidales y behelicoidales. En condiciones óptimas estas bombas pueden llegar a dar un 93% de rendimiento volumétrico.

Las bombas de engranajes internos están compuestas por dos engranajes, externo e interno. Tienen uno ó dos dientes menos que el engranaje exterior. Su desgaste es menor por la reducida relación de velocidad existente. Son utilizadas en caudales pequeños.

Ahora utilizando los modelos matemáticos necesarios (Ver Apéndice A), se obtuvieron las condiciones de operación del sistema (Ver tabla C.2, Apéndice C) y con ayuda de un catálogo de bombas (Ver anexos), la bomba de engranaje interno fue la más adecuada, ya que vamos a trabajar con caudales pequeños y son menos costosas por tener menos engranajes.

Una vez seleccionado el sistema de transporte necesario para el estabilizante, se procederá a la selección del tanque de almacenamiento más adecuado, para ello

veremos en la tabla 5.7 una descripción de las ventajas y desventajas de los tipos y clases de ellos que existen. A partir de esta tabla se procederá a la construcción de una matriz de selección para elegir el tanque que más se adecue a nuestro sistema.

Al evaluar la tabla 5.7, los tanques atmosféricos son los más actos para almacenar alimentos y materia prima para consumo humano. Se le pueden adaptar otras aplicaciones dependiendo de las especificaciones del cliente, como el material en que es elaborado por medida de seguridad e higiene y también se emplean materiales aislantes para controlar la temperatura de almacenamiento.

En la aplicación de la matriz (Ver tabla 5.6), se puede apreciar que por gran ventaja se eligió la alternativa B, estos tipos de tanques son los más actos para el mejoramiento de la línea de producción, de hecho hoy en día se utilizan para almacenar el producto.

TABLA 5.6
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES TANQUES
DE ALMACENAMIENTO

Factores	Peso (%)	Tanques Atmosféricos					
		Elevados		Cerrados		Techos flotantes	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	1	20	4	80	3	60
Requerimientos de espacio en planta	25	1	20	4	80	3	60
Tiempo Requerido	20	2	40	4	80	3	60
Inversión Requerida	15	3	60	4	80	2	40
Costos operacionales	15	2	40	4	80	3	60
Sumatoria	100	3300		8000		5700	

- ❖ Alternativa A: Tanques elevados.
- ❖ Alternativa B: Tanque cerrados.
- ❖ Alternativa C: Tanque de techos flotantes.

TABLA 5.7

CARACTERÍSTICAS DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y DESCRIPCIÓN DE SUS CLASES

Tipos de Tanques	Características	Clases de tanque	Descripción
Tanques a Presión Atmosférica	Los tanques atmosféricos están diseñados para que las condiciones de operación estén dentro de, más o menos, varios centenares de pascales de presión atmosférica, pudiendo consistir en depósitos abiertos a la atmósfera o cerrados. Generalmente se consigue un mínimo costo cuando el depósito presenta una forma cilíndrica vertical y un fondo relativamente plano y situado a nivel del terreno.	Hormigón armado	Este material se utiliza con frecuencia para tanques hasta de 57.000 m ³ , que normalmente contienen agua. Para el diseño más económico de tanques grandes y abiertos, a nivel del terreno, se recomienda un límite de altura vertical de 6 m. Las filtraciones pueden ser un problema, si se utiliza hormigón no recubierto, al emplear algunos líquidos.
		Elevados	Este tipo de depósitos puede proporcionar un flujo elevado, según las necesidades del usuario; y siempre y cuando la capacidad de bombeo no sea superior a la de flujo promedio del sistema esto puede suponer un gran ahorro de inversión en cuanto a bombas y tuberías se refiere. Además este tipo de depósitos es capaz de proporcionar un determinado flujo aun en el caso de que falle el sistema de bombeo, lo que constituye una consideración importante en el caso de sistemas contra incendios.
		Abiertos	Este tipo de depósitos se emplean para almacenar materiales que no son susceptibles de daños por agentes atmosféricos. Como agua, viento, clima o contaminación atmosférica; de lo contrario, sería necesario acoplar al tanque un techo fijo o flotante.
		Techos flotantes	Estos depósitos deben tener un sello situado entre el techo y el cuerpo del tanque. En el caso en el que no vayan protegidos mediante un techo fijo, deberán presentar sistemas de drenaje para la eliminación de agua y el cuerpo del tanque deberá estar fijado con protecciones tipo "tirantes contra el viento", con el fin de evitar las distorsiones.
Tanques a Presión	Se pueden construir tanques cilíndricos verticales con techos escalonados o de cúpula, que funcionan a presiones por encima de varios de cientos de pascales (de unas cuantas libras por pie cuadrado), pero que se acercan todavía bastante a la presión atmosférica.	Tanque a Presión	La fuerza de presión que actúa contra el techo se transmite al cuerpo del tanque, que puede tener un peso suficiente para resistirla. Si no es así, la fuerza ascendente actuará sobre el fondo del tanque. Sin embargo la resistencia del fondo es limitada, y si no es suficiente será preciso utilizar un anillo de anclaje o una cimentación fuerte. En el caso de tanques de gran tamaño, las fuerzas ascendentes limitan este tipo de depósito a trabajar a presiones muy bajas.

Fuente: Perry y Col., 2002

Los tanques de hormigón armado son descartables desde un principio, esto se debe a que el material y el espacio no es el apropiado, de hecho puede generar filtraciones, son difíciles de lavar y no es el más higiénico para almacenar el producto terminado. Por lo tanto los costos operacionales son elevados y se tardaría mucho para operar un tanque de estos por el mantenimiento que requiere, generalmente se utilizan estos tanques para el almacenamiento de agua.

Los tanques de techo flotantes son buenos, se emplearía perfectamente si el área en donde se dispone no fuera techada, como son más complejos que los cerrados el tiempo requerido de operación, la inversión requerida y los costos operaciones son mayores que la opción B. Abarca más espacio por los dispositivos empleados a este tipo de tanques de techo movibles, tiene incluido hasta un sistema de drenaje para los líquidos como se muestra en la tabla 5.7. En el grado de automatización no es la más idónea del las alternativas.

La alternativa A se utiliza más que todo para sistemas contra incendios, es la menos indicada para el proceso, requiere la mayor área en la planta y no se adapta a las condiciones laborales, la inversión requerida y los costos operacionales son altos, por el mantenimiento y limpieza del tanque.

Los tanques cerrados a presión atmosférica cumplen de manera más eficaz los criterios de selección, se adapta al área de la planta por ser tanques más sencillos, los costos de inversión y operacionales son menores. Por estar en el área de proceso, el tiempo de descarga es más rápido y se adapta más al grado de automatización de la línea.

En las industrias de alimentos emplean el acero inoxidable por su ventaja principal que es ofrecer su resistencia al agrietamiento por corrosión bajo esfuerzo por cloruros, corrosión atmosférica y oxidación a un costo relativamente bajo. Por estas propiedades facilitan la limpieza y esterilización de los tanques con diferentes químicos sin

ocasionarles algún deterioro, mejorando de esta manera las condiciones higiénicas del almacenamiento.

De esta manera se han seleccionado los sistemas adecuados para el mejoramiento del manejo de estabilizante A y pulpa de frutas en el proceso de producción de jugos concentrados.

5.1.3 Selección de la alternativa más adecuada para el manejo de azúcar

Tomando en cuenta los factores más influyentes en el manejo de azúcar, que afectan al proceso y a las condiciones ergonómicas de los operadores, se plantean mejoras que sean productivas y adaptadas a los requerimientos actuales del proceso para su selección posterior.

A continuación se presentan 3 alternativas, cada una expresada en un diagrama de flujo, las flechas indican el traslado de la dirección de los materiales.

a) Traslado de azúcar sólida empleando un sistema de almacenamiento previo

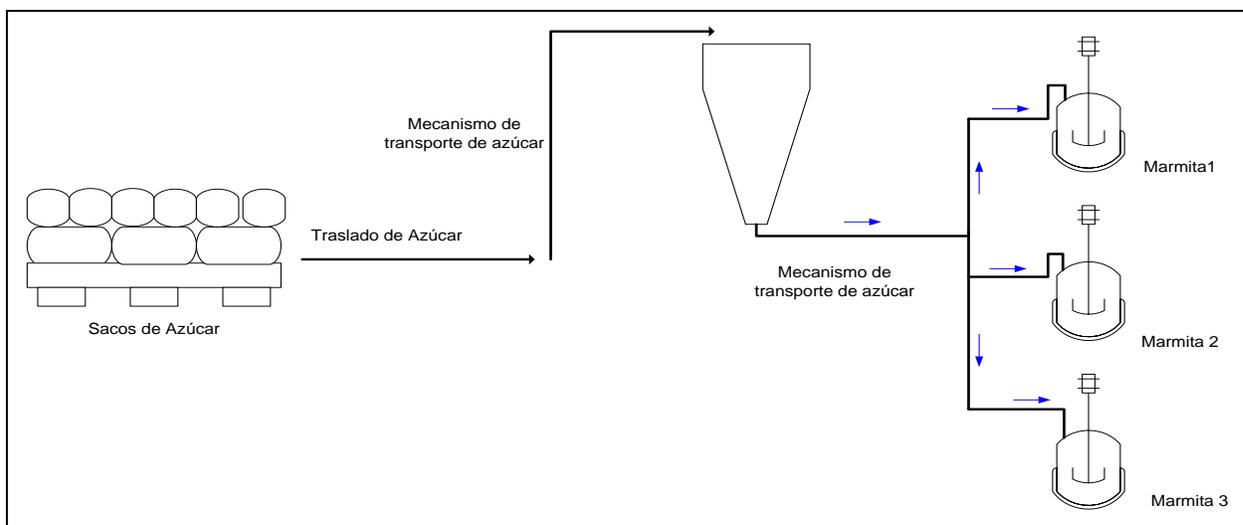


Figura 5.12 Diagrama de flujo de la alternativa 1 para el manejo de azúcar en el proceso.

Este sistema muestra una posible solución, se encuentran ubicados en una parte cercana al proceso los sacos de azúcar, de ahí se traslada a un silo o tolva en donde se va almacenar esta materia prima, para luego ser distribuida en cada marmitta de manera dosificada como se observa en la figura 5.12. Se busca que la producción de cada marmitta sea independiente, esto quiere decir que la adición de azúcar en un equipo no dependa del otro y sean por separado, con el propósito de no retrasar el proceso.

Para esta área del proceso se necesita un sistema que traslade el azúcar desde una altura cómoda en donde los operadores no se esfuercen levantando los sacos, para luego descargarlos y ser trasladado hasta el Silo/Tolva; se requiere de un dispositivo de transporte neumático o mecánico que desplace el azúcar.

En el proceso de manera dosificada, se agrega en cada Batch por lo menos 750 kg de este sólido en polvo, para esto se emplea 3 dispositivos de transporte uno en cada marmitta, asegurando de esta manera un proceso continuo y ergonómico.

Ventajas:

- Dosificación de la materia prima.
- Proceso continuo.
- Sistema de traslado en línea.
- Capacidad alta para el almacenamiento de azúcar.
- Abarca poca área en el proceso (depende también del sistema de transporte que se seleccione).

Desventajas:

- Se necesitan de 3 equipos para el transporte de sólidos.
- La altura del Silo/Tolva viene limitada por la altura del techo que es de 4m.
- Posible mayor consumo de energía por el transporte que se requiere.
- El almacenamiento del azúcar viene influenciado por los insectos y hormigas que se encuentren en el área.

- La gran desventaja de este sistema es que en la línea de producción se trabaja con mucho calor y humedad, por lo que son las condiciones ambientales ideales para la formación de hongo y levadura dentro del Silo/Tolva.

b) Sistema de almacenamiento y bombeo de azúcar líquida a cada marmita

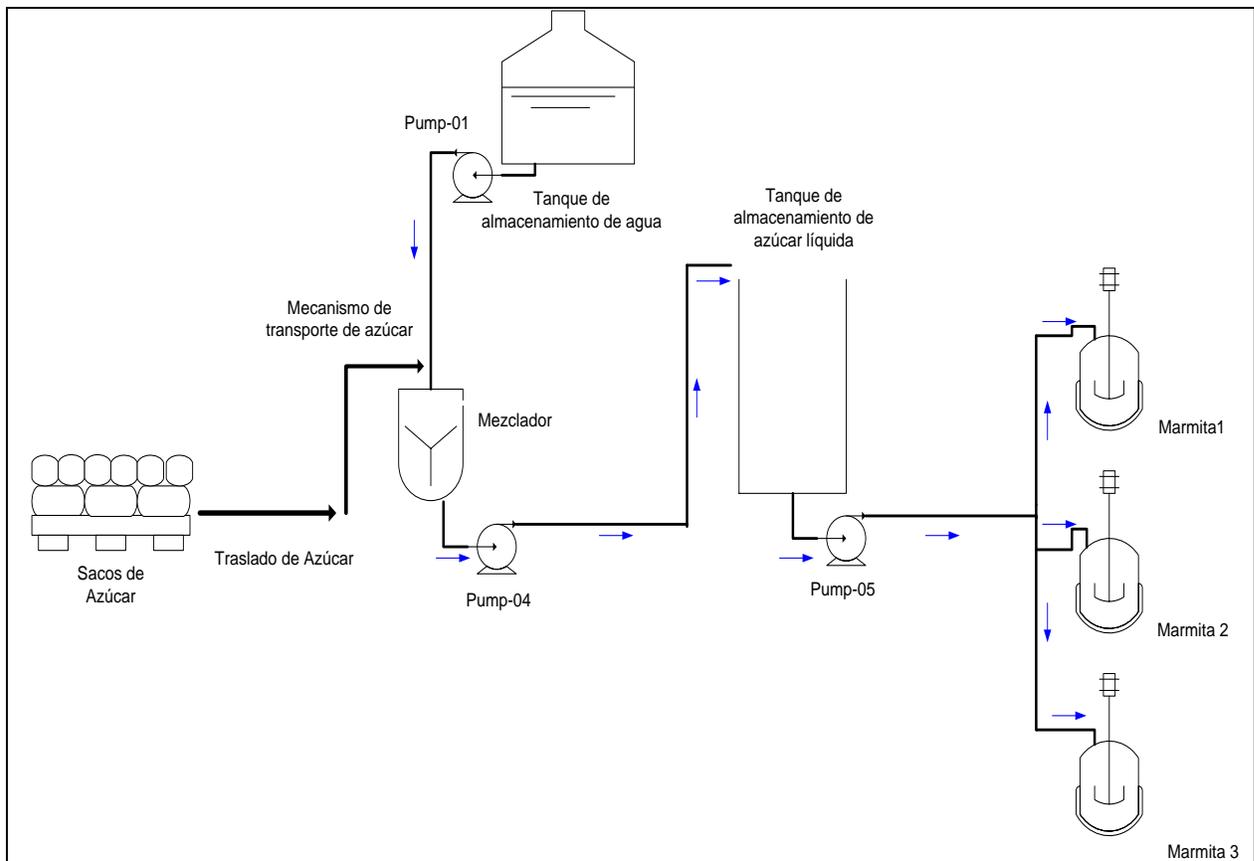


Figura 5.13 Diagrama de flujo de la alternativa 2 para el manejo de azúcar en el proceso.

Los sacos de azúcar se encuentran almacenados en un área cercana al proceso, mediante un dispositivo mecánico se agrega el azúcar al mezclador, en donde previamente fue alimentado con agua (Pump-01), en este equipo se produce un jarabe de azúcar con 72° Brix, este es el valor óptimo para que el azúcar no se cristalice con el tiempo. La gran ventaja de trabajar con azúcar líquida es que se puede almacenar por largo tiempo, sin alterar sus propiedades fisicoquímicas. Cuando se almacena azúcar

sólida en un Silo o Tolva hay que estar pendiente de los insectos y los posibles cultivos de hongos dentro del sistema, mientras que el jarabe no tiene este problema. Mediante un sistema de bombeo (Pump-04) se traslada el jarabe al tanque de almacenamiento.

Del tanque de almacenamiento se distribuye la azúcar líquida en cada marmita (Pump-05), junto con el agua que requiere el batch. En dicha alternativa se requiere para el transporte un sistema neumático o mecánico para la azúcar sólida, dos sistemas de bombeo, un mezclador y un tanque de almacenamiento líquido. Este sistema es continuo y ergonómico en donde la mano del operador no se ve directamente influenciada en la producción de jugos de concentrados.

Del tanque de almacenamiento se distribuye la azúcar líquida en cada marmita (Pump-01), junto con el agua que requiere el batch. En dicha alternativa se requiere para el transporte un sistema neumático o mecánico para la azúcar sólida, dos sistemas de bombeo, un mezclador y un tanque de almacenamiento líquido. Este sistema es continuo y ergonómico en donde la mano del operador no se ve directamente influenciada en la producción de jugos de concentrados.

Ventajas:

- Proceso continuo.
- Sistema de traslado en línea.
- Disminución del tiempo de batch por la previa producción de azúcar líquida.
- Disminución de adición de agua a la marmita.
- Utilización de pocos equipos de transporte de materia prima.
- Bajo costo de operación.

Desventajas:

- Implementación de un mezclador y un tanque de almacenamiento térmico para la producción y almacenamiento de azúcar líquida.
- Adición de un sistema de tuberías para el traslado de agua al mezclador.

- Para crear un jarabe a 72 grados Briz se requiere de precisión para la preparación, si se pasa de sólidos insolubles se puede cristalizar, si la temperatura es muy alta en el momento de prepararse se puede caramelizar, obstruyendo de esta manera las tuberías y/o equipos.
- Se necesitan de un sistema de bombeo que transporte este fluido tan viscoso.
- Se debe preparar con bastante tiempo de anticipación para evitar que se pare la producción por falta de jarabe, para esto se necesitan de tanques con alta capacidad y no se dispone de suficiente espacio para esta aplicación.
- Es un proceso delicado que requiere de mucho cuidado.
- Bajo costo de Inversión.

c) Sistema de transporte de azúcar independiente para cada marmita

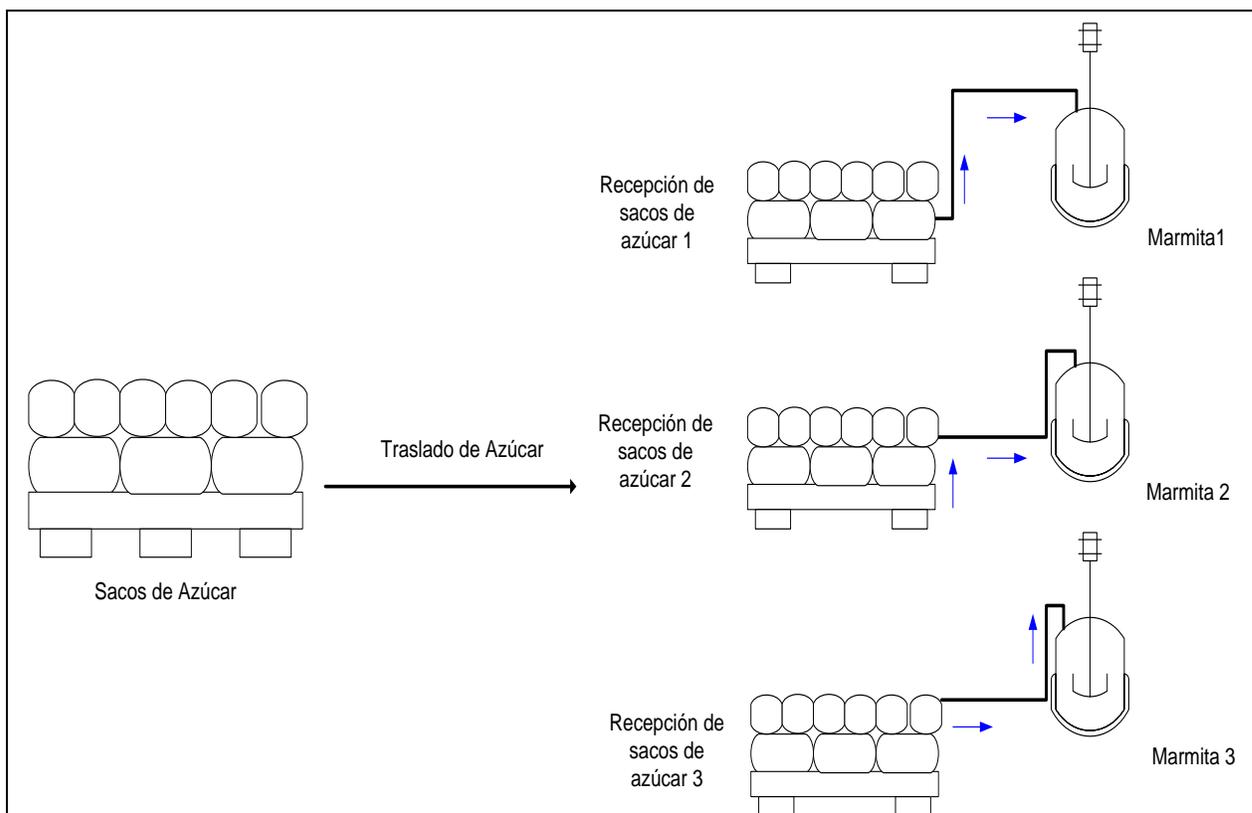


Figura 5.14 Diagrama de flujo de la alternativa 2 para el manejo de azúcar en el proceso.

La alternativa que se presenta en la figura 5.14 es la más parecida al proceso actual, si se puede apreciar en la figura se encuentra una marmita al lado de una recepción de azúcar, en donde el traslado se realiza implementando un sistema de transporte individual para cada marmita, con esto se busca obtener una producción independiente para cada equipo.

El operador con la ayuda de un patín hidráulico desplaza las paletas que contienen la azúcar almacenada en los sacos hasta su respectiva recepción, luego se abren y se agrega el material a una altura considerable en el sistema de transporte, para finalmente ser trasladado a la parte superior de la marmita. Es un sistema ergonómico, limpio y continuo en donde los trabajadores van a utilizar un esfuerzo físico menor al de la actualidad, además el sistema de transporte va a tener acoplado una pequeña tolva para tener un previo almacenamiento, esto ayuda a que el trabajador no se retrase con la producción, cargue rápido el material y de esta manera disminuir el tiempo de esta etapa del proceso.

Ventajas:

- Dosificación de la materia prima y proceso continuo.
- Cumple con la capacidad requerida del proceso.
- Sistema de manejo de material en línea.
- Disminución del tiempo de batch.

Desventajas:

- Implementación de un sistema de transporte para cada marmita.
- Requiere de un operador por cada marmita.

A continuación se presentan en la tabla 5.8 la evaluación de las tres alternativas a través de la aplicación de una matriz de ponderación.

Como se muestra en la tabla, la alternativa que arrojo mayor puntuación fue la C. Esta opción es la que más se adapta a los requerimientos de la planta.

TABLA 5.8
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES SISTEMAS PARA
MEJORAR EL MANEJO DE AZÚCAR A LAS MARMITAS

Factores	Peso (%)	Alternativas					
		A		B		C	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	3	60	2	40	5	100
Requerimientos de espacio en planta	25	3	60	2	40	4	80
Tiempo Requerido	20	4	80	5	100	4	80
Inversión Requerida	15	2	40	1	20	4	80
Costos operacionales	15	3	60	2	40	4	80
Sumatoria	100	6100		4900		8500	

- ❖ Alternativa A: Sistema de traslado de azúcar sólida de manera independiente en cada marmita empleando un sistema de almacenamiento previo.
- ❖ Alternativa B: Sistema de almacenamiento y bombeo de azúcar líquida a cada marmita.
- ❖ Alternativa C: Sistema de transporte de azúcar independiente para cada marmita.

Analizando cada criterio y comparando con cada tecnología se analiza lo siguiente:

- Grado de automatización: De las tres opciones la alternativa que más se adapta al grado de automatización de la planta es la C, luego la A y por último la B.

El almacenamiento con el Silo/Tolva difícilmente aplica por las normas de higiene, estos debe a la humedad y calor que hay en la línea, en donde la probabilidad de formarse hongos y levadura es alta. Para el sistema B el problema principal radica en precisión y requerimientos tecnológicos que necesita la planta para producir el jarabe, es una alternativa muy ambiciosa y arriesgada de aplicar en la actualidad.

- **Requerimiento de espacio de planta.** A simple vista se observa que la alternativa que ocupa menos espacio es la C, es un sistema sencillo y continuo en donde no hay equipos de almacenamientos en el área. La B es la que requiere mayor espacio por el mezclador y los tanques de almacenamiento de jarabe, además lo esencial para esta alternativa es tener una sala aparte en donde se pueda llevar a cabo. Mientras que la alternativa B se diferencia de la C por el Silo/Tolva para el almacenamiento de azúcar.
 - **Tiempo requerido.** La alternativa más idónea para disminuir el tiempo de batch es la B, al tener preparado el jarabe y almacenado a una temperatura mayor al ambiente, se saca una ventaja grande que se aprovecha en el momento de añadirlo a la línea de producción, debido a que se ahorra tiempo por la dilución del azúcar, mezclado y pasteurizado del producto, por venir previamente calentado de su sistema de producción y almacenamiento. No obstante por lo complejo de dicha propuesta, sino se tiene el jarabe a tiempo, puede pasar a ser la alternativa más lenta. Las otras dos opciones dependen del sistema de transporte, como el agregado es similar en las marmitas, la ponderación es la misma y son buenas para el tiempo requerido del proceso.
 - **Inversión requerida.** La alternativa C es la propuesta de menor inversión, eso es por el número de equipos y sistemas de transporte que requiere. Las otras dos son más costosas, de hecho la alternativa que requiere mayor capital disponible para llevar a cabo es la B, esto se debe a la complejidad del proceso. La diferencia de C y A es el sistema de almacenamiento del azúcar en polvo.
 - **Costos operacionales.** La opción B es la más costosa por la limpieza, mantenimiento de los equipos, consumo de energía y mano de obra. La C no requiere de un mantenimiento constante del Silo/Tolva como sucede en la opción A.
- Luego de analizar los criterios en cada sistema y compararlos entre sí para darle su respectiva puntuación en el proceso, se obtiene el resultado final de la selección que se muestra en la tabla 5.8, dando como mejor opción con una sumatoria de 8500 a la

alternativa C. Visto que se necesita de un transporte de los sacos de azúcar al proceso, estos pueden ser trasladados por los siguientes equipos reportados en la tabla 5.9:

TABLA 5.9
ALTERNATIVAS PARA EL TRASLADO DE LAS PALETAS QUE CONTIENEN LOS BARRILES.

Posible alternativa	Ventajas	Desventajas
 <p>Patín hidráulico</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Capacidad de 2 toneladas. • No requiere de energía para ser utilizado. • Bajo costo. • Ocupa poco espacio y no necesitan de pasillos amplios. 	<ul style="list-style-type: none"> • El traslado es manual, pero el operador no aplica fuerza. • Como es un sistema manual, la distancia entre el almacenamiento de pulpa y la recepción no debe ser grande.
 <p>Montacargas</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Capacidad de 3 toneladas. • Traslado automático. • Altura de levantamiento de 3m. 	<ul style="list-style-type: none"> • Se requiere de adiestramiento de personal. • Alto costo de adquisición. • Se necesitan de pasillos más amplios para trasladar el material. • Se requiere de energía para ser utilizados.

Fuente: Rachadell y Gómez (2002)

En la tabla se muestra dos tipos de transporte para el traslado de las paletas al proceso, que contienen tanto los sacos de azúcar como los barriles con pulpa, en la actualidad la empresa cuenta con un montacargas que funciona a gas, pero cuenta con varias actividades como traslado de materia de prima y producto terminado de un lado a

otro, carga y descarga de camiones, entre otras que requiera el desplazamiento de una carga pesada.

El objetivo es no depender de ese montacargas y mucho menos saturarlo de actividades, de esta manera se verían afectadas otras áreas de la empresa, la mejor solución es optar de un nuevo equipo que cumpla con los requerimientos del diseño de la línea de producción. Se necesita un mecanismo que requiera poca energía, fácil desplazamiento en espacios angostos, no ocupe espacio, económico, bajo costo de operación y traslade gran peso; la alternativa que cumple con estos requisitos a simple vista es un patín hidráulico como se aprecia en la tabla YJK, puede trasladar por lo menos 30 sacos de 60 kilos cada uno por paleta con una inversión inicial y costo de operación bajo, además este equipo se puede utilizar para otras actividades.

Seleccionado el transporte de los sacos de azúcar y de los barriles de pulpa (El traslado de la pulpa se verá más adelante), se procede a la búsqueda del transporte más adecuado del azúcar a las marmitas.

Anteriormente se seleccionó el sistema de transporte de azúcar independiente para cada marmita; el objetivo ahora es conseguir aquel equipo que más se adecue a los requerimientos del sistema seleccionado, para ello se cuenta con la tabla 5.10 la cual explica los tipos de transportadores de sólidos y da un breve descripción de las clases de transportadores por cada tipo existente.

A partir de esta tabla se procederá a realizar una matriz de selección para el tipo de transporte a utilizar en el proceso. Este resultado está reflejado en la tabla 5.11, donde luego de evaluar y comparar los sistemas de gravedad, mecánicos y neumáticos el sistema de transporte más adecuado para el proceso es la alternativa C (Sistema Neumático).

TABLA 5.10
CARACTERÍSTICAS DE LOS TIPOS DE TRASLADO DE SÓLIDOS Y DESCRIPCIÓN DE SUS CLASES

Tipos de transportadores	Características	Clases de transportadores	Descripción
Gravedad	Los equipos o aparatos incluidos dentro de esta clasificación se caracterizan por ofrecer un medio bastante económico para el transporte de materiales. El hecho de usar la fuerza de gravedad como energía motriz hace que no se requiera mecanismo impulsor alguno; por otra parte, al estar conformados por ninguna o pocas partes móviles, el desgaste de sus componentes es mínimo y los costos de mantenimiento son prácticamente despreciables. Además el costo inicial es relativamente bajo en comparación con otros equipos convencionales.	Rampas	Las rampas se emplean cuando la distancia entre los puntos de carga y descarga es corta. Pueden usarse para toda clase de material que resbale como: cajas, bultos, sacos, paquetes y materiales a granel; siempre y cuando éstos no requieran un cuidado excepcional. No deben usarse para materiales frágiles, ni cuando el peso de los distintos paquetes es muy desigual, ni para cargas muy pesadas (superiores a 150 Kg). Las aplicaciones más comunes se observan en la transferencia de materiales entre estaciones de trabajo o entre equipos de manejo mecanizados y en la descarga y carga de camiones.
		Ruedas	Estos transportadores se adaptan perfectamente a cargas que poseen un fondo liso, plano y suficientemente resistente para soportar la presión de las ruedas. Específicamente se pueden manejar cartones, estuches, paquetes de papel, cajas de madera y de metal livianas y en general todos aquellos artículos sin salientes ni ranuras. Se exceptúan aquellas cargas angostas que pudieran incrustarse entre las ruedas.
		Rodillos	Se emplean para el transporte de artículos tales como: cestas, cajas metálicas o de fibra, huacales, barriles y tambores, incluyendo objetos largos y angostos (vigas, listones, pletinas) que pudieran ocasionar incrustaciones si se transportan con ruedas. Las cargas deben tener una superficie rígida de apoyo y preferiblemente deben ser del mismo material y con pesos aproximadamente iguales.
Mecánicos	Se caracterizan por disponer de un sistema de impulsión que provee la energía necesaria para el movimiento de los materiales. El uso de éstos es bastante extendido en el medio industrial por la variedad de aparatos existentes que pueden satisfacer una amplia gama de necesidades en lo relativos a capacidad, trayectoria, naturaleza de los materiales, etc.	Rodillos activados	En general se usan para el traslado de cajas, bultos, paquetes, contenedores, cargas paletizadas y cualquier otro material que tenga una cara de apoyo relativamente rígida. Pueden funcionar en posición horizontal o con ligeras inclinaciones, además tienen la ventaja de que las cargas pueden ser detenidas en su recorrido con suavidad y transportadas en ambos sentidos. Los transportadores de transmisión por correa se usan principalmente para cargas livianas y altas velocidades, permitiendo un traslado libre de ruidos. Los de transmisión por cadena están robustamente contruidos para manejar cargas pesadas y resistir los daños que puedan ocasionar algunos contaminantes como grasas, aceites y polvos. Están diseñados para operar a bajas velocidades para uso continuo.
		Bandas transportadoras	Se adaptan perfectamente al transporte de materiales en muy diversas formas y presentaciones: paquetes, bultos, piezas sueltas y/o de forma irregular y materiales a granel. El transporte puede efectuarse a grandes distancias. Tienen gran capacidad de transporte. Pueden construirse para efectuar la descarga en cualquier punto de su trazado. El consumo de potencia por toneladas manejada es bajo en comparación con otros medios de transporte. Pueden funcionar en forma suave y silenciosa.

Fuente: Perry y Cols., 2002

TABLA 5.10
CARACTERÍSTICAS DE LOS TIPOS DE TRASLADO DE SÓLIDOS Y DESCRIPCIÓN DE SUS CLASES
(CONTINUACIÓN)

Tipos de transportadores	Características	Clases de transportadores	Descripción
Mecánicos		Roscas transportadoras	Se adaptan perfectamente al manejo de materiales a granel, desde muy finos hasta trozos de 3 ½". Por ser aparatos completamente cerrados, ofrecen un manejo limpio y seguro aun para materiales contaminables. Además, por su forma de operación permiten un flujo uniforme de los materiales por lo que son usados ampliamente en la dosificación de procesos. Con algunas variantes en la forma de la hélice o con la incorporación de aditamentos especiales lograr homogenización y/o mezclas de materiales durante el traslado. Haciendo las debidas consideraciones en lo referente a velocidad de operación y de materiales de construcción de los componentes, se pueden manejar productos abrasivos, corrosivos o higroscópicos: sin embargo, no se recomiendan para materiales explosivos ni tóxicos.
		Elevadores de Cangilones	En general se utilizan para elevar materiales a granel desde muy finos hasta con trozos de 3 ½" (90mm). La altura total de elevación se limita a 100 pies (30.5m) en aparatos de fabricación estándar. Los elevadores centrífugos se adaptan perfectamente al manejo de materiales que fluyen libremente y cuyo transporte no requiera cuidado excepcional. En consecuencia no son recomendables para materiales frágiles o desmenuzables. Los de descarga perfecta se usan para materiales frágiles, pegajosos o que fluyan con dificultad; mientras que los continuos son recomendados para materiales desmenuzables, abrasivo y/o que ofrezcan dificultad para ser recogidos por el fondo. Los de supercapacidad, por su parte, son empleados exclusivamente cuando se requiere el manejo de grandes volúmenes en espacios limitados.
Neumático	Estos sistemas consisten básicamente en una corriente de aire (u otro gas) a alta velocidad que se hace pasar a través de una tubería, de modo que cuando una materia es alimentada a la misma, éste es transportado por la fuerza impulsora del aire. La velocidad del aire debe ser lo suficientemente alta para garantizar que el material se mantenga en suspensión y sea efectivamente arrastrado a lo largo del sistema. Si la velocidad es baja una parte del material se depositará en el fondo de la tubería produciéndose el efecto "duna". La potencia requerida y la capacidad de estos transportadores no siempre pueden ser determinadas en forma precisa.	Clase I: Material en corriente de aire.	En estos sistemas el material es alimentado dentro de una corriente de aire creada por una fuente de presión positiva o inducida por una fuente de vacío. Es la clase más versátil ya que permite manejar una amplia variedad de materiales con un amplio rango de velocidades. La baja relación material/aire permite el traslado de materiales de formas diversas: terrones, astillas, escamas y granos, así como sólidos granulares o en polvo con un mínimo de roce entre las partículas.
		Clase II: Aire en material	El material es alimentado dentro de un recipiente (tanque de presión) hasta un volumen específico, después de lo cual se cierra la entrada de material. Seguidamente se admite aire a presión, se abre la válvula de descarga y el material fluye a través de la tubería. Una vez que el material es descargado se cierra la válvula de descarga, se despresuriza el tanque y se repite nuevamente el ciclo. La alimentación debe ingresar el tanque lo más rápidamente posible y el volumen debe ser seleccionado de tal manera que el tiempo total de ciclo permita obtener la rata de transporte deseada. Estos sistemas son esencialmente de presión positiva y su uso está limitado a materiales pulverizados, granulares o mixtos que se fluidizan y que emergen como una corriente densa de baja velocidad en presencia del aire. Es ideal para transportar materiales abrasivos o desmenuzables. El volumen del tanque puede variar entre uno y 400 pies ³ mientras que las presiones de descarga deben ser superiores a los 10 psig.

Fuente: Perry y Cols., 2002

TABLA 5.11
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES SISTEMAS DE
TRANSPORTE DE AZÚCAR.

Factores	Peso (%)	Transportes					
		Gravedad		Mecánicos		Neumáticos	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	1	20	4	80	5	100
Requerimientos de espacio en planta	25	5	100	3	60	4	80
Tiempo requerido	20	1	20	5	100	5	100
Inversión requerida	15	5	100	3	60	4	80
Costos operacionales	15	5	100	3	60	2	40
Sumatoria	100	6400		7300		8300	

- ❖ Alternativa A: Sistema de traslado de azúcar sólida por gravedad.
- ❖ Alternativa B: Sistema de transporte mecánico azúcar sólida.
- ❖ Alternativa C: Sistema de transporte neumático azúcar sólida.

Se llega a esta selección por las siguientes razones:

- Grado de automatización. El de gravedad es la de menor valor, este sistema es apropiado para el transporte de cajas en donde se deslizan por la gravedad a cierta altura, se requiere un sistema en donde se traslade azúcar en polvo desde el nivel del piso hasta una altura aproximada de 2 m, por lo tanto es la opción menos viable. Entre neumático y mecánicos, el más apropiado es el sistema de propulsión con aire, porque se logra el traslado de esta materia prima higroscópica de un lugar a otro de manera higiénica, segura y en poco tiempo.
- Requerimientos de espacio. Los sistemas mecánicos necesitan más espacio que los neumáticos, los dos trabajan con equipos acoplados, mientras uno utiliza un dispositivo de impulsión que provee la energía necesaria para mover los materiales (mecánicos), el otro requiere de una fuerza propulsora de aire para trasladar la materia prima

(neumático), la gran ventaja de trasladar el material con dicho mecanismo, es que éste se puede alimentar las cuatro marmitas empleando un solo medio sin necesidad de tener un sistema de gran capacidad de almacenamiento, mientras que con los mecánicos dependiendo de la clase de transporte se puede jugar con el número de equipos a emplear vs área de previo almacenamiento; un ejemplo puede ser: utilizar un elevador de cangilones para cada pasteurizador o se puede emplear el mismo aparato para almacenar azúcar en un(a) Silo/Tolva , en donde éste tiene que estar a una altura considerable y finalmente con un tornillo sinfín (giratorio) acoplado al sistema, agregue de manera dosificada la cantidad de azúcar requerida a cada equipo en el proceso. Los de gravedad como su nombre lo indica trabaja con la fuerza gravitatoria y por ende son sistemas sencillos, que no ocupan menos espacio.

- Tiempo requerido. La alternativa A como depende de la gravedad, difícilmente sea un sistema rápido para el proceso; las opciones B y C son mucho más rápida y eficientes, se puede jugar con la cantidad vs velocidad en tramos cortos y en poco tiempo.
- Inversión requerida. En general los sistemas B son un poco más económicos para invertir que los C, esto se debe por la complejidad de los accesorios que dispone cada tipo de transporte, no obstante por metro lineal sale más económico el sistema neumático, debido a que las tuberías tienen menor costo que las piezas que involucran a un sistema mecánico, este factor no influye mucho porque el trayecto es corto. En este caso se está evaluando la inversión de varios equipos mecánicos o de uno neumático, en donde finalmente la alternativa C es la más rentable que la B.
- Costos operacionales. La alternativa C se caracteriza por tener el mayor consumo de potencia por tonelada de transporte en comparación a otros transportadores, además con el tiempo la fuerza impulsora del aire que ejerce en el azúcar va desgastando las tuberías, pero esta opción no requiere de tanto mantenimiento y limpieza que los sistemas mecánicos, por lo que son más limpios y seguros.

Finalmente se escogió los sistemas neumáticos para el manejo de azúcar en la línea de producción de concentrados de jugos, este traslado tiene una trayectoria que comienza en la recepción de azúcar hasta el mezclador, en donde su distancia es corta y va a depender de la clase del transporte neumático a emplear. Se realiza el mismo procedimiento para seleccionar la clase que más se adecue al proceso. A continuación en la tabla 5.12 se muestra el resultado de la selección:

TABLA 5.12
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LAS POSIBLES CLASES DE SISTEMAS DE TRANSPORTES MECÁNICOS

Factores	Peso (%)	Transportes Neumáticos					
		Clase I		Clase II		Clase III	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	5	100	3	60	3	60
Requerimientos de espacio en planta	25	5	100	2	40	3	60
Tiempo requerido	20	5	100	5	100	5	60
Inversión requerida	15	5	100	2	40	3	60
Costos operacionales	15	5	100	2	40	3	60
Sumatoria	100	10000		5700		6000	

- ❖ Alternativa A: Sistema de transporte neumático Clase I.
- ❖ Alternativa B: Sistema de transporte neumático Clase II.
- ❖ Alternativa C: Sistema de transporte neumático Clase III.

Luego de escoger el tipo de sistema de transporte para el traslado de azúcar, se procedió a seleccionar la clase de transporte mecánico, que en este caso el más apropiado es una banda transportadora y las razones para tomar esta decisión en base de los criterios fueron:

- Grado de automatización. La clase I es la más versátil ya que permite manejar una amplia variedad de materiales con un amplio rango de velocidades, además se adapta

perfectamente a los requerimientos de la plantas porque no posee tantos accesorios acoplados al sistema A. Las otras dos opciones se diferencia en la carga previa del material el de Clase II requiere un tanque de presión, mientras que el III dispone de un tornillo sinfín para mezclar el azúcar con el aire.

- **Requerimientos de espacio en planta.** La opción I requiere de menor espacio porque solo se necesita de una bomba que le aplique presión al sistema para trasladar al material, el de clase II abarca mayor espacio es por el tanque de presión, que a su vez viene acoplado de dos Silos de almacenamiento del que sirve de alimentador al sistema y finalmente la opción C se diferencia de la A por el tornillo sinfín.
- **Tiempo Requerido.** Los 3 sistemas trasladan alto caudal de material en poco tiempo, en este criterio las tres alternativas son versátiles para el sistema.
- **Inversión requerida.** Los equipos que disponen cada sistema el sistema de clase II es más costoso que el sistema III, aparte de poseer un tanque de presión y los dos silos cada uno posee un alimentador mecánico (tornillo sinfín), que sirve para alimentar el tanque de presión, mientras que el III se dispone de la tolva que alimenta al tornillo sinfín, en donde al final de este mecanismo pasa una corriente de aire para transportar el material a su destino final. La alternativa A dispone de su compresor o extractor para trasladar el azúcar.
- **Costos operacionales.** Vienen influenciados por la complejidad de los sistemas, como los tipos de equipos que poseen, facilidad de mantenimiento y limpieza, servicios que requieren, entre otros costos, por lo tanto la alternativa más económica es la A, luego la C y por último la B.

La alternativa que más se adapta al proceso es la de Clase I, cumple con todos los criterios de manera muy eficaz, por lo que sin lugar a duda fue seleccionada. Luego de

seleccionar el sistema neumático de Clase I, a su vez este sistema posee tres tipos básicos:

- a. De presión negativa o de succión.
- b. De presión positiva.
- c. Combinado.

Para seleccionar la mejor alternativa se realizó la siguiente matriz:

TABLA 5.13
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES TIPOS DE
SISTEMAS NUMÁTICOS DE CLASE I

Factores	Peso (%)	Transportes Neumáticos					
		A		B		C	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	3	60	5	100	3	60
Requerimientos de espacio en planta	25	3	60	5	100	2	40
Tiempo requerido	20	4	80	5	100	5	100
Inversión requerida	15	3	60	4	80	2	40
Costos operacionales	15	2	40	4	80	1	20
Sumatoria	100	6100		9400		5400	

- ❖ Alternativa A: Sistema de transporte neumático de presión negativa o de succión.
- ❖ Alternativa B: Sistema de transporte neumático de presión positiva.
- ❖ Alternativa C: Sistema de transporte combinado.

Se observa en la matriz, que la opción seleccionada es la opción B, escogió esta alternativa por las siguientes razones:

- Grado de automatización. El gran inconveniente de los sistemas de succión, es que

se requiere de un ciclón para separar el aire del azúcar y de un extractor al final de la trayectoria, se utilizan más que todo para extraer materiales de los camiones o montones hasta un receptor, por lo que no aplica para el proceso, además trabaja con un caudal máximo de 5 ton/h.

El sistema de presión positiva es muy eficiente, de hecho puede transportar de un lugar a varios receptores, estos pueden estar distantes uno de otros (uno a la vez) y puede transportar centenares de caudales por hora.

El combinado como su propio nombre lo dice es la combinación de los dos sistemas anteriores, puede extraer material de varios sitios hasta uno o más puntos. Entonces la técnica que más aplica es la de presión positiva para este criterio.

- **Requerimientos de espacio en planta.** El sistema de presión positiva abarca menos espacio que las otras dos alternativas, su compresor se encuentra detrás de la alimentación, no tiene inconvenientes al final del trayecto como lo presenta el sistema de succión, no es necesario tampoco utilizar un ciclón, debido a que el azúcar se puede agregar a la marmita con el aire que la desplaza.
- **Tiempo Requerido.** Las alternativas B y C, desplaza centenares toneladas de azúcar en una hora, mientras que la opción A no dispone de esa capacidad, la cual se ve limitada con 5 ton/h.
- **Inversión requerida.** La alternativa B dispone de un ciclón, pero en este caso no lo requiere debido a que la descarga va directa a la marmita, entonces los costos de inversión disminuyen considerablemente con respecto a las otras dos.
- **Costos operacionales.** Los costos se incrementan considerablemente cuando hay un ciclón de por medio, de hecho generalmente estos equipos son muy deficientes, para separar el material del aire se requiere de una gran longitud y consumo de energía en la

operación, también hay que tomar en cuenta su mantenimiento y limpieza; por esto la alternativa B es mucho más económica.

5.1.4 Selección de la alternativa más adecuada para el envasado del producto

En este punto lo que se necesita es pasar de un proceso manual a uno automatizado.

La selección de la tecnología se realizó investigando proveedores de envasadoras automáticas que más se adaptaban a nuestros requerimientos.

Por exigencia de la empresa cada lote de producción debe durar una hora, donde en esa hora se debe producir y descargar el producto terminado.

Estas descargas de las marmitas se van a realizar a 2 tanques de almacenamiento ya existentes en la empresa, por lo cual la envasadora a seleccionar será ubicada en donde se encuentren estos tanques.

Por tener estos dos tanques la envasadora a seleccionar debe de descargar los 2 tanques que contendrán 1750 L de jugos concentrados en 30 minutos, por lo cual se requiere un equipo que envase 116,67 L/min.

Luego de investigar e indagar en páginas web se consiguió un proveedor de envasadoras, donde se selecciono una envasadora tipo pistón, la cual puede descargar los 1750 L en 10 minutos. (Ver cotización en Anexos)

5.2 DISEÑO DE PLANTA

En este apartado se va a establecer la capacidad de la planta, como la nueva distribución de los equipos en la planta aplicando el método (SLP) descrito en el capítulo II.

5.2.1 Establecimiento de la capacidad de la planta

El horario está establecido por la política de la empresa, siendo de 6:30 a.m a 3:00 p.m y de 3:00 p.m a 11:30 p.m (1020 minutos) de lunes a viernes, donde el tiempo productivo es menor ya que, se le deben descontar minutos a la jornada de trabajo por procesos de lavado y desinfección de los equipos, horarios de almuerzo y cena, limpieza final de equipos y áreas de la planta. En la tabla 5.14 se muestran los tiempos que serán descontados:

TABLA 5.14
TIEMPO DE DESCUENTOS POR OPERACIONES NO PRODUCTIVAS

Operación	Tiempo (min)
Lavado inicial de los equipos	15
Toma de materia prima y arranque de proceso	15
Ordenamiento del área de trabajo antes de almorzar	5
Almuerzo	30
Ordenamiento del área de trabajo antes de cenar	5
Cena	30
Limpieza de equipos y áreas de trabajo	20
TOTAL	120

Tomando el resultado arrojado por la tabla, el cálculo para determinar el tiempo de producción por jornada de trabajo al descontarle el tiempo no productivo fue igual a 15 horas laborales por jornada de trabajo.

Al observar el resultado y recordando que la política de la empresa realiza dos turnos por día, cada turno realizará labores de operación durante 7 horas y medias.

Una vez determinado el tiempo operativo se deben calcular los días laborales de la planta. Por política de la empresa, se trabaja 225 días por año. Para determinar la

fuerza laboral requerida, se debe realizar el estudio por las etapas del proceso. Para ello se debe basar en los sistemas seleccionados.

A continuación se presenta una tabla con los operadores necesarios en cada etapa:

TABLA 5.15
FUERZA LABORAL REQUERIDA EN LA LÍNEA DE JUGOS CONCENTRADOS

Etapa del proceso	# de operadores
Producción del licuado (Estabilizante A)	1
Formulado, estabilizado y ajuste	3
Traslado y bombeado de Pulpa y estabilizante A al proceso	1
Traslado y bombeado de azúcar al proceso	2
Envasado y empaquetado del producto	4
Traslado del producto al almacén	1
TOTAL	12

Por ser un proceso donde se va a pasar de manual a semiautomático, todavía se necesita de una cantidad razonable de operadores en la línea. A continuación se dará una breve descripción de dichas etapas establecidas en la selección de la tecnología más adecuada:

a) Producción del Licuado (Estabilizante A): Este proceso se va a realizar por cargas y demanda el empleo de un operador, el cual se va a encargar de abrir el paso del agua proveniente del tanque de almacenamiento de la misma hasta el tanque de precalentado de agua; luego activará el sistema de bombeo para trasladar dicha agua precalentada hasta la licuadora donde se produce el estabilizante A; este momento de bombeo puede ser aprovechado para descargar al mismo tiempo los 6 kg de materia prima que viene en polvo a dicho equipo.

b) Formulado, estabilizado y ajuste: Al hablar de formuladores, se refiere a la etapa de mezclado de todos los ingredientes para producir jugos concentrados. Esta etapa

necesita de un operador por mezclador, el cual se encarga de poner en marcha el equipo, de agregar los aditivos que no son necesarios llevarlos automáticamente, de tomar las muestras, de abrir los pasos de los materiales que se van a transportar automáticamente y de controlar el proceso.

c) Traslado y bombeado de pulpa y estabilizante al proceso: En esta etapa se adicionará las materias primas a un tanque de almacenamiento a través de un volteador de barriles; luego al haber agregado toda la materia al tanque y en concordancia con el formulador se necesita un solo operario para activar el sistema de bombeado de la pulpa al mezclador que necesite de dicha materia.

d) Traslado y bombeado de azúcar al proceso: En esta etapa se adicionará al sistema neumático la cantidad de azúcar que necesita transportar al mezclador; para ello debe haber un operador que traiga y abra los sacos de azúcar y otro que lo agregue en dicho equipo. Cabe señalar que al igual que la etapa anterior, todo esto debe estar en concordancia con el formulador de la marmita que necesite la adición de dicha materia prima.

e) Envasado y empaquetado del producto: Para efectuar esta operación se requiere del empleo de un operador, el cual se encargara de buscar todos los recipientes y colocarlos en el equipo de envasado, dos operadores más recibirán los recipientes llenos de jugo concentrado y proceden a taparlo y otro procede a recibir los recipientes lleno y colocarlo en el equipo de embalar.

f) Almacenaje de productos: Para el transporte de los productos de jugos concentrados obtenidos en la línea, se considera necesario el empleo de un solo operador, el cual se va a encargar de recibir los recipientes embalados y trasladarlos al área de almacenaje; siendo entonces, el total de operarios en la línea igual a 12.

Establecida la mano de obra, el tiempo de operación y la cantidad que se requiere producir por día que es igual a 52,36 TN/día (Ver Tabla C.6, Apéndice C), además de

tener la capacidad que produce una marmita que es igual a 1731,6 L de jugos concentrados, señalando además que se poseen tres mezcladores, entonces se procedió al cálculo del número de lotes, dando como resultado que por día se deben realizar 31 Batch.

Ya sabiendo las cargas de cada etapa, se realiza un simulacro del proceso a través de un histograma. Este es un análisis cualitativo necesario, ya que nuestro proceso depende de la producción de estabilizante A. y representará una hipótesis sobre el comportamiento que tendrá el nuevo sistema implementado.

En la tabla 5.18 se representará esta herramienta hipotética de cómo será trabajado los lotes calculados anteriormente.

Para el cálculo del tiempo de Batch se procedió a estudiar el proceso de la siguiente manera:

- Para producir un Batch se requieren de tres etapas:
 1. Preparado de la Base. Inicialmente se prepara la base con Roquel y agua, la cantidad de agua oscila los 250 kg, mientras que del Roquel es de 40 kg, esta etapa dura alrededor de 10 min en el proceso actual, de hecho es el tiempo necesario para tener esta mezcla.
 2. Adición del resto de la materia prima. Depende del tiempo de agregado de los materiales a emplear y generalmente el pasteurizado dura 15 min.
 3. Tiempo de descarga. Es el tiempo en que dura descargar el batch, generalmente esta dentro del rango de 15 a 20 min.
- Estabilizante. Es parte de la materia prima, le da consistencia al concentrado y se prepara de la siguiente manera:
 1. Se requiere de 180 kg de agua a 80 °C y de un pequeño porcentaje de CMC.
 2. La viscosidad del estabilizante es de 3000 cp, por lo que demora su traslado.

3. El tiempo de licuado y descarga dura alrededor de los 20 min.

Nota: El estabilizante es preparado el día anterior y almacenado en barriles.

Luego de realizar los dimensionamiento de los equipos que transportan los materiales y asumiendo los caudales, se procede a calcular el tiempo de traslado de la materia prima desde su recepción hasta el proceso, para eso se busca la variable tiempo, dependiendo del valor de caudal de las corrientes que se requiere para la formulación de jugos concentrados.

La composición de la materia prima en el concentrado viene dada por un 37% de azúcar, 43% de agua y 20% de pulpa, con un batch de 2000 kg, se obtienen los siguientes resultados:

TABLA 5.16
CANTIDAD Y COMPOSICIÓN DE LAS PRINCIPALES MATERIAS PRIMAS EN LA PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS

Concentrado a 2000 kg		
Materia prima	%	Masa kg
Agua	43	860
Azúcar	37	740
Pulpa	20	400

Con la masa y el caudal respectivo de cada fluido los cuales se muestran en el apéndice C (Ver Tabla C.1, C.3 y C.5), se muestra el tiempo de carga de la materia prima para producir un batch en la tabla 5.17

TABLA 5.17
TIEMPO DE CARGA PARA PRODUCIR UN BATCH

Etapa	Materia Prima	Tiempo de carga (min)
1º	Agua	10
	Roquel	
2º	Agua	5
	Estabilizante	5
	Azúcar	9
	Pulpa	8

Con esta información más el tiempo de descarga del producto que es de 20 min y el pasteurizado de 15 min, se obtiene un total de 72 min, éste caso es tomando en cuenta que se va añadir cada materia por separado, de hecho se puede agregar las de la segunda etapa simultáneamente, pero se desea calcular el tiempo máximo de un batch, por lo que en el peor de los casos el tiempo para producir 2000 kg de jugos de concentrado es de aproximadamente de 72 min \approx 70min, se toma para los tiempos de Batch 70 min.

Dentro del proceso opera una envasadora que envasa y tapa 2000 kg en 15 min, por lo que se requiere de unos tanques de almacenamiento para evitar que la producción se vea retardada por algún inconveniente de las marmitas, es importante separar el sistema de envasado de los evaporadores, porque se descargan con un flujo continuo y más rápido están disponibles para producir nuevamente.

Con estos datos se cálculo de manera más eficiente los números de Batch, realizando un histograma con los tiempos reales y tomando en cuenta el momento de limpieza al final de la jornada, como también el tiempo de almuerzo y cena de los operadores, confirmándose de esta manera que el proceso es continuo y seguro, evitándose también algún colapso que pueda retrasar la producción. A continuación se presenta como se dijo anteriormente la tabla 5.18 que representa el histograma:

TABLA 5.18
HISTOGRAMA DEL PROCESO TOMANDO EN CUENTA LA JORNADA COMPLETA
Y LAS MEJORAS DE LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN.

Hora A.M/P.M	Marmita 1	Marmita 2	Marmita 3	Envasado	Batch
7:05					1
7:15	1º	1º			
7:25	2º	2º			
7:35			1º		
7:45			2º		
7:55					
8:05	descarga	descarga			
8:15					
8:25	final	final	descarga	T2=8:25-8:40	
8:35	1º	1º			
8:40				T1=8:40-8:55	
8:45	2º	2º	final		
8:55			1º	T2=8:55-9:10	
9:05			2º		
9:15					
9:20					
9:25	descarga	descarga			
9:35					
9:45	final	final	descarga	T2=9:45-10:00	
9:55	1º	1º			
10:00				T1=10:00-10:15	
10:05	2º	2º	final		
10:15			1º	T2=10:15-10:30	
10:25			2º		
10:35					
10:45	descarga	descarga			
10:55					
11:05	final	final	descarga	T2=11:05-11:20	
11:15	1º	1º			
11:20				T1=11:20-11:35	
11:25	2º	2º	final		
11:35			1º	T2=11:35-11:50	
11:45			2º		
11:55					
12:05	descarga	descarga			

TABLA 5.18
HISTOGRAMA DEL PROCESO TOMANDO EN CUENTA LA JORNADA COMPLETA
Y LAS MEJORAS DE LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN. (CONTINUACIÓN)

Hora A.M/P.M	Marmita 1	Marmita 2	Marmita 3	Envasado	Batch
12:25	final	final	descarga	T2=12:25-12:40	4
12:35	1º	1º			
12:40				T1=12:40-12:55	
12:45	2º	2º	final		
12:55			1º	T2=12:55-1:10	
1:05			2º		
1:15					5
1:25	descarga	descarga			
1:35					
1:45	final	final	descarga	T2=1:45-2:00	
1:55	1º	1º			
2:00				T1=2:00-2:15	
2:05	2º	2º	final		6
2:15			1º	T2=2:15-2:30	
2:25			2º		
2:35					
2:45	descarga	descarga			
2:55					
3:05	final	final	descarga	T2=3:05-3:20	7
3:15	1º	1º			
3:20				T1=3:20-3:35	
3:25	2º	2º	final		
3:35			1º	T2=3:35-3:50	
3:45			2º		
3:55					8
4:05	descarga	descarga			
4:15					
4:25	final	final	descarga	T2=4:25-4:40	
4:35	1º	1º			
4:40				T1=4:40-3:45	
4:45	2º	2º	final	T2=4:45-5:00	8
4:55			1º		
5:05			2º		
5:15					

TABLA 5.18
HISTOGRAMA DEL PROCESO TOMANDO EN CUENTA LA JORNADA COMPLETA
Y LAS MEJORAS DE LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN. (CONTINUACIÓN)

Hora A.M/P.M	Marmita 1	Marmita 2	Marmita 3	Envasado	Batch
5:25	descarga	descarga			8
5:35					
5:45	final	final	descarga	T2=5:45-6:00	
5:55	1º	1º			
6:00				T1=6:00-6:15	
6:05	2º	2º	final		
6:15			1º	T2=6:15-6:30	
6:25			2º		
6:30					9
6:35					
6:45	descarga	descarga			
6:55					
7:05	final	final	descarga	T2=7:05-7:20	
7:15	1º	1º			
7:20				T1=7:20-7:35	
7:25	2º	2º	final		
7:35			1º	T2=7:35-7:50	
7:45			2º		10
7:55					
8:05	descarga	descarga			
8:15					
8:25	final	final	descarga	T2=8:25-8:40	
8:35	1º	1º			
8:40				T1=8:40-8:55	
8:45	2º	2º	final		
8:55			1º	T2=8:55-9:10	
9:05			2º		11
9:15					
9:25	descarga	descarga			
9:45	final	final	descarga		
9:55					
10:05			final	T2=10:05-10:20	

El histograma que se muestra en la tabla 5.18, en donde se presenta los tiempos de producción y el que disponen de colchón cada marmita entre dos Batch, si ocurre algún inconveniente. Se observa que cada marmita tiene su tiempo de carga, con su respectiva etapa de proceso, casi siempre se va tener un tanque de almacenamiento disponible que sirve de reserva, si ocurre algún problema mecánico con la envasadora en un momento que se pueda solucionar rápido.

Las marmitas 1 y 2 van a arrancar simultáneamente, no se va a ver influenciado en la carga de pulpa, CMC y azúcar, porque cuando se dispone a cargar un material en un mezclador enchaquetado en el otro se realiza la carga de otra materia prima. La marmita 3 arranca 20 minutos después, esto se debe a que el tiempo de descarga del producto dura aproximadamente 20 minutos, con esto se asegura que el concentrado no dure más tiempo de lo previsto en los mezcladores enchaquetados.

Mientras que las marmitas 1 y 2 se descargan en los tanques 1 y 2, la 3 esta en la etapa de agregado de la materia prima, la envasadora realiza su trabajo en 15 minutos, en el momento en que se baje el batch 3 va a estar un tanque disponible para la descarga. La marmita 1 descarga directamente en el tanque 1, mientras que la 2 y 3 en el tanque 2, esto garantiza que dos marmitas puedan laborar juntas, sin tener inconvenientes en el momento de la descarga, esto se debe a que si compartían una misma tubería la 1 y la 2, el producto a vaciar no serían 2000 kg sino 4000 kg, por lo que no garantizaría que la descarga fuera de 20 minutos, las razones son:

- Si la potencia de cada bomba no es la misma, el producto de una marmita se puede regresar, esto ocurre cuando el fluido de una tubería es impulsado por dos bombas de diferente capacidad en paralelo.
- Caudal de la descarga de una bomba puede disminuir, si la potencia suministrada de la otra bomba al sistema es mayor.
- Se mezclarían el producto de las dos marmitas, empleando una tubería en común.

La desventaja es que si se demora en descargar un batch, el producto se les puede alterar sus propiedades, como temperatura, sabor, color, Brix, entre otras.

Apenas se baje un batch, se empieza con el otro, en el histograma se observa 10 minutos como tiempo muerto, se utiliza mas que todo para evitar un contratiempo y utilizarlo de respaldo en la producción.

El mezclador no para de trabajar en la jornada, solo en la hora de almuerzo, la línea puede aumentar la producción si se instala otra licuadora industrial, en nuestro caso no es necesario porque se supera la meta de los 200 mil galones de concentrados por mes.

En el día se producen alrededor de 31 Batch con una capacidad comprendida de 2000 a 2200 kg por marmita, al llevar estos valores a galones da un lote mensual de 283.752 galones, estos cálculos es asumiendo 2000 kg por marmita.

Como el proceso de licuado y envasado del estabilizante dura 20 minutos, eso quiere decir que en una hora se producen 600 kilogramos de este subproducto, en el transcurso del día trabajando 15 horas en ese punto del proceso se pueden sacar un máximo de CMC para 45 batch, lo cuál la licuadora esta sobredimensionada para la producción diaria.

5.2.2 Diagrama relacional de actividades y recorridos

Luego de el dimensionamiento de las alternativas seleccionadas y el diagnóstico obtenido en el capítulo anterior, se debe hacer un estudio para mejorar la distribución de planta en el proceso, enfocándose en el método SHA y SLP como se describe en el marco teórico, lo primero que se debe saber es acerca de la disposición para el análisis de manipulación de materiales, básicamente hay cuatro puntos que se quieren obtener de la disposición del diseño:

1. ¿Donde están ubicados físicamente los orígenes y destinos de cada movimiento del material?
2. ¿Qué rutas y métodos conocido de manejo de materiales están ya establecidos o en general decididos en la fase anterior de planificación?
3. ¿Qué tipo de espacio está implicado en cada actividad, las cuales serían: a partir de la cual, a través del cual, y cuál es el material que se transporte?
4. ¿Qué está pasando y / o arreglo o esbozo del diseño existe (o está previsto en general) dentro de cada área de actividad a partir de la cual y cuál es el material que se transporte?

Para comenzar esta parte del estudio y poder responder las preguntas planteadas se empieza por el diagrama relacional de recorridos y/o actividades, la explicación de dicho diagrama se explica detalladamente en el marco teórico sección 2.3.1.

En este paso se combinan los análisis del recorrido del producto y de los servicios anexos, con el fin de orientar geográficamente las actividades, servicios y zonas los unos respecto a los otros sin tener en cuenta el espacio que cada uno realmente requiere. En esencia los diagramas de recorridos y actividades son gráficos de cartografía.

Las normas utilizadas por el método SLP comprenden:

- Un símbolo por cada actividad.
 - Una cifra convencional para cada actividad.
 - Un número de trazos para la intensidad del recorrido o el valor de la aproximación.
 - Un color convencional, igualmente para la misma intensidad o valor de aproximación.
- Su empleo es facultativo.

A continuación se muestran los símbolos que se van a emplear en el diagrama:

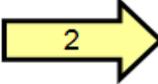
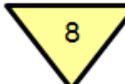
Nº	Descripción	Simbolo
1	Carga de la pulpa de fruta al proceso	
2	Carga de azúcar al proceso	
3	Fabricación de estabilizante (A)	
4	Fabricación de concentrado	
5	Carga de agua para la preparación del estabilizante	
6	Proceso de envasado	
7	Proceso de empacado	
8	Almacenaje de producto empacado	
9	Servicios	
10	Almacenaje de producto previo a envasar	
11	Almacenaje de estabilizante A	

Figura 5.15 Simbología empleada para el Diagrama Relacional de Recorridos y/o Actividades. Fuente: Muther, 1968

Luego de establecer la tabla de símbolos, se procede a construir el diagrama, el cuál consta de cuatros etapas:

Etapa 1: La primera etapa consta de 3 secciones cada muy relacionada entre sí con respecto al recorrido y al espacio que requiere entre sí:

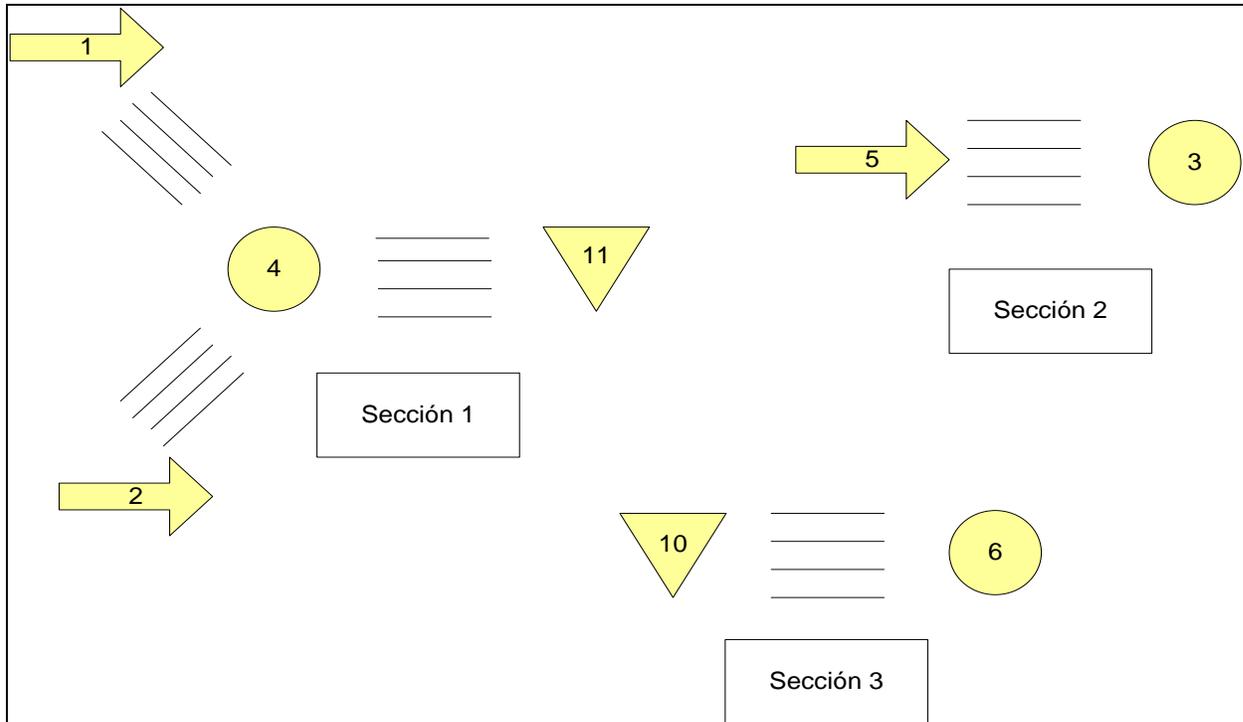


Figura 5.16 Diagrama relacional de las actividades que deben estar absolutamente próximas unas de otras.

- Sección 1: Se encuentra el proceso relacionado directamente a la carga de azúcar, pulpa y almacenaje del estabilizante, en el momento de la producción estos elementos deben estar cerca cuando lo requiera la fabricación del concentrado.
- Sección 2: Para la fabricación del estabilizante requiere de agua caliente en el momento de su preparación y debe estar a la mano para evitar demoras en el proceso.
- Sección 3: Para tener un envasado eficiente se necesita que el tanque del almacenamiento de concentrado este cerca.

Si se observa en esta etapa cada símbolo se encuentra enlazado al otro por cuatro líneas, su significado se debe a que las distancias deben ser cortas en el área de producción.

Etapa 2: Está segunda parte se acoplan algunas figuras a la etapa anterior y se muestran adheridos con triple enlace como se presenta a continuación:

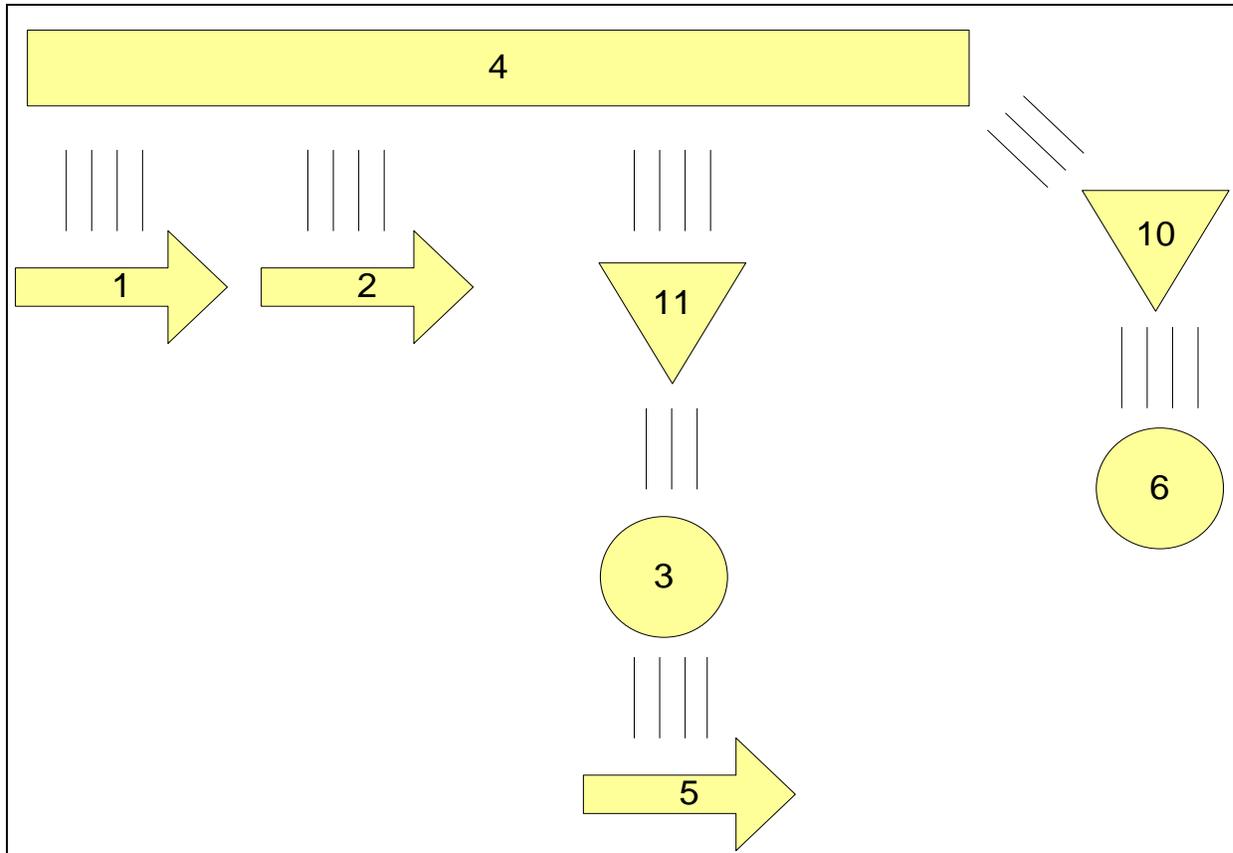


Figura 5.17 Diagrama relacional de las actividades en que su proximidad debe ser muy importante.

Se observa paulatinamente que el almacenaje del estabilizante B debe estar cercano a la producción de concentrado, pero no necesariamente debe estar cerca a su fabricación, esto se debe a que tiene que estar disponible en el momento que se vaya a utilizar. También se aprecia que el almacenamiento del producto terminado puede encontrarse en una área aparte, siempre y cuando este cerca del proceso de envasado.

Etapa 3: En esta etapa los servicios están ligados con dos enlaces a la fabricación del concentrado, estabilizante y proceso de envasado, no es necesarios que la fuente proveniente de estos estén cercanos, por lo que su alimentación viene dado por un

sistema de tubería, como las redes eléctricas que dan energía a todos los equipos que la requieran en el proceso. También se dispone que el proceso de envasado y empacado pueden estar distantes.

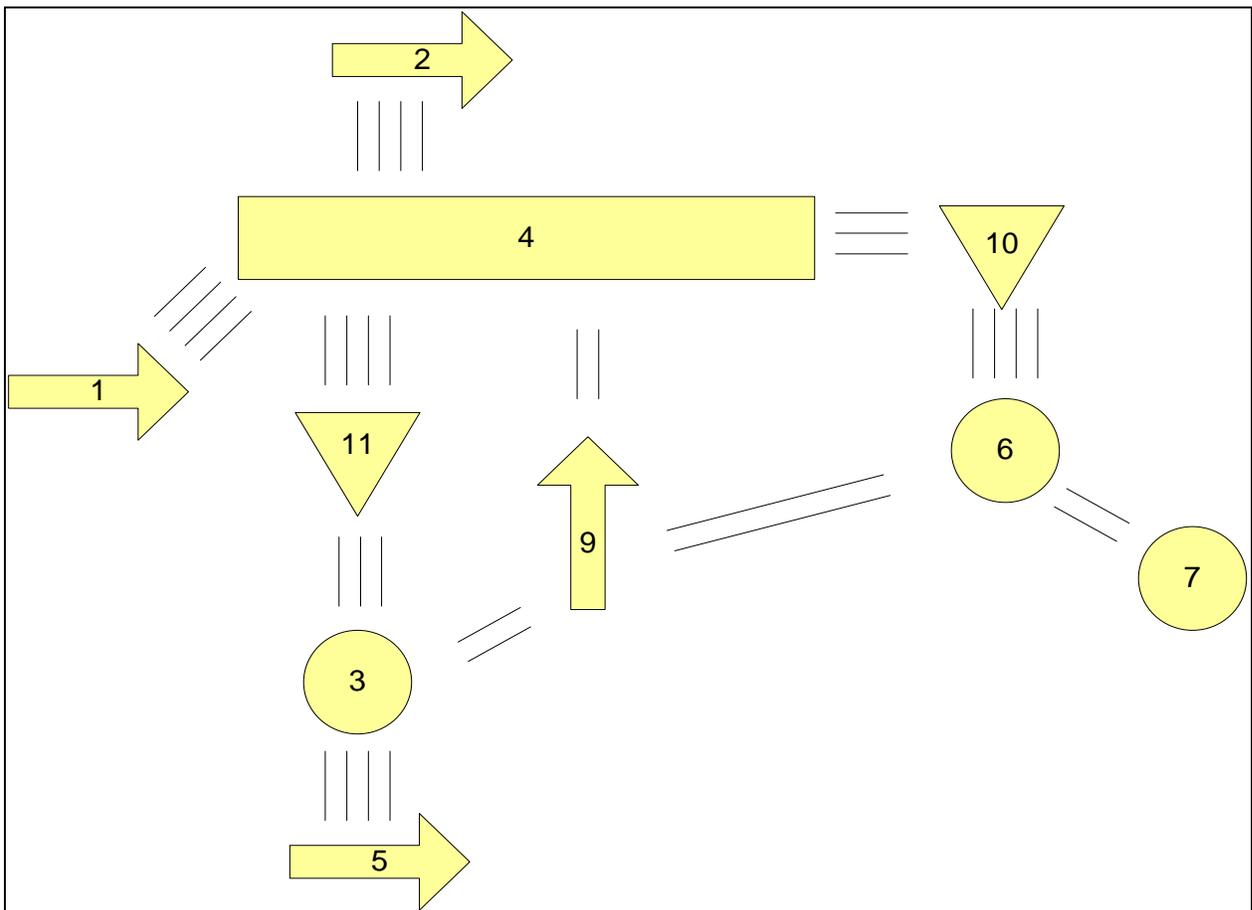


Figura 5.18 Diagrama relacional de los servicios con las etapas del proceso

Etapa 4: En esta etapa se muestra el resto de los equipos que trabajan con energía, por lo que están unidos a los servicios con un enlace, además el almacenaje de producto puede estar en un área externa a la línea de producción.

Como se muestra en el diagrama o figura 5.19 las actividades deben tener una proximidad necesaria entre ellas, colocando el símbolo de cada actividad y la cifra correspondiente a dicha actividad.

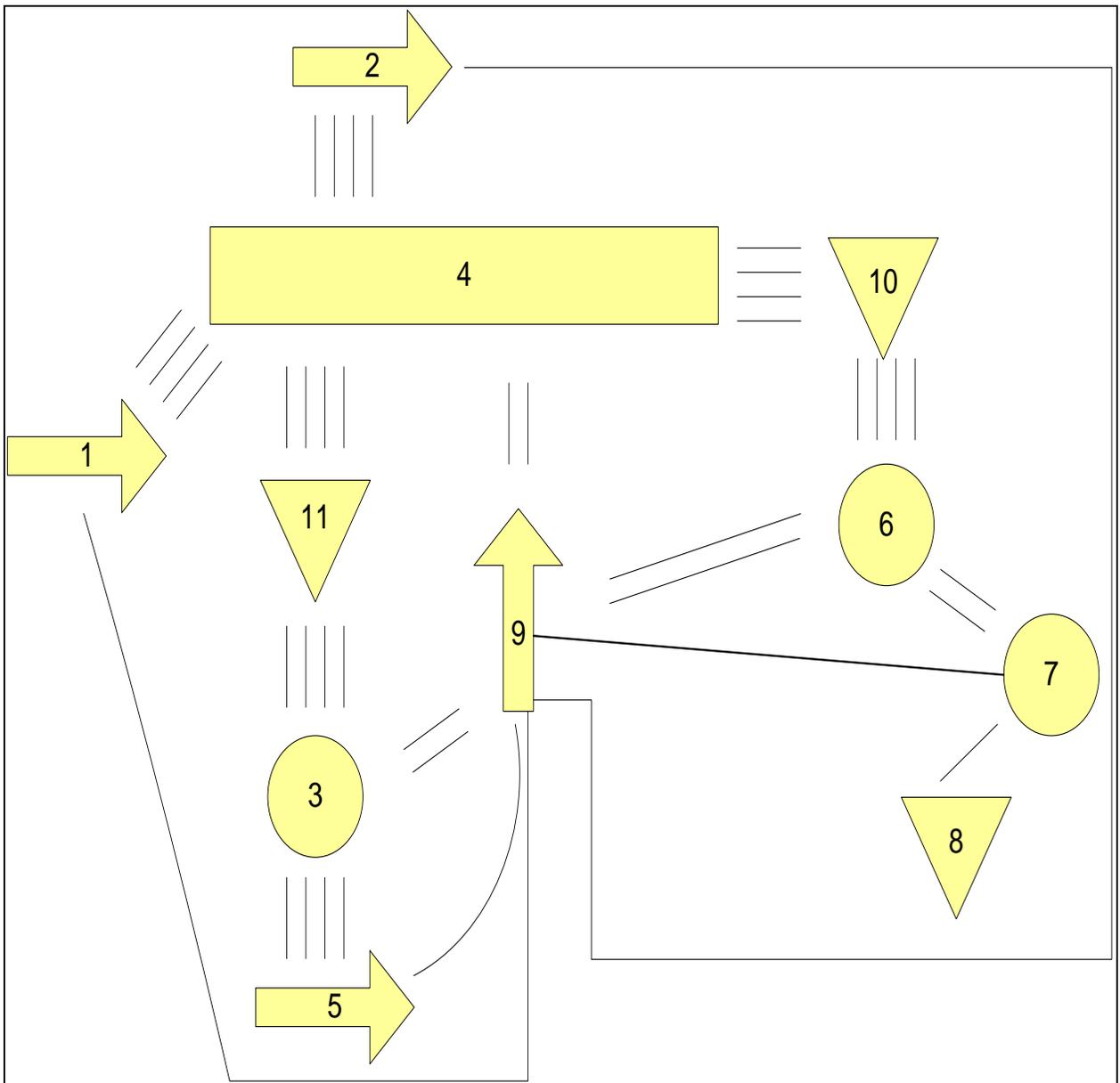


Figura 5.19 Diagrama relacional completo de las etapas de producción de jugos concentrados

Esto se llevará a cabo sucesivamente en un orden decreciente respecto a la importancia. De esta manera cualitativa se va a enfocar la generación de distribución de planta de la línea de producción, tomando en cuenta la relación de que existe entre las actividades y recorridos en el proceso.

5.2.3 Selección de la distribución de planta más adecuada para el proceso

Finalmente luego de realizar el diagnóstico preliminar, dimensionar los equipos, seleccionar el más idóneo para cada manejo de materiales, analizar el sistema de movimiento, de construir el diagrama relacional de recorridos y/o actividades, todo esto utilizando los métodos SHA y SLP; ahora se procede a seleccionar la mejor distribución de planta para posteriormente determinar los espacios entre los equipos y/o áreas de procesos del layout obtenido.

De esta manera se mencionan dos propuestas que se presentan a continuación.

Alternativa A: Distribución de planta con recorrido en U.

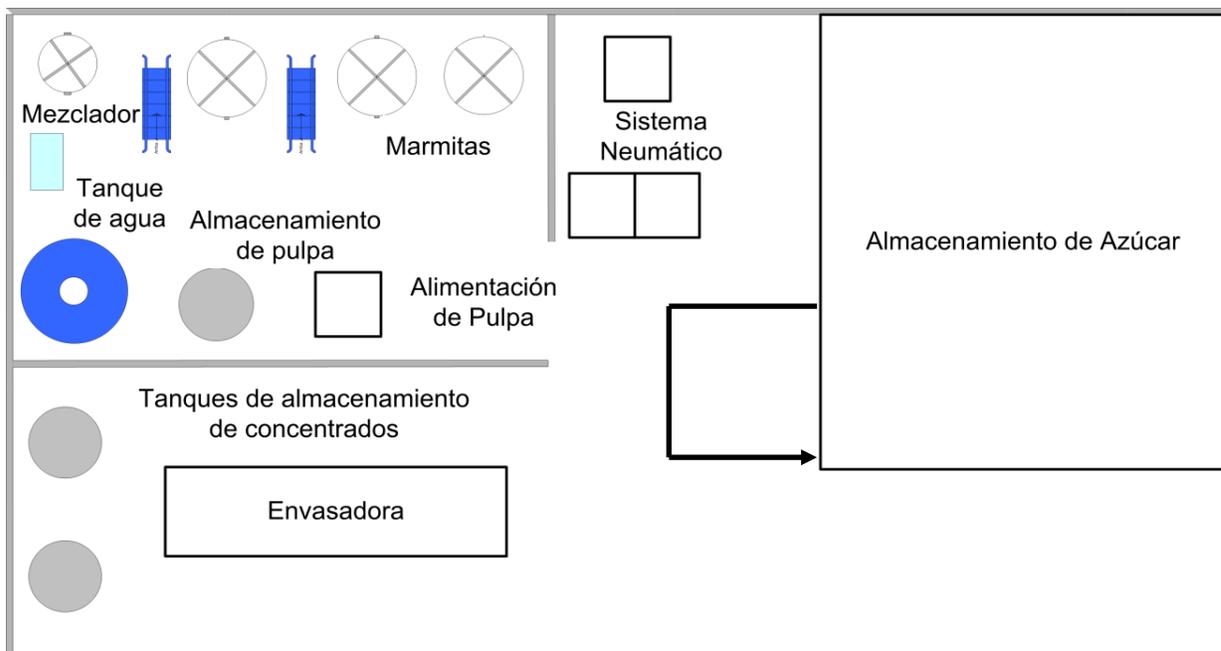


Figura 5.20 Distribución de planta con recorrido de los materiales en forma de U.

Inicialmente se observa en el Layout una área grande de almacenamiento de los sacos de azúcar, esta dimensión es una variable que no se va a tomar en cuenta, debido a que la empresa la tiene destinada para ese fin. Entonces se procedió a dividir en tres partes esenciales el layout, la primera sección en la parte superior derecha se

almacena el azúcar y a su vez se descarga la necesaria en una pequeña tolva dosificadora que sirve para trasladarla a su respectiva marmita cuando el proceso lo requiera, empleando para el transporte un sistema neumático. Luego hay una división en la parte superior izquierda en donde se tiene la producción de jugos de concentrados, en ella se encuentra el tanque de almacenamiento de agua que alimenta a todos los equipos del proceso para alimentación del proceso y limpieza al final de la jornada, también está el licuador en donde se produce el estabilizante, las tres marmitas que intervienen en el proceso y un tanque pequeño de almacenamiento de pulpa, que con la ayuda de un sistema de bombeo surte los tres evaporadores de la línea. Por último se observa la sección de envasado en donde se almacena el concentrado en unos tanques y surte a su vez a la envasadora. Lo importante de este layout es la secuencia del proceso, empieza con el sistema neumático alimentando a las marmitas, luego se bombea el producto a los tanques de almacenamiento y finalmente es envasado, la forma y la dirección del proceso es de forma de U, no se visualiza obstrucciones para los operadores en el momento de la operación.

Alternativa B: Distribución de planta con un recorrido de L

El sistema comienza en la parte inferior izquierda, primero se traslada el azúcar desde la sección de almacenamiento hasta el sistema neumático, este recorrido es mucho más largo que la alternativa anterior.

Éste alimenta a las tres marmitas, también se aprecia el área en la que se fabrica el concentrados de jugos, el mismo mecanismo de la alternativa anterior con la alimentación de pulpa y de agua implementando un sistema de bombeo para cada caso, por último se observa una sección de envasado, está se ubica al lado de los sacos de azúcar.

En el layout se dispone de menos espacio en el área de envasado, se desperdicia tiempo en el traslado de azúcar, aparte que la entrada en donde se realiza la

producción del concentrado se encuentra al lado del área de envasado, ocasionando en el futuro una posible obstrucción por lo envases que se disponen para el proceso de envasado. También se desperdicia un espacio muy útil para la empresa, éste se ubica en la parte inferior izquierda del layout.

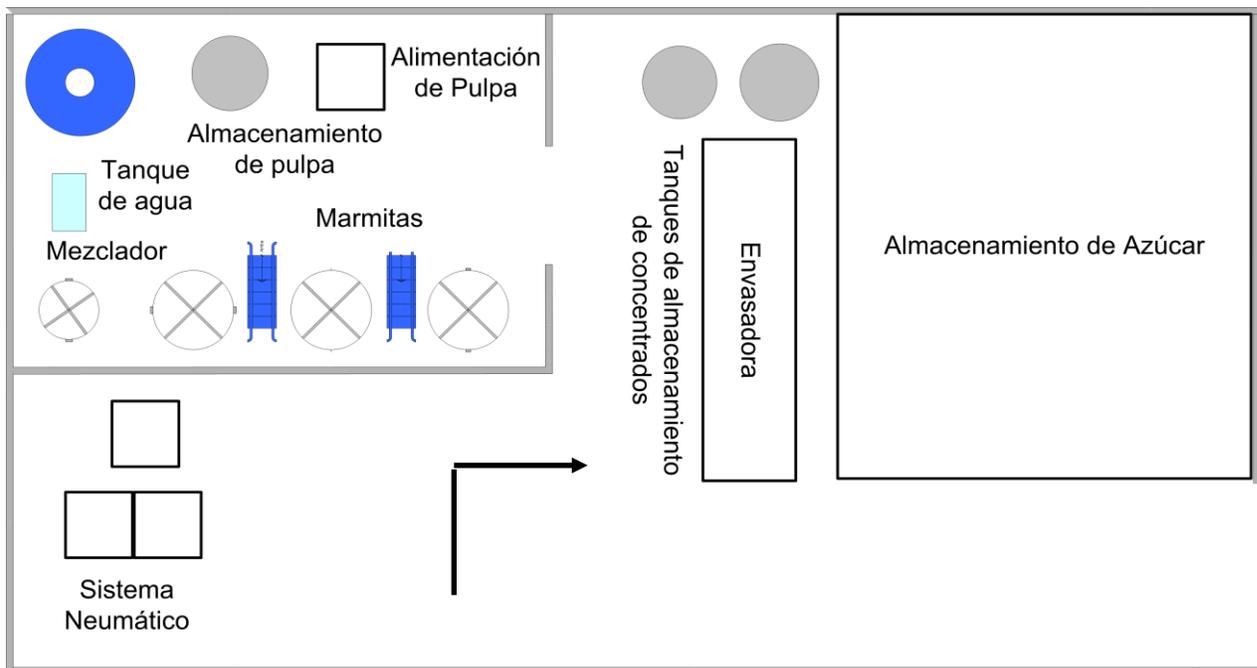


Figura 5.21 Distribución de planta con recorrido del flujo en forma de L.

Después de la descripción de cada Layout se selecciona el que más se adapta al proceso, aplicando una matriz de selección (Ver tabla 5.19).

La alternativa más apropiada es la opción A, a continuación se discuten los criterios que se evaluaron en la selección.

- Grado de automatización: La opción A se emplea con mayor facilidad al proceso, esto se debe a la distribución de planta que presenta esta propuesta, se aprecia en el Layout A que el proceso no presenta obstrucción en las áreas, esencialmente la de envasado el cuál dispone de 28 metros de largo y 4.5 de ancho, además los traslados

de material son cortos y más efectivos, en esta alternativa los operadores se desgastan menos.

TABLA 5.19
MATRIZ DE SELECCIÓN PARA EVALUAR LOS POSIBLES LAYOUT PARA MEJORAR LA DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN

Factores	Peso (%)	Alternativas			
		A		B	
		Escala	Múltiplo	Escala	Múltiplo
Grado de automatización	25	5	100	3	60
Requerimientos de espacio en planta	25	5	100	3	60
Tiempo Requerido	20	5	100	4	80
Inversión Requerida	15	5	100	5	100
Costos operacionales	15	5	100	5	100
Sumatoria	100	10000		7600	

- ❖ Alternativa A: Layout empleando un recorrido para el manejo de materiales en el proceso de forma de U.
- ❖ Alternativa B: Layout utilizando la forma L para el manejo de materiales en la línea de producción de concentrados de jugos.

- Requerimiento de espacio de planta. Mejor distribuida se observa la alternativa A, debido a que aprovecha de mejor manera cada área del proceso, dejando un espacio libre en el lugar más dispuesto de la línea, que es la entrada y salida de materiales, dándole mejor fluidez y orden al proceso. En la alternativa B se dispone de poca área para el proceso de envasado.

- Tiempo requerido. En el proceso la alternativa B puede requerir un tiempo mayor, que la otra propuesta esto se debe a dos razones esenciales, uno el traslado de azúcar y dos la obstrucción en la entrada del área de fabricación del concentrado, ahí se pueden originar inconvenientes con la entrada de las paletas que contienen la pulpa en los barriles.
- Inversión requerida. Las dos alternativas requieren de los mismos equipos, la diferencia se podría dar por el tramo de las tuberías, pero en este caso se desprecian porque los transporte de materiales se encuentran cerca al proceso.
- Costos operacionales. Las dos opciones poseen los mismos costos operacionales, debido a que requieren los mismos procedimientos de producción, las técnicas empleadas para el manejo de los materiales son las mismas, por la que se asume que dichos costos sean similares.

Estos dos layout se realizaron en función del diagrama relacional de recorridos y/o actividades, en donde se enfoco el manejo de materiales y relaciones de las etapas del proceso, dejando así en claro cuáles eran las cercanas e importantes a la fabricación de los jugos de concentrados.

Luego de dimensionar los equipos y seleccionar el layout, se procede a distribuir los espacios de la planta, mostrando el siguiente esquema con sus respectivas cotas:

Para escoger los espacios entre los equipos como se muestra en la figura 5.22 se realizo por el método de los cálculos, primero se dimensionaron los equipos y luego se establecieron las distancias en función de las mejoras y comodidades de operación en el proceso, tomando en cuenta en todo el momento las opiniones de los ingenieros, supervisores y operadores de la empresa. Se observa una distribución más organizada, en donde el flujo de material siempre va en una dirección continua y segura para manipular.

Entre las marmitas hay una distancia que va desde 0,5 hasta 2 metros aproximadamente, con el propósito de facilitar la operación, se observa una escalera en medio de dos evaporadores, la función es que el formulador se suba para manipular las direcciones de la materia prima accionando las válvulas de las tuberías que comprenden una altura de 2,2 a 2,5 metros dependiendo de la tubería.

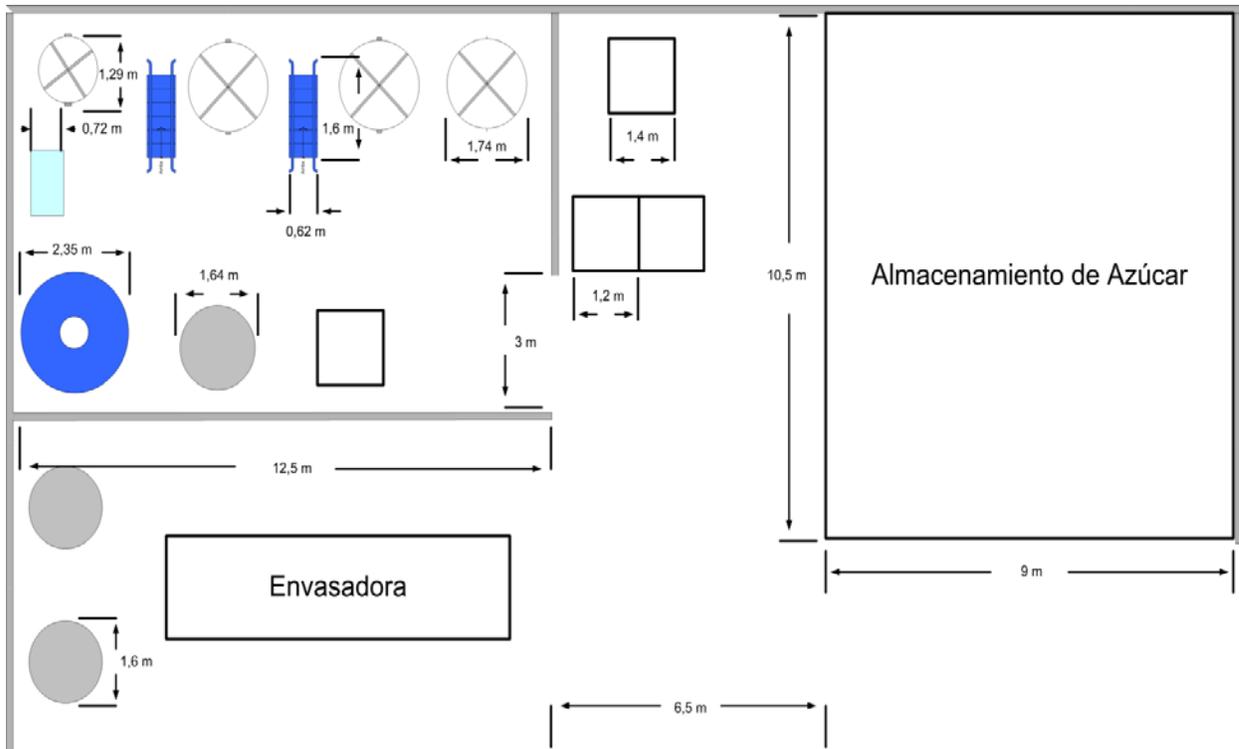


Figura 5.22 Distribución de planta seleccionado con su espaciado entre equipos y etapas.

En las esquina de la fabricación de concentrados se encuentra el mezclador, para realizar el estabilizante este equipo dispone de 2 metros de distancia de la marmita y un metro del tanque de agua caliente. El tanque de agua a 25°C se encuentra aproximadamente a un metro de distancia de los equipos más cercanos de los dos tanques más cercanos (agua caliente y pulpa).

El sistema neumático se encuentra afuera del área de producción del concentrado, pero muy cercano al proceso, la distancia máxima de la marmita a la alimentación del

sistema de transporte es de 2 m, y del área de almacenamiento de azúcar a 2,5 m aproximadamente, prácticamente equidistante del almacenaje a su destino final en el proceso.

El sistema de envasado se encuentra al lado del área de fabricación, esto produce que el proceso sea más ergonómico, higiénico, seguro y organizado, en donde los operadores pueden laborar con más tranquilidad.

De esta manera se cumple con el objetivo de la aplicación de los métodos de SHA y SLP, en donde la trayectoria de los materiales dependen de los tipos y volúmenes que se requieren en el proceso, obteniéndose así un traslado más armónico y simple, implementándose los equipos que más se adapten a las necesidades de la empresa.

5.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA

En esta apartado del capítulo se presenta el estudio de la rentabilidad de la propuesta seleccionada, enfocada más que todo en los equipos y tecnologías adquiridas para las mejoras en la línea de producción, a la cual se le aplican los indicadores económicos para determinar su rentabilidad como es el valor actual, equivalente anual, tasa de retorno interno y sin dejar a un lado el tiempo de pago del proyecto de grado.

5.3.1 Estimación de los flujos monetarios para el proceso propuesto

La estimación económica se realizará a partir de las alternativas que requieran inversión de la empresa, las cuales son el sistema neumático, las tuberías, los accesorios, las bombas, el entrenamiento del equipo de trabajo, mantenimiento de los equipos, entre otros.

Para estimar los costos que conlleva al mejoramiento de la línea se realizaron una serie de pasos los cuáles se presentan a continuación:

5.3.1.1 Inversión inicial

Para el cálculo de la inversión inicial se estimaron el capital de trabajo y el capital fijo:

a) Capital Fijo

En este capital se toma en cuenta los activos tangibles e intangibles que son la adquisición de los siguientes equipos con sus respectivos costos para el mejoramiento de la línea, hay que destacar que los cálculos están basados en \$:

TABLA 5.20
COSTO DE ADQUISICIÓN DE TECNOLOGÍA

Equipo	Precio (\$)	Cantidad	subtotal (\$)
Sistema Neumático	49354,7	1	49354,7
Bomba (agua a 30°C)	5981,9	1	5981,9
Volteador de Barriles	373,3	1	373,3
Bomba (concentrado 80°C)	13953,5	2	27907,0
Bomba (agua a 80°C)	4840,0	1	4840,0
Tuberías y Accesorios	5775,1	1	5775,1
Mezclador Enchaquetado	10232,6	1	10232,6
Envasadora	21040,0	1	21040,0
Tanque para la Pulpa	5023,3	1	5023,3
		Total (\$)	130527,8

Además se estimo el costo de instalación de los equipos (30% de la adquisición de la tecnología), imprevistos (5% de los equipos) y entrenamiento (5% de los equipos) de los operarios encargados a las mejoras de la lineal (tabla 5.20).

b) Capital de trabajo

Este capital se obtiene con el 15% del capital fijo, esta cantidad de dinero sirve para el cubrir los requerimientos mínimos antes de que inicie las operaciones como los

inventarios de la materia prima, productos terminados, productos en proceso, repuestos y otros materiales, esto sin dejar por fuera el efectivo en caja.

Luego de tener la estimación de los valores de capital de trabajo y fijo, se obtiene un resultado de una inversión inicial de

5.3.1.2 Costos operacionales

Los gastos operacionales se requieren para que el proyecto una vez puesto en marcha continúe operando normalmente, en este caso los gastos de materia prima, combustible, energía, entre otros viene dado por 15 BsF por galón, se tomo en cuenta aparte el mantenimiento de los equipos con un valor de 3.654,8 \$ que es el 2% de la adquisición de los equipos (Ver tabla A.58) y el salario de los operadores, que en este caso se asumió de 1000 BsF mensuales para 11 operarios.

Como la producción anual de jugos concentrados va a ser para el primer año aproximadamente 200.000 galones al año, entonces los costos de materia prima están alrededor 16.744.186 \$, esto sumando el mantenimiento 3654.8 \$ y salario 61395 \$, se tiene un aproximado de los costos operacionales para el primer año de 16.809.236,2 \$.

A continuación se muestra la tabla 5.21, en donde se muestra los costos operacionales de los 5 años que se tiene estimado que dure el proyecto:

5.3.1.3 Ingresos brutos

Es el valor que se obtiene luego de las ventas anuales del producto, en este caso con una producción de 200.000 galones por año y un precio por encima del 15% del costo de la materia prima (17.25 BsF por galón, precio de venta en el mercado), se estima que los ingresos brutos están en un valor cercano de 19.255.814,0 \$ por año. Los

ingresos por las ventas de los concentrados de jugos se aprecian de mejor manera en la tabla A.59 que se encuentra en el Apéndice A.

TABLA 5.21
COSTOS OPERACIONALES ANUALES A LO LARGO DE LOS 5 AÑOS.

Costos	Año				
	1	2	3	4	5
Costos operacionales anuales (\$)	16809236,2	20158073,4	26437143,2	26437143,2	26437143,2
Costo de materia prima (\$)	16744186,0	20093023,3	26372093,0	26372093,0	26372093,0
Salario de los operarios (\$)	61395,3	61395,3	61395,3	61395,3	61395,3
Mantenimiento de los equipos (\$)	3654,8	3654,8	3654,8	3654,8	3654,8

5.3.1.4 Impuestos sobre la renta

Para estimar el impuesto sobre la renta se debe tener primero los ingresos netos gravables, en el caso del primer año el resultado de la resta de los ingresos brutos (con un valor de 19255814,0\$) y todos los costos que la relacionan como los costos operacionales, amortización intangible y depreciación de los equipos.

Para calcular la amortización intangible y la depreciación de los equipos se debe conocer el costo inicial del equipo y el tiempo de vida útil, en la tabla A.58 se muestran los resultados de los valores en libro de los equipos calculados a 5 años.

El valor residual es el 10% del costo original de los equipos, este valor es la remuneración obtenida por la venta de los activos fijos tangibles. La depreciación es la pérdida del costo del equipo adquirido que se produjo en el tiempo de vida del proyecto, como se muestra en la tabla A.58 para 5 años fue de 15524,8 \$y el valor en libro de los equipos en la planta fue finalmente de 33175,4 \$.

Luego de conocer la depreciación de los equipos, se procedió a calcular la amortización intangible que no es más que los imprevistos de los equipos entre los años del

proyecto, estos imprevistos se estima como el 5% de la adquisición de los equipos, el cual arroja un valor de 6.526,3902 \$ y teniendo como resultado que la amortización intangible anual es de 1305,278 \$

Con estos resultados se tiene el ingreso neto gravable, el cuál tiene un valor de 5.223.957,6 \$ para el primer año, este ingreso hay que convertirlos en dólares (2,15Bs.F/\$) y luego estimar las unidades tributarias (46,1 BsF/U.T) se observa que el valor positivo, por lo tanto la empresa tuvo ganancias y debe pagar el impuesto sobre la renta. Para estimar este impuesto como se muestra en la tabla D.24, se observa que las unidades tributarias son mayores a 3000, por lo que se calculo este impuesto con diferentes porcentaje (cada uno por el rango de las unidades tributarias), luego se estimo que las unidades tributaria que percibe el estado fueron 38028 U.T y ese valor en dólares son 815.386, en este proyecto los ingresos netos gravables no se mantienen constantes porque para el primer año la planta trabaja con una producción de 200.000 galones mensuales, mientras que para el tercer año se tiene aproximadamente una producción de 283752,8604 \$, a partir de este año no hay venta, compras de tecnología, ni aumento de producción, por lo que se tiene que el ING va a ser constante para el resto de los años, por lo que no hay una variable que produzca una variación significativa. A continuación se muestra la tabla de los flujos monetarios:

TABLA 5.22

FLUJOS MONETARIOS DURANTE EL PERÍODO DE VIDA DEL PROYECTO

Año	Capital fijo (\$)	Capital de trabajo (\$)	Ingresos (\$)	Costos operacionales (\$)	ISR (\$)	Depreciación (\$)	Valor en Libro (\$)	Flujos monetarios (\$)
2008	-182738,9	-27410,8						-210149,8
2009			19255814,0	-16809236,2	-815386,0	-15524,8		1615667,0
2010			23106976,7	-20158073,4	-986176,7	-15524,8		1947201,9
2011			30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8		2568829,8
2012			30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8		2568829,8
2013		27410,8	30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8	33175,4	2629416,0

Se aprecia que los flujos monetarios es creciente hasta el año 3, en el año 4 se repite el valor del flujo del año anterior, en el 2008 es en donde se adquieren los equipos y

ocurre el tiempo de instalación, por eso el flujo es negativo y se denomina año 0. El año 5 el flujo monetario es mayor que los anteriores, esto se debe que para ese momento se procede a la venta de los equipos adquiridos y el capital de trabajo es regresado al flujo para ese entonces, por eso los ingresos son más altos. El ISR se mantiene constante, los costos operacionales y la depreciación también.

Hay que destacar que el proyecto en los primero tres años la producción viene incrementándose, por eso el comportamiento creciente, en el año 2009 se estima producir 200.000 galones mensuales, para el año 2010 son 240.000 y en el tercero a 283.752 respectivamente, esto se debe a que la empresa quiere expandir su mercado en el territorio nacional, a medida que la producción aumenta los flujos monetarios paulatinamente también crecen, por lo que se aprecia su comportamiento en la tabla 5.22.

5.3.2 Determinación de los indicadores económicos de rentabilidad

Para determinar si el proyecto planteado es rentable, se determina a través de los indicadores económicos: el valor actual, el equivalente anual y la tasa interna de retorno, además de determinar el tiempo de pago de proyecto.

5.3.2.1 Valor actual

En el apéndice A, se calculó el valor actual, a partir de los flujos monetarios determinados y los valores de los factores de actualización, este resultado se muestra en la tabla A.10, este valor indica la inversión realizada en el presente cuando culmina el tiempo de vida del proyecto, dicho valor es aproximadamente 7.131.221 \$, para una tasa de interés de 15 % a 5 años.

Este valor da positivo por lo que indica que las mejoras de la línea aplicando las alternativas seleccionadas es rentable, pero se debe tomar en cuenta los demás puntos

o indicadores para concluir si el proyecto es factible.

5.3.2.2 Equivalente anual

Representa los ingresos que traerá la propuesta en el futuro, dividido entre la cantidad de años de duración del proyecto. Para estimar el equivalente anual, se empleó el valor actual y el factor de recuperación de capital, dando un valor correspondiente al equivalente anual de 2.127.684,3\$, lo cual da un valor positivo, debido a que proviene del valor de VA obtenido, lo cual indica que se tendrá un ingreso manualmente por este monto durante la implantación de la propuesta seleccionada.

5.3.2.3 Tasa Interna de retorno

Para la determinación de la tasa interna de retorno, se debe tomar en cuenta la variación del valor actual en función de i , la cual se comporta de forma creciente en los primeros 3 años y decreciente hasta que llega a los 5 años, al realizar el tanteo para la obtención de la tasa interna de retorno, esta no posee valores inferiores a 1, por lo tanto el valor obtenido de 8,18 en la tasa interna de retorno presenta una tasa muy alta.

La tasa interna de retorno representa el valor de la tasa en la cual se vuelve cero, es decir, cuando la inversión inicial es cancelada a través de los ingresos obtenidos, es por ello que da un valor alto, ya que el tiempo de pago del proyecto ocurre en el año 1, por lo cual se considera que el proyecto es muy rentable, ya que se recupera la inversión realizada a una tasa mayor a la esperada (15%).

5.3.2.4 Tiempo de pago del proyecto

Este indicador representa el período de tiempo que tardara el proyecto en recuperar el capital invertido, en este caso el tiempo de pago es menor a un año, en un período aproximado de 2 meses de la implementación de la propuesta se obtendrán grandes

beneficios, esto permitirá que se recupere la cantidad de dinero invertida, este indicador solo sirve para determinar el período de recuperación y no en los beneficios que se puede obtener de la inversión.

CONCLUSIONES

Desde el trabajo realizado en el área de producción de jugos concentrados en la empresa Procesadora de Frutas Naturalyst, S.A, se pudo obtener las siguientes conclusiones:

1. Se reconoció y comprendió detalladamente los puntos críticos del manejo de materiales del proceso en la línea de producción de jugos concentrados, destacando como nudos problemáticos: traslado y agregado de la materia prima al proceso, traslado y almacenamiento del producto terminado, fabricación previa de los subproductos como el estabilizante A y distribución de los equipos en planta.
2. Desde la metodología aplicada, las materias primas que requieren ser manipuladas con mayor eficiencia son, la pulpa de fruta, el azúcar, el producto y el estabilizante A. A si mismo se identifico que el área o espacio de producción no es adecuado para la capacidad actualmente instalada en la empresa.
3. A partir del análisis de diferentes propuestas tecnológicas que pudieran enfrentar las áreas problemáticas identificadas en el contexto de este trabajo, se propone la utilización de un sistema de transporte neumático de alta presión (bajo caudal) para trasladar el azúcar al proceso de mezclado.
4. Realizado el estudio se propuso la instalación de un nuevo mezclador que produzca por lote 2000 kg de jugos concentrados para lograr cumplir con la meta de producción establecida.
5. Se planteó una bomba rotatoria tipo engranaje interno para el traslado de pulpa de fruta como de estabilizante A. A su vez para el producto se recomendó automatizar el proceso de envasado a través de una envasadora automática.

6. Se aplicó un diagrama Relacional de Recorridos y/o Actividades, con el fin de orientar geográficamente las actividades, servicios y zonas los unos respecto a los otros sin tener en cuenta el espacio que cada uno realmente requiere.

7. En la elección de la nueva distribución de planta se tomó en cuenta los tipos de recorridos de la materia prima, la distancia a desplazar y el tiempo de transporte, dando como selección un sistema de recorrido en forma de L, desde el origen de la materia prima en el proceso hasta el producto a envasar.

8. Se destacó la disminución del tiempo de batch. Con estas mejoras se obtiene 2000 kg en 70 minutos aproximadamente por marmita, que viene dado desde el inicio hasta el final de la descarga del producto a los tanques de almacenamiento, con lo cual se producirán un máximo de 32 batch, resultando alrededor de 284.753 galones por mes.

9. La producción para el primer año es de 200.000 galones por mes, en donde se cumple la meta estipulada por la empresa, para el segundo año es de 240.000 y a partir del tercero llega a su máxima capacidad con 284.753 galones.

10. Los indicadores económicos dieron valores positivos como el de valor actual de 7.131.221 \$, un equivalente anual de 2.127.684,3 \$ para una tasa de 15% en 5 años y con un tiempo de pago de 2 meses una vez implementando el proyecto, la tasa interna de retorno posee un valor mayor a 1, en este caso fue de 8,18 por lo que indica que el proyecto es rentable.

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda realizar un estudio preliminar o en su defecto ubicar las hojas técnicas de las bombas que dispone actualmente la línea de producción, para saber si se reubican o se invierten en unas nuevas.
2. Se sugiere entrenar a los operarios con los sistemas seleccionados en el proyecto, con el fin de tener una producción continua y organizada, en donde cada trabajador disponga el tiempo necesario en el proceso, para no desperdiciar capital en la mano de obra.
3. Se sugiere la colocación o creación de carteleras y manuales de operación en donde se indiquen las variables a controlar en el proceso, así como los rangos permitidos de dicha variables y modo de operación de los equipos, para que puedan llevar un seguimiento de su comportamiento y estar alertas a cualquier variación significativa. Además se debe informar acerca de la prevención de accidentes que puedan ocurrir durante el desarrollo del proceso.
4. Es recomendable llevar un historial del mantenimiento y parada de planta, así como también tener un archivo con las fichas técnicas de todos lo equipos de la línea, con esta información se facilita la evaluación de un rediseño en el futuro.

BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA

1. Alvarado, L y Bentacourt, C. (2005). Evaluación de proyectos de inversión. (2a. Ed.). Universidad de Carabobo. Bárbula, Venezuela.
2. Balestrini. M (2001). Como se elabora el proyecto de investigación. Para estudios formulativos o exploratorios, descriptivos, diagnósticos, evaluativos, formulación de hipótesis casuales, experimentales y los proyectos factibles. (5a. ed.). BL Consultores Asociados. Servicio Editorial. Caracas. Venezuela.
3. Banco Occidental de Descuento (B.O.D). (2008, Mayo). Tasa referenciales. Maracaibo. Venezuela.
4. Crane., División de Ingeniería (1987). Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. (2a. Ed.). Mc Graw Hill Interamericana. México.
5. García, A. (2006). Evaluación del sistema de almacenamiento de ingredientes, aditivos y materiales de empaque de una industria molinera. Trabajo de grado sin publicación, Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Bárbula, Venezuela.
6. GUTHRIE, H. Chemical Engineering. Vol. 115, N° 7. Editorial Access Intelligence. Julio, 2008.
7. Hurtado, I y Toro, J. (1999). Paradigmas y métodos de la investigación. (3a. ed.). Episteme Consultores Asociados. Valencia. Venezuela.
8. Ley de Reforma Parcial de La Ley de Impuesto Sobre La Renta (Decreto N° 38.529). (2006, Agosto 25). Gaceta Oficial de la República Bolivariana de Venezuela. Septiembre 25, 2006.

-
-
9. Molina, K. y Castillo, L. (2002). Evaluación y mecanización de un proceso alimenticio a partir del maíz (*Zea mays*). Trabajo de grado sin publicación, Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Valencia, Venezuela.
 10. Muther, R. (1968). Planificación y proyección de la empresa industrial. Editores técnicos asociados, S.A. Barcelona. España.
 11. Muther, R y Haganäs, K. (1969). Análisis Sistemático de problemas de manipulación de materiales. Management and Industrial Research Publications. U.S.A
 12. Orduz, Eliana. (2002). Mejoramiento del proceso de llenado en la cervecería Polar del Centro C.A. Trabajo de grado no publicado, Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Valencia, Venezuela.
 13. Pande, P, Neuman, R y Cavanagh, R. (2002). La clave de seis sigmas. (1a. ed.). Mc Graw Hill. Bogotá. Colombia.
 14. Parras González, R. (2003). Estudio de la factibilidad económica de una empresa industrial procesadora y comercializadora de frutas en el municipio de San José de Cúcuta. [Tesis de grado en línea]. Universidad Francisco de Paula Santander, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Industrial, Colombia. Disponible: <http://www.monografias.com/trabajos37/procesadora-frutas/procesadora-frutas.shtml>. [Consulta: 2007, 20 Noviembre].
 15. Pérez, C. y Torres L. (2005). Lineamientos metodológicos para la redacción y elaboración del plan de trabajo. Valencia, Venezuela: Autor.
 16. Pérez, P y Col. (2002). La clave de seis sigmas. (1a. ed.). Bogotá. Colombia.
 17. Perry, R, Green, W y Maloney, J. (1986). Manual del ingeniero químico. (3a. ed.). Mc Graw Hill. México.

-
-
18. Perry, R, Green, W y Maloney, J. (2000). Manual del ingeniero químico. (6a. ed.). Mc Graw Hill. México.
 19. Perry, R, Green, W y Maloney, J. (2001). Manual del ingeniero químico. (7a. ed.). Mc Graw Hill. México.
 20. Rachadell, F y Gómez. E. (2002). Manejo de materiales. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Bárbula. Venezuela.
 21. Rojas, Y. (2002). Diseño y Simulación de una planta procesadora de coco en la Procesadora Naturalyst S.A. Trabajo de grado sin publicación, Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Valencia, Venezuela.
 22. Sánchez Font, F. (2007). Estudio y diseño de una planta de producción de membranas cerámicas. [Tesis de grado en línea]. Universidad Politécnica de Catalunya, Barcelona, España. Disponible: <https://upcommons.upc.edu>. [Consulta: 2007, 20 Noviembre]
 23. Silva, J. (2003). Transporte de momento para ingenieros de proceso. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Bárbula. Venezuela.

APÉNDICE A

En este apartado se realizarán los cálculos respectivos para determinar la capacidad de la planta, como a su vez el dimensionamiento y diseño de los equipos de los sistemas seleccionados en el capítulo V, además se realizará los cálculos económicos del proyecto.

A.1 DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para determinar este punto, como primer paso se debe determinar los años que va a durar el proyecto. Por requisitos de la empresa el proyecto debe ser evaluado por cinco años. Ahora bien se presenta que la planta en estos momentos produce 160000 gal/mes de jugos concentrados y la empresa desea aumentar en un 25% la producción. Este aumento en producción, representa un porcentaje de aumento, el cual se calcula utilizando la siguiente ecuación (Perry, Green y Maloney, 2000):

$$\dot{M}_a = x_{producto} * \dot{M}_q \quad \text{Ec. A.1}$$

Donde:

$x_{producto}$: Es el porcentaje de aumento en la producción de jugos concentrados, (adim)

\dot{M}_a : Flujo de jugo concentrado que se desea aumentar, (gal/mes)

\dot{M}_q : Flujo de concentrado que se produce actualmente, (gal/mes)

Sustituyendo los valores en la ecuación A.1, se tiene que:

$$\dot{M}_a = 0,25 * 160000 \frac{gal}{mes} = 40000 gal/mes$$

Este porcentaje obtenido va a representar el aumento por año de la producción de jugos concentrado durante los 5 años.

Para obtener las otras cantidades que se van a requerir por año en producción de jugos concentrados, se consigue a través de la ecuación planteada en el Perry y Cols. (2000) y que es como sigue:

$$\dot{M}_{aproducir(i)} = M_{producido(i-1)} + \dot{M}_a \quad \text{Ec. A.2}$$

Donde:

$\dot{M}_{aproducir(i)}$: Flujo de jugo concentrado a producir en el año i, (gal/mes)

$M_{producido(i-1)}$: Flujo de jugo concentrado producido en el año i-1, (gal/mes)

i : Intervalo de año que dura el proyecto entre 0 a 5 años, (adim)

Entonces sustituyendo el valor para el año 1, se tiene que:

$$\dot{M}_{aproducir(i)} = 160000 \frac{\text{gal}}{\text{mes}} + 40000 \frac{\text{gal}}{\text{mes}} = 200000 \text{ gal/mes}$$

Los demás valores se calculan de la misma manera para los primeros 2 años del proyecto, luego a partir del 3 año se mantendrá constante. (Ver Apéndice 5.15). El valor que se representa en el último año va a constituir la capacidad de producción del sistema, el cual es igual a 280000 gal/mes. A partir de este valor se procede a calcular la capacidad que se debe instalar en la planta. Para ello se utiliza la siguiente ecuación: (Perry y Col. 2000):

$$C_I = \frac{C_a}{\frac{D_l}{D_t}} \quad \text{Ec. A.3}$$

Donde:

C_I : Capacidad instalada, (gal/mes)

D_t : Total días del año, (días)

D_l : Total días laborales, (días)

Los días laborales están pautados por la empresa, los cuales son 225 días al año. Por lo que, sustituyendo los valores en la ecuación anterior se tiene que:

$$C_l = \frac{280000 \text{ gal/mes}}{\frac{225}{365}} = \frac{280000 \text{ gal/mes}}{0,616} = 454545,45 \text{ gal/mes}$$

Para conseguir lo que se quiere producir por día (capacidad del sistema) se divide la capacidad del real sistema entre los 20 días que se laboran en un mes dando:

$$\dot{M}_{\text{producir}} = \frac{280000 \text{ gal/mes}}{20 \text{ días}} = 14000 \text{ gal/día}$$

Tomando en cuenta el tiempo que se va a descontar de la tabla 5.14; el tiempo productivo es igual a:

$$T_{\text{productivo}} = T_{\text{día}} - T_{\text{descontado}} \quad \text{Ec. A.4}$$

Donde:

$T_{\text{productivo}}$: Tiempo de producción por día (min/día)

$T_{\text{día}}$: Tiempo total de trabajo por día (min/día)

$T_{\text{descontado}}$: Tiempo que se descuenta por día (min/día)

$$T_{\text{productivo}} = 1020 \left(\frac{\text{min}}{\text{día}} \right) - 120 \left(\frac{\text{min}}{\text{día}} \right) = 900 \left(\frac{\text{min}}{\text{día}} \right) * \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min}} = 15 \left(\frac{\text{horas}}{\text{día}} \right)$$

Con el valor de producción por día y entendido que una marmita produce 2000 kg/hora, se calcula los lotes por jornada de trabajo: (Perry y Cols. 2000):

$$\#Lotes = \frac{\dot{M}_{aproducir}}{V_{producción}} \quad \text{Ec. A.5}$$

Donde:

$V_{producción}$: Volumen de producto terminado en una marmita, (L)

Sustituyendo los valores:

$$\#Lotes = \frac{14000 \frac{gal}{día} * \frac{1000 L}{264,684 gal}}{1731,6 L} = 30,54 = 31 \text{ lotes/día}$$

A.2 DISEÑO DEL SISTEMA DE MEZCLADO

Con la finalidad de establecer una capacidad de mezclado adecuada y flexible, que logre cumplir con la capacidad que se requiere por día, el tanque o recipiente del mezclador a diseñar será basada en la capacidad instalada que tiene por los momentos la empresa.

La capacidad instalada de los 2 mezcladores existentes en la empresa producen 2000 Kg por lo cual no se cumplirá la meta de producir 14000 gal/mes por lo que, se diseñará otro mezclador que tenga la capacidad de producir 2000 Kg.

Se trabaja a la temperatura de 30°C ya que esta sería la condición más crítica. Para esta temperatura la densidad de la mezcla es igual a 1155 kg/m³ y la viscosidad igual a 1,6 kg/m*s = 1600 cp.

A.2.1 Determinación del volumen total requerido para el mezclado

Utilizando la ecuación propuesta en el Perry, Green y Maloney, 1986, sobre el total del volumen del recipiente del mezclador se tiene que:

$$VT = Mc * 1/\rho_{30^{\circ}C} \quad \text{Ec. A.6}$$

Sustituyendo los valores:

$$VT = \frac{2000kg}{carga} * \frac{1m^3}{1155} = 1,732m^3$$

Considerando la posibilidad de ajuste de los parámetros fisicoquímicos requeridos se asume un sobrediseño del 20% de capacidad: (Perry y Cols. 1986)

$$VT = 1,732m^3 * 1,2 = 2,0779m^3 \quad \text{Ec. A.7}$$

A.2.2 Cálculo de la dimensiones del recipiente

La geometría del tanque a diseñar se ha establecido en cilíndrica-cónica. Esto es debido a que el fluido a manejar está conformado por sólidos en suspensión, en donde la forma cónica de la base facilita la descarga del producto.

Para determinar la geometría del tanque es necesario definir el diámetro del mismo. Para esto se emplea una relación altura de cilindro/diámetro del tanque, que para mezclado de sólidos en suspensión está recomendado en el Perry y Cols. (1986) como:

$$0,43 \leq \frac{h_{cil}}{D_T} \leq 0,48 \quad \text{Ec. A.8}$$

Donde:

h_{cil} : Altura del cilindro, (m)

D_T : Diámetro de la sección cilíndrica del tanque enchaquetado, (m)

El cálculo de las dimensiones del tanque se comienza con una etapa de tanteo, asumiéndose el valor de 1,719 m. con este valor y estableciendo una pendiente de la

superficie de la sección cónica en 20° (debe ser menor a 30°), se calcula la altura de dicha sección: (Perry y Col. 1986)

$$\operatorname{tg}(20^\circ) = \frac{h_{cono} * 2}{D_T^2} \rightarrow h_{cono} = \frac{\operatorname{tg}(20^\circ) * 1,719}{2} = 0,309 \text{ m} \quad \text{Ec. A.9}$$

Donde:

h_{cono} : Altura de la sección cónica, (m)

Con este valor se calcula el volumen de la sección cónica a través de la siguiente expresión: (Perry y Cols. 1986)

$$V_{cono} = \frac{\pi * (D_T)^2 * h_{cono}}{12} = \frac{\pi * (1,719\text{m})^2 * 0,309\text{m}}{12} = 0,239\text{m}^3 \quad \text{Ec. A.10}$$

Donde:

V_{cono} : Volumen de la sección cónica del tanque, (m^3)

$$V_{cil} = V_T - V_{cono} \rightarrow V_{cil} = 2,0779\text{m}^3 - 0,239\text{m}^3 = 1,838\text{m}^3$$

Con el valor del volumen de la sección cilíndrica se procede a determinar la altura de dicha sección: (Perry y Cols. 1986)

$$h_{cil} = \frac{4 * V_{cil}}{\pi * (D_T)^2} = \frac{4 * 1,838\text{m}}{\pi * (1,719\text{m})^2} = 0,79\text{m} \quad \text{Ec. A.11}$$

Una vez obtenida esta altura se procede a la verificación sustituyendo los valores en la ecuación A.6:

$$0,43 \leq \frac{h_{cil}}{D_T} \leq 0,48$$

$$0,43 \leq \frac{0,79m}{1,719m} = 0,46 \leq 0,48$$

Entonces si cumple el diámetro supuesto.

La altura de borde libre va hacer el 20 % de la suma del cono y el cilindro siendo entonces igual a 0,11 m y dando una altura total el recipiente de 1,20 m.

A.2.3 Cálculo del espesor de pared requerido para el tanque

Para calcular este valor es necesario determinar la presión máxima a la cual está sujeto el equipo. Las presiones actuantes son la presión hidrostática debido al fluido y la presión de vapor la cual se toma como referencia 30 psig, se toma este valor de los recipientes enchaquetados de la empresa procesadora Naturalyst por conveniencia para el diseño del tanque. Para determinar el valor se emplea la siguiente ecuación (Perry y Cols. 1986):

$$P_H = \gamma_f * g * h_f \quad \text{Ec. A.12}$$

Donde:

P_H : Presión hidrostática del fluido, (Pa)

γ_f : Peso específico del fluido, (kgf/m³)

h_f : Altura de la columna del fluido dentro del tanque, m ($h_f = h_{cono} + h_{cil}$)

$$P_H = \frac{1155kg}{m^3} * \frac{9,8m}{s^2} * 1,1m = 12461Pa = 17,72psi < 30psi$$

Se toma la presión de la chaqueta.

Sobre la base del código ASME, empleándose las ecuaciones para conchas cilíndricas y cónicas, se tiene que para conchas cilíndricas y cónicas es lo mismo según lo planteado por Perry y Cols., 1986:

$$t_{pci} = \frac{P * R}{SE - 0,6P} \rightarrow t \leq 0,5R \text{ ó } P \leq 0,385SE \quad \text{Ec. A.13}$$

Y

$$t_{pco} = (P * R)/(2SE + 0,4P) \rightarrow t \leq 0,75R \text{ ó } P \leq 1,25SE \quad \text{Ec. A.14}$$

Donde:

t_{pci} : Espesor de la pared de la concha cilíndrica, (pulg)

t_{pco} : Espesor de la pared de la concha cónica, (pulg)

P : Presión máxima, (psig)

S : Esfuerzo máximo permisible del material del recipiente, (psig)

E : Eficiencia de la junta, (adim)

R : Radio interno, (pulg)

El material de construcción del recipiente lo constituye acero inoxidable 304 tipo L, donde su esfuerzo máximo permisibles hasta una temperatura de 200°C es de 10000 psig (Ver tabla D.1). La eficiencia de la junta, la cual es de tipo doble con examen de soldadura por puntos es $E=0,85$ (Ver tabla D.2), con estos datos se calculan las dos ecuaciones anteriores y tenemos que:

$$0,385SE = 3272,5psi \geq 25psi \text{ OK}$$

$$1,25SE = 10625psi \geq 25psi \text{ OK}$$

Verificado que se cumplen las condiciones se calcula el espesor por ambas ecuaciones, tomando el valor mayor como el espesor requerido.

$t_{pci} = 3,09$ mm. Para la ecuación A.11 de la restricción de $0,385SE$

$t_{pco} = 1,516$ mm. Para la ecuación A.12 de la restricción de 1,255SE

Se tiene entonces que el espesor de pared es igual al espesor que se obtiene de la concha cilíndrica $t_{pci} = 3,09$ mm = 0,119 pulg

Para el cálculo del espesor de pared del recipiente debido a la corrosión del material, se hace uso de la tasa de corrosión mediante la expresión: (Perry y Cols., 1986)

$$t_c = C_o * A$$

Donde:

Ec. A.15

t_c : Espesor de pared requerido por efectos de la corrosión, (pulg)

C_o : Tasa de corrosión del material del recipiente, pulg/año

A : Años de utilidad del equipo, año

De la tabla del Perry y Cols., 1986, (Ver Tabla D.3) se estima la tasa de corrosión en función del fluido a temperatura máxima de operación (100°C), la concentración del agente corrosivo (sustancia muy corrosiva) y del material del equipo el valor de $C_o=0,002$ pulg/año.

Tomando como vida útil del equipo 5 años tenemos que el espesor es igual a:

$$t_c = 0,002pulg * 5 años = 0,01 pulg$$

Entonces el espesor de la pared del cilindro y del cono va hacer:

$$t_{pci} = t_{pci} + t_c = 0,139pulg = t_{cono}$$

A.2.4 Establecimiento de las dimensiones del agitador

El diámetro del agitador se determina como: (Perry y Cols., 1986):

$$Da > D_T/2$$

Ec. A.16

Donde:

D_a : Diámetro del agitador, (m)

En base al manejo de fluidos de media viscosidad, se recomienda emplear la relación que se encuentra en el Perry y Cols., 1986 para establecer el diámetro del agitador:

$$D_a = 0,7 * D_T \quad \text{Ec. A.17}$$

Sustituyendo los valores:

$$D_a = 0,7 * 1,719 \text{ m} = 1,20385\text{m} > 0,8595 \text{ m OK}$$

La altura del agitador para aspas inclinadas de diámetro grande puede calcularse mediante la relación encontrada en el Perry y Cols., 1986:

$$\frac{D_a}{h_{ag}} = 8 \rightarrow h_{ag} = \frac{1,20385\text{m}}{8} = 0,15 \text{ m} \quad \text{Ec. A.18}$$

Donde:

h_{ag} : Altura del agitador, (m)

La inclinación de las paletas se establece en 45° , a fin de lograr una mayor turbulencia en el mezclado con un menor requerimiento de potencia. El autor Perry y Cols., 1986 recomienda ubicar al agitador a un tercio de la altura de la sección cilíndrica, es decir:

$$I_{ag} = \frac{h_{cil}}{3} = 0,263 \text{ m} \quad \text{Ec. A.19}$$

Donde:

I_{ag} : Ubicación del agitador en la sección cilíndrica, (m)

A.2.5 Cálculo de la potencia requerida por el sistema de agitación

La presencia o ausencia de turbulencia en un recipiente agitado puede correlacionarse con la expresión del número de Reynolds definido en el Perry y Cols., 1986 como:

$$Re = \frac{(Da)^2 * N * \rho_{30^{\circ}C}}{\mu_m} \quad \text{Ec. A.20}$$

Donde:

Re : Número de Reynolds para recipientes agitados, (adim)

N : Velocidad de rotación del agitador, (rev/s); recomendado por Perry y Cols., 1986 se asume en 50 rpm lo que es igual a 0,833 rev/s (por ser diámetro grande de agitador)

$\rho_{30^{\circ}C}$: Densidad de la mezcla a 30°C, kg/m³

μ_m : Viscosidad dinámica de la mezcla, kg/m.s

$$Re = \frac{(1,20385m)^2 * \frac{0,833rev}{s} * 1155kg/m^3}{1,6 \frac{kg}{m} * s} = 871,8202$$

La potencia requerida se puede calcular como sigue la expresión expuesta en el Perry y Cols., 1986:

$$Pot = \frac{(N)^3 * Np * \rho_{30^{\circ}C} * (Da)^5}{gc} \quad \text{Ec. A.21}$$

Donde:

Pot : Potencia requerida por los agitadores, kgf.m/s

Np : Número de potencia, adim

gc : Constante dimensional, 9,81 kg.m/kgf.s²

El valor de número de potencia Np puede determinarse empleando el gráfico Re vs Np planteado por el Perry y Cols., 1986. (Ver figura D. 4). La línea correspondiente al sistema de mezclado tratado en este trabajo corresponde a la línea 3, para agitadores de paletas inclinadas a 45° sin desviadores. Para $Re=3530,4$ adim el valor de Np es igual a 1,4 adim. Entonces la potencia es:

$$Pot = \frac{(0,833)^3 * 1,4 * 1155 * (1,719)^5}{9,8} = 241,1919kgf \cdot \frac{m}{s} = 3,17 hp$$

Asumiendo una eficiencia del motor por transmisión a través del sistema motor-reductor de velocidad, en un 80%, se tiene que la potencia requerida del motor es:

$$Pot = 3,17hp * \frac{80\%}{100\%} = 2,53hp$$

A.3 DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO DE AGUA A 30 °C AL PROCESO

Para comenzar con los cálculos necesitamos de la isometría del proceso de adición de agua a 30 °C. Esta isometría se presenta en la figura E.1 (Apéndice E).

A.3.1 Establecimiento de la presión de succión en la bomba

Como primer paso se debe realizar un balance global de energía para flujo interno, desde el punto de la flor del líquido de la marmita 1 (I) hasta el punto de succión de la bomba (S). Para ello se aplica la ecuación de energía (Bernoulli) planteada por Silva (2003):

$$\frac{P_I}{\gamma} + Z_I + \frac{\alpha(V_I)^2}{2 * g} = \frac{P_S}{\gamma} + Z_S + \frac{\alpha(V_S)^2}{2 * g} + h_{ltas} \quad \text{Ec. A.22}$$

Donde:

P_I : Presión del fluido en el punto I, (Psig)

Z_I : Altura del fluido en el punto I referida a un sistema de coordenadas, (m)

V_I : Velocidad media del fluido en el punto I, (m/s)

g : Aceleración debido a la gravedad, 9,8 (m²/s)

γ : Peso específico del fluido de trabajo a 30°C, 997, 07 (kgf/m³)

P_s : Presión de succión de la bomba, (Psig)

V_s : Velocidad media del fluido en la succión de la bomba, (m/s)

Z_s : Altura del fluido en la succión de la bomba referida a un sistema de coordenada, (m)

h_{tas} : Cabezal de pérdidas de energía entre el punto I y la succión de la bomba, (m)

α : Si el flujo es turbulento vale 1 y si es laminar vale 2, (adim)

Para resolver la ecuación A.22 se debería en primer lugar, buscar la velocidad recomendada a la cual se va a trabajar, pero por exigencia de la empresa la tubería debe ser de 2 pulgadas y por requisitos del proceso seleccionado el flujo másico que se debe manejar es igual a 350 kg/min, con esto se cumple en llenar 2 marmitas en 8 minutos.

Una vez establecido el flujo másico se puede conseguir el caudal que se va a manejar aplicando la siguiente ecuación planteada por Silva (2003):

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho_{25^{\circ}\text{C}}} \quad \text{Ec. A.23}$$

Donde:

\dot{m} : Flujo másico del agua, (kg/min)

$\rho_{25^{\circ}\text{C}}$: Densidad del agua a 30°C, kg/m³ (Ver tabla D.5)

Q: Caudal del agua a 30°C, (m³/s)

$$Q = \frac{350 \text{ kg/min}}{997,07 \text{ kg/m}^3} = 0,351 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60\text{s}} = 0,00585 \text{ m}^3/\text{s}$$

Obtenido el caudal se procede al cálculo de la velocidad que va a llevar el fluido por las tuberías. Para saber esta variable se aplica la siguiente ecuación: (Silva, 2003)

$$Q=A*V_{tramo(I-S)} \rightarrow V_{tramo(I-S)} = \frac{(Q * 4)}{\pi * (Di)^2} \quad \text{Ec. A.24}$$

Donde:

A: Área del tramo de la tubería de succión, m²

$V_{tramo(I-S)}$: Velocidad promedio del fluido en el tramo (I-Succión), (m/s)

Di: Diámetro interno de tubería, (m) (Ver tabla D.6)

Sustituyendo los valores de caudal y diámetro interno en la ecuación se tiene que:

$$V_{tramo(I-S)} = \frac{(0,00585m^3/s * 4)}{\pi * (0,0525 m)^2} = 2,70 m/s$$

Calculado la velocidad se procede a calcular las pérdidas que existen en el tramo.

Estas pérdidas se calcularan a partir de la siguiente ecuación: (Silva, 2003)

$$h_{ltas} = \frac{V_{tramo(I-S)}^2}{2 * g} * \left[Fd * \left(\frac{L_{tramo(I-S)}}{Di} + \sum \frac{L_E}{Di} \right) + \sum K \right] \quad \text{Ec. A.25}$$

Donde:

L_E : Longitud equivalente (m)

$L_{tramo(I-S)}$: Longitud de tubería del tramo de succión, (m)

K Coeficientes de resistencias, (adim)

Fd: Factor de Darcy, (adim)

Para el cálculo de las sumatorias de los coeficientes de resistencias y la de longitudes equivalentes entre diámetro interno, se hará uso de las tablas D.7 y D.8 respectivamente.

A continuación se presenta una tabla con dichas sumatorias:

TABLA A.1
VALORES DE COEFICIENTES DE PÉRDIDAS Y LONGITUDES EQUIVALENTES

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 2"					
Accesorio	Cantidad	LE/D	(LE/D) _{subtotal}	K	K _{subtotal}
Codo 90°	1	30	30		
T(paso recto)	0	20	0		
T(usada L)	0	60	0		
Entrada	1			0,78	0,78
Salida	0			1	0
medidor(agua)	0				
Unión	0			0,04	0
válvula (compuerta)	1	13	13		
válvula globo	0	450	0		
Válvula 3 vía	0	140	0		
Total			43		0,78

Ya obtenidos estos valores se procede al cálculo del factor de Darcy, para ello se utiliza las siguientes ecuaciones: (Silva, 2003)

$$Re = \frac{V_{tramo(l-s)} * Di * \rho_{25^{\circ}C}}{\mu_{25^{\circ}C}} \quad \text{Ec. A.26}$$

Donde:

Re : Número de Reynolds, (adim)

$\mu_{25^{\circ}C}$: Viscosidad del agua a 30°C, (kg/m*s) (Ver Tabla D.9 y Gráfica D.10)

$$Re = \frac{2,70 \text{ m/s} * 0,0525\text{m} * 997,01\text{Kg/m}^3}{\frac{0,000899\text{Kg}}{\text{m}} * \text{s}} = 158245,168 \text{ adim} > 4000 \text{ Turbulento}$$

Al ser el Reynolds turbulento, el valor de alfa es igual a 1.

Se procede al cálculo de la aspereza relativa, a través de la gráfica D.11, siendo este valor: (Silva, 2003)

$$\frac{E}{D} = 0,0007 \text{ adim} \quad \text{Ec. A.27}$$

Donde:

E/D: Aspereza relativa, (adim)

Con el valor del Reynolds y la aspereza relativa se entra en el gráfico de Moody (Ver gráfica D.12) y se obtiene un valor de Darcy igual a: (Silva, 2003)

$$Fd = f(Re, E / D) = 0,023 \text{ adim} \quad \text{Ec. A.28}$$

Al obtener este valor se procede al cálculo de las pérdidas en el tramo a través de la ecuación A.25:

$$h_{itas} = \frac{(2,70 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} * [0,023 * (43 + 13,33) + 0,78] = 0,775 \text{ m}$$

Ya se han obtenido todos los valores necesarios para resolver la ecuación A.22. De esta ecuación se busca despejar la presión de succión de la bomba, para ello se deben establecer algunas condiciones:

- Fluido incompresible, densidad constante.
- Estado estacionario.
- No hay transferencia de calor ni de trabajo.
- Solamente tiene una entrada y una salida.
- La velocidad en la flor del líquido (punto I) es igual 0 m/s.
- La presión del fluido en la flor del líquido es igual a la atmosférica (0 psig).

- El sistema de coordenadas se establece en el punto de succión, por lo que $Z_s=0$ m y $Z_1=1,36$ m.

Establecido estos criterios se procede al cálculo:

$$P_s = 997,01 \text{ kgf/m}^3 * \left(\frac{(2,70 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} - 1,36 \text{ m} + 0,775 \text{ m} \right) = -212,24 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2}$$

$$P_s = (-212,24 \text{ kgf/m}^2) * 0,0014223 (\text{Psig/kgf/m}^2) = -0,30175 \text{ Psig}$$

$$P_{\text{Sabsoluta}} = -0,30175 \text{ psig} + 14,6951 = 14,3945 \text{ Psia}$$

A.3.2 Establecimiento de la presión de descarga de la bomba

Para establecer esta presión se deben realizar varios balances de energía, por lo cual aplicaremos las mismas ecuaciones anteriores, pero referidas al tramo que se esté evaluando o aplicando el volumen de control.

Al observar la figura E.1, se visualiza que existen varios puntos de bifurcación; estos puntos deben ser evaluados; es decir, debe ser evaluada la siguiente interrogante: ¿Cuál sería la presión en esos puntos?; para lograr esto, se deben hacer balances de energías en cada tramo que lleguen a un punto de bifurcación común; este cálculo arrojará distintas presiones en dicho punto, dichos resultados serán comparados y se tomará la mayor presión que se genere en ese punto. Este proceso se realizará para todos los puntos de bifurcación. (Estos resultados se pueden ver en la Tabla C.8 del apéndice C). La presión de descarga es igual a:

$$P_D = 24,1859 \text{ Psia.}$$

A.3.3 Establecimiento del cabezal requerido del sistema

Para realizar este punto debemos aplicar un balance de energía desde la flor del líquido en el tanque de almacenamiento de agua (Punto I), hasta la descarga en la última marmita (Punto A). Se realiza por este tramo ya que este fue el que generó mayores pérdidas de energía hasta el punto de bifurcación G, además tanto para el tramo G-E como el tramo G-A su presión de salida es la atmosférica; siendo entonces tramos paralelos ya que generan las mismas caída de presión. Dicho lo anterior se planteara el siguiente balance de energía desde I hasta A (Ver figura E.1): (Silva, 2003)

$$H_{req} = \frac{V_A^2}{2 * g} + (Z_A - Z_I) + h_{tramo(I-A)} \quad \text{Ec. A.29}$$

Donde:

H_{req} : Cabezal requerido por el sistema, (m)

V_A : Velocidad promedio en la descarga del agua en la última marmita (Punto A), (m/s)

(Z_A) : Altura del fluido en el punto A, referido a un sistema de coordenadas, (m)

$h_{tramo(I-A)}$: Cabezal de pérdidas de energía en el tramo desde la flor del líquido hasta la descarga a la última marmita, (m)

Al observar la tabla C.8, esta nos arroja el valor de la velocidad en la descarga del fluido (Punto A) que es igual a 2,70 m/s, al igual que las perdidas en el tramo de "I" hasta la succión de la bomba, siendo esta igual a 0,775 m/s y las pérdidas desde la descarga de la bomba hasta el punto A que es igual a 9,73 m. Las pérdidas del tramo serían la sumatoria de las dos anteriores.

En la figura E.1, la altura del fluido en la flor del líquido es igual a 1,36 m y la altura de la descarga igual a 2,1 m.

Estos valores se sustituyen en la ecuación A.29, dando un cabezal requerido igual a:

$$H_{req} = \frac{(2,70 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} + (2,1 \text{ m} - 1,36 \text{ m}) + 10,505 \text{ m} = 11,62 \text{ m}$$

A.3.4 Establecimiento del cabezal de succión neto positivo disponible $NPSH_D$:

Para el cálculo de este cabezal, se debe en primer lugar calcular la presión de vapor del agua a la temperatura de 25°C. En este cálculo se utilizó la tabla D.10, que representa a las presiones de vapor del agua. A 30°C la presión de vapor es igual a:

$$P_V = 23,756 \text{ mmHg} = 317,628 \text{ kgf/m}^2$$

Conseguido la presión de vapor del agua, se procede a plantear la ecuación del cabezal de succión disponible: (Silva, 2003)

$$NPSH_{D_{\text{agua}25^\circ\text{C}}} = \left(\frac{P_{I'} - P_V}{\gamma_{25^\circ\text{C}}} \right) - Z_I - h_{l_{tas}} \quad \text{Ec. A.30}$$

Donde:

P_V : Presión de vapor del agua a 25°C, (kgf/m²)

$P_{I'}$: Presión absoluta a la cual se encuentra expuesto el fluido, (kgf/m²)

$NPSH_{D_{\text{agua}25^\circ\text{C}}}$: Cabezal de succión neto positivo disponible para agua a 25°C, (m)

Sustituyendo los valores en la ecuación A.30, se tiene que:

$$NPSH_{D_{\text{agua}25^\circ\text{C}}} = \left(\frac{(10120,4739 \text{ kgf/m}^2) - (317,628 \text{ kgf/m}^2)}{997,07 \text{ kgf/m}^3} \right) - 1,36 \text{ m} - 0,775 \text{ m}$$

$$NPSH_{D_{\text{agua}25^\circ\text{C}}} = 7,70 \text{ m}$$

A.4 DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO DE AGUA A 80 °C AL PROCESO DE LICUADO DE ESTABILIZANTE A.

Para comenzar con los cálculos necesitamos de la isometría del proceso de adición de agua a 80 °C. (Ver figura E.2)

A.4.1 Establecimiento de la presión de succión en la bomba del proceso

Partiendo de un balance de energía de la flor del líquido (Punto 1) a la succión de la bomba y haciendo uso de las ecuaciones desde la A.22 hasta la ecuación A.28 (planteadas en el punto anterior), los valores de presión de succión y el valor de cabezal de pérdidas de energía del tramo son respectivamente: $P_{\text{succagua80}^{\circ}\text{C}} = 13,60$ Psia y $h_{\text{Itaagua80}^{\circ}\text{C}} = 0,23$ m. (Ver tabla C.9, Apéndice C)

A.4.2 Establecimiento de la presión de descarga en la bomba del proceso

Se utilizan las mismas ecuaciones anteriormente mencionadas, pero el balance de energía sería desde la descarga de la bomba hasta el punto 2 que es la descarga del fluido de trabajo en el proceso de licuado. Los valores de presión de descarga y el valor de cabezal de pérdidas de energía del tramo son respectivamente: $P_{\text{Descargaagua80}^{\circ}\text{C}} = 19,59$ Psia y $h_{\text{Itaagua80}^{\circ}\text{C}} = 1,61$ m.

A.4.3 Establecimiento del cabezal requerido del sistema:

Este cálculo se realiza con la ecuación A.29 planteada en el diseño del sistema de bombeo de agua a 25°C. Este valor dio realizando el balance de energía desde el punto 1 que es la flor del líquido hasta el punto 2 que es la descarga del fluido en el proceso del licuado, siendo igual a $H_{\text{reqagua80}^{\circ}\text{C}} = 2,75$ m.

A.4.4 Establecimiento del cabezal de succión neto positivo disponible $NPSH_D$

Utilizando la ecuación A.30, el $NPSH_{Dagua80^\circ C}$ en este sistema a una presión de vapor de $P_v = 4827,45 \text{ kgf/m}^2$ (Ver Tabla D.13), es igual a 4,99 m.

A.5 DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO DEL ESTABILIZANTE A QUE SE ENCUENTRA A 80 °C HACIA EL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS

Para el cálculo de los requerimientos de una bomba rotatoria se realiza de la misma manera que para una centrífuga. La diferencia en este caso es que nuestro fluido es muy viscoso (Ver Tabla B.12, Apéndice B), por lo que se recomienda que el flujo sea laminar, para tratar de disminuir las pérdidas causadas por la fricción entre la tubería y el fluido por ser muy viscoso. Este análisis plantea que el valor del α , cuando se selecciono el tipo de bomba necesaria para trasladar un líquido viscoso, la única diferencia es que el valor de α que multiplica a las velocidades en la ecuación de Bernoulli es igual a 2. Dicho lo anterior se procedió a visualizar la isometría del proceso (Ver figura E.3)

Una vez observado la isometría, se procede al cálculo de los balances de energía. Haciendo uso de las ecuaciones aplicadas por Silva (2003), la cual quedaría:

$$\frac{P_I}{\gamma} + Z_I + \frac{2 * (V_I)^2}{2 * g} = \frac{P_S}{\gamma} + Z_S + \frac{2 * (V_S)^2}{2 * g} + h_{ltaSesta} \quad \text{Ec. A.31}$$

Donde:

$h_{ltaSesta}$: Pérdidas de energía cuando fluye un líquido viscoso de forma laminar, (m)

Para resolver la ecuación A.31 se debe buscar la velocidad a la cual se va a trabajar en una tubería que por exigencia de la empresa debe ser de 2 pulgadas y por requisitos del proceso seleccionado y por tener un flujo viscoso y que debe ser laminar, el flujo

másico que se debe manejar es igual a 100 kg/min, con esto se cumple bombear la cantidad de pulpa de fruta en 8 minutos y de estabilizante “A” en 2 minutos a 2 marmitas del proceso.

Una vez establecido el flujo másico se puede conseguir el caudal que se va a manejar aplicando la siguiente ecuación planteada por Silva (2003):

$$Q_{esta} = \frac{m_{esta}}{\rho_{esta_{80^{\circ}C}}} \quad \text{Ec. A.32}$$

Donde:

m_{esta} : Flujo másico del estabilizante, (kg/s)

$\rho_{esta_{80^{\circ}C}}$: Densidad del estabilizante a 80°C, kg/m³ (Ver tabla D.5)

Q_{esta} : Caudal del estabilizante a 80°C, (m³/s)

Cabe destacar que se toma la densidad del agua a 80°C, debido a que en la mezcla agua con estabilizante, este último representa un 3%, por lo que en la empresa aproximan a la densidad del agua.

$$Q_{esta} = \frac{1,67 \text{ kg/s}}{971,83 \text{ kg/m}^3} = 0,0017 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Obtenido el caudal, se procede al cálculo de la velocidad que va a llevar el fluido por las tuberías. Para saber esta variable se aplica la siguiente ecuación: (Silva, 2003)

$$Q_{esta} = A * V_{estramo(I-S)} \rightarrow V_{tramo(I-S)} = \frac{(Q_{esta} * 4)}{\pi * (Di)^2} \quad \text{Ec. A.33}$$

Donde:

$V_{estramo(I-S)}$: Velocidad promedio del estabilizante en el tramo (I-Succión), (m/s)

Sustituyendo los valores de caudal y diámetro interno en la ecuación se tiene que:

$$V_{esttramo(I-S)} = \frac{(0,0017m^3/s * 4)}{\pi * (0,0525 m)^2} = 0,79 m/s$$

Calculado la velocidad se procede a calcular las pérdidas que existen en el tramo. Estas pérdidas se calcularan a partir de la siguiente ecuación: (Silva, 2003)

$$h_{ItaSesta} = \frac{V_{esttramo(I-S)}^2}{2 * g} * \left[Fd * \left(\frac{L_{tramo(I-S)}}{Di} + \sum \frac{L_E}{Di} \right) + \sum K \right] \quad \text{Ec. A.34}$$

Para el cálculo de las sumatorias de los coeficientes de resistencias y la de longitudes equivalentes entre diámetro interno, para casos de flujos laminares existe poca información sobre los valores de estos coeficientes, por esta razón se hará uso de lo planteado por el autor Hicks (1985), el cual señala que si el flujo se encuentra entre 0 a 63 l/s y es muy viscoso, existen factores (Ver Tabla D.16, Apéndice D) que dado un valor de esta propiedad, las longitudes equivalentes se multiplican por dicho factor. Perry, Green y Maloney, 2001, plantea que los coeficientes de resistencias deben ser multiplicados por dos.

Lograr entrar a la tabla D.16 significa que se debe conseguir o transformar la viscosidad dinámica a cinemática en unidades igual a Saybolt Second Universal. Esto se realiza de la siguiente manera:

$$\varphi_{esta80^{\circ}C} = \frac{\mu_{esta80^{\circ}C}}{\rho_{esta80^{\circ}C}} \quad \text{Ec. A.35}$$

Donde:

$\varphi_{esta80^{\circ}C}$: Viscosidad cinemática del estabilizante A, (centistokes)

$\mu_{esta80^{\circ}C}$: Viscosidad dinámica del estabilizante A, (cp)

$\rho_{esta80^{\circ}C}$: Densidad del estabilizante A, (g/cm³)

Sustituyendo los valores en la ecuación A.35 se tiene que:

$$\varphi_{esta80^{\circ}C} = \frac{3000 \text{ cp}}{0,97183 \text{ g/cm}^3} = 3086,9596 \text{ centistokes}$$

A continuación se busca el valor de la viscosidad cinemática en el nomograma presentado en la obra de Hicks (1985). (Ver gráfica D.14, Apéndice D). Para lograr entrar en esta gráfica se debe entrar con la viscosidad en centistokes y se lee a mano derecha cuanto representa en SSU.

Si se observa la gráfica se puede ver que si se tiene la densidad en unidades de g/cm^3 y la viscosidad absoluta (dinámica) en centipoises, se traza una recta entre estos dos puntos y se consigue de igual manera la transformación a unidades de SSU, de hecho este método es mucho más rápido que el de aplicar la ecuación A.35, pero para este caso el sistema no entra en la gráfica por lo cual se debe realizar lo que plantea Crane (1987), el cual propone multiplicar la viscosidad por un factor cuando no se puede entrar a esta gráfica (Ver Tabla D.15, Apéndice D).

Dicho lo anterior, la viscosidad cinemática es igual a

$$\varphi_{esta80^{\circ}C} = 3086,9596 * 4,6347 = 14307,13550 \text{ SSU}$$

Obtenido el valor de la viscosidad se procede a entrar a la tabla D.16 donde el factor es igual a 0,5.

Ya conocido el valor del factor se procede a levantar la tabla de los valores de coeficientes de pérdidas y longitudes equivalentes:

TABLA A.2
VALORES DE COEFICIENTES DE PÉRDIDAS Y LONGITUDES EQUIVALENTES
PARA FLUJOS LAMINARES

Accesorio	Cantidad	L/D	factor de corrección (fc)	LE/D para laminar	k	Múltiplo	k para laminar
Codo 90°	1	30	0,5	15		-	
entrada	1		0,5		0,78	2	1,56
válvula (comp)	0	13	0,5	0			
Total				15			1,56

Ya obtenidos estos valores se procede al cálculo del factor de Darcy, para ello se utiliza las siguientes ecuaciones: (Silva, 2003)

$$fd = \frac{Re}{64} = 4,75 < 2000 \text{ Laminar OK} \quad \text{Ec. A.36}$$

Al obtener este valor se procede al cálculo de las pérdidas en el tramo a través de la ecuación A.34:

$$h_{itas} = \frac{(0,79 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} * [4,75 * (15 + 9,52) + 1,56] = 3,78 \text{ m}$$

Ya se han obtenido todos los valores necesarios para resolver la ecuación A.20. De esta ecuación se busca despejar la presión de succión de la bomba, para ello se deben establecer algunas condiciones:

- Fluido incompresible, densidad constante.

- Estado estacionario.
- No hay transferencia de calor ni de trabajo.
- Solamente tiene una entrada y una salida.
- La velocidad en la flor del líquido (punto I) es igual 0 m/s.
- La presión del fluido en la flor del líquido es igual a la atmosférica (0 psig).
- El sistema de coordenadas se establece en el punto de succión, por lo que $Z_s=0$ m y $Z_1=1,36$ m.

Establecido estos criterios se procede al cálculo:

$$P_s = 997,01 \text{ kgf/m}^3 * \left(1,0\text{m} - \frac{2*(0,79\text{m/s})^2}{2*9,8 \text{ m/s}^2} - 3,78 \text{ m} \right) = -2732,97 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2}$$

$$P_s = (-2732,97\text{kgf/m}^2) * 0,0014223 (\text{Psig/kgf/m}^2) = -3,89 \text{ Psig} = 10,80 \text{ Psia}$$

A.5.2 Establecimiento de la presión de descarga de la bomba:

Para establecer esta presión se deben realizar un balance de energía desde la descarga de la bomba hasta la descarga del fluido en la última marmita (punto A). Para este paso se utilizan las mismas ecuaciones anteriores desde la A.29 hasta la A.34. La presión de descarga de la bomba es igual a:

$$P_D = 147,40 \text{ Psia.}$$

A.5.3 Establecimiento del cabezal requerido del sistema:

Para realizar este punto debemos aplicar un balance de energía desde la flor del líquido en el tanque de almacenamiento de agua (Punto I), hasta la descarga en la última marmita (Punto A). El autor Crane (1987) plantea que cuando se trabaja con una bomba rotatoria la ecuación A.27 es aplicable para este caso, por lo que:

$$H_{reqesta} = \frac{V_A^2}{2 * g} + (Z_A - Z_I) + h_{tramo(I-A)}$$

Al observar la tabla C.9, esta nos arroja el valor de la velocidad en la descarga del fluido (Punto A) que es igual a 0,79 m/s, al igual que las pérdidas en el tramo de "I" hasta la succión de la bomba, siendo esta igual a 3,78 m/s y las pérdidas desde la descarga de la bomba hasta el punto A que es igual a 94,0075 m. Las pérdidas del tramo serían la sumatoria de las dos anteriores.

En la figura E.3, la altura del fluido en la flor del líquido es igual a 1,0 m y la altura de la descarga igual a 2,0 m. Estos valores se sustituyen en la ecuación A.27, dando un cabezal requerido igual a:

$$H_{reqesta} = \frac{2 * (0,79 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} + (2,0 \text{ m} - 1,0 \text{ m}) + 97,7875 \text{ m} = 98,85 \text{ m}$$

A.5.4 Establecimiento de la potencia necesaria:

El autor Crane (1987) indica que la ecuación a utilizar para este cálculo es:

$$H_p = \frac{Q_{esta} * H_{reqesta} * \gamma}{76,04} \quad \text{Ec. A.37}$$

Donde:

H_p : Potencia requerida por la bomba, (Hp)

Sustituyendo los valores se tiene que:

$$H_p = \frac{0,0017 \text{ m}^3/\text{s} * 98,85 \text{ m} * 971,83 \text{ kgf}/\text{m}^3}{76,04} = 2,16 \text{ Hp}$$

A.6 DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO DEL JUGO CONCENTRADO A LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Para el cálculo de esta etapa se realizó en primer lugar la isomería del proceso. (Ver figura E.4). Luego haciendo uso de las mismas fórmulas anteriores, los resultados son:

- Presión de succión: 13,315 Psia
- Presión de descarga: 119,03 Psia
- Cabezal requerido por el sistema (H_{req}): 61,52 m
- $H_p = 1,41$ Hp
- $h_{Itasucción}$: Pérdidas de energía en el tramo de succión igual a 1,817 m
- $h_{Itasucción}$: Pérdidas de energía en el tramo de descarga igual a 61,52 m

A.7 DISEÑO DEL RECIPIENTE DE ALMACENAMIENTO DE PULPA DE FRUTA.

Para el diseño de este recipiente se usan las ecuaciones desde la A.6 hasta la ecuación A.15, dando como valor:

- Altura del cono = 0,3 m
- Altura del cilindro = 0,2 m
- Altura borde libre = 0,1 m
- Diámetro = 1,1 m

A.8 DISEÑO DEL SISTEMA DE TRANSPORTE NEUMÁTICO

Tipo de material: Azúcar

Peso: 45 lb/pie³ (Ver tabla D.18)

Fluidez: Muy pegajoso (f)

Ángulo de deslizamiento: 45° (Ver tabla D.18)

Toneladas a manejar por hora (T): 5 TN/h

Para empezar el diseño de este sistema, en primer lugar se debe conseguir el peso promedio del material: (Rachadell y Gómez 2002)

$$W = \delta * \mathcal{F} = 45 \frac{Lb}{pie^3} * 2,7 = 121,5 \frac{Lb}{pie^3} \quad \text{Ec. A.38}$$

Donde:

W: Peso promedio, (Lb/pie³)

δ : Peso del material, (Lb/pie³)

\mathcal{F} : Factor de fluidez del material, (adim) (Ver tabla D.17)

Luego se debe hallar el caudal de aire. Cabe señalar en este punto que la expresión que sigue y otras que se presentarán posteriormente son fórmulas empíricas, por lo cual las unidades del resultado de las mismas no guardan ninguna relación dimensional con las variables o parámetros empleados en el cálculo. (Rachadell y Gómez, 2002)

$$Q = W * T = 121,5 \frac{Lb}{pie^3} * 5 \frac{TN}{h} = 607 \frac{pie}{min} \quad \text{Ec. A.39}$$

Donde:

Q: Caudal del aire, (Pie/min)

La fórmula de velocidad a utilizar es para materiales finos y ductos con codos y ascensiones (Ver tabla D.19): (Rachadell y Gómez, 2002)

$$V = 12,5 * \sqrt{W} \quad \text{Ec. A.40}$$

Donde:

V: Velocidad del aire, (pie/s) o (pie/min)

$$V = 12,5 * \sqrt{W} = 137,78,5 \frac{pie}{s} = 8266,8 \frac{pie}{min}$$

Con la velocidad y el caudal se puede halla el diámetro: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$D = \sqrt{\frac{4 * Q}{\pi * V}} \quad \text{Ec. A.41}$$

Donde:

D: Diámetro de la tubería, (pie) o (pulg)

$$D = \sqrt{\frac{4 * Q}{\pi * V}} = \sqrt{\frac{4 * 607 pie^3}{\pi * 8266,8 pie/min}} = 0,305 pie = 3,67 pulg$$

Este diámetro se estandariza a través de la tabla D.20, siendo este valor igual a 4 pulg. Con este diámetro se debe buscar de nuevo el caudal de aire: (Rachadell.F y Gómez.E, 2002)

$$Q = V * A = 721,43 Pie^3/min \quad \text{Ec. A.42}$$

Una vez conseguido el caudal real se procede a sacar las pérdidas en el sistema. Para ello se realizó una isometría del proceso (Ver E.5). En primer lugar se buscan las pérdida debidas al aire en onza/pulg²: (Rachadell y Gómez, 2002)

a) Pérdidas en orificio: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_o = \left(\frac{V}{100}\right)^2 * 5 \quad \text{Ec. A.43}$$

Donde:

Po: Pérdidas debidas al orificio, onza/pulg².

$$P_o = \left(\frac{137,78 \text{ pie/s}}{100} \right)^2 * 5 = 9,5 \text{ onza/pulg}^2$$

b) Pérdidas debido a mangueras: Pm = 0. No hay mangueras en el sistema.

c) Pérdidas en la línea: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_l = \left(\frac{V}{100} \right)^2 * \frac{L * p}{100} \quad \text{Ec. A.44}$$

Donde:

PL: Pérdidas en la línea, (onza/pulg²)

L: Longitud del tramo, (pie)

$$P_L = \left(\frac{137,78 \text{ pie/s}}{100} \right)^2 * \frac{41,99 \text{ pie} * 8,5}{100} = 6,776 \text{ onza/pulg}^2$$

d) Pérdidas en tanque receptores: Pd = 4 onzas/pulg² (Promedio) (Rachadell y Gómez, 2002)

Las pérdidas totales debidas al aire es la sumatoria de todas las pérdidas antes mencionadas. La pérdida total es igual a Pa= 20,26 onzas/pulg², donde Pa es pérdidas debido al aire

Una vez conseguida las pérdidas por parte del aire, se debe buscar las pérdidas debido al material (en Hp):

a) Pérdidas debido a la inercia: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_i = \left(\frac{T * V^2}{100000} \right) \quad \text{Ec. A.45}$$

Donde:

Pi: Pérdidas debido a la inercia, (Hp)

$$P_i = \left(\frac{5 * 137,78^2}{100000} \right) = 0,95 \text{ Hp}$$

b) Pérdidas en la línea: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_l = \frac{T}{1000} \left(H + \frac{L}{5} \right) \quad \text{Ec. A.46}$$

Donde:

H: Altura de elevación de la tubería, (pie)

$$P_l = \frac{5 \text{ TN/h}}{1000} \left(9,84 \text{ pie} + \frac{41,99 \text{ pie}}{5} \right) = 0,09 \text{ Hp}$$

c) Pérdidas en cada codo: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_k = 6 * \frac{T * V^2}{200000} \quad \text{Ec. A.47}$$

Donde:

Pk: Pérdidas debida a los codos, (Hp)

$$P_o = 6 * \frac{5 \text{ TN/h} * 137,78 \text{ pie/s}^2}{200000} = 2,85 \text{ Hp}$$

d) Pérdidas en mangueras: 0 Hp, ya que no hay mangueras instaladas.

Las pérdidas debido al material es la sumatoria de todas las pérdidas referidas al material.

Estas pérdidas son igual a $P_m = 3,88 \text{ Hp}$, donde P_m es pérdidas debidas al material.

Para pasar de Hp a onzas/pulg², Rachadell y Gómez, 2002, plantea:

$$P_{mt} = \frac{P_m * 3200}{Q} \quad \text{Ec. A.48}$$

Donde:

P_{mt} : Pérdidas totales debido al material, (onza/pulg²)

$$P_{mt} = \frac{P_m * 3200}{Q} = \frac{3,88 \text{Hp} * 3200}{721,43 \text{ pie}^3 / \text{min}} = 17,25 \text{ onzas/pulg}^2$$

Ahora puedo calcular las pérdidas totales en el sistema, las cuales serían: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$P_t = \frac{P_m + P_a}{16} = \frac{17,25 \frac{\text{onzas}}{\text{pulg}^2} + 20,26 \text{onzas/pulg}^2}{16} = 2,34 \text{ onzas/pulg}^2 \quad \text{Ec. A.49}$$

Donde:

P_t : Pérdidas totales del sistema, (onzas/pulg²)

Con este resultado puedo buscar los Hp del motor: (Rachadell y Gómez, 2002)

$$H_{p\text{motor}} = \frac{Q * P}{175} = \frac{721,43 \text{ pie}^3 * 2,34 \text{ onzas/pulg}^2}{175} = 8,13 \text{ Hp} \quad \text{Ec. A.50}$$

A.9 DETERMINACIÓN DE LOS FACTORES PARA LA INVERSIÓN INICIAL

A.9.1 Factor por ajuste

El sistema neumático se calculo implementado el factor de ajuste, se encontró en el (Perry y Cols., 2000) un presupuesto para un sistema con potencia de 25 Hp, caudal de la mezcla 4 ton/h, tubería de 4" y con una carga dinámica de 60 pies como se muestra en el apéndice D.22, este modelo es del año 1980. El equipo que se necesita emplear tiene las características de transportar material a 5 ton/h, por una tubería de 4", una carga dinámica de 42 pies y una potencia de 8,13 hp. Tomando en cuenta que la potencia depende del caudal, diámetro de la tubería, material a transportar y carga dinámica, se asumió que el ajuste de la capacidad va a depender de la potencia de los equipos.

a) Ajuste por capacidad: Utilizando la siguiente ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$Ajuste_{capacidad} = \left[\frac{8,13 \text{ hp}}{(25 \text{ hp})} \right]^{0,56} = 0,533 \quad \text{Ec. A.51}$$

Se tiene que el ajuste por capacidad es 0,533.

b) Ajuste en el tiempo: Empleando la ecuación y sustituyendo los valores, se estima el ajuste en el tiempo. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$Ajuste_{tiempo} = \frac{525,4}{261} = 2,013 \quad \text{Ec. A.52}$$

Los índices fueron conseguidos en la revista Guthrie, (2008). "Chemical Engineering", para 1980 el valor es de 261 y 2007 es 525,4.

Luego de tener el ajuste por capacidad y en el tiempo se procede a multiplicar estos factores por el precio de referencia. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$Costo_{deseado} = 46.000\$ \times 0,533 \times 2,013 = 49354,734\$ \quad \text{Ec. A.53}$$

El valor del sistema neumático estimado es de 49354,734\$.

A.9.2 Costo de los equipos a usar

Todos los equipos y accesorios nuevos a implementar en la línea de producción fueron obtenidos directamente por los proveedores, como por ejemplo el costo de los metros lineales de tuberías a instalar, que se cálculo de la siguiente manera:

Para agua a 25 °C:

Costo de los metros lineales = 36,5 metros * 19,2 \$/metros = 713 \$

Los equipos que requiere la línea son los siguientes:

TABLA A.3
COSTOS DE LOS EQUIPOS QUE REQUIERE LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN

Equipo	Precio (\$)	Cantidad	subtotal (\$)
Sistema Neumático	49354,7	1	49354,7
Bomba (agua a 30°C)	5981,9	1	5981,9
Volteador de Barriles	373,3	1	373,3
Bomba (concentrado 80°C)	13953,5	2	27907,0
Bomba (agua a 80°C)	4840,0	1	4840,0
Tuberías y Accesorios	5775,1	1	5775,1
Mezclador Enchaquetado	10232,6	1	10232,6
Envasadora	21040,0	1	21040,0
Tanque para la Pulpa	5023,3	1	5023,3
		Total (\$)	130527,8

Los metros de tuberías a adquirir para todas las áreas del proceso son:

TABLA A.4
CANTIDAD Y COSTOS DE TUBERÍAS A ADQUIRIR

Diámetro (2")	Precio metro lineal (\$)	Metros	Sub total (\$)
Agua a 25 °C	19,5	36,5	713,0
Agua a 80°C		5,8	243,6
Pulpa y CMC		18,5	777,0
Marmita-Tanque		51,4	1004,1
		Total (Bs.F)	2737,7

Los accesorios a adquirir se muestran de la siguiente manera:

TABLA A.5
CANTIDAD Y TIPO DE ACCESORIOS A ADQUIRIR POR CADA ÁREA DE PRODUCCIÓN

Diámetro (2")	Codo 90°	Válvula de globo	Válvula de compuerta	Válvula de 2 vías	Válvula de retención
Agua a 25 °C	13	1	1	6	
Agua a 80°C	6	1	1		
Diámetro (2")	Codo 90°	Válvula de globo	Válvula de compuerta	Válvula de 2 vías	Válvula de retención
Pulpa y CMC	8	1	1	2	
Marmita-Tanque	22	3	3	1	1
Tanque-Envasadora					
Total	49	6	6	9	1

TABLA A.6
CANTIDAD Y COSTO DE LOS ACCESORIOS A ADQUIRIR

Accesorios	Cantidad	Precio (\$)	Subtotal (\$)
Válvula de globo	6	90,7	544,18605
Codo 90°	49	31,627907	1549,8
Válvula de compuerta	6	148	413,0

TABLA A.7
CANTIDAD Y COSTO DE LOS ACCESORIOS A ADQUIRIR (CONTINUACIÓN)

Accesorios	Cantidad	Precio (\$)	Subtotal (\$)
Válvula de 2 vías	9	243	1017,2
Válvula de retención	1	127	59,07
			Total (\$)
Válvula de 2 vías	9	243	1017,2

b) Costo de instalación de los equipos mediante la ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Costo. Equi.Instalados} = 0.30 \cdot 130.527,8 (\$) = 39.158,34 \$ \quad \text{Ec. A.54}$$

A.9.3 Inversión inicial:

a) Cálculo del capital fijo mediante la ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{CF} = 130.527,8 \$ + 130.527,8 \cdot 0,3 + 2 \cdot 0.05 \cdot 130.527,34 \$ = 182.738,9 \quad \text{Ec. A.55}$$

El valor final del capital fijo es 182.738,9 \$.

b) Cálculo del capital de trabajo, empleando la ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{CT} = 0,15 \cdot 182.738,9 \$ = 27.410,8 \$ \quad \text{Ec. A.56}$$

Entonces el Capital de trabajo da como valor 27.410,8\$

A partir de los valores de capital fijo y capital de trabajo se obtiene la inversión inicial, mediante la ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{I.I} = (182.738,9 + 27.410,8) \$ = 210.149,8 \quad \text{Ec. A.57}$$

A.9.4 Costos operacionales

Se toma en cuenta todos los gastos que llevan a cabo la operación del proceso como el costo de la materia prima, salario de los operadores, mantenimiento de los equipos, entre otros factores. Se va a tomar el primer año para los cálculos típicos.

Costos de Materia Prima: costo asociados a la compra de materia prima viene dado a 15 BsF por galón, está información fue suministrada por la empresa. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$MP = 2.400.000 \frac{gal}{año} * 15Bs. \frac{F}{gal} * \frac{1\$}{2,15Bs.F} = 16.744.186,04\$ \quad \text{Ec. A.58}$$

Hay que destacar que dentro de los 15 bolívares por galón se ven reflejados los costos por servicios y energía.

Salario de los operarios anualmente: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$Sop = 11 \text{ operarios} * 1000 \text{ (Bs.F/operario mes)} * 12 \text{ meses} * (1\$/BsF) = 61.395,3\$ \quad \text{Ec. A.59}$$

Mantenimiento de los equipos, empleando la ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Mant} = 0,02 * 182.738,9\$ = 3.654,8 \$ \quad \text{Ec. A.60}$$

Finalmente los costos operacionales vienen dados por la ecuación:

$$\text{Cop} = 16.744.186 \$ + 61.395,3 \$ + 3.654,8 \$ = 16.809.236,1 \$ \quad \text{Ec. A.61}$$

Los costos operacionales tienen un valor de 16.809.236,1 \$

A.9.5 Flujos monetarios

a) Ingresos por venta de jugo de concentrados (I_{VJC}):

El jugo de concentrado de estima a un precio en el mercado del 15 % del costo de la materia prima, esto quiere decir que el precio actual es: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Precio} = 15\text{Bs.F} * 1,15 / (1\$/2,15\text{Bs.F}) = 8,02 \$ \quad \text{Ec. A.62}$$

Luego de obtener el precio en el mercado, se procede a calcular los ingresos por venta de jugo de concentrados: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$VJC = 200.000\text{gal}/\text{mes} * 8,02 \$/\text{gal} = 1.604.000 \$ \quad \text{Ec. A.63}$$

A partir de la cantidad de jugos vendidos al mes, se determinan los ingresos anuales por la venta del concentrado de jugo de la siguiente manera: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

Ec. A.64

$$I_{VJC} = 1.604.000 * 12 = 19.248.000$$

b) Depreciación de los equipos: Representa el valor monetario, que pierde el costo de los equipos al pasar un periodo de uso, se determina por cada año de uso.

Como se fijo 3 años la duración del proyecto, se toma como tiempo de vida para los equipos a adquirir que no se conozca su tiempo de vida útil, a pesar que estos pueden tener un tiempo de vida mayor, debido al tipo de material con el que están contruidos.

Para la bomba centrífuga a 25 °C:

$$D_{(t)} = \frac{(5.981,9 - 598,19)\$}{20} = 269,19\$ \quad \text{Ec. A.65}$$

De esta manera se obtiene los valores de la depreciación de los demás equipos adquiridos.

c) Valor en libro: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

Se obtiene a partir del período de vida de los equipos y el tiempo del proyecto, aquí se emplea como vida del proyecto 5 años, por lo tanto se estimara el costo de los equipos para el año 5, tomando en cuenta la depreciación anual.

$$VL_{c/E} = 5.981,9 - 269,19 \cdot 5 = 4635,95 \text{ \$} \quad \text{Ec. A.66}$$

Con el resto de los equipos se calcula de la misma forma el valor en libro, y la suma de todos los resultados obtenidos es el valor en libro de todos los equipos.

A continuación se muestra en la siguiente tabla:

TABLA A.8
COSTO, VALOR RESIDUAL Y DEPRECIACIÓN DE LOS EQUIPOS ADQUIRIDOS

Equipo	Costo (\$)	Vida útil del equipos (años)	Valor residual (\$)	Depreciación (\$)	Valor en Libro (\$)
Bomba (agua a 30°C)	5981,9	20,0	598,2	269,2	4635,9
sistema neumático	49354,7	5,0	4935,5	8883,9	4935,5
Voltedor de barriles	373,3	5,0	37,3	67,2	37,3
Bomba (concentrado 80°C)	13953,5	20,0	1395,3	627,9	10814,0
Bomba (agua a 80°C)	4840,0	20,0	484,0	217,8	3751,0
Mezclador Enchaquetado	10232,6	12,0	1023,3	767,4	6395,3
Tanque para la Pulpa	5023,3	5,0	502,3	904,2	502,3
Envasadora	21040,0	5,0	2104,0	3787,2	2104,0
		Total	11079,9	15524,8	33175,4

d) Amortización de intangibles: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

Se calcula mediante la ecuación

$$Ai = 130.527,8\$ * 0,05 \div 5 = 1.305,278 \$ \quad \text{Ec. A.67}$$

e) ING (\$) ingreso neto gravable: Para el primer año se expreso de la siguiente manera aplicando la ecuación Ec. A.68: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{ING}(\text{Bs. F}) = (19.248.000\$ - 16.744.186,04\$ - 15.524,8\$ - 1.305,278 \$) * 2,15 \text{Bs. F}/\$$$

$$\text{ING}(\text{Bs. F}) = 5.223.957,6 \text{ BsF}$$

f) Ingreso neto gravable por unidades tributarias $\text{ING}_{(\text{UT})}$: Es la representación de los ingresos netos gravables por las unidades tributarias, sabiendo que 1UT: 46,10BsF. Este valor se obtiene a través de la siguiente ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{ING}(\text{UT}) = 5.223.957,6 / 46,1 = 113318 \text{ U.T} \quad \text{Ec. A.69}$$

Impuesto sobre la renta ISR: es un impuesto que representa el porcentaje del ING (\$) (aprox. 15%) que se paga al Seniat. Este se calcula con la ecuación Ec.A.70 que sigue: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{ISR}(\text{U.T}) = 0,15 * 2000 + 0,22 * (3001 - 2001) + 0,34 * (113318 - 3000) = 38028 \text{ U.T}$$

$$\text{ISR}(\$) = 815.386 \$$$

Flujos monetarios: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

Para calcular los flujos monetarios a través de los años, se efectúa a partir de la resta de los costos operacionales, y el impuesto sobre la renta de los ingresos brutos

obtenidos de las ventas del producto, debido a que se obtienen un margen de ganancias de la implementación de las alternativas, los flujos monetarios son positivos, exceptuando el año 0, donde se realiza la inversión inicial. El flujo del año 0 representa el valor de los gastos realizados por la implementación de las alternativas.

Flujo del año 0: Representa los ingresos o egresos del año inicial del proyecto: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$F_0 = (-1748751 - 262312)\$ = 2011064 \$ \quad \text{Ec. A.71}$$

Flujo años (1): Representa los ingresos o egresos del primer a la implantación de la propuesta. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$F_{(1)} = (19255814,0-16809236,2- 815386,0-15524,8) \text{ BsF} = 1615667,0\$ \quad \text{Ec. A.72}$$

Flujo del año 5: Representa los Ingresos o egresos en el año de culminación de la implantación de la propuesta. La Ec.A.73 queda: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$F_5 = (30327907,0+27410,8+ 33175,4- 26437143,2-1306409,3-15524,8) \$ =2629416,0 \$$$

En la siguiente tabla se muestra los flujos monetarios de la propuesta seleccionada:

TABLA A.9
FLUJOS MONETARIOS DEL PERÍODO DE VIDA DEL PROYECTO O PROPUESTA.

Año	Capital fijo (\$)	Capital de trabajo (\$)	Ingresos (\$)	Costos operacionales (\$)	ISR (\$)	Depreciación (\$)	Valor en Libro (\$)	Flujos monetarios (\$)
2008	-182738,9	-27410,8						-210149,8
2009			19255814,0	-16809236,2	-815386,0	-15524,8		1615667,0
2010			23106976,7	-20158073,4	-986176,7	-15524,8		1947201,9
2011			30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8		2568829,8
2012			30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8		2568829,8
2013		27410,8	30327907,0	-26437143,2	-1306409,3	-15524,8	33175,4	2629416,0

A.10 INDICADORES DE RENTABILIDAD

A.10.1 Valor actual:

Se emplearon las tablas financieras, utilizando un factor de actualización para un valor de i : 15% (Ver tabla D.23), se seleccionó esta de interés anual, ya que los bancos tienen esta tasa de interés promedio.

TABLA A.10
VALORES DE PRODUCTO DE FACTORES DE ACTUALIZACIÓN PARA UNA TASA DE INTERÉS DEL 15%, PARA LA DETERMINACIÓN DEL VALOR ACTUAL

Año del Proyecto	Factor de actualización (P/Si,n) (Adim)	Producto de los flujos monetarios y el factor de actualización (\$)
2009	0,86957	1404935,6
2010	0,75614	1472357,2
2011	0,65752	1689057,0
2012	0,57175	1468728,4
2013	0,49718	1307293,1

Empleando la ecuación Ec.A.74: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$VA_{(15\%)} = -210149,8\$ + 1404935,6\$ + 1472357,2\$ + 1689057,0\$ + 1468728,4\$ + 1307293,1$$

A.10.2 Equivalente anual:

Para el año 5, empleando el valor de $R/P_{i,n} = 0,29832$ de la tabla de Factores de interés, que se encuentra en el Apéndice D.23. Empleando la Ecuación: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$EA (15\%) = 7.132.221\$ * 0,29832 = 2.127.684,3\$.$$

Ec. A.75

A.10.3 Tasa interna de retorno:

Empleando la Ec. A.76: (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$0 = -210.149,8\$ + \frac{1.615.667}{(1+i)^1} + \frac{1.947.201}{(1+i)^2} + \frac{2.568.829}{(1+i)^3} + \frac{2.568.829}{(1+i)^4} + \frac{2629418}{(1+i)^5} = 8,18$$

El valor obtenido mediante el tanteo arrojo un valor de 8,18 mayor a 1, por lo que se considera que el proyecto es rentable con este indicador.

A.10.4 Tiempo de Pago:

Esto representa el tiempo en años requeridos para que los flujos monetarios netos recuperen la inversión inicial a una tasa mínima de rendimiento igual a 0. (Alvarado y Bentacourt, 2005)

$$\text{Año 1} = -210.149,8 \$ + 1.615.667 \$ = 1.405.518 \$ \quad \text{Ec. A.77}$$

Este ingreso de 1.615.667 \$ es lo correspondiente a todo el ingreso a obtener en el año 1, por lo tanto, al dividirse en 12 meses, se obtiene un valor de 134638,92 \$ mensuales de ingresos, por lo tanto con una inversión inicial de 210.149,8, en un período de 2 meses en el primer año de la implementación de la propuesta, se logra recuperar la inversión inicial.

APÉNDICE B

En este apartado se presentarán todos los datos recolectados durante el proyecto. Se presentarán datos de los equipos, como las entrevistas realizadas, además de datos de propiedades de los fluidos que se manejaron.

TABLA B.1
DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES QUE CONFORMAN EL PROCESO

<p>UNIVERSIDAD DE CARABOBO EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A ENTREVISTA N º1</p>
<p>Personal entrevistado: Analistas de calidad</p>
<p>1. Materia prima utilizada para el proceso: <u>Pulpas de frutas, azúcar, agua, vapor, estabilizante A, estabilizante B, ácido cítrico, saborizantes y colorantes.</u></p>
<p>2. Equipos involucrados en el proceso y su función: <u>Marmitas: Cumple la función de pasteurizar y mezclar la materia prima.</u> <u>Caldera: Produce la cantidad de vapor requerido del proceso.</u> <u>Mezclador: Realiza la mezcla del estabilizante A.</u> <u>Bombas centrífugas y de desplazamiento positivo: Se utilizan para trasladar el producto terminado.</u> <u>Tanque de Almacenamiento: Es utilizado para generar un proceso continuo, manteniendo las condiciones de temperatura de pasteurización, provenientes de la marmita y posteriormente realizar el envasado.</u></p>
<p>3. Cantidad de operadores: <u>Por marmitas son 6 operadores.</u></p>
<p>4. Medidores instalados: <u>Indicadores de presión, indicadores de temperatura.</u></p>
<p>5. Variables a controlar: <u>Acidez, brix, consistencia, viscosidad, temperatura, presión.</u></p>

TABLA B.2
DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES QUE CONFORMAN EL PROCESO

<p>UNIVERSIDAD DE CARABOBO FACULTAD DE INGENIERÍA EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A</p> <p>ENTREVISTA N º2</p> <p>Personal entrevistado: Operador</p> <p>1. Materia prima utilizada para el proceso: <u>Pulpas de frutas, azúcar, agua, vapor, estabilizante A, estabilizante B, ácido cítrico, saborizantes y colorantes.</u></p> <p>2. Equipos involucrados en el proceso y su función: <u>Marmitas: Cumple la función de cocción y mezcla de la materia prima.</u> <u>Mezclador: Realiza previamente la mezcla del estabilizante A.</u> <u>Bombas centrífugas y de desplazamiento positivo: Se utilizan para trasladar el producto terminado a un tanque de almacenamiento o directamente al envasado manual.</u> <u>Tanque de Almacenamiento: Es utilizado para generar un proceso continuo, manteniendo las condiciones de temperatura de pasteurización, provenientes de la marmita y posteriormente realizar el envasado.</u></p> <p>3. Cantidad de operadores: <u>Por marmitas son 6 operadores, uno es el que prepara el producto, esto involucra el traslado, agregado y cocción de la materia prima al proceso. Otros cinco se encargan de envasar el concentrado y trasladarlo a la embaladora.</u></p> <p>4. Medidores instalados: <u>Indicadores de presión, indicadores de temperatura.</u></p> <p>5. Variables a controlar: <u>Temperatura y presión.</u></p>
--

TABLA B.3
DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES QUE CONFORMAN EL PROCESO

<p>UNIVERSIDAD DE CARABOBO EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A ENTREVISTA N º2</p>
<p>Personal entrevistado: Supervisor de producción</p>
<p>1. Materia prima utilizada para el proceso: <u>Pulpas de frutas, azúcar, agua, vapor, estabilizante A, estabilizante B, ácido cítrico, saborizantes y colorantes.</u></p>
<p>2. Equipos involucrados en el proceso y su función:</p>
<p><u>Marmitas: Cumple la función de mezclar la materia prima entre 60 y 70 °C y pasteurizar a una temperatura entre 75 y 90 °C, todo a una presión de 30 psia.</u></p>
<p><u>Caldera: Produce la cantidad de vapor requerido del proceso.</u></p>
<p><u>Mezclador: Realiza previamente la mezcla del estabilizante A.</u></p>
<p><u>Bombas centrífugas y de desplazamiento positivo: Se utilizan para trasladar el producto terminado a un tanque de almacenamiento o directamente al envasado manual.</u></p>
<p><u>Tanque de Almacenamiento: Es utilizado para generar un proceso continuo, manteniendo las condiciones de temperatura de pasteurización, provenientes de la marmita y posteriormente realizar el envasado.</u></p>
<p><u>Tanque de agua: Provee el agua necesaria para el proceso de producción de jugo concentrado y para el proceso de producción de estabilizante.</u></p>
<p><u>Tanque de agua caliente: Se calienta el agua a 90°C proveniente del tanque de agua a través de vapor de la caldera y se traslada de manera manual al mezclador para producir estabilizante.</u></p>
<p>3. Cantidad de operadores: <u>Por marmitas son 6 operadores. Por producto envasado son de 4 a 5 operadores que embalan.</u></p>
<p>4. Medidores instalados: <u>Indicadores de presión, indicadores de temperatura.</u></p>
<p>5. Variables a controlar: <u>Temperatura y Presión.</u></p>

TABLA B.4
ESPECIFICACIONES DE CAPACIDAD DE LOS EQUIPOS

Equipo	Altura h (cm)	Largo L (cm)	Ancho A (cm)	Diámetro D (cm)	Observación
Marmita 1	220	-	-	129	
Marmita 2	220	-	-	174	
Marmita 3	220	-	-	174	
Tanque de almacenamiento 1	220	-	-	160	
Tanque de almacenamiento 2	220	-	-	129	
Mezclador para estabilizante	170	-	-	77	
Tanque de agua de proceso	200	-	-	235	
Tanque de agua caliente	110	160	70		

TABLA B.5
CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS QUE CONFORMAN EL
PROCESO

Equipo	Temperatura T (°C)	Presión P (Psia)	Tiempo de operación to (min)	Observación
Marmita 1	60 - 90	30	60 - 75	
Marmita 2	60 - 90	30	60 - 90	
Marmita 3	60 - 90	30	60 - 90	
Tanque de almacenamiento 1	90	14,696	35 - 40	
Tanque de almacenamiento 2	90	14,696	35 - 40	
Mezclador para estabilizante	90	14,696	5-10	
Tanque de agua de proceso	30	14,696	28	
Tanque de agua caliente	90	14,696	90	

TABLA B.6
RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS
CONCENTRADOS

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A

ENTREVISTA N ° 4

RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE
JUGOS CONCENTRADOS

Personal entrevistado: Operadores

1. Fallas a nivel de Maquinarias y/o Equipos:

Las bombas se dañan, la caldera se daña no muy a menudo, falla eléctrica.

2. Fallas a nivel de Operadores:

Es frecuente que algunos operarios de cada marmita falten, en su mayoría los que envasan y agregan el azúcar. Presentan agotamiento físico algunos operarios y trae consigo retardo en la producción.

3. Fallas a nivel de Metodología, Seguridad y Medio Ambiente:

Por ser un espacio reducido los operadores entre si se llevan por delante, se golpean entre ellos y entre equipos, al envasar los operadores se encuentran cercanos a la marmita y se queman, calor extenuante por haber mucha cantidad de vapor y poca extracción del mismo, poca entrada de aire que refresque el ambiente.

4. Fallas a nivel de Mediciones:

No han reportado fallas de los instrumentos de medición y si por alguna razón fallan tienen otros instrumentos para solucionar esa medida.

5. Fallas en los Materiales (Cantidad, propiedades físicas y químicas, calidad, otras):

El traslado del azúcar al proceso es fuerte ya que son 12 sacos en promedio de 50 kg por marmita y por batch y se realiza de forma manual lo que trae agotamiento físico, el traslado de pulpa que es en alrededor 180 a 270 kg en barriles lo realizan de forma manual y los afecta físicamente.

TABLA B.7
RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS
CONCENTRADOS

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A

ENTREVISTA N ° 5
RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE
JUGOS CONCENTRADOS

Personal entrevistado: Supervisor de desarrollo

1. Fallas a nivel de Maquinarias y/o Equipos:

Las fallas más frecuentes son las bombas por ser la mayoría centrífugas y las cuales están en funcionamiento constante y la posición en que se encuentran producen constantes vibraciones que rompen los seguros internos de ellas. La marmita 2 su enchaquetado no es completo lo que produce una menor transferencia de calor y mayor tiempo de mezclado.

2. Fallas a nivel de Operadores:

Por ser un proceso que se basa más en la manipulación manual, siempre se da las faltas al trabajo o poca duración en la empresa.

3. Fallas a nivel de Metodología, Seguridad y Medio Ambiente:

Fallas a nivel de extracción de vapor del área, se tienen varios extractores pero no son suficientes, el área de trabajo es insuficiente para el proceso de producción, el piso no es el adecuado, debería ser uno que absorba más el agua y disminuya la humedad del área, condiciones de calor extrema, por ser un espacio reducido no se tienen las adecuadas medidas de seguridad.

4. Fallas a nivel de Mediciones:

No se han reportado falla en los instrumentos.

5. Fallas en los Materiales (Cantidad, propiedades físicas y químicas, calidad, otras):

Falta de automatización en el proceso para el agregado y traslado de los materiales.

TABLA B.8
RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS
CONCENTRADOS

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
EMPRESA PROCESADORA NATURALYST C.A

ENTREVISTA N ° 6

RECONOCIMIENTO DE LAS FALLAS EN LA LÍNEA DE PRODUCCIÓN DE
JUGOS CONCENTRADOS

Personal entrevistado: Supervisor de producción

1. Fallas a nivel de Maquinarias y/o Equipos:

Fallan las bombas de envasado del producto y el enchaquetado de una marmita.

2. Fallas a nivel de Operadores:

Faltas al trabajo por agotamiento físico, se generan diversidades de ocupación sin ninguna remuneración.

3. Fallas a nivel de Metodología, Seguridad y Medio Ambiente:

El espacio físico no es acorde a las dimensiones de los equipos instalados, lo cual trae desorden en la línea al operar las tres marmitas y envasar los primeros batches. Las condiciones ambientales son difíciles de soportar por las altas temperaturas que se generan.

4. Fallas a nivel de Mediciones:

Las fallas a nivel de mediciones se pueden dar a veces por hacerlo de forma visual, el registro del tiempo no se llevo a cabo, existe la formulación más no la estandarización de la formula.

5. Fallas en los Materiales (Cantidad, propiedades físicas y químicas, calidad, otras):

El traslado, agregado y almacenado de las materias primas como la pulpa y el azúcar traen retardos en la producción y en algunos casos problemas con las propiedades físicas y químicas.

TABLA B.9
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS MÁS
SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Personal evaluado: Operador de la marmita 1						
Número	Causas	E1	E2	E3	Σ	%
1	Manipulación de la cantidad de azúcar	10	10	10	30	18,4
2	Manipulación de la pulpa de fruta	10	8	7	25	15,3
3	Manipulación del producto	10	6	7	22	13,5
4	Manipulación del agua de proceso (T= 90°C) de producción de estabilizante A	8	5	8	21	12,9
5	Poco espacio disponible para el tránsito y operación	7	2	10	19	11,7
6	Diseño inadecuado de los equipos esenciales (Marmitas)	9	7	1	17	10,4
7	Manipulación del estabilizante A	7	1	2	10	6,1
8	Condiciones ambientales extremas	2	1	4	7	4,3
9	Deterioro de los elementos del sistema (Bombas, Marmitas, Caldera, Mezclador, Válvulas, Tuberías)	3	1	1	5	3,1
10	Disminución de la capacidad de los equipos esenciales (Marmitas)	1	2	1	4	2,5
11	Mantenimiento insuficiente	1	1	1	3	1,8
Total					163	100

TABLA B.10
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS MÁS
SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Personal evaluado: Supervisor de desarrollo						
Número	Causas	E1	E2	E3	Σ	%
1	Manipulación de la pulpa de fruta	10	10	10	30	18,5
2	Manipulación de la cantidad de azúcar	10	7	10	27	16,7
3	Manipulación del producto	10	6	8	24	14,8
4	Manipulación del agua de proceso (T= 90°C) de producción de estabilizante A	8	4	8	20	12,3
5	Poco espacio disponible para el tránsito y operación	8	2	10	17	10,5
6	Diseño inadecuado de los equipos esenciales (Marmitas)	7	7	1	15	9,3
7	Manipulación del estabilizante A	6	1	2	9	5,5
8	Condiciones ambientales extremas	2	1	4	7	4,3
9	Deterioro de los elementos del sistema (Bombas, Marmitas, Caldera, Mezclador, Válvulas, Tuberías)	4	1	1	6	3,7
10	Disminución de la capacidad de los equipos esenciales (Marmitas)	1	2	1	4	2,5
11	Mantenimiento insuficiente	1	1	1	3	1,9
Total					162	100

TABLA B.11
MATRIZ DE CAUSA – EFECTO PARA IDENTIFICAR LAS CAUSAS MÁS
SIGNIFICATIVAS EN EL PROCESO

Personal evaluado: Supervisor de producción						
Número	Causas	E1	E2	E3	Σ	%
1	Manipulación de la cantidad de azúcar	10	10	10	30	18,8
2	Manipulación del producto	10	9	10	29	18,1
3	Manipulación de la pulpa de fruta	10	6	7	23	14,4
4	Manipulación del agua de proceso (T= 90°C) de producción de estabilizante A	8	4	8	20	12,5
5	Poco espacio disponible para el tránsito y operación	5	2	10	17	10,6
6	Diseño inadecuado de los equipos esenciales (Marmitas)	6	6	1	13	8,1
7	Manipulación del estabilizante A	5	1	3	9	5,6
8	Condiciones ambientales extremas	1	1	5	7	4,4
9	Deterioro de los elementos del sistema (Bombas, Marmitas, Caldera, Mezclador, Válvulas, Tuberías)	3	1	1	5	3,1
10	Disminución de la capacidad de los equipos esenciales (Marmitas)	1	2	1	4	2,5
11	Mantenimiento insuficiente	1	1	1	3	1,9
Total					160	100

TABLA B.12
PROPIEDADES DE LAS MATERIAS PRIMAS EN ESTUDIO

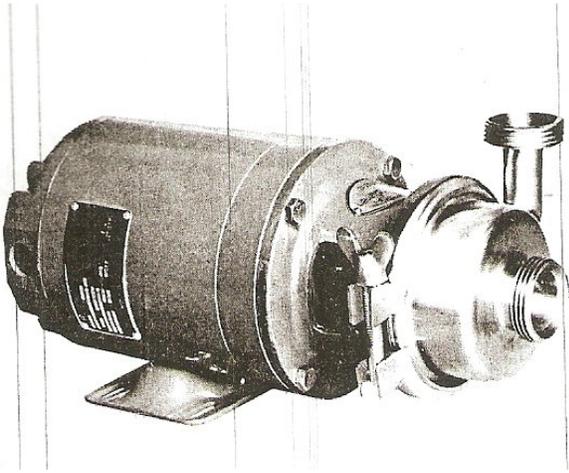
Materia Prima	Densidad (kg/m ³) a 28°C	Viscosidad (cp) a 28°C	Estado físico en que se encuentra la materia
Pulpa	1006	800	Líquido
Estabilizante	971,83	3000	Líquido
Azúcar	720	-	Sólido (en sacos de 50 kg)
Concentrado	1155	1600	Sólido (en sacos de 50 kg)

APÉNDICE C

En esta sección, se darán las hojas de especificación de los equipos seleccionados y dimensionados en los capítulos anteriores. También se presentaran los resultados de los cálculos realizados.

APÉNDICE C.1

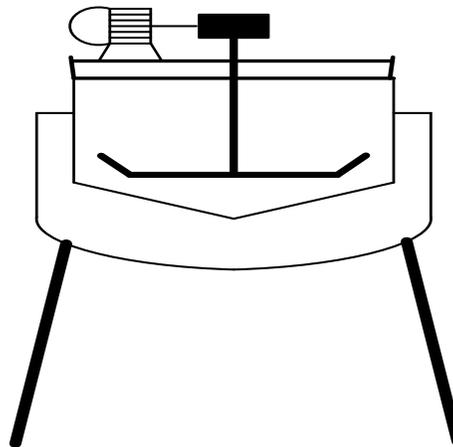
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LAS BOMBAS CENTRÍFUGAS

CARACTERISTICAS GENERALES		
NOMBRE: Bombas Centrífugas.	CODIGOS: Pump-04,pump-05	
FUNCION: Pump-04: Bombear el agua desde el tanque de almacenamiento de agua a todas las etapas. Pump-05: Bombear el agua precalentada al licuador.		
Nº total de unidades : 2		
CARACTERISTICAS DEL PROCESO		
Modo de operación: semicontinua Fluido a manejar: <ul style="list-style-type: none"> • Agua a 30 °C Caudal de bombeo: <ul style="list-style-type: none"> • Pump-04: 0,351 m³/min Fluido a manejar : Agua a 80 °C: Caudal de bombeo: <ul style="list-style-type: none"> • Pump-05: 0,206 m³/min 	Temperatura del fluido <ul style="list-style-type: none"> • Pump-04: 30 °C • Pump-05: 80 °C Viscosidad del fluido <ul style="list-style-type: none"> • Pump-04: 0,38 centipoises • Pump-05: 0,894 centipoises 	
CARACTERISTICAS DE DISEÑO		
Presión descarga - succión: <ul style="list-style-type: none"> • Pump-04: (14,3945 / 31,4735)Psia • Pump-05: (13,597 / 19,588)Psia NPSH _D : Pump-04: 11,253 m	Cabezal requerido <ul style="list-style-type: none"> • Pump-04: 11,253 m • Pump-05: 2,74 m NPSH _D : Pump-05: 4,99 m	

APÉNDICE C.2

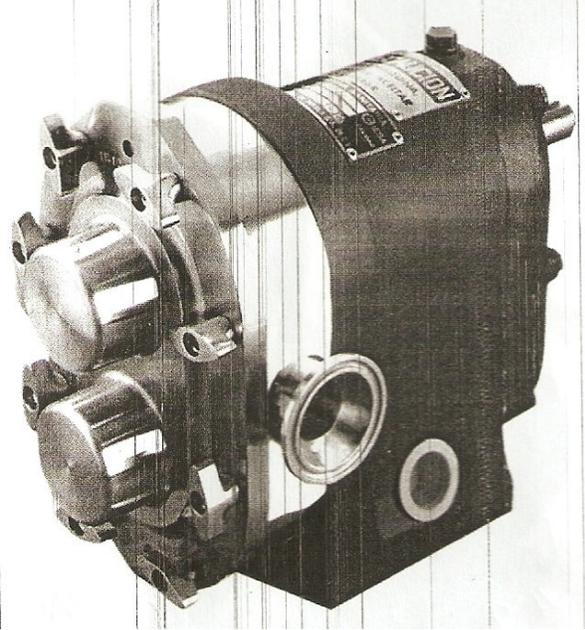
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DEL MEZCLADOR ENCHAQUETADO

CARACTERISTICAS GENERALES	
NOMBRE: Tanque enchaquetado de mezclado	CODIGOS: TM-01
FUNCION: Disolver por agitación mecánica y con calentamiento, los aditivos conservantes y estabilizantes, mejoradores del sabor y consistencia del jugo. Además cumple la función de pasteurizar la mezcla	
Nº total de unidades : 1	
CARACTERISTICAS DEL PROCESO	
<ul style="list-style-type: none"> • Material principal de mezcla: Pulpa de fruta • Fluido a manejar: 400 Kg/lote. • Fluido de salida: 2000Kg/lote de jugo concentrado. • Viscosidad del material principal: 800 centipoises 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatura de entrada de la materia prima: 25 °C. • Temperatura de salida de la mezcla: 80 °C. • Tiempo de residencia: 40 minutos
CARACTERISTICAS DE DISEÑO	
<ul style="list-style-type: none"> • Geometría del recipiente: Cilíndrico-Cónico • Volumen: 2,1 m³ • Diámetro: 1,72 m • Altura sección cilíndrica: 0,79 m • Altura sección cónica: 0,31 m • Faldones: 4 para elevación • Tipo de agitador: Ancla 	<ul style="list-style-type: none"> • Potencia de mezclado requerida: 2,537 Hp. • Recipientes y Agitadores: 304L • Faldones: Acero suave • Espesor de pared cilíndrica y cónica: 0,3588pulg • Tipo junta (eficiencia): Doble con examen puntos (0,85) • Diámetro agitador: 1,2038 m • Velocidad del agitador: 50 rpm



APÉNDICE C.3

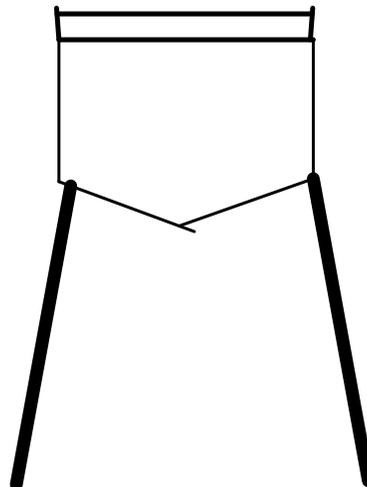
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LAS BOMBAS ROTATORIAS

CARACTERISTICAS GENERALES	
NOMBRE: Bomba rotatoria de engranajes.	CODIGOS: BR-01, BR-02
	
FUNCION: BR-01: Bombear el concentrado desde el mezclador hasta el tanque de almacenamiento. BR-02: Bombear la pulpa desde el tanque de almacenado hasta el mezclador al envasado. BR-03: Bombear el estabilizante desde el licuador hasta el mezclador	
Nº total de unidades : 2	
CARACTERISTICAS DEL PROCESO	
Modo de operación: semicontinua Fluido a manejar: <ul style="list-style-type: none"> Jugo concentrado Caudal de bombeo: <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 0,0864 m³/min Fluido a manejar : Pulpa de Fruta y Estabilizante A: Caudal de bombeo: <ul style="list-style-type: none"> BR-02: 0,1026 m³/min 	Temperatura del fluido <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 30 °C BR-02: 25 °C Viscosidad del fluido <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 1600 centipoises BR-02: 3000 centipoises
CARACTERISTICAS DE DISEÑO	
Presión descarga-succión: <ul style="list-style-type: none"> BR-01: (13,32 / 119,03)psia BR-02: (10,807 / 147,13)psia NPSH _D : <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 3,95 m BR-02: 7,52 m 	Cabezal requerido <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 64,374 m BR-02: 98,85 m Potencia requerida (Hp): <ul style="list-style-type: none"> BR-01: 3,95 m BR-02: 7,52 m

APÉNDICE C.4

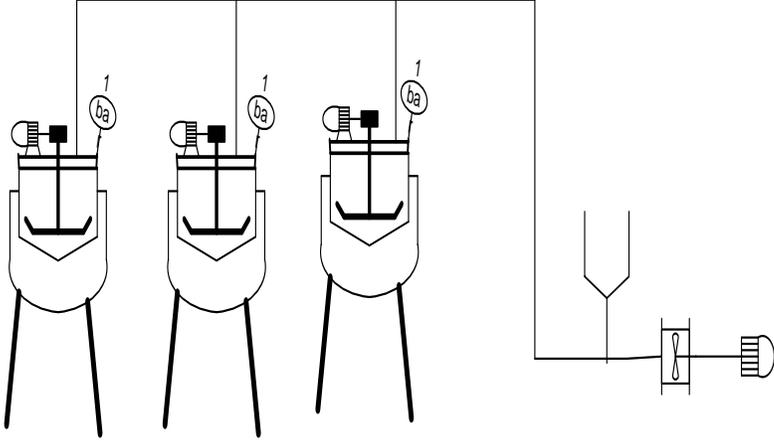
HOJAS DE ESPECIFICACIONES DEL TANQUE ALMACENADOR

CARACTERISTICAS GENERALES	
NOMBRE: Tanque almacenador	CODIGOS: TA-03
FUNCION: Almacenar durante un corto tiempo la pulpa a presión ambiente en un récipe cerrado, esto para evitar en lo mayor posible el contacto del aire con la pulpa y por normas sanitarias.	
Nº total de unidades : 1	
CARACTERISTICAS DEL PROCESO	
<ul style="list-style-type: none"> • Material principal de mezcla: Pulpa de fruta • Fluido a manejar: 400 Kg/lote. • Fluido de salida: 400Kg/lote de pulpa de fruta. • Viscosidad del material principal: 3000 centipoises 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatura de entrada de la materia prima: 25 °C. • Temperatura de salida de la mezcla: 25 °C. • Tiempo de residencia: 10 minutos
CARACTERISTICAS DE DISEÑO	
<ul style="list-style-type: none"> • Geometría del recipiente: Cilíndrico-Cónico • Volumen: 0,477 m³ • Diámetro: 1,1 m • Altura sección cilíndrica: 0,5 m • Altura sección cónica: 0,2 m • Faldones: 4 para elevación • Tipo de agitador: Ancla 	<ul style="list-style-type: none"> • Recipientes y Agitadores: 304L • Faldones: Acero suave • Espesor de pared cilíndrica y cónica: 0,14pulg • Tipo junta (eficiencia): Doble con examen puntos (0,85)



APÉNDICE C.5

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL SISTEMA DE TRANSPORTE NEUMÁTICO

CARACTERÍSTICAS GENERALES	
NOMBRE: Sistema de transporte neumático	CODIGOS: ST-01
FUNCION: Transportar sólidos a granel a través de velocidades y presiones de aire a un punto, ya sea para almacenar o dosificar en un proceso.	
N° total de unidades : 1	
	
CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO	
<ul style="list-style-type: none"> • Material principal de mezcla: Azúcar • Fluido a manejar: 5 TN/h • Densidad del material: Azúcar 720 Kg/m³ 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatura de entrada de la materia prima: Temperatura ambiente. • Temperatura de salida de la mezcla: Temperatura ambiente. • Tiempo de residencia: 10 minutos
CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO	
<ul style="list-style-type: none"> • Caudal del aire: 721,43 Pie³/min • Velocidad del aire: 137, 78 Pie/min 	<ul style="list-style-type: none"> • Diámetro de la tubería: 4 pulg • Pérdidas en el sistema: 2,34 lb/fpulg² • Potencia del motor: 8,13 Hp.

APÉNDICE C.6

TABLA DE PRODUCCIÓN DE JUGOS CONCENTRADOS A LO LARGO DEL PROYECTO

AÑO	PRODUCCIÓN (TN/AÑO)
2008	8378,29
2009	10472,86
2010	12567,44
2011	12567,44
2012	12567,44

APÉNDICE C.7

PARÁMETROS DE CAUDALES, PRESIONES Y PÉRDIDAS DE ENERGÍAS PARA LOS DISTINTOS TRAMOS DE TUBERÍA CON AGUA A 30°C COMO FLUIDO DE TRABAJO

Tramos	Masa (kg)	Q (m ³ /min)	Pérdidas (h _{lta}) (m)	Presión en el punto de bifurcación (psia)	Velocidad de flujo (m)
F-E	100	0,1003	0,29	15,39	0,77
F-D	50	0,0501	0,04	15,75	0,39
D-A	350	0,351	9,73	31,47	2,70
G-A	200	0,2006	1,48	16,94	1,54

APÉNDICE C.8

PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA BOMBA PARA AGUA A 30°C

Q (m ³ /min)	Velocidad de flujo (m)	Cabezal requerido (m)	Cabezal de succión neto positivo (m)	Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)
0,351	2,70	11,25252093	10,20431012	14,39435	31,47350669

APÉNDICE C.9

PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA BOMBA PARA AGUA A 80°C

Q (m ³ /m in)	Velocidad de flujo (m)	Cabezal requerido (m)	Cabezal de succión neto positivo (m)	Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)
0,21	1,58	2,74	4,99	13,59	19,59

APÉNDICE C.10

**PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA BOMBA PARA TRASLADAR
ESTABILIZANTE “A” AL PROCESO**

Velocidad de flujo (m)	Cabezal requerido (m)	Cabezal de succión neto positivo (m)	Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)	Potencia requerida (Hp)
0,2	98,85	7,52	10,81	147,13	2,17

APÉNDICE C.11

**PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA BOMBA PARA TRASLADAR JUGO
CONCENTRADO**

Velocidad de flujo (m)	Cabezal requerido (m)	Cabezal de succión neto positivo (m)	Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)	Potencia requerida (Hp)
0,205	64,37	3,95	13,32	119,03	1,41

APÉNDICE D

En este apartado se presentarán todas las tablas y figuras bibliográficas que se utilizaron como soporte para el cálculo de los equipos, como también para la evaluación económica del proyecto

APÉNDICE D.1

VALORES DE ESFUERZOS MAXIMOS PERMISIBLES EN TENSIÓN PARA ACEROS DE ALTA ALEACIÓN

TABLA 10.49. Esfuerzos permisibles en tensión para materiales (4, 13, 28)* (Esfuerzos de diseño para materiales de construcción de pernos. Los números entre paréntesis se refieren a las notas al final de la tabla) (Continuación)

Material	Especificación	Grado	Intervalo de tamaño, in	Resistencia mínima a la tensión, kip/in ²	Límite elástico mínimo, kip/in ²	Notas	Temperatura mínima (18)	Temperatura mínima a 100	
Acero al carbono	A307	B		60,0		22	-20	13,7	
	A325			105,0			-20	19,3	
	A194	1, 2				25	-20		
	A194	2H				25	-50		
Aleación de acero Cr, Mo	A193	B7	2 1/2 e inferior	125,0	105,0	33	-20	25,0	
	A193	B7M	2 1/2 e inferior	100,0	80,0		-50	20,0	
	A193	B16	2 1/2 e inferior	125,0	105,0		-20	25,0	
	A194	4				25			
Cr, Mo V	A194				31	-150	25,0		
A320	L7, L7A, L7B, L7C	2 1/2 e inferior	125,0	105,0					
Acero inoxidable 12 Cr	A193	B6	4 e inferior	110,0	85,0	19,31	-20	21,2	
	304 disolución tratada	A193	B8, Cl, 1		75,0	30,0	31, 32, 41	-325	18,8
		A193	B6M, Cl, 1		75,0	30,0	31, 32, 41	-325	16,8
	316 disolución tratada	A193	B8m Cl, 2	Superior a 3/4	125,0	100,0	31, 32, 41	-325	25,0
		A193		3/4 a 1	115,0	80,0	31, 32, 41	-325	20,0
	304 reforzada	A193		Mayor de 1 a 1 1/4	105,0	65,0	31, 32, 41	-325	16,2
		A193		Mayor de 1 1/4 a 1 1/2	100,0	50,0	31, 32, 41	-325	12,5
	316 reforzada	A193	B8M, Cl, 2	Superior a 3/4	110,0	95,0	31, 32, 41	-325	22,0
		A193		3/4 a 1	100,0	80,0	31, 32, 41	-325	20,0
		A193		Mayor de 1 a 1 1/4	95,0	65,0	31, 32, 41	-325	16,2
	A193		Mayor de 1 1/4 a 1 1/2	90,0	50,0	31, 32, 41	-325	12,5	
14 Cr, 24 Ni	A453	660A/B		130,0	85,0	19, 31	-20	21,3	

Material	Especificación	Grado	Temperatura	Intervalo de tamaño, in	Resistencia mínima a la tensión, kip/in ²	Límite elástico mínimo, kip/in ²	Notas	Temperatura mínima (18)	Temperatura mínima a 100
Aluminio y aleación con base aluminio	B211	2024	T4	0,500-4,500	62,0	42,0	34, 35	-325	10,5
	B211	6061	T6, T651	0,125-8,000	42,0	35,0	34, 35	-325	8,4
Cobre y aleación de cobre Cu, Si	B98	C65500, C66100	Suave		52,0	15,0	43	-325	10,0
	B98	C65100	Súbita	Por encima de 1/2 a 1	75,0	45,0		-325	11,3
	B150	C64200		Por encima de 1/2 a 1	65,0	45,0		-325	21,3
	B150	C63000		1/2 a 1	100,0	50,0		-325	12,5
	B150	C61400		Por encima de 1/2 a 1	75,0	35,0		-325	18,8
Níquel y aleación de níquel Níquel	B160	200 (N02200)	Fundido en frío		65,0	40,0		-325	10,0
	B160	201 (N02100)	Templado, acabado caliente		50,0	10,0		-325	6,7
	B164	400 (N04400)	Acabado en caliente	Todos, a excepción del hexagonal, por encima de 2 1/2	80,0	40,0		-325	20,0
	B164	400 (N04400)	Fundido en frío y forjado		64,0	50,0	36	-325	12,5
	B166	600 (N06600)	Templado		80,0	35,0		-325	20,0

Fuente: Perry y Cols., (1986).

APÉNDICE D.2
EFICIENCIAS MÁXIMAS PERMISIBLES DE JUNTAS PARA JUNTAS SOLDADAS
CON GAS Y CON ARCO

Tabla 6-60. Eficiencias máximas permisibles de juntas para juntas soldadas con gas y con arco*

Fig. 6-138	Descripción de la junta	Grado de examen		
		Radio-grafía completa	Examen por puntos	No examinada por puntos
<i>a,b</i>	Juntas por ensamble con soldadura doble o con medios que permitan obtener la misma calidad de metal soldado a ambos lados de la junta	1.00	0.85	0.70
<i>b</i>	Junta por ensamble de soldadura simple, con banda de respaldo en su lugar	0.90	0.80	0.65
<i>c</i>	Junta por ensamble de soldadura simple, sin banda de respaldo. Sólo se permite para algunas juntas perimetrales.			0.60

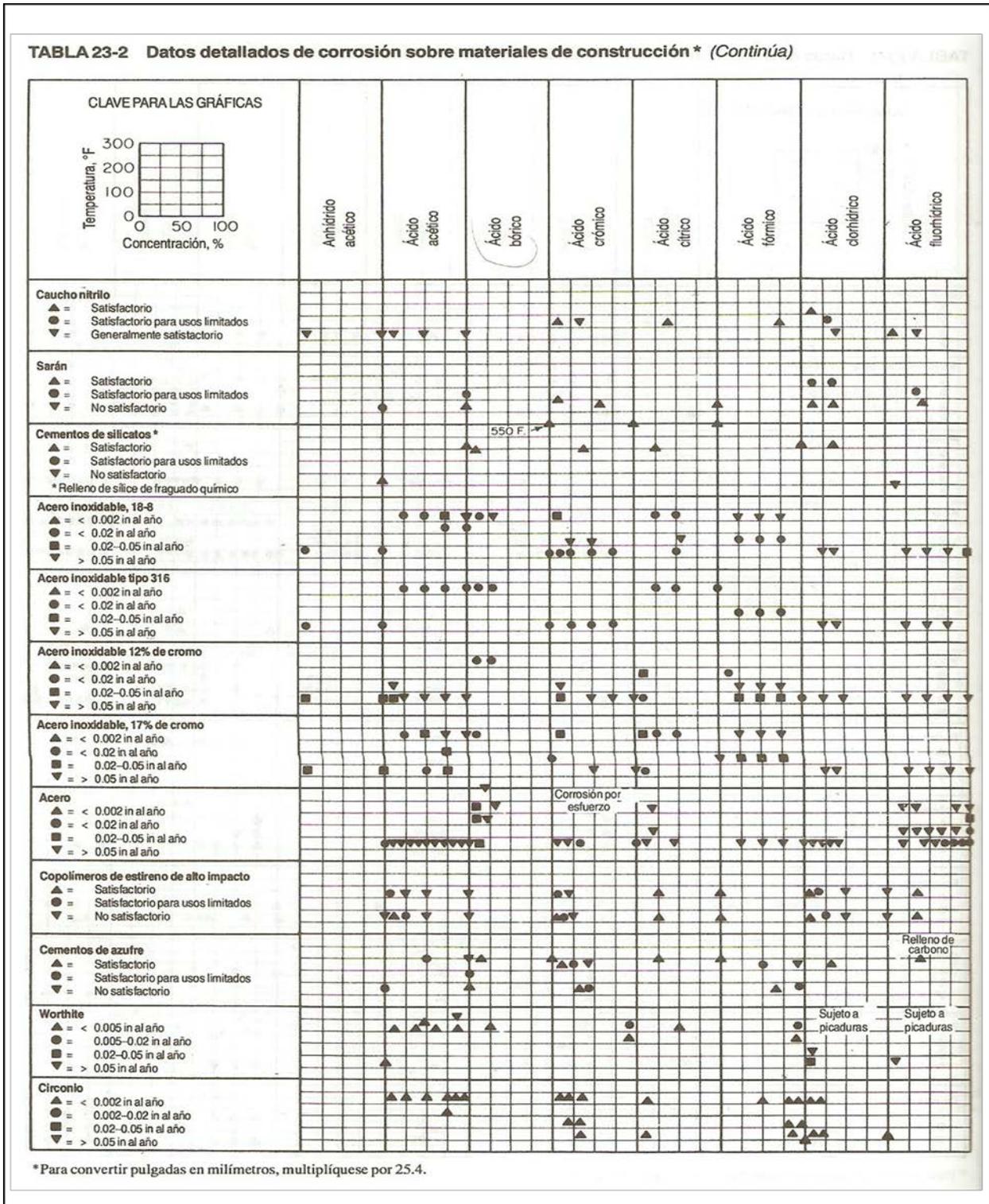
* Del Código, Tabla UW-12.

En una costura completamente radiografiada, se inspecciona la longitud total. Si recibe una radiografía de puntos, se somete a la inspección una longitud de 6 pulgs en cada 50 pies. Las imperfecciones que se encuentran fuera de la cantidad permisible se deben raspar y reparar mediante soldadura. La sensibilidad del procedimiento radiográfico se verifica mediante un penetrómetro. Esta pieza delgada y plana de metal contiene tres orificios y se pone

Fuente: Perry y Cols., (1986).

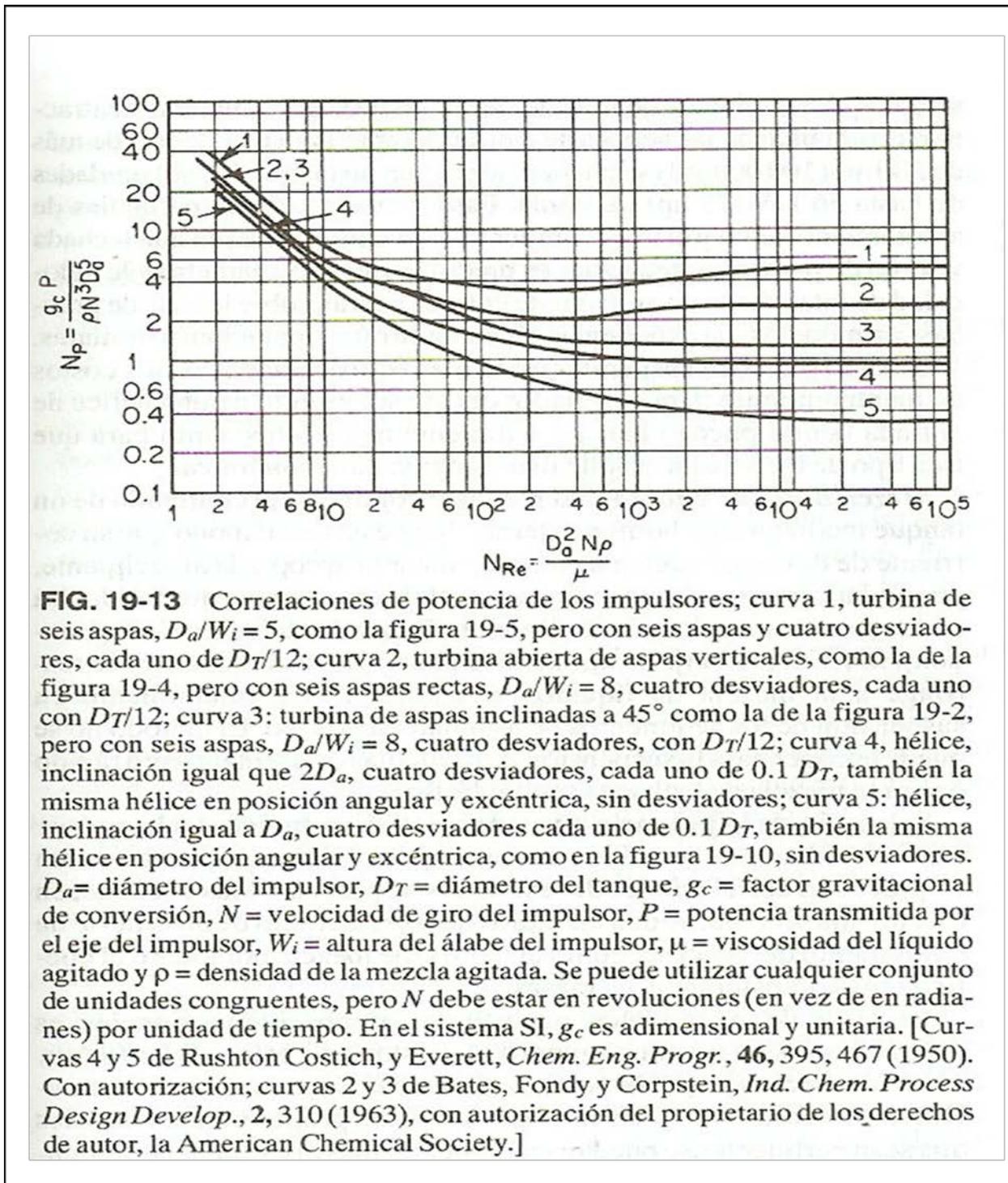
APÉNDICE D.3

TABLA DE CORROSIÓN DE MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN



Fuente: Perry y Cols., (2000).

APÉNDICE D.4
GRÁFICO DE CORRELACIONES DE POTENCIA PARA DISTINTOS IMPULSORES
DEL AGITADOR



Fuente: Perry y Cols., (2000).

APÉNDICE D.5

DENSIDAD DEL AGUA A DISTINTAS TEMPERATURAS

DENSIDADES DE SUSTANCIAS PURAS †

Tabla 3-28. Densidad del agua libre de aire, 0° a 41 °C*

°C.	Décimas de grado									Diferencias medias		
	0	1	2	3	4	5	6	7	8		9	
0	0.999	8681	8747	8812	8875	8936	8996	9053	9109	9163	9216	+59
1		9267	9315	9363	9408	9452	9494	9534	9573	9610	9645	+41
2		9679	9711	9741	9769	9796	9821	9844	9866	9887	9905	+24
3		9922	9937	9951	9962	9973	9981	9988	9994	9998	0000	+8
4	1.000	0000	9999	9996	9992	9986	9979	9970	9960	9947	9934	-8
5	0.999	9919	9902	9884	9864	9842	9819	9795	9769	9742	9713	-24
6		9682	9650	9617	9582	9545	9507	9468	9427	9385	9341	-39
7		9296	9249	9201	9151	9100	9048	8994	8938	8881	8823	-53
8		8764	8703	8641	8577	8512	8445	8377	8308	8237	8165	-67
9		8091	8017	7940	7863	7784	7704	7622	7539	7455	7369	-81
10		7282	7194	7105	7014	6921	6826	6729	6632	6533	6432	-95
11		6331	6228	6124	6020	5913	5805	5696	5586	5474	5362	-108
12		5248	5132	5016	4898	4780	4660	4538	4415	4291	4166	-121
13		4040	3912	3784	3654	3523	3391	3257	3122	2986	2850	-133
14		2712	2572	2431	2289	2147	2003	1858	1711	1564	1416	-145
15		1266	1114	0962	0809	0655	0499	0343	0185	0026	9865	-156
16	.998	9705	9542	9378	9214	9048	8881	8713	8544	8373	8202	-168
17		8029	7856	7681	7505	7328	7150	6971	6791	6610	6427	-178
18		6244	6058	5873	5686	5498	5309	5119	4927	4735	4541	-190
19		4347	4152	3955	3757	3558	3358	3158	2955	2752	2549	-200
20		2343	2137	1930	1722	1511	1301	1090	0878	0663	0449	-211
21		0233	0016	9799	9580	9359	9139	8917	8694	8470	8245	-221
22	.997	8019	7792	7564	7335	7104	6873	6641	6408	6173	5938	-232
23		5702	5466	5227	4988	4747	4506	4264	4021	3777	3531	-242
24		3286	3039	2790	2541	2291	2040	1788	1535	1280	1026	-252
25		0770	0513	0255	9997	9736	9476	9214	8951	8688	8423	-261
26	.996	8158	7892	7624	7356	7087	6817	6545	6273	6000	5726	-271
27		5451	5176	4898	4620	4342	4062	3782	3500	3218	2935	-280
28		2652	2366	2080	1793	1505	1217	0928	0637	0346	0053	-289
29	.995	9761	9466	9171	8876	8579	8282	7983	7684	7383	7083	-298
30		6780	6478	6174	5869	5564	5258	4950	4642	4334	4024	-307
31		3714	3401	3089	2776	2462	2147	1832	1515	1198	0880	-315
32		0561	0241	9920	9599	9276	8954	8630	8304	7979	7653	-324
33	.994	7325	6997	6668	6338	6007	5676	5345	5011	4678	4343	-332
34		4007	3671	3335	2997	2659	2318	1978	1638	1296	0953	-340
35		0610	0267	9922	9576	9230	8883	8534	8186	7837	7486	-347
36	.993	7136	6784	6432	6078	5725	5369	5014	4658	4301	3943	-355
37		3585	3226	2866	2505	2144	1782	1419	1055	0691	0326	-362
38	.992	9960	9593	9227	8859	8490	8120	7751	7380	7008	6636	-370
39		6263	5890	5516	5140	4765	4389	4011	3634	3255	2876	-377
40		2497	2116	1734	1352	0971	0587	0203	9818	9433	9047	-384
41	.991	8661										

* Según P. Chappuis, Bureau International des Poids et Mesures. Bajo presión estándar (76 cm de Hg) en cada décima de grado desde 0° a 41 °C, en g / ml. Extraída de la tabla 287, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed. rev., Washington, D.C., 1954. Gildseth, Habenschuss y Spedding, *J. Chem. Eng. Data*, 17, 402 (1972), se examinan en forma crítica ésta y otras tablas similares y se presenta otra tabulación, hasta 80.9 °C.

Tabla 3-29. Densidad y volumen del agua -10° a +250 °C*

Temp., °C	Densidad	Volumen	Temp., °C	Densidad	Volumen	Temp., °C	Densidad	Volumen
-10	0.99815	1.00186	20	0.99823	1.00177	50	0.98807	1.01207
-9	843	157	21	802	198	51	762	254
-8	869	131	22	780	220	52	715	301
-7	892	108	23	757	244	53	669	349
-6	912	088	24	733	268	54	621	398
-5	.99930	1.00070	25	.99708	1.00293	55	.98573	1.01448
-4	945	055	26	682	320	60	324	705
-3	958	042	27	655	347	65	059	979
-2	970	031	28	627	375	70	.97781	1.02270
-1	979	021	29	598	404	75	489	576
0	.99987	1.00013	30	.99568	1.00434	80	.97183	1.02899
1	993	007	31	537	465	85	.96865	1.03237
2	997	003	32	506	497	90	534	590
3	999	001	33	473	530	95	192	959
4	1.00000	1.00000	34	440	563	100	.95838	1.04343
5	0.99999	1.00001	35	.99406	1.00598	110	.9510	1.0515
6	997	003	36	371	633	120	.9434	1.0601
7	993	007	37	336	669	130	.9352	1.0693
8	988	012	38	300	706	140	.9264	1.0794
9	981	019	39	263	743	150	.9173	1.0902
10	.99973	1.00027	40	.99225	1.00782	160	.9075	1.1019
11	963	037	41	187	821	170	.8973	1.1145
12	952	048	42	147	861	180	.8866	1.1279
13	940	060	43	107	901	190	.8750	1.1429
14	927	073	44	066	943	200	.8628	1.1590
15	.99913	1.00087	45	.99025	1.00985	210	.850	1.177
16	897	103	46	.98982	1.01028	220	.837	1.195
17	880	120	47	940	072	230	.823	1.215
18	862	138	48	896	116	240	.809	1.236
19	843	157	49	852	162	250	.794	1.259

* Se toma como unidad la masa de 1 cm³ a 4 °C. Extraída de la Tabla 287, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. edición corregida, Washington, D.C., 1954.

† Los gases se incluyeron (en la tabla 3-31) sólo para 0 °C y una presión de 1 atm. Para todas las demás temperaturas, utilíense los datos tabulados de compresibilidad y volumen con $\rho = MZ/V$ para obtener datos sobre la densidad. Para aire líquido, argón, monóxido de carbono, helio, metano, neón, nitrógeno y oxígeno véase Johnson (dir.), WADD-TR60-56, 1960. Se dan datos amplios para fluidos criogénicos en la obra de Gersh, *Low Temperature Cooling*, Segunda Parte, Moscú, 1960. También se dan datos para el helio líquido y el hidrógeno en la obra de Scott, *Cryogenic Engineering*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1959. Sobre los enfriadores líquidos, véase la obra de Weatherford, Tyler y Ku, WADC-TR-59-598, 1959.

Fuente: Perry and Cols., (1986).

APÉNDICE D.6

DIMENSIONES, CAPACIDADES Y PESOS DE TUBERÍAS NORMALIZADAS DE ACERO

TABLA 6-6 Propiedades de las tuberías de acero											
Tamaño nominal de tub., in	Diám. exterior, in	No. de cédula	Espesor de la pared, in	Diám. interior, in	Área de corte transversal		Circunferencias, ft, o superficie, ft ² /ft de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tub. de extremos lisos, en lb/ft
					Metal en in ²	Flujo en ft ²	Exterior	Interior	U.S. gal/min	Lb/h de agua	
¾	0.405	10S	0.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0563	.113	56.5	.31
¾	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
¾	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
¾	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
¾	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	458.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1¼	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1½	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	0.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	0.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2½	2.875	5S	.083	2.709	0.728	0.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69

Fuente: Perry y Cols., (2000).

APÉNDICE D.7
VALORES DE LONGITUDES EQUIVALENTES REPRESENTATIVO EN DIÁMETRO
DE TUBERÍA DE VARIOS ACCESORIOS

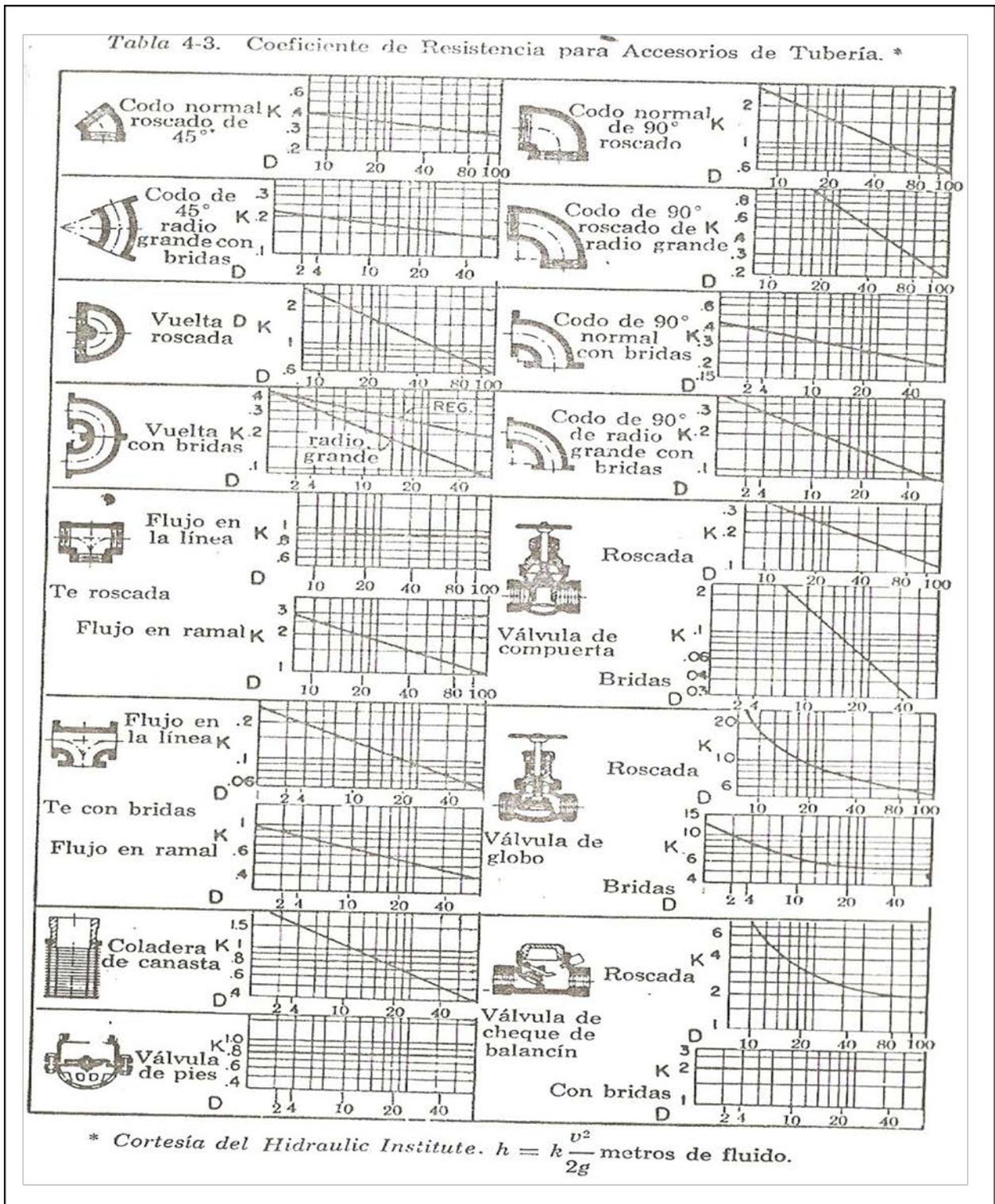
Tabla 4-2. Resistencias de Accesorios y Válvulas.
 (Longitud equivalente de tubo recto, en m dando la resistencia equivalente)

Tamaño de tubo en mm	 Codo normal	 Codo de radio medio	 Codo de radio grande	 Codo de 45	 Te	 Válvula de compuerta abierto	 Válvula de globo abierta	 Eje de balancín abierto
25.4	0.82	0.70	0.52	0.39	1.77	0.18	8.23	2.04
50.8	1.68	1.40	1.06	0.76	3.35	0.36	17.38	3.96
76.2	2.47	2.07	1.55	1.16	5.18	0.52	25.92	6.10
101.6	3.35	2.77	2.13	1.52	6.71	0.70	33.55	8.23
127.0	4.27	3.66	2.71	1.86	8.23	0.88	42.70	10.06
152.4	4.88	4.27	3.35	2.35	10.06	1.06	48.80	12.20
203.2	6.40	5.49	4.27	3.05	13.11	1.37	67.10	16.16
254	7.93	6.71	5.18	3.96	17.08	1.74	88.45	20.43
304.8	9.76	7.93	6.10	4.57	20.13	2.04	103.70	24.40
355.6	10.98	9.45	7.01	5.18	23.18	2.44	118.95	28.36
406.4	12.81	10.67	8.23	5.79	26.53	2.74	131.15	32.63
457.2	14.03	12.20	9.15	6.40	30.50	3.11	152.50	36.60
508	15.86	13.11	10.37	7.01	33.55	3.66	170.80	40.87
609.6	19.21	16.16	12.20	8.54	42.70	4.27	207.40	48.80
914.4	28.67	24.09	18.30	13.11	61.00	6.10	305.00	73.20

Fuente: Hicks, (1985).

APÉNDICE D.8

VALORES DE COEFICIENTES DE RESISTENCIA DE VARIOS ACCESORIOS



Fuente: Hicks, (1985).

APÉNDICE D.9

COORDENADAS PARA CADA FLUIDO Y QUE SON UTILIZADAS EN LA GRÁFICA QUE SE REPRESENTA EN EL APÉNDICE D.10

TABLA 2-365. Viscosidades de líquidos: coordenadas para utilizarse con la Figura 2.33

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Aceite de linaza, crudo	7,5	27,2	Freón 11	14,4	9,0
Acetaldehído	15,2	4,8	Freón 12	16,8	15,6
Acético, ácido al 100 %	12,1	14,2	Freón 21	15,7	7,5
Acético, ácido al 70 %	9,5	17,0	Freón 22	17,2	4,7
Acético, anhídrido	12,7	12,8	Freón 113	12,5	11,4
Acetona, al 100 %	14,5	7,2	Glicerol, al 100 %	2,0	30,0
Acetona, al 35 %	7,9	15,0	Glicerol, al 50 %	6,9	19,6
Acetonitrilo	14,4	7,4	Heptano	14,1	8,4
Acrílico, ácido	12,3	13,9	Hexano	14,7	7,0
Agua	10,2	12,0	Isobutílico, alcohol	7,1	18,0
Alílico, alcohol	10,2	14,3	Isobutílico, ácido	12,2	14,4
Alilo, bromuro	14,4	9,6	Isopropílico, alcohol	8,2	16,0
Alilo, yoduro	14,0	11,7	Isopropilo, bromuro	14,1	9,2
Alílico, alcohol	7,5	18,4	Isopropilo, cloruro	13,9	7,1
Amilo, acetato	11,8	12,5	Isopropilo, yoduro	13,7	11,2
Amoniaco, 100 %	12,6	2,0	Mercurio	18,4	16,4
Amoniaco, al 26 %	10,1	13,9	Metanol, al 100 %	12,4	10,5
Anilina	8,1	18,7	Metanol, al 90 %	12,3	11,8
Anisol	12,3	13,5	Metanol, al 40 %	7,8	15,5
Arsénico, tricloruro	13,9	14,5	Metil etil cetona	13,9	8,6
Azufre, dióxido	15,2	7,1	Metilo, acetato	14,2	8,2
Benceno	12,5	10,9	Metilo, acrilato	13,0	9,5
Bromo	14,2	13,2	Metilo, <i>i</i> -butirato	12,3	9,7
Bromotolueno	20,0	15,9	Metilo, <i>n</i> -butirato	13,2	10,3
Butilo, acetato	12,3	11,0	Metilo, cloruro	15,0	3,8
Butilo, acrilato	11,5	12,6	Metilo, formiato	14,2	7,5
Butílico, alcohol	8,6	17,2	Metilo, propionato	13,5	9,0
Butílico, ácido	12,1	15,3	Metilo, sulfuro	15,3	6,4
Carbono, dióxido	11,6	0,3	Metilo, yoduro	14,3	9,3
Carbono, disulfuro	16,1	7,5	Metil propil cetona	14,3	9,5
Carbono, tetracloruro	12,7	13,1	Naftaleno	7,9	18,1
Ciclohexano	9,8	12,9	Nítrico, ácido al 95 %	12,8	13,8
Ciclohexanol	2,9	24,3	Nítrico, ácido al 60 %	10,8	17,0
Clorhídrico, ácido al 31,5 %	13,0	16,6	Nitrobenceno	10,6	16,2
Clorobenceno	12,3	12,4	Nitrógeno, dióxido	12,9	8,6
Cloroforno	14,4	10,2	Nitrotolueno	11,0	17,0
Clorosulfónico, ácido	11,2	18,1	Octano	13,7	10,0
Clorotolueno, <i>orto</i> -	13,0	13,3	Octílico, alcohol	6,6	21,1
Clorotolueno, <i>meta</i> -	13,3	12,5	Pentacloroetano	10,9	17,3
Clorotolueno, <i>para</i> -	13,3	12,5	Pentano	14,9	5,2
Cresol, <i>meta</i> -	2,5	20,8	Propílico, alcohol	9,1	16,5
Dibromometano	12,7	15,8	Propilo, acetato	13,1	10,3
Dicloroetano	13,2	12,2	Propilo, bromuro	14,5	9,6
Diclorometano	14,6	8,9	Propilo, cloruro	14,4	7,5
Dietilcetona	13,5	9,2	Propilo, formiato	13,1	9,7
Dietiloxalato	11,0	16,4	Propilo, yoduro	14,1	11,6
Dietilenglicol	5,0	24,7	Propiónico, ácido	12,8	13,8
Difenilo	12,0	18,3	Queroseno	10,2	16,9
Dipropílico, éter	13,2	8,6	Salmuera, CaCl ₂ , al 25 %	6,6	15,9
Dipropilo, oxalato	10,3	17,7	Salmuera, NaCl, al 25 %	10,2	16,6
Estánnico, cloruro	13,5	12,8	Sodio	16,4	13,9
2-Etil butilo, acrilato	11,2	14,0	Sodio, hidróxido al 50 %	3,2	25,8
2-Etil hexilo, acrilato	9,0	15,0	Succinodinitrilo	10,1	20,8
Etil propílico, éter	14,0	7,0	Sulfúrico, ácido al 110 %	7,2	27,4
Etileno, bromuro	11,9	15,7	Sulfúrico, ácido al 100 %	8,0	25,1
Etileno, cloruro	12,7	12,2	Sulfúrico, ácido al 98 %	7,0	24,8
Etfílico, alcohol al 100 %	10,5	13,8	Sulfúrico, ácido al 60 %	10,2	21,3
Etfílico, alcohol al 95 %	9,8	14,3	Sulfurilo, cloruro	15,2	12,4
Etfílico, alcohol al 40 %	6,5	16,6	Tetracloroetano	11,9	15,7
Etfílico, éter	14,5	5,3	Tiofeno	13,2	11,0
Etilideno, cloruro	14,1	8,7	Titanio, tetracloruro	14,4	12,3
Etilo, acetato	13,7	9,1	Tolueno	13,7	10,4
Etilo, acrilato	12,7	10,4	Trementina	11,5	14,9
Etilo, bromuro	14,5	8,1	Tricloroetileno	14,8	10,5
Etilo, cloruro	14,8	6,0	Trietilenglicol	4,7	24,8
Etilo, formiato	14,2	8,4	Vinilo, acetato	14,0	8,8
Etilo, propionato	13,2	9,9	Viniltolueno	13,4	12,0
Etilo, yoduro	14,7	10,3	Xileno, <i>orto</i> -	13,5	12,1
Fenol	6,9	20,8	Xileno, <i>meta</i> -	13,9	10,6
Fórmico, ácido	10,7	15,8	Xileno, <i>para</i> -	13,9	10,9
Fósforo, tribromuro	13,8	16,7	Yodobenceno	12,8	15,9
Fósforo, tricloruro	16,2	10,9			

Fuente: Perry y Cols., (2001).

APÉNDICE D.10
NOMOGRAMA PARA VISCOSIDADES DE LÍQUIDOS A 1 ATMOSFERA.

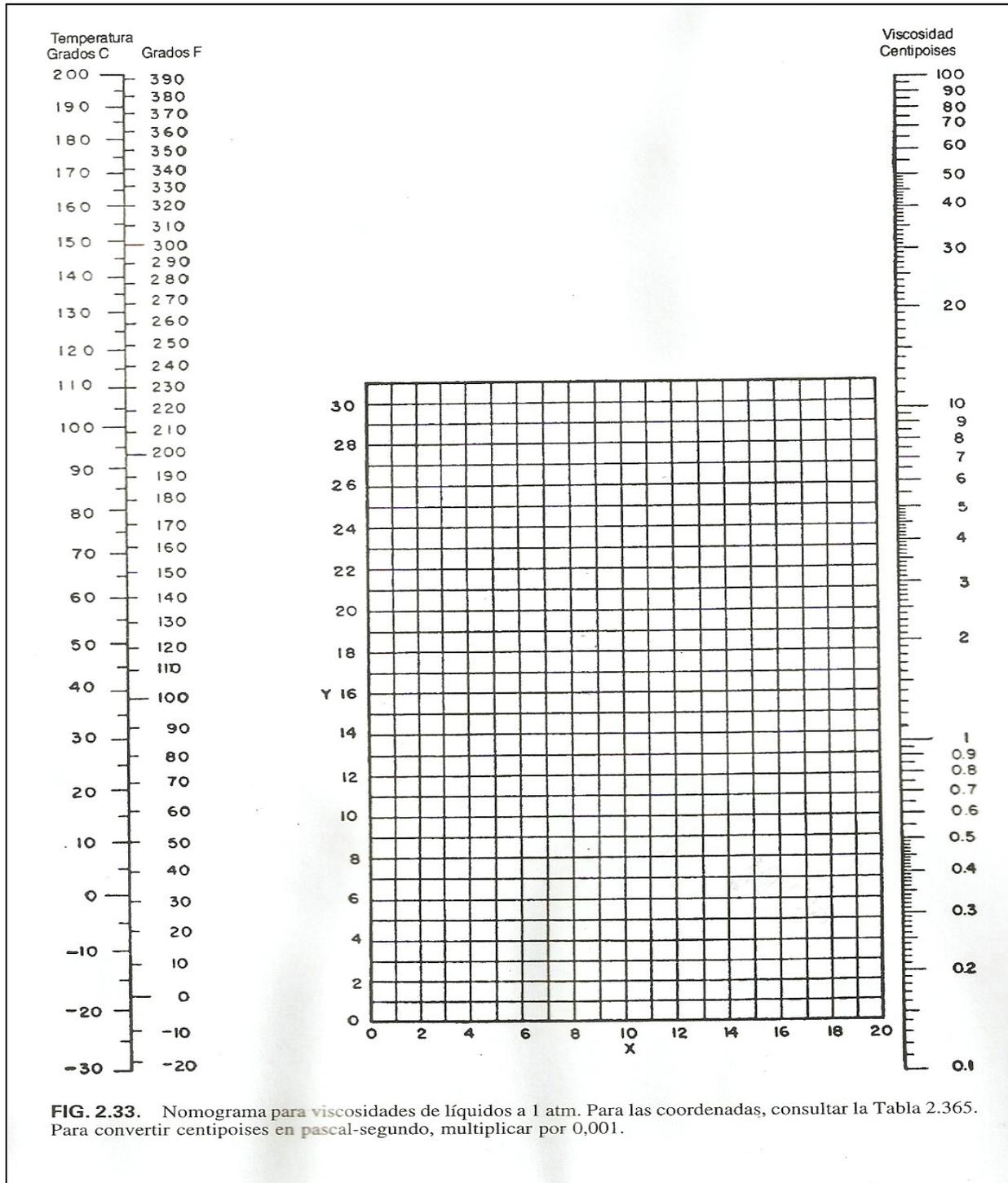
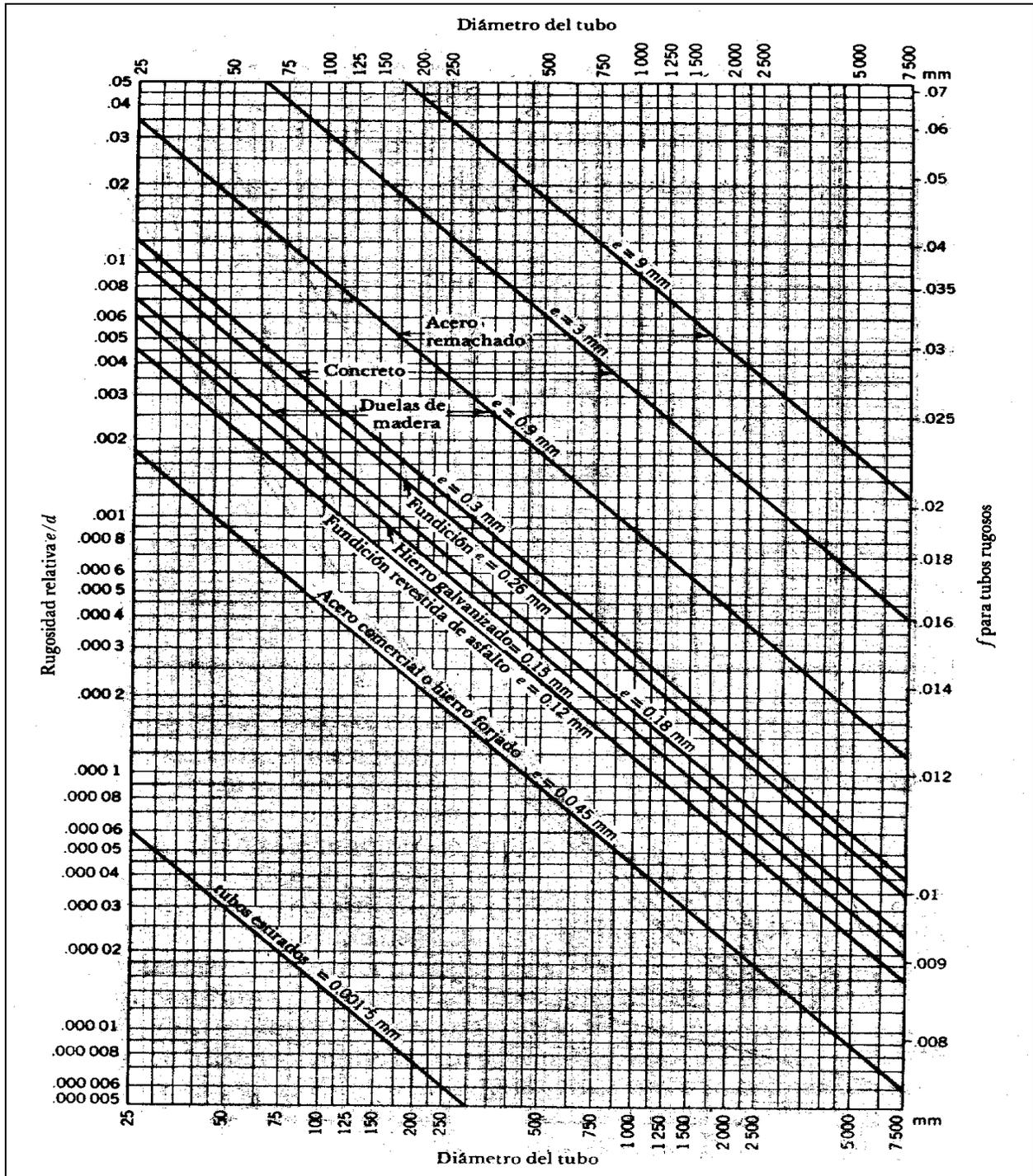


FIG. 2.33. Nomograma para viscosidades de líquidos a 1 atm. Para las coordenadas, consultar la Tabla 2.365. Para convertir centipoises en pascal-segundo, multiplicar por 0,001.

Fuente: Perry y Cols., (2001).

APÉNDICE D.11

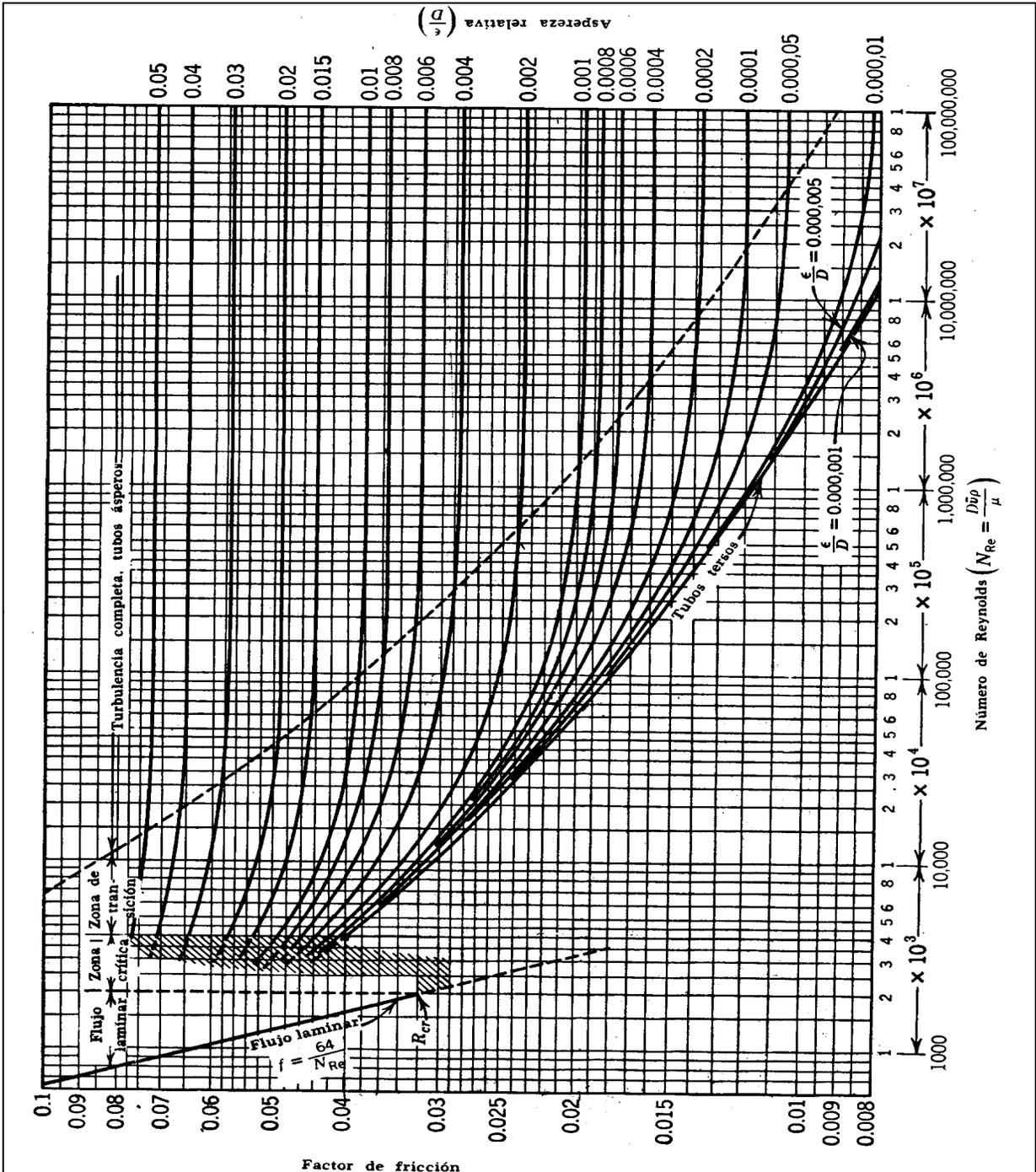
ASPEREZA RELATIVA COMO UNA FUNCIÓN DEL DIÁMETRO PARA TUBERÍA DE VARIOS MATERIALES



Fuente: Silva, (2003).

APÉNDICE D.12

FACTOR DE FRICCIÓN COMO UNA FUNCIÓN DEL NÚMERO DE REYNOLDS CON ASPEREZAS RELATIVAS COMO PARAMETRO



Fuente: Silva, (2003).

APÉNDICE 13

PRESIONES DE VAPOR DE AGUA A DIFERENTES TEMPERATURAS

TABLA 2.5. Presiones de vapor del agua líquida desde 0 a 100 °C*
mmHg

t, °C	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
0	4,579	4,613	4,647	4,681	4,715	4,750	4,785	4,820	4,855	4,890
1	4,926	4,962	4,998	5,034	5,070	5,107	5,144	5,181	5,219	5,256
2	5,294	5,332	5,370	5,408	5,447	5,486	5,525	5,565	5,605	5,645
3	5,685	5,725	5,766	5,807	5,848	5,889	5,931	5,973	6,015	6,058
4	6,101	6,144	6,187	6,230	6,274	6,318	6,363	6,408	6,453	6,498
5	6,543	6,589	6,635	6,681	6,728	6,775	6,822	6,869	6,917	6,965
6	7,013	7,062	7,111	7,160	7,209	7,259	7,309	7,360	7,411	7,462
7	7,513	7,565	7,617	7,669	7,722	7,775	7,828	7,882	7,936	7,990
8	8,045	8,100	8,155	8,211	8,267	8,323	8,380	8,437	8,494	8,551
9	8,609	8,668	8,727	8,786	8,845	8,905	8,965	9,025	9,086	9,147
10	9,209	9,271	9,333	9,395	9,458	9,521	9,585	9,649	9,714	9,779
11	9,844	9,910	9,976	10,042	10,109	10,176	10,244	10,312	10,380	10,449
12	10,518	10,588	10,658	10,728	10,799	10,870	10,941	11,013	11,085	11,158
13	11,231	11,305	11,379	11,453	11,528	11,604	11,680	11,756	11,833	11,910
14	11,987	12,065	12,144	12,223	12,302	12,382	12,462	12,543	12,624	12,706
15	12,788	12,870	12,953	13,037	13,121	13,205	13,290	13,375	13,461	13,547
16	13,634	13,721	13,809	13,898	13,987	14,076	14,166	14,256	14,347	14,438
17	14,530	14,622	14,715	14,809	14,903	14,997	15,092	15,188	15,284	15,380
18	15,477	15,575	15,673	15,772	15,871	15,971	16,071	16,171	16,272	16,374
19	16,477	16,581	16,685	16,789	16,894	16,999	17,105	17,212	17,319	17,427
20	17,535	17,644	17,753	17,863	17,974	18,085	18,197	18,309	18,422	18,536
21	18,650	18,765	18,880	18,996	19,113	19,231	19,349	19,468	19,587	19,707
22	19,827	19,948	20,070	20,193	20,316	20,440	20,565	20,690	20,815	20,941
23	21,068	21,196	21,324	21,453	21,583	21,714	21,845	21,977	22,110	22,243
24	22,377	22,512	22,648	22,785	22,922	23,060	23,198	23,337	23,476	23,616
25	23,756	23,897	24,039	24,182	24,326	24,471	24,617	24,764	24,912	25,060
26	25,209	25,359	25,509	25,660	25,812	25,964	26,117	26,271	26,426	26,582
27	26,739	26,897	27,055	27,214	27,374	27,535	27,696	27,858	28,021	28,185
28	28,349	28,514	28,680	28,847	29,015	29,184	29,354	29,525	29,697	29,870
29	30,043	30,217	30,392	30,568	30,745	30,923	31,102	31,281	31,461	31,642
30	31,824	32,007	32,191	32,376	32,561	32,747	32,934	33,122	33,312	33,503
31	33,695	33,888	34,082	34,276	34,471	34,667	34,864	35,062	35,261	35,462
32	35,663	35,865	36,068	36,272	36,477	36,683	36,891	37,099	37,308	37,518
33	37,729	37,942	38,155	38,369	38,584	38,801	39,018	39,237	39,457	39,677
34	39,898	40,121	40,344	40,569	40,796	41,023	41,251	41,480	41,710	41,942
35	42,175	42,409	42,644	42,880	43,117	43,355	43,595	43,836	44,078	44,320
36	44,563	44,808	45,054	45,301	45,549	45,799	46,050	46,302	46,556	46,811
37	47,067	47,324	47,582	47,841	48,102	48,364	48,627	48,891	49,157	49,424
38	49,692	49,961	50,231	50,502	50,774	51,048	51,323	51,600	51,879	52,160
39	52,442	52,725	53,009	53,294	53,580	53,867	54,156	54,446	54,737	55,030
40	55,324	55,61	55,91	56,21	56,51	56,81	57,11	57,41	57,72	58,03
41	58,34	58,65	58,96	59,27	59,58	59,90	60,22	60,54	60,86	61,18
42	61,50	61,82	62,14	62,47	62,80	63,13	63,46	63,79	64,12	64,46
43	64,80	65,14	65,48	65,82	66,16	66,51	66,86	67,21	67,56	67,91
44	68,26	68,61	68,97	69,33	69,69	70,05	70,41	70,77	71,14	71,51
45	71,88	72,25	72,62	72,99	73,36	73,74	74,12	74,50	74,88	75,26
46	75,65	76,04	76,43	76,82	77,21	77,60	78,00	78,40	78,80	79,20
47	79,60	80,00	80,41	80,82	81,23	81,64	82,05	82,46	82,87	83,29
48	83,71	84,13	84,56	84,99	85,42	85,85	86,28	86,71	87,14	87,58
49	88,02	88,46	88,90	89,34	89,79	90,24	90,69	91,14	91,59	92,05

t, °C	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
50	92,51	97,20	102,09	107,20	112,51	118,04	123,80	129,82	136,08	142,60
60	149,38	156,43	163,77	171,38	179,31	187,54	196,09	204,96	214,17	223,73
70	233,7	243,9	254,6	265,7	277,2	289,1	301,4	314,1	327,3	341,0
80	355,1	369,7	384,9	400,6	416,8	433,6	450,9	468,7	487,1	506,1
90	525,76	529,77	534,78	539,78	544,78	549,78	554,78	559,78	564,78	569,78
91	546,05	548,11	550,18	552,26	554,35	556,44	558,53	560,64	562,75	564,87
92	566,99	569,12	571,26	573,40	575,55	577,71	579,87	582,04	584,22	586,41
93	588,60	590,80	593,00	595,21	597,43	599,66	601,89	604,13	606,38	608,64
94	610,90	613,17	615,44	617,72	620,01	622,31	624,61	626,92	629,24	631,57
95	633,90	636,24	638,59	640,94	643,30	645,67	648,05	650,43	652,82	655,22
96	657,62	660,03	662,45	664,88	667,31	669,75	672,20	674,66	677,12	679,69
97	682,07	684,55	687,04	689,54	692,05	694,57	697,10	699,63	702,17	704,71
98	707,27	709,83	712,40	714,98	717,56	720,15	722,75	725,36	727,98	730,61
99	733,24	735,88	738,53	741,18	743,85	746,52	749,20	751,89	754,58	757,29
100	760,00	762,72	765,45	768,19	770,93	773,68	776,44	779,22	782,00	784,78
101	787,57	790,37	793,18	796,00	798,82	801,66	804,50	807,35	810,21	813,06

Fuente: Perry y Cols., (1986).

APÉNDICE D.14 GRÁFICA DE CONVERSIÓN DE VISCOSIDADES

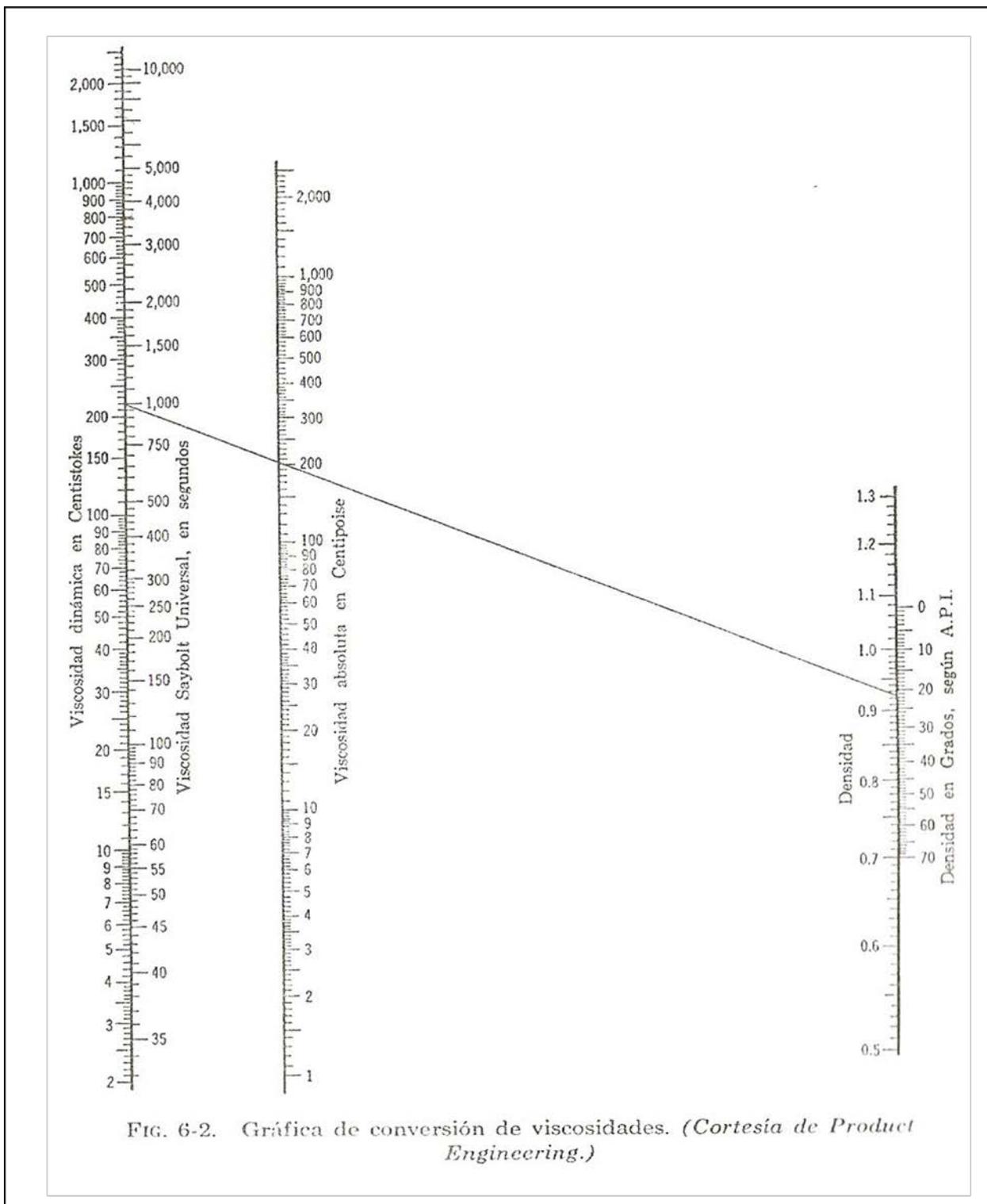


FIG. 6-2. Gráfica de conversión de viscosidades. (Cortesía de Product Engineering.)

Fuente: Hicks, (1985).

APÉNDICE D.15
EQUIVALENCIAS ENTRE VISCOSIDADES CINEMÁTICAS Y SAYBOLT SECOND
UNIVERSAL

B-4. Equivalencias entre viscosidades cinemática y Saybolt Universal		
Viscosidad cinemática Centistoker v	Viscosidad Saybolt Universal equivalen segundos	
	A 100 F (38C) valores básicos	A 210 F (99 C)
1.83	32.01	32.23
2.0	32.62	32.85
4.0	39.14	39.4 1
6.0	45.56	45.88
8.0	52.09	52.45
10.0	58.91	59.32
15.0	77.39	77.93
20.0	97.77	98.45
25.0	119.3	120.1
30.0	141.3	142.3
35.0	163.7	164.9
40.0	186.3	187.6
45.0	209.1	210.5
50.0	232.1	233.8
55.0	255.2	257.0
60.0	278.3	280.2
65.0	301.4	303.5
70.0	324.4	326.7
75.0	347.6	350.0
80.0	370.8	373.4
85.0	393.9	396.7
90.0	417.1	420.0
95.0	440.3	443.4
100.0	463.5	466.7
120.0	556.2	560.1
140.0	648.9	653.4
160.0	741.6	
180.0	834.2	
200.0	926.9	
220.0	11019.6	
240.0	1112.3	
260.0	1205.0	
280.0	1297.7	
300.0	1390.4	
320.0	1483.1	
340.0	1575.8	
360.0	1668.5	
380.0	1761.2	
400.0	1853.9	
420.0	1946.6	
440.0	2039.3	
460.0	2132.0	
480.0	2224.7	
500.0	2317.4	
Superior a 500	Viscosidad en s Saybolt = 4.6347 en centistokes	Viscosidad en segundos Saybolt igual a 4.6673 veces la viscosidad en centistokes

Nota: Para obtener la viscosidad Saybolt Universal equivalente a una viscosidad cinemática determinada a t (temperatura en grados Fahrenheit), multiplíquese la viscosidad Saybolt Universal equivalente a 100°F por 1 + (t / 100) 0.000064.

Fuente: Crane, (1987).

APÉNDICE D.16

FACTORES PARA MULTIPLICAR LAS LONGITUDES EQUIVALENTES DE LOS ACCESORIOS DEPENDIENDO DE LA VISCOSIDAD DEL FLUIDO

*Tabla 6-1. Factores de Accesorios para Flujo Laminar
(Flujo normal de 0 a 63.1 lps)*

<i>Viscosidad del líquido SSU</i>	<i>Multiplíquese la longitud equivalente del accesorio por</i>
a 500	1.0
501-5 000	0.75
5 001-50 000	0.50
50 001-500 000	0.25

Fuente: Hicks, (1985).

APÉNDICE D.17

FLUIDEZ DEL MATERIAL

<u>Tipo de material</u>	<u>f</u>
Muy fluido	1.5
Fluido	1.8
Pegajoso	2.7

Fuente: Rachadell y Gómez, (2002).

APÉNDICE D.18
PROPIEDADES FÍSICAS DE ALGUNAS SUSTANCIAS

Sustancia	Estado	Clase	Densidad Kg/m ³	Promedio lbs/pie ³	Angulo desliz
Aceite	Mineral		940.0	58.0	
	Vegetal		914.0	57.0	
Acero	Sólido		7849.0	490.0	
Acido Oxálico	Cristalino	B36L	961.0	60.0	
Algodón	Fibra		80.0	5.0	
	Cáscaras	B36W	192.0	12.0	
	Harina gruesa	B26	600.0	38.0	
Algodón semilla	Desmotada	C26	560.0	35.0	
	Sin desmotar	C36	344.0	22.0	
	En hojuelas	C26W	360.0	23.0	
Alumbre	Pulverizado	B26	840.0	52.0	
	Terrones	D26	880.0	54.0	
Alúmina	Briqueta	B27	1043.0	65.0	22
Amianto	Desmenuzado		360.0	22.0	
Amonio cloruro	Cristalino	B26	833.0	52.0	
Amonio, Sulfato	Granular húmedo		640.0	40.0	45
	Seco		720.0	45.0	
Arc.p/ladrillo	Pulverizada		720.0	45.0	
Arcilla	Triturada		1281.5	80.0	35
	Mojada		1922.0	120.0	45
	Seca	B28	1602.0	100.0	35
Arcilla seca	Amorfa, seca		1121.0	70.0	35
Arroz	Sin cascáara	B16	750.0	47.0	20
	Afrecho	B26SW	320.0	20.0	
	Con cascáara	B26S	576.0	36.0	
Arvejas	Secas	C16ST	761.0	48.0	
Aserrín	Fino		192.0	12.0	
Asfalto	En trozos		1250.0	78.0	
Avena	Harina	C16S	416.0	26.0	
	En hojuela	C26SW	304.0	19.0	28
Azucar	Polvo		720.0	45.0	45
	Morena		720.0	45.0	45
	Granulada		801.0	50.0	35
Azufre	Pulverizado		801.0	50.0	45
	Bruto		1217.0	76.0	
Baquelita	Polvo		560.0	34.0	
Bauxita	Calcinada		1121.0	70.0	26
	Triturada, seca		1089.0	68.0	35
	Bruta de mina		1361.0	85.0	31
Bentonita	Polvo	A27Y	817.0	51.0	42
Borax	Deshidr.polvo		1201.0	75.0	40
	Polvo	B26	849.0	53.0	
Cacao	Polvo	A36Z	560.0	35.0	
	Semillas	C27T	560.0	35.0	

Fuente: Rachadell y Gómez, (2002).

APÉNDICE D.19
ECUACIONES DE VELOCIDADES EN TUBERÍAS Y MANGUERAS PARA
DISTINTOS TRAZADOS DE LA LÍNEA DE FLUJO

Fuente: Rachadell y Gómez, (2002).

APÉNDICE D.20
ESTANDARIZACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA TUBERÍA DEL SISTEMA DE
TRANSPORTE NEUMÁTICO Y COEFICIENTE DE UNWIN

Fuente: Rachadell y Gómez, (2002).

**APÉNDICE D.21
FACTOR DE AJUSTE DE CAPACIDAD PARA DISTINTOS EQUIPOS**

EQUIPO	n
Ventilador c/motor	0.16-0.96
Tamiz	0.37-0.78
Compresor centrífugo	1.22
Secador atmosférico	0.36
Molino	0.41-0.84
Intercambiador	0.44-0.59

**APÉNDICE D.22
COSTOS APROXIMADOS DE LOS TRANSPORTADORES NEUMÁTICOS DE AÑO
1980**

TABLA 7-12 Costos aproximados de los transportadores neumáticos*

Productos: gránulos de plástico, cubos de 1/8 in (3.2 mm); densidad de masa: 30 lb/ft³ (481 kg/m³); longitud equivalente del sistema: 600 ft (183 m).

Velocidad de flujo		Diámetro interior de la tubería del transportador		hp requeridos	Gama de inversiones dólares†	
lb/h	(kg/h)	in	(mm)		Manual‡	Automático§
10 000	(4 536)	4	(100)	25	26 000	46 000
25 000	(11 340)	6	(155)	60	50 000	75 000
50 000	(22 680)	6	(155)	125	87 000	112 000
100 000	(45 360)	8	(205)	200	175 000	200 000

* De la Whitlock, Inc.

† Costos de 1980. El equipo incluye embalaje de motor y ventilador, receptores ciclónicos, conexiones de descarga a vagones del ferrocarril, entrelazamientos de nivel elevado para detener la combinación de motor y ventilador cuando los silos llegan al nivel de llenado máximo, así como todas las tuberías necesarias. La instalación no se incluye.

‡ El sistema incluye un conjunto mínimo de controles, con la mayor parte de las operaciones reguladas en forma manual, incluyendo los cambios de las líneas de alimentación a los silos de almacenamiento.

§ El sistema incluye la realización automática de la mayoría de las operaciones, los cambios de líneas de alimentación a los silos se realizan mediante válvulas distribuidoras, manejadas automáticamente por controles de nivel en los silos.

Fuente: Perry y Cols., (2000).

APÉNDICE D.23
FACTORES DE INTERES AL 15% CORRESPONDIENTE A PERIODOS
COMPUESTOS

$i = 15\%$

Factores de interés al 15% correspondientes a periodos compuestos discretos

n	PAGO SIMPLE		SERIE UNIFORME				Factor de serie aritmética	n
	Factor de capitalización	Factor de actualización	Factor de recuperación de capital	Factor de actualización	Factor del fondo de amortización	Factor de capitalización		
	(S/P _{i,n})	(P/S _{i,n})	(R/P _{i,n})	(P/R _{i,n})	(R/S _{i,n})	(S/R _{i,n})		
1	1.1500	.86957	1.1500	.8696	1.0000	1.000	.0000	1
2	1.3225	.75614	.61512	1.6257	.46512	2.1499	.4651	2
3	1.5208	.65752	.43798	2.2832	.28798	3.4724	.9071	3
4	1.7490	.57175	.35027	2.8549	.20027	4.9933	1.3262	4
5	2.0113	.49718	.29832	3.3521	.14832	6.7423	1.7227	5
6	2.3130	.43233	.26424	3.7844	.11424	8.7536	2.0971	6
7	2.6600	.37594	.24036	4.1604	.09036	11.066	2.4498	7
8	3.0590	.32690	.22285	4.4873	.07285	13.726	2.7813	8
9	3.5178	.28426	.20957	4.7715	.05957	16.785	3.0922	9
10	4.0455	.24719	.19925	5.0187	.04925	20.303	3.3831	10
11	4.6523	.21494	.19107	5.2337	.04107	24.349	3.6549	11
12	5.3502	.18691	.18448	5.4206	.03448	29.001	3.9081	12
13	6.1527	.16253	.17911	5.5831	.02911	34.351	4.1437	13
14	7.0756	.14133	.17469	5.7244	.02469	40.504	4.3623	14
15	8.1369	.12290	.17102	5.8473	.02102	47.579	4.5649	15
16	9.3575	.10687	.16795	5.9542	.01795	55.716	4.7522	16
17	10.761	.09293	.16537	6.0471	.01537	65.074	4.9250	17
18	12.375	.08081	.16319	6.1279	.01319	75.835	5.0842	18
19	14.231	.07027	.16134	6.1982	.01134	88.210	5.2307	19
20	16.366	.06110	.15976	6.2593	.00976	102.44	5.3651	20
21	18.821	.05313	.15842	6.3124	.00842	118.80	5.4883	21
22	21.644	.04620	.15727	6.3586	.00727	137.62	5.6010	22
23	24.891	.04018	.15628	6.3988	.00628	159.27	5.7039	23
24	28.624	.03493	.15543	6.4337	.00543	184.16	5.7978	24
25	32.918	.03038	.15470	6.4641	.00470	212.78	5.8834	25
26	37.856	.02642	.15407	6.4905	.00407	245.70	5.9612	26
27	43.534	.02297	.15353	6.5135	.00353	283.56	6.0318	27
28	50.064	.01997	.15306	6.5335	.00306	327.09	6.0959	28
29	57.574	.01737	.15265	6.5508	.00265	377.16	6.1540	29
30	66.210	.01510	.15230	6.5659	.00230	434.73	6.2066	30
31	76.141	.01313	.15200	6.5791	.00200	500.94	6.2541	31
32	87.563	.01142	.15173	6.5905	.00173	577.08	6.2970	32
33	100.69	.00993	.15150	6.6004	.00150	664.65	6.3356	33
34	115.80	.00864	.15131	6.6091	.00131	765.34	6.3705	34
35	133.17	.00751	.15113	6.6166	.00113	881.14	6.4018	35
40	267.85	.00373	.15056	6.6417	.00056	1779.0	6.5167	40
45	538.75	.00186	.15028	6.6543	.00028	3585.0	6.5829	45
50	1083.6	.00092	.15014	6.6605	.00014	7217.4	6.8204	50

Fuente: Alvarado y Betancourt, 2005.

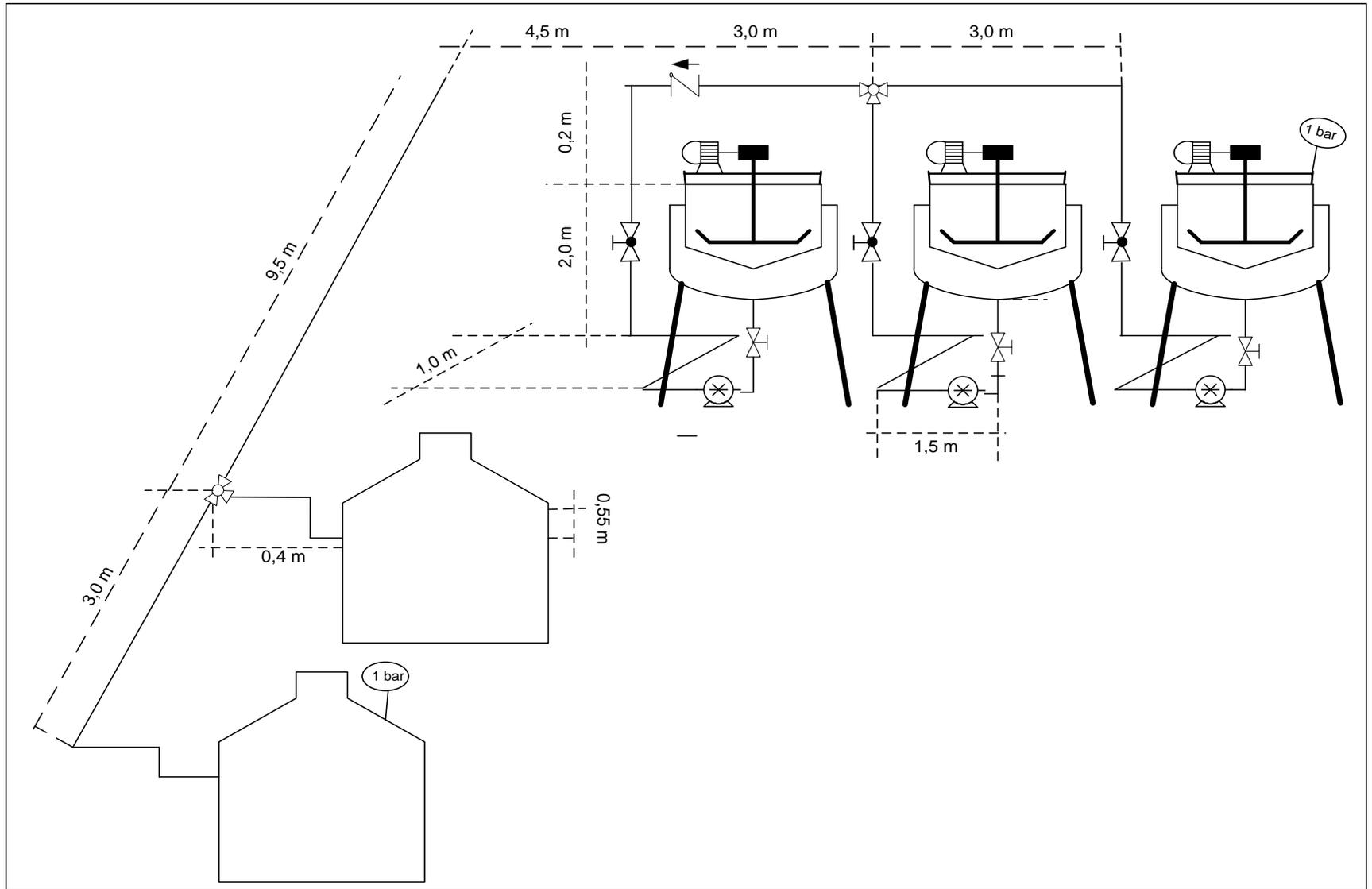


Figura E.4. Diagrama Isométrico del concentrado a 80 °C

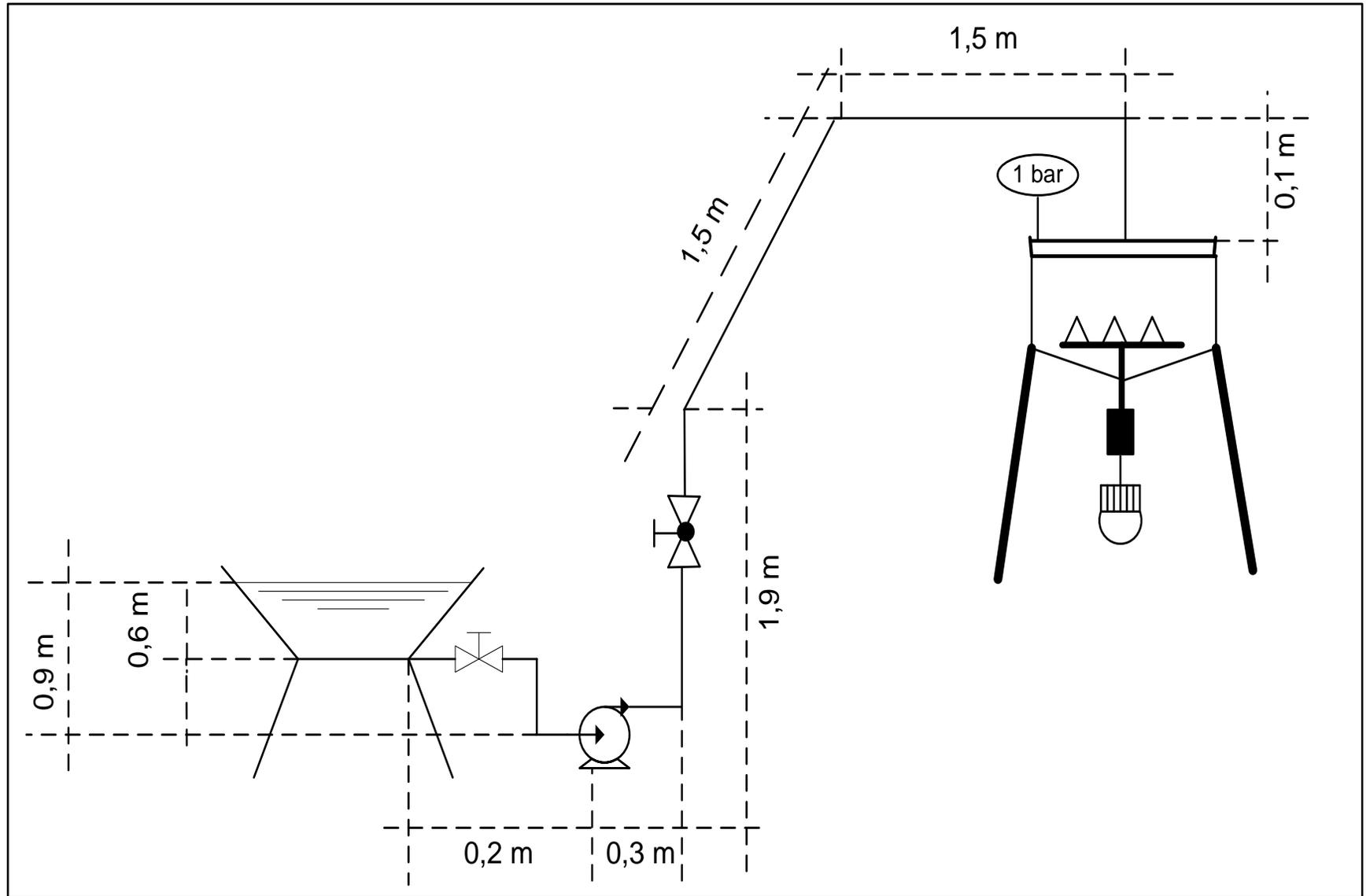


Figura E.2. Diagrama Isométrico del agua a 80 °C

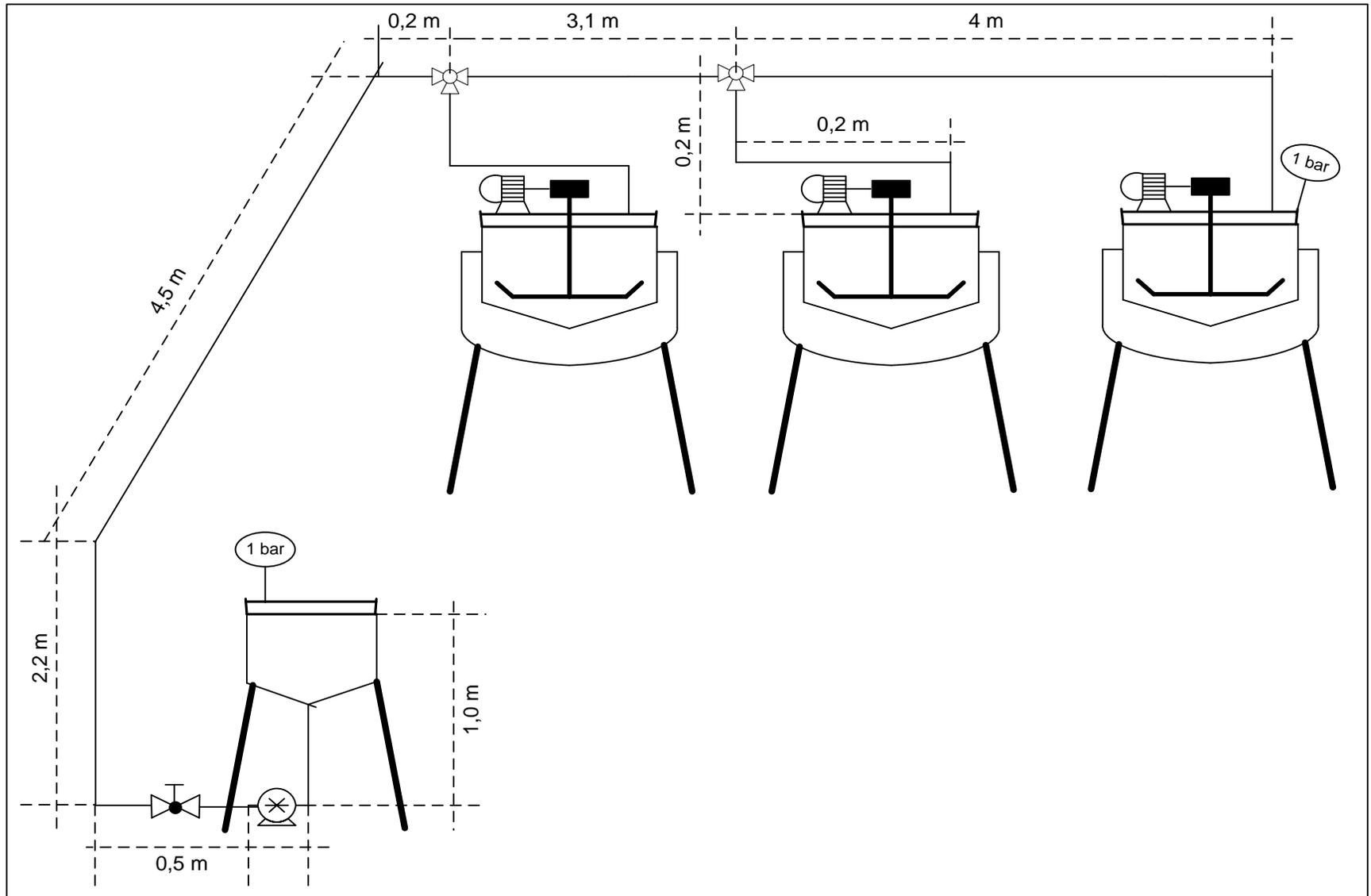


Figura E.3 Diagrama Isométrico del traslado de pulpa de fruta o estabilizante “A” a los mezcladores.

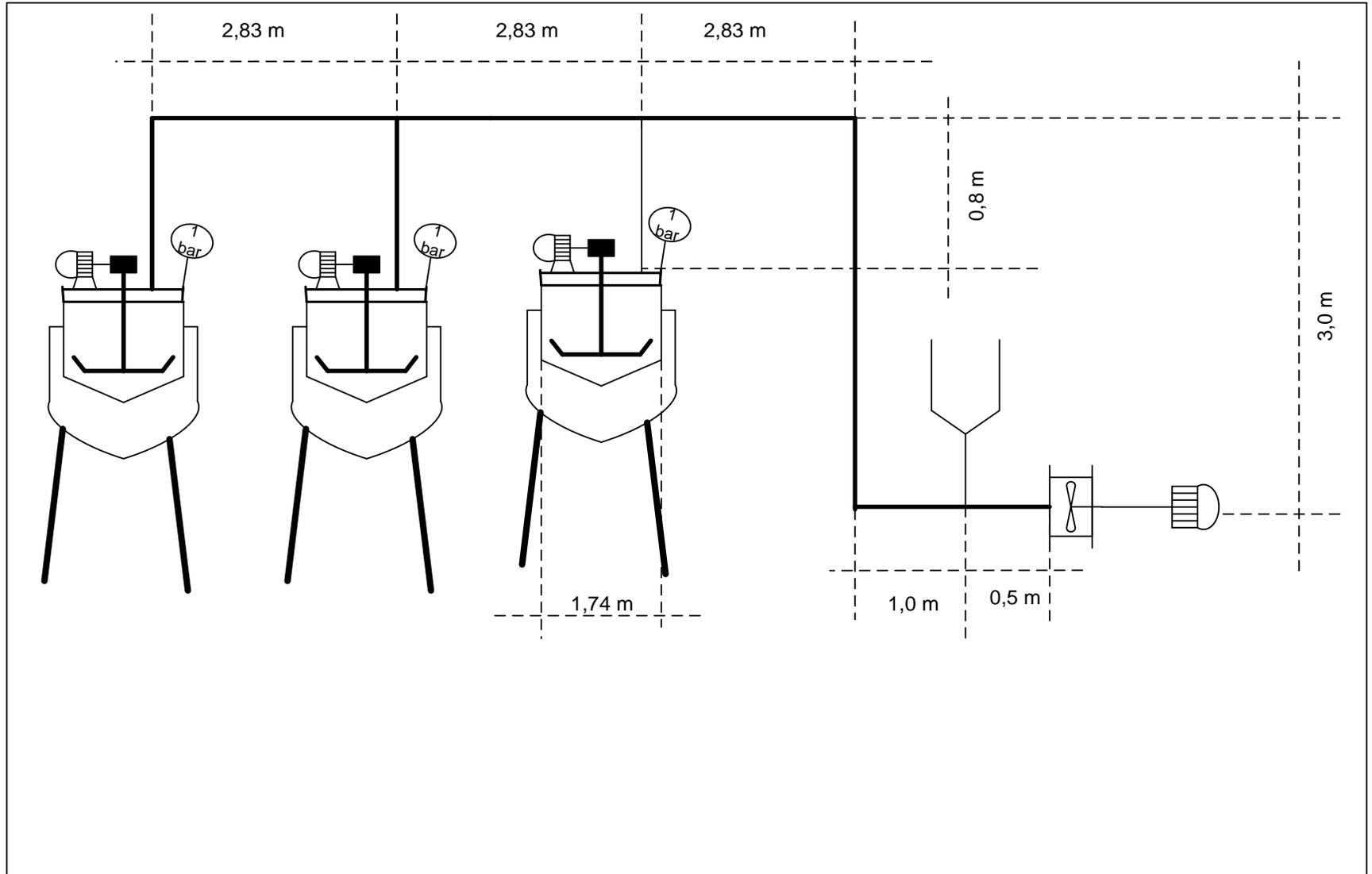


Figura E.5. Diagrama isométrico del sistema de transporte neumático para el azúcar.

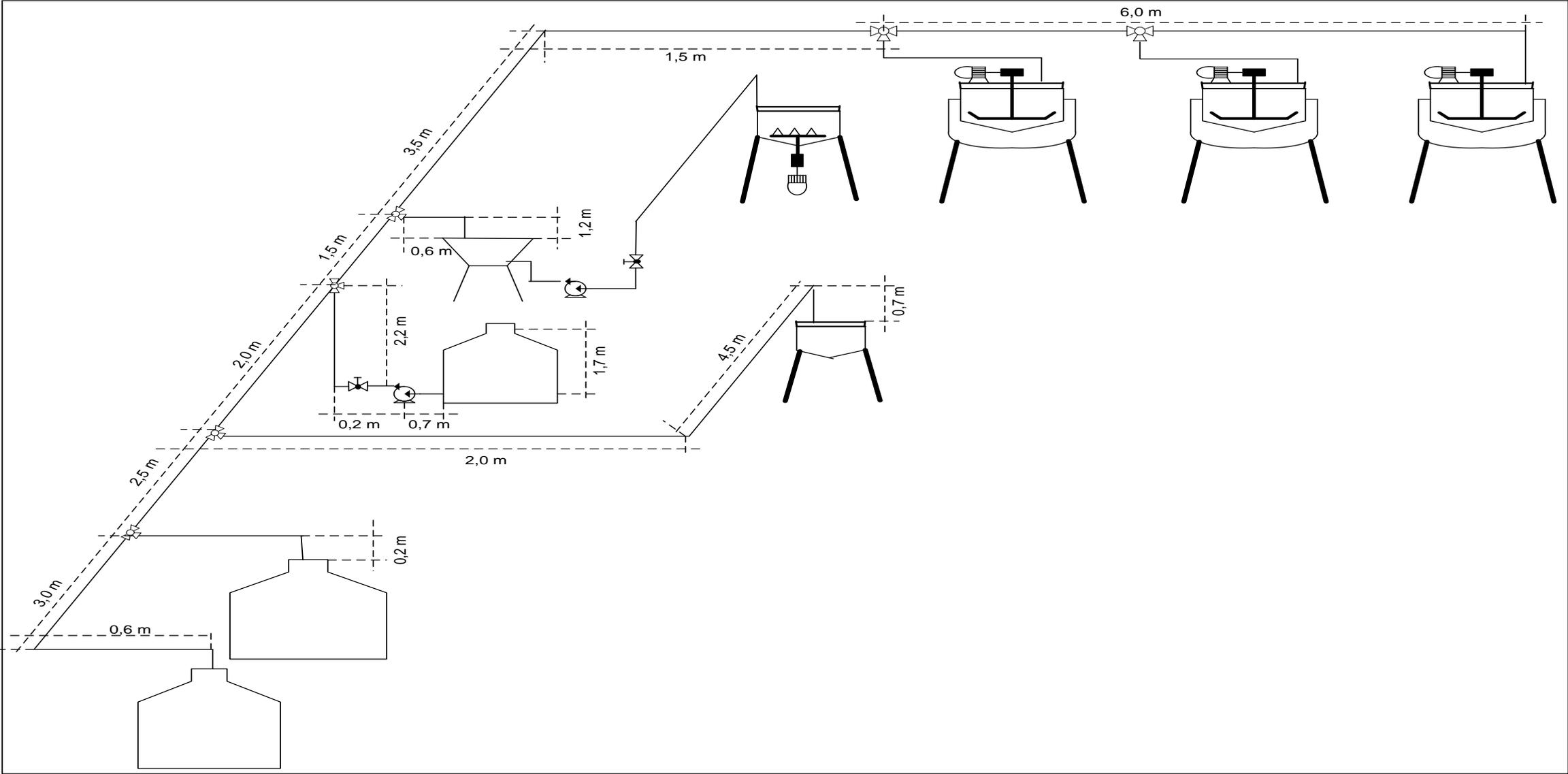


Figura E.1 Diagrama Isométrico del agua a 30 °C

ANEXOS

Cálculo de la presión de su

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA				
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$D_i (pie)$	e (pie)
1	0,0266	0,000555716	0,087270341	0,00015
1 ^{1/4} "	0,0351	0,000967618	0,11515748	0,00015
1 ^{1/2} "	0,0409	0,001313821	0,134186352	0,00015
2"	0,0525	0,002164752	0,172244094	0,00015
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015
3"	0,07793	0,004769786	0,255675853	0,00015
3 ^{1/2} "	0,09012	0,006378696	0,295669291	0,00015
4"	0,10226	0,008212986	0,335498688	0,00015
5"	0,12819	0,012906183	0,420570866	0,00015
6"	0,15405	0,018638584	0,505413386	0,00015
8"	0,20272	0,032276223	0,665091864	0,00015
10"	0,25451	0,05087439	0,835006562	0,00015
12"	0,30323	0,072216069	0,994849081	0,00015
Primer paso conseguir la velocidad y diámetro				
Flujo (Kg/min)	Flujo (Kg/s)	Caudal (m ³ /s)	Caudal (gpm)	Velocidadreco(m/s)
100	1,66666667	0,001714978	27,18590597	0,105
Segundo paso conseguir las				
Reynolds (adim)	Fd (adim)	densidad (g/cm ³)	μ cinemática (centistoke)	μ cinemática (SSU)
13,47344572	4,75008408	0,97183	3086,959653	14307,13191
VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD E				
Accesorio	Cantidad	L/D	factor de corrección (fc)	LE/D para laminar
Codo 90°	1	30	0,5	15
entrada	1		0,5	
válvula (comp)	0	13	0,5	0
Total				15
Presión de succión				
VI (m/s)	ZI (m)	PI (psig)	Vs (m/s)	Zs (m)
0	1	0	0,792228254	0

Cálculo de la presión de

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA				
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$D_i (pie)$	e (pie)
1	0,0266	0,000555716	0,087270341	0,00015
1 ^{1/4} "	0,0351	0,000967618	0,11515748	0,00015
1 ^{1/2} "	0,0409	0,001313821	0,134186352	0,00015
2"	0,0525	0,002164752	0,172244094	0,00015
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015
3"	0,07793	0,004769786	0,255675853	0,00015
3 ^{1/2} "	0,09012	0,006378696	0,295669291	0,00015
4"	0,10226	0,008212986	0,335498688	0,00015
5"	0,12819	0,012906183	0,420570866	0,00015
6"	0,15405	0,018638584	0,505413386	0,00015
8"	0,20272	0,032276223	0,665091864	0,00015
10"	0,25451	0,05087439	0,835006562	0,00015
12"	0,30323	0,072216069	0,994849081	0,00015
Primer paso conseguir la velocidad y diámetro				
Flujo (Kg/min)	Flujo (Kg/s)	Caudal (m ³ /s)	Caudal (gpm)	Velocidadreco(m/s)
100	1,66666667	0,001714978	27,18590597	0,2
Segundo paso conseguir las				
Reynolds (adim)	Fd (adim)	densidad (g/cm ³)	μ cinemática (centistoke)	μ cinemática (SSU)
13,47344572	4,75008408	0,97183	3086,959653	14307,13191
VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD E				
Accesorio	Cantidad	L/D	factor de corrección (fc)	LE/D para laminar

Codo 90°	4	30	0,5	60
Salida	1		0,5	0
válvula globo	1	340	0,5	170
Válvula de 3 vías	2	140	0,5	140
T (paso recto)	0		0,5	0
Total				370

Presión de descarga				
VD (m/s)	ZD (m)	PD (psig)	VA (m/s)	ZA (m)
1,584456507	0	93116,25602	0,792228254	2

Hreq (m)	Pv(Kgf/m ²)	NPSHD (m)	Hp
98,85171729	317,628142	7,524410609	2,16666047

ccion (Bernoulli desde la flor del líquido (l) hasta la succión (s))

	Propiedades del fluido		
e/d	Viscosidad (cp)	Viscosidad (Kg/m*s)	Densidad (lb/pie ³)
0,001718797	3000	3	60,66937771
0,001302564			
0,001117848			
0,000870857			
0,00072907			
0,00058668			
0,000507324			
0,000447096			
0,000356658			
0,000296787			
0,000225533			
0,000179639	Longitud de tubería (m)	0,5	
0,000150777			

metro de la succión

Diámetrocal (m)	Diámetro establecido (m)	Velocidad real (m/s)
0,144208093	0,0525	0,792228254

pérdidas

Fc	Pérdidas (m)
0,5	3,780168441

EQUIVALENTES PARA FLUJO LAMINAR

k	multiplo	k para laminar
	-	
0,78	2	1,56
		1,56

Ps (Kgf/m ²)	Ps (psig)	Ps (psia)	Ps (Kgf/m ²) absoluta
-2732,970759	-3,887104296	10,8079957	7598,956441

descarga (Bernoulli desde la descarga (D) hasta la salida (A))

	Propiedades del fluido		
e/d	Viscosidad (cp)	Viscosidad (Kg/m*s)	Densidad (lb/pie ³)
0,001718797	3000	3	60,66937771
0,001302564			
0,001117848			
0,000870857			
0,00072907			
0,00058668			
0,000507324			
0,000447096			
0,000356658			
0,000296787			
0,000225533			
0,000179639	Longitud de tubería (m)	13	
0,000150777			

metro de la descarga

Diámetrocal (m)	Diámetro establecido (m)	Velocidad real (m/s)
0,10448869	0,0525	0,792228254

pérdidas

Fc	Pérdidas (m)
0,5	94,00750542

EQUIVALENTES PARA FLUJO LAMINAR

k	multiplo	k para laminar

	-	
1	2	2
	2	0
	2	0
0,4	2	0
		2

3

PA(Kgf/m ²)	PD (psig)	PD (psia)	Ps (Pa)
0	132,4392504	147,1343504	1014514,23

Densidad (Kg/m ³)
971,83

Densidad (Kg/m ³)
971,83

Cálculo de la presión de succión

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA

Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$D_i (pie)$	e (pie)
1	0,0266	0,000555716	0,087270341	0,00015
1 ^{1/4} "	0,0351	0,000967618	0,11515748	0,00015
1 ^{1/2} "	0,0409	0,001313821	0,134186352	0,00015
2"	0,0525	0,002164752	0,172244094	0,00015
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015
3"	0,07793	0,004769786	0,255675853	0,00015
3 ^{1/2} "	0,09012	0,006378696	0,295669291	0,00015
4"	0,10226	0,008212986	0,335498688	0,00015
5"	0,12819	0,012906183	0,420570866	0,00015
6"	0,15405	0,018638584	0,505413386	0,00015
8"	0,20272	0,032276223	0,665091864	0,00015
10"	0,25451	0,05087439	0,835006562	0,00015
12"	0,30323	0,072216069	0,994849081	0,00015

Primer paso conseguir la velocidad y diámetro

Flujo (Kg/min)	Flujo (Kg/s)	Caudal (m ³ /s)	Caudal (gpm)	Velocidad reco(m/s)
100	1,66666667	0,001443001	22,87452727	0,12

Segundo paso conseguir las propiedades físicas

Reynolds (adim)	Fd (adim)	densidad (g/cm ³)	μ cinemática (centistoke)	μ cinemática (SSU)
25,26271072	2,53337818	1,155	1385,281385	6000

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTE

Accesorio	Cantidad	L/D	factor de corrección (fc)	LE/D para laminar
Codo 90°	1	30	0,5	15
entrada	1		0,5	
válvula (comp)	1	13	0,5	6,5
Total				21,5

Presión de succión

VI (m/s)	ZI (m)	PI (psig)	Vs (m/s)	Zs (m)
0	1	0	0,66658977	0

Cálculo de la presión de succión

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA

Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$D_i (pie)$	e (pie)
1	0,0266	0,000555716	0,087270341	0,00015
1 ^{1/4} "	0,0351	0,000967618	0,11515748	0,00015
1 ^{1/2} "	0,0409	0,001313821	0,134186352	0,00015
2"	0,0525	0,002164752	0,172244094	0,00015
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015
3"	0,07793	0,004769786	0,255675853	0,00015
3 ^{1/2} "	0,09012	0,006378696	0,295669291	0,00015
4"	0,10226	0,008212986	0,335498688	0,00015
5"	0,12819	0,012906183	0,420570866	0,00015
6"	0,15405	0,018638584	0,505413386	0,00015
8"	0,20272	0,032276223	0,665091864	0,00015
10"	0,25451	0,05087439	0,835006562	0,00015
12"	0,30323	0,072216069	0,994849081	0,00015

Primer paso conseguir la velocidad y diámetro

Flujo (Kg/min)	Flujo (Kg/s)	Caudal (m ³ /s)	Caudal (gpm)	Velocidad reco(m/s)
100	1,66666667	0,001443001	22,87452727	0,205

Segundo paso conseguir las propiedades físicas

Reynolds (adim)	Fd (adim)	densidad (g/cm ³)	μ cinemática (centistoke)	μ cinemática (SSU)

25,26271072	2,53337818	1,155	1385,281385	6000
VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQ				
Accesorio	Cantidad	L/D	factor de corrección (fc)	LE/D para laminar
Codo 90°	6	30	0,5	90
Salida	1		0,5	0
válvula globo	1	340	0,5	170
Válvula de 3 vías	2	140	0,5	140
T (paso recto)	0		0,5	0
Válvula de retención	2	135	0,5	135
Total				535
				Presión de descarga
VD (m/s)	ZD (m)	PD (psig)	VA (m/s)	ZA (m)
0,66658977	0	73356,69342	0,66658977	2

Hreq (m)	Pv(Kgf/m ²)	NPSHD (m)	Hp
64,37478506	4827,45	3,948625752	1,410985119

Aspiración (Bernoulli desde la flor del líquido (I) hasta la succión (s))

Propiedades del fluido			
e/d	Viscosidad (cp)	Viscosidad (Kg/m*s)	Densidad (lb/pie ³)
0,001718797	1600	1,6	72,10430965
0,001302564			
0,001117848			
0,000870857			
0,00072907			
0,00058668			
0,000507324			
0,000447096			
0,000356658			
0,000296787			
0,000225533			
0,000179639	Longitud de tubería (m)	0,5	
0,000150777			

Anterior de la succión

Diámetrocal (m)	Diámetro establecido (m)	Velocidad real (m/s)
0,123736498	0,0525	0,66658977

Pérdidas

Fc	Pérdidas (m)
0,5	1,817155373

EQUIVALENTES PARA FLUJO LAMINAR

k	multiplo	k para laminar
	-	
0,78	2	1,56
		1,56

Ps (Kgf/m ²)	Ps (psig)	Ps (psia)	Ps (Kgf/m ²) absoluta
-969,9988909	-1,379629417	13,31547058	9361,928309

Descarga (Bernoulli desde la descarga (D) hasta la salida (A))

Propiedades del fluido			
e/d	Viscosidad (cp)	Viscosidad (Kg/m*s)	Densidad (lb/pie ³)
0,001718797	1600	1,6	72,10430965
0,001302564			
0,001117848			
0,000870857			
0,00072907			
0,00058668			
0,000507324			
0,000447096			
0,000356658			
0,000296787			
0,000225533			
0,000179639	Longitud de tubería (m)	28,1	
0,000150777			

Anterior de la descarga

Diámetrocal (m)	Diámetro establecido (m)	Velocidad real (m/s)
0,094669811	0,0525	0,66658977

Pérdidas

Fc	Pérdidas (m)

0,5	61,51228867
-----	-------------

EQUIVALENTES PARA FLUJO LAMINAR

k	multiplo	k para laminar
	-	
1	2	2
	2	0
	2	0
0,4	2	0
		2

PA(Kgf/m ²)	PD (psig)	PD (psia)	Ps (Pa)
0	104,3352246	119,0303246	820732,601

Densidad (Kg/m ³)
1155

Densidad (Kg/m ³)
1155

Cálculo previo

Bernoulli I-S Succión de la bomba

ρ (kg / m ³)	Masa (m) kg	ρ (kg / m ³)	t(requerido) min	\dot{m} (kg / min)
60,66936493	200	971,83	1	200

Bernoulli 1

VI (m/s)	VS (m/s)	ZI (m)	ZS (m)
0	1,584456507	0,9	1,8

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)
1,584456507	9,8	2,05E-02	0,4

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVA

Accesorio	Cantidad	L _E /D
Codo 90º	1	30
T(paso recto)	0	20
T(usada L)	0	60
entrada	1	
salida	0	
medidor(agua)	0	
unión	0	
válvula (compuerta)	1	13
válvula globo	0	450
válvula bola	0	13
total		

Bernoulli D-A descarga de la bomba

ρ (kg / m ³)	Masa (m) kg	ρ (kg / m ³)	t(requerido) min	\dot{m} (kg / min)
60,66936493	200	971,83	1	200

Bernoulli

VA (m/s)	VD (m/s)	ZA (m)	ZD (m)
1,584456507	0	1,8	0

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)
1,584456507	9,8	2,11E-02	5,2

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDA:

Accesorio	Cantidad	L _E /D
Codo 90º	4	30
T(paso recto)	0	20
T(usada L)	0	60
entrada		
salida	1	
medidor(agua)	0	

unión	0	
válvula (compuerta)		13
válvula globo	1	340
válvula bola	0	13
total		

hl1(m)	hl2(m)
0,232627754	1,610808132

Bernoulli I-A Hrequerido

VI (m/s)	VA (m/s)	ZI (m)	ZA (m)
1,584456507	0	0,9	1,8

Vs(m/s)	g(m/s ²)	Ps(kgf/m ²)	Pv(kgf/m ²)
1,584456507	9,8	9559,579265	4827,45

$\mu_1(\varphi)$	0,38
------------------	------

Q (m^3 / min)	$\mu_1(\text{kg}/(\text{m}^* \text{s}))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd
0,20579731	0,00038	1,58445651	0,0525	212738,617	2,05E-02

hl (m)	g(m/s ²)	$\rho(\text{kg}/\text{m}^3)$	PI(kgf/m ²)	PS(kgf/m ²)
0,232627754	9,8	971,83	0	-773,051022

Di(m)	Le/D	K	hl(m)
0,0525	43	0,78	0,23262775

P (sig)
-1,09951046
P
13,5965895

LENTES 1"		
L_E/D_{subtotal}	K	K_{subtotal}
30		
0		
0		
	0,78	0,78
	1	0
	0,04	0
13		
0		
0		
43		0,78

$\mu_1(\varphi)$	0,38
------------------	------

$(m^3 Q / \text{min})$	$\mu_1(\text{kg}/(\text{m}^* \text{s}))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd
0,20579731	0,00038	1,58445651	0,0525	212738,617	2,11E-02

hl (m)	g(m/s ²)	$\rho(\text{kg}/\text{m}^3)$	PA(kgf/m ²)	PD(kgf/m ²)
1,610808132	9,8	971,83	0	3439,20432

Di(m)	Le/D	K	hl(m)
0,0525	460	0,78	1,61080813

P (sig)
4,89158028
P
19,5876803

S Y LONGITUD EQUIVALENTES 1"		
L_E/D_{subtotal}	K	K_{subtotal}
120		
0		
0		
0	0	0,78
0		0

	0,04	0
0		
340		
0		
460		0,78

hlt (m)	g(m/s ²)	$\rho(kg / m^3)$	Pl(kgf/m ²)	PA	Hreq(m)
1,843435885	9,8	971,83	0	0	2,74085261

$\rho(kg / m^3)$	NPSHd
971,83	4,99738423

Q (gpm)
54,36589781

Pa(psi)
14,6961

9559,579265

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE			
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$Di (pie)$
1	0,0266	0,00055572	0,08727034
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339

Q (gpm)
54,36589781

Pa(psi)
14,6961

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA

Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$Di (pie)$
1	0,0266	0,00055572	0,08727034
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339





LA TUBERÍA	
e (pie)	e/d
0,00015	0,0017188
0,00015	0,00130256
0,00015	0,00111785
0,00015	0,00087086
0,00015	0,00072907
0,00015	0,00058668
0,00015	0,00050732
0,00015	0,0004471
0,00015	0,00035666
0,00015	0,00029679



e (pie)	e/d
0,00015	0,0017188
0,00015	0,00130256
0,00015	0,00111785
0,00015	0,00087086
0,00015	0,00072907
0,00015	0,00058668
0,00015	0,00050732
0,00015	0,0004471
0,00015	0,00035666
0,00015	0,00029679

Cálculo previo

Bernoulli 1 (I-succión)

 $\mu_1 (\varphi)$

$\rho(kg/m^3)$	Masa (m) kg	$\rho(kg/m^3)$	t(requerido) min	$\dot{m}(kg/min)$	Q(m3/min)
62,2450467	350	997,07	1	350	0,35102851

Bernoulli 1

VS (m/s)	VI (m/s)	ZS (m)	ZI (m)	hI (m)
2,702607784	0	0	1,36	0,7745626

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)	Di(m)
2,702607784	9,8	2,31E-02	0,7	0,0525

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 1

Accesorio	Cantidad	L_E/D	$L_E/D_{subtotal}$
Codo 90°	1	30	30
T(paso recto)	0	20	0
T(usada L)	0	60	0
entrada	1		
salida	0		
medidor(agua)	0		
unión	0		
válvula (compuerta)	1	13	13
válvula globo	0	450	0
Válvula 3 vía	0	140	0
total			43

Cálculo previo

Bernoulli (F-E)

 $\mu_1 (\varphi)$

$\rho(kg/m^3)$	Masa (m) kg	$\rho(kg/m^3)$	t(requerido) min	$\dot{m}(kg/min)$	Q(m3/min)
62,2450467	100	997,07	1	100	0,10029386

Bernoulli 1

VF (m/s)	VE (m/s)	ZF (m)	ZE (m)	hI (m)
0,772173653	0,772173653	0	0,2	0,29221164

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)	Di(m)
0,772173653	9,8	2,69E-02	6,3	0,0525

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 1

Accesorio	Cantidad	L/D	$L/D_{subtotal}$
Codo 90°	2	30	60
T(paso recto)	0	20	0

T(usada L)	0	60	0
entrada	0		
salida	1		
medidor(agua)	0		
unión	0		
válvula (compuerta)	0	13	0
válvula globo	0	450	0
Válvula 2 vía	1	140	140
total			200

Bernoulli 3(F-D)

$\mu_1(\varphi)$

$\rho(kg/m^3)$	Masa (m) kg	$\rho(kg/m^3)$	t(requerido) min	$\dot{m}(kg/min)$	Q(m^3/min)
62,2450467	50	997,07	1	50	0,05014693

Bernoulli

VF (m/s)	VD (m/s)	ZF (m)	ZD (m)	hl (m)
0,386086826	0,386086826	0	0,7	0,03986651

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)	Di(m)
0,386086826	9,8	2,99E-02	5,2	0,0525

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 1

Accesorio	Cantidad	L/D	$L/D_{subtotal}$
Codo 90°	1	30	30
T(paso recto)	0	20	0
T(usada L)	0	60	0
entrada	0		0
salida	1		0
medidor(agua)	0		
unión	0		
válvula (compuerta)	1	13	13
válvula globo	0	340	0
válvula 2 vía	0	140	0
total			43

Bernoulli 4(G-A)

$\mu_1(\varphi)$

$\rho(kg/m^3)$	Masa (m) kg	$\rho(kg/m^3)$	t(requerido) min	$\dot{m}(kg/min)$	Q(m^3/min)
62,2450467	200	997,07	1	200	0,20058772

Bernoulli

VG (m/s)	VA (m/s)	ZG (m)	ZA (m)	hl (m)
0,000894	0	0	0,1	1,48106948

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)	Di(m)
1,544347305	9,8	2,00E-02	14,1	0,0525

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 1

Accesorio	Cantidad	L/D	$L/D_{subtotal}$
Codo 90°	2	30	60
T(paso recto)	0	20	0
T(usada L)	0	60	0
entrada	0		0
salida	0		0
medidor(agua)	0		
unión	0		
válvula (compuerta)	0	13	0
válvula globo	0	340	0
válvula 3 vía	2	140	280
total			340

Bernoulli 5(descarga-A)

$\mu_1 (\varphi)$

$\rho(kg/m^3)$	Masa (m) kg	$\rho(kg/m^3)$	t(requerido) min	$\dot{m}(kg/min)$	Q(m^3 / min)
62,2450467	350	997,07	1	350	0,35102851

Bernoulli

VD (m/s)	VA (m/s)	ZD (m)	ZA (m)	hl (m)
2,702607784	2,702607784	0	2,1	9,73063278

V(m/s)	g(m/s ²)	Fd	Lt(m)	Di(m)
2,702607784	9,8	2,32E-02	18	0,0525

VALORES DE COEFICIENTES DE PERDIDAS Y LONGITUD EQUIVALENTES 1

Accesorio	Cantidad	L/D	$L/D_{subtotal}$
Codo 90°	4	30	120
T(paso recto)	0	20	0
T(usada L)	0	60	0
entrada	0		0
salida	1		0
medidor(agua)	0		
unión	0		
válvula (compuerta)	0	13	0
válvula globo	1	340	340
válvula 3 vía	2	140	280
total			740

Bernoulli 5(desde I-A)

VI (m/s)	VA (m/s)	ZI(m)	ZA (m)	hlt (m)
0	2,702607784	1,36	2,1	10,5051954

Vs(m/s)	g(m/s ²)	Ps (kgf/m ²)	Pv(kgf/m ²)	ρ (kg / m ³)
2,702607784	9,8	10120,47392	317,628142	997,07



0,894

$\mu_1 (kg / (m * s))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd	Q(gpm)	At(m2)
0,000894	2,70260778	0,0525	158245,168	2,31E-02	92,7319229	0,00216475

g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PS(kgf/m2)	PI(kgf/m2)	PS (kgf/m2)	PI(kgf/m2)
9,8	997,07			212,156364	-212,156364

Le/D	K	hl(m)
43	0,78	0,7745626

P (sig)	Pa(psi)
-0,30175	14,6961
P	
14,39435	10120,4739

"	
K	$K_{subtotal}$
0,78	0,78
1	0
0,04	0
	0,78



0,894

$\mu_1 (kg / (m * s))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd	Q(gpm)	At(m2)
0,000894	0,77217365	0,0525	45212,9051	2,69E-02	26,4948351	0,00216475

g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PF(kgf/m2)	PE(kgf/m2)
9,8	997,07	490,769463	0

Le/D	K	hl(m)
200	1	0,29221164

P (sig)	Pa(psi)
0,6980214	14,6961
PF1	
15,3941214	

"	
K	$k_{subtotal}$

0,78	0
1	1
0,04	0
	1

0,894

$\mu_1 (kg / (m * s))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd	Q(gpm)	At(m2)
0,000894	0,38608683	0,0525	22606,4525	2,99E-02	13,2474176	0,00216475

g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PF(kgf/m2)	PD(kgf/m2)
9,8	997,07	737,698705	0

Le/D	K	hl(m)
43	1	0,03986651

P (sig)	Pa(psi)
1,04922886	14,6961

PF2
15,7453289

"	
K	$k_{subtotal}$
0,78	0
1	1
0,04	0
	1

0,894

$\mu_1 (kg / (m * s))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd	Q(gpm)	At(m2)
0,000894	1,54434731	0,0525	90425,8102	2,00E-02	52,9896702	0,00216475

g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PG(kgf/m2)	PA(kgf/m2)
9,8	997,07	1576,43691	0

Le/D	K	hl(m)
340	0	1,48106948

P (sig)	Pa(psi)
2,2421662	14,6961
PG	
16,9382662	

"	
K	$k_{subtotal}$
0,78	0
1	0
0,04	0
	0



0,894

$\mu_1 (kg / (m * s))$	v(m/s)	Di(m)	Re	Fd	Q(gpm)	At(m2)
0,000894	2,70260778	0,0525	158245,168	2,32E-02	92,7319229	0,00216475

g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PD(kgf/m2)	PA(kgf/m2)
9,8	997,07	11795,969	0

Le/D	K	hl(m)
740	1	9,73063278

P (sig)	Pa(psi)
16,7774067	14,6961
P	
31,4735067	

"	
K	$k_{subtotal}$
0,78	0
1	1
0,04	0
	1



g(m/s2)	$\rho (kg / m^3)$	PI(kgf/m2)	PA	Hreq(m)
9,8	997,07	0	0	11,2525209

NPSHd

10,20431012

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA					
Dn(in)	Di(m)	At(m2)	<i>Di (pie)</i>	e (pie)	e/d
1	0,0266	0,00055572	0,08727034	0,00015	0,0017188
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748	0,00015	0,00130256
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635	0,00015	0,00111785
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409	0,00015	0,00087086
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015	0,00072907
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585	0,00015	0,00058668
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929	0,00015	0,00050732
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869	0,00015	0,0004471
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087	0,00015	0,00035666
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339	0,00015	0,00029679

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA					
Dn(in)	Di(m)	At(m2)	<i>Di (pie)</i>	e (pie)	e/d
1	0,0266	0,00055572	0,08727034	0,00015	0,0017188
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748	0,00015	0,00130256
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635	0,00015	0,00111785
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409	0,00015	0,00087086
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015	0,00072907
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585	0,00015	0,00058668
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929	0,00015	0,00050732
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869	0,00015	0,0004471
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087	0,00015	0,00035666
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339	0,00015	0,00029679

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA					
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$Di (pie)$	e (pie)	e/d
1	0,0266	0,00055572	0,08727034	0,00015	0,0017188
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748	0,00015	0,00130256
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635	0,00015	0,00111785
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409	0,00015	0,00087086
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015	0,00072907
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585	0,00015	0,00058668
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929	0,00015	0,00050732
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869	0,00015	0,0004471
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087	0,00015	0,00035666
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339	0,00015	0,00029679

LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA					
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$Di (pie)$	e (pie)	e/d
1	0,0266	0,00055572	0,08727034	0,00015	0,0017188
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748	0,00015	0,00130256
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635	0,00015	0,00111785
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409	0,00015	0,00087086
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015	0,00072907
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585	0,00015	0,00058668

3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929	0,00015	0,00050732
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869	0,00015	0,0004471
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087	0,00015	0,00035666
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339	0,00015	0,00029679



LONGITUD, DIAMETRO Y AREA DE LA TUBERÍA					
Dn(in)	Di(m)	$A_T (m^2)$	$Di (pie)$	e (pie)	e/d
1	0,0266	0,00055572	0,08727034	0,00015	0,0017188
1 ^{1/4} "	0,0351	0,00096762	0,11515748	0,00015	0,00130256
1 ^{1/2} "	0,0409	0,00131382	0,13418635	0,00015	0,00111785
2"	0,0525	0,00216475	0,17224409	0,00015	0,00087086
2 ^{1/2} "	0,06271	0,00308861	0,20574147	0,00015	0,00072907
3"	0,07793	0,00476979	0,25567585	0,00015	0,00058668
3 ^{1/2} "	0,09012	0,0063787	0,29566929	0,00015	0,00050732
4"	0,10226	0,00821299	0,33549869	0,00015	0,0004471
5"	0,12819	0,01290618	0,42057087	0,00015	0,00035666
6"	0,15405	0,01863858	0,50541339	0,00015	0,00029679

Masa (m) kg	ρ (kg/m ³)	Q (m ³ /min)
200	971,83	0,20579731
350	997,07	
50	1006	
140	997,07	

Tramos	Masa (m) kg	Q (m ³ /min)
F-E	100	0,1003
F-D	50	0,0501
D-A	350	0,351
G-A	200	0,2006

Q (m ³ /min)	Velocidad de flujo (m)	Cabecal requerido (m)
0,351	1,54	11,25252093

Velocidad de flujo	Cabecal requerido (m)	Cabecal de succión neto positivo
1,54	11,25252093	10,20431012

Di(m)	Pérdidas en el tramo de succión(m)
0,0525	0,232627754
0,0525	0,774562597
0,0525	3,780168441
0,0525	1,817155373

Pérdidas (h_{lta}) (m)	Presión de en el punto de bifurcación (psia)
0,29	15,39
0,04	15,75
9,73	31,47
1,48	16,94

Cabezal de succión neto positivo (m)	Presión de succión (psia)
10,20431012	14,39435

Presión de succión (psia)	Presión de descarga (psia)
14,39435	31,47350669

Perdidas en el tramo de descarga (m)	Fluido
1,610808132	Agua 80 °C
9,730632784	agua 25°C
94,00750542	Estabilizante
61,51228867	Concentrado

Velocidad de flujo (m)	
0,77	
0,39	
2,7	
1,54	

Presión de descarga (psia)
31,47350669

Potencia requerida (Hp)

Masa a manejar Kg	Densidad concentrado Kg/m3	Volumen m3
2000	1155	1,731601732
Dcilindro supuesto	Tg(20)=0,36	hcono
1,719788607	0,36	0,309561949

Masa a manejar	Densidad pulpa	Volumen
400	1006	0,397614314
Dsupuesto	Tg(20)=0,36	hcono
1,053185012	0,36	0,189573302

Densidad concentrado Kg/m3	Gravedad (m/s2)	altura fluido m
1155	9,8	1,100892956
3272,5	Ok	
10625	ok	
Espesor ecuacion 1 (pulg)	Espesor (mm)	Espesor ecuacion 2 (pulg)
0,11973871	3,041361601	0,059700432
Espesor debido a la corrosion		
tasa de corrosion (pulg)	Años de utilidad	espesor por corrosión (pulg)
0,002	10	0,02

Diametro del agitador	
Da (m)	
1,203852025	ok
Altura del agitador	
la (m)	
0,150481503	
Altura del agitador en la concha cilindrica	
0,263777002	

	pote
Reynolds	
871,8202869	
Potencia (Kgf/s)	
241,1919519	
Potencia del agitador (Hp)	
2,537527111	

Recipiente para el mezclador de concentrado	
Volumen total m3	
2,077922078	
vcono	Vcilindro
0,239699062	1,838223016

Recipiente para la pulpa	
Volumen total	
0,477137177	
vcono	Vcilindro
0,055049723	0,422087453

Espesor del mezclador	
Presión (Pa)	Presion (psi)
12461,00737	17,72329071
Espesor (mm)	Espesor seleccionado mm
1,516390142	3,041361601
espesor por corrosión (mm)	Espesor total de la concha cilindrica y conica (mm)
1,516390142	9,115503488

	N (rpm)
encia	50
Np	N (rev/s)
1,4	0,833333333
Potencia (Hp)	Visocsidad (Kg/m*s)
3,171908889	1,6

hcilin	hcilin/d	hlibre
0,791331007	0,46013272	0,1100893
hcilin	hcilin/d	hlibre
0,484510531	0,46004313	0,06740838

Eficiencia	Presion psi	Radio (m)	Radio (pulg)
0,85	10000	0,8598943	33,8541247
Espesor total de la concha cilindrica y conica (pulg)			
0,358878284			

Tipo de material	densidad (Kg/m3)	
Azúcar		720
pegajoso		
Polvo		
Muy fino		formulas de velocidad c
medianamente abrasivo	Para tuberías	
	12,5*raizcuadrada(W)	
W	Q	
	121,5	972
Va (pie/s)	Va (pie/min)	
	137,783798	8267,027882

Perdidas de presión onza/pulg2	Pérdidas debido a manguera
9,4921875	0

Perdidas de inercia (Hp)	Pérdidas en la línea (Hp)
1,51875	0,196535439
Perdidas totales (Lbs/pulg2)	Potencia(Hp)
2,035287408	18,87845931

altura de la linea (m)	altura de la linea (pie)
3	9,84252
Longitud de la linea (m)	Longitud de la linea (pie)
22,44	73,6220496

D(pie) estandarizado	ajuste caudal Qreal en tuberias
0,499999746	1623,22548

Perdidas totales (onza/pulg2)
12,36360177

Masa a manejar Kg	Densidad concentrado Kg/m3	Volumen m3
200	971,83	0,20579731
Dcilindro supuesto	Tg(20)=0,36	hcono
0,845	0,36	0,1521

Densidad concentrado Kg/m3	Gravedad (m/s2)	altura fluido m
1155	9,8	0,541769915
3272,5	Ok	
10625	ok	
Espesor ecuacion 1 (pulg)	Espesor (mm)	Espesor ecuacion 2 (pulg)
0,028787078	0,731191377	0,014373638
Espesor debido a la corrosion		
tasa de corrosion (pulg)	Años de utilidad	espesor por corrosión (pulg)
0,008	10	0,08

Diametro del agitador	
Da (m)	
0,5915	ok
Altura del agitador	
la (m)	
0,0739375	
Altura del agitador en la concha cilindrica	
0,129889972	

	p
Reynolds	
473,1894186	
Potencia (Kgfm/s)	
46,77055118	
	Potencia c
	0,49

Recipiente para el mezclador	
Volumen total m3	
	0,246956772
vcono	Vcilindro
	0,028432252
	0,21852452

Espesor del mezclador	
Presión (Pa)	Presion (psi)
	6132,293664
	8,721961244
Espesor (mm)	Espesor seleccionado mm
	0,731191377
espesor por corrosión (mm)	Espesor total de la concha cilindrica y conica (mm)
	0,36509022
	1,096281597

otencia
Np
1,4
Potencia (Hp)
0,615078264
el agitador (Hp)
2062611

hcilin	hcilin/d	hlibre
0,389669915	0,46114783	0,05417699

Eficiencia	Presion psi	Radio (m)	Radio (pulg)
0,85	10000	0,4225	16,6338673
Espesor total de la concha cilindrica y conica (pulg)			
0,108787078			